

McGraw - Hill
Profesional

**MANUALES
PRÁCTICOS**

Manual de soluciones rápidas y exactas para
los problemas cotidianos en la ingeniería de procesos

SOLUCIONES PRÁCTICAS

para el
ingeniero químico

SEGUNDA EDICIÓN

**Mc
Graw
Hill**

CARL R. BRANAN

SOLUCIONES PRÁCTICAS PARA EL INGENIERO QUÍMICO

Manual de soluciones rápidas y exactas para los problemas
cotidianos en la ingeniería de procesos

Carl R. Branan

Segunda Edición
(Primera edición en español)



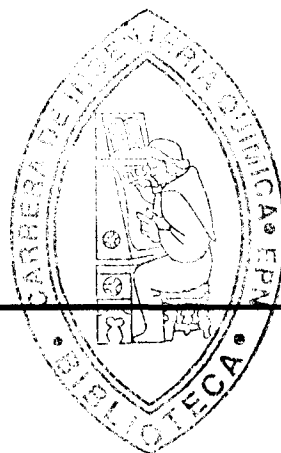
Traducción

Ingeniero José Hernán Pérez Castellanos

COMPR

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID
NUEVA YORK • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • SAN FRANCISCO
SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TORONTO



Contenido

COMPRA

SECCIÓN UNO Diseño del equipo

1

1: Flujo de fluidos, 2

Carga de velocidad	3
Caída de presión en la tubería	4
Longitud equivalente	4
Velocidades recomendadas	5
Flujo bifásico	7
Flujo compresible	9
Velocidad sónica	12
Medición	12
Válvulas de control	13
Válvulas de alivio de seguridad	16

2: Intercambiadores de calor, 19

TEMA	20
Guías de selección	25
Caída de presión, casco y tubo	27
Diferencia de temperaturas	29
Diámetro del casco	30
Velocidad máxima del lado del casco	30
Velocidad máxima en las toberas	31
Coefficientes de transferencia de calor	31
Resistencias de las incrustaciones	38
Resistencias de los metales	40
Condensadores al vacío	42
Intercambiadores de calor enfriados por aire: tiro forzado en comparación con el inducido	42
Intercambiadores de calor enfriados por aire: caída de presión del lado del aire	43
Intercambiadores de calor enfriados por aire: capacidad aproximada	44
Intercambiadores de calor enfriados por aire: control de la temperatura	46
Reglas empíricas diversas	48

3: Fraccionadoras, 49

Introducción	
Volatilidad relativa	
Reflujo mínimo	
Etapas mínimas	
Reflujo real y etapas teóricas reales	
Platos reales	
Eficiencia del plato	
Diámetro de los platos con casquetes de burbujeo	
Diámetro de los platos perforados con válvula (factor F)	
Diámetro de los platos perforados con válvula (Smith)	
Diámetro de los platos perforados con válvula (Lieberman)	
Diámetro de los platos inundados	
Diámetro de las fraccionadoras, generalidades	
Esquemas de control	
Técnicas de optimización	
Rehervidores	
Columnas empacadas	

4: Absorbedoras, 93

Introducción	
Diseño de una absorbadora de hidrocarburos	
Absorbedoras de hidrocarburos, optimización	
Del tipo inorgánico	

5: Bombas, 100

Leyes de afinidad	
Caballaje	
Eficiencia	
Flujo mínimo	
Sistema general de succión	
NPSH disponible para el sistema de succión	

iv Contenido

NPSH para el sistema de succión, para los estudios	104
NPSH para el sistema de succión, con gas disuelto	105
Impulsor más grande	105
Materiales de construcción	105

6: Compresoras, 108

Rangos de aplicación	109
Z generalizado	109
k generalizada	110
Cálculo del caballaje	111
Eficiencia	115
Elevación de la temperatura	117
Controles de las oscilaciones de la presión	117

7: Elementos motores, 118

Motores: eficiencia	119
Motores: tamaños de los arrancadores	120
Motores: factor de servicio	120
Motores: ecuaciones útiles	121
Motores: costos relativos	121
Motores: sobrecarga	122
Turbinas de vapor: consumo de vapor	122
Turbinas de vapor: eficiencia	122
Turbinas de gas: consumos de combustible	123
Motores de gas: consumos de combustible	125
Expansores de gases: energía disponible	125

8: Separadores/acumuladores, 126

Tiempo de residencia del líquido	127
Tiempo de residencia del vapor	128
Método de cálculo para vapor/líquido	129
Método de cálculo para líquido/líquido	131
Caída de presión	131
Espesor del recipiente	132
Lavadores de gas	132
Tanques de reflujo	132
Consejos generales sobre el diseño del recipiente	133

9: Calderas, 134

Plantas de energía	135
Controles	135
Eficiencia térmica	136
Entalpía del gas de la chimenea	137
Cantidad de gas en la chimenea	138
Estabilidad del colector de vapor	139

Desfogue del desaereador	140
Alcalinidad del agua	141
Control de la purga	141
Impurezas en el agua	141
Conductividad en relación con los sólidos disueltos	143
Sílice en el vapor	144
Aquebradización cáustica	144
Calor de desecho	146

10: Torres de enfriamiento, 149

Balances del sistema	150
Datos de temperaturas	150
Rendimiento	152
Estimación del rendimiento: historia de un caso	154
Unidades de transferencia	154

SECCIÓN DOS

Diseño del proceso

157

11: Refrigeración, 158

Tipos de sistemas	159
Estimación del caballaje por tonelada	159
Caballaje y servicio del condensador para refrigerantes específicos	160
Reemplazos del refrigerante	178
Sistema en cascada de etileno/propileno	179
Necesidades para las unidades de chorro de vapor	179
Necesidades para las unidades del tipo de absorción de amoníaco	182

12: Tratamiento de gases, 183

Introducción	184
Procesos de tratamiento de gases	184
Tratamiento de gases del tipo de reacción	186
Tratamiento de gases con solventes físicos	187
Del tipo físico/químico	187
Del tipo de carbonato	188
Del tipo intermitente con solución	188
Del tipo intermitente con lecho	188

13: Sistemas de vacío, 190

Chorros para producción de vacío	191
Sistemas típicos de chorro	192
Suministro de vapor	193

Medición de la infiltración de aire	194
Tiempo para hacer el vacío	194
Recomendaciones de diseño	195
Hoja de especificaciones del eyector.....	196

14: Transportación neumática, 198

Tipos de sistemas	199
Presiones diferenciales	200
Dimensionamiento del equipo	200

15: Mezclado, 202

Mezcladoras de una sola etapa	203
Mezcladoras de etapas múltiples	203
Puesta en contacto de gas/líquido	204
Mezclado de líquido/líquido	204
Mezclado de líquido/sólido	204
Aplicaciones de las mezcladoras	205
Tobera mezcladora con aro de refuerzo	206

SECCIÓN TRES

Diseño de la planta

207

16: Evaluación de procesos, 209

Introducción	210
Definición del estudio	210
Definición del proceso	212
Especificaciones de los límites de la batería	220
Especificaciones de las instalaciones adicionales	223
Inversiones de capital	227
Costos de operación	234
Aspectos económicos	237
Financiamiento	241

17: Confiabilidad, 243

18: Metalurgia, 246

Aquebradización	247
Agrietamiento por corrosión con esfuerzo	253
Ataque por hidrógeno	254
Corrosión por picadura	256
Escurrimiento plástico y vida hasta la ruptura por escurrimiento plástico	257
Formación de polvo metálico	259
Corrosión por ácido nafténico	261
Corrosión por cenizas de combustible	262

Fatiga térmica	264
Desgaste abrasivo	266
Tenacidad de las tuberías	267
Errores comunes relacionados con la corrosión	268

19: Seguridad, 269

Estimación del LEL y del punto de inflamación	270
Capa de gas inerte en los tanques	270
Purgado del equipo	272
Carga estática proveniente del flujo de fluidos	273
Inflamabilidad de las mezclas	276
Múltiples de alivio	279
Ventilación natural	285

20: Controles, 286

Introducción	287
Capacidad adicional para el control de procesos	287
Limitaciones del controlador	288
Falsa economía	288
Definiciones de modos de control	289
Comparaciones de los modos de control	289
Modo de control en relación con la aplicación	289
Controles neumáticos en comparación con los electrónicos	290
Cromatógrafos de procesos	290

SECCIÓN CUATRO

Operaciones

293

21: Detección de fallas, 294

Introducción	295
Fraccionamiento: listas de verificación	295
Fraccionamiento: problemas de operación	299
Fraccionamiento: problemas mecánicos	306
Flujo de fluidos	309
Refrigeración	310
Calentadores de tubo de humo	311
Válvulas de alivio de seguridad	312
Tratamiento de gases	313
Compresoras	317
Medición	319

22: Arranque, 320

Introducción	321
Ajustes para los controles	321

Causas probables de problemas en los controles	322
Listas de verificación	324
 23: Conservación de la energía, 328	
Oxígeno objetivo en exceso	329
Pérdida de calor en la chimenea	330
Punto de rocío de los gases de la chimenea	330
Valores equivalentes de combustibles	332
Sistemas de recuperación de calor	333
Eficiencia del proceso	334
Trampas de vapor	335
Expansores de gases	337
Fraccionamiento	338
Materiales aislantes	338
 24: Modelado de procesos aplicando la programación lineal, 339	
 25: Propiedades, 345	
Introducción	346
Propiedades físicas aproximadas	346
Viscosidad de líquidos	347
Humedad relativa	351
Tensión superficial	351
Coefficientes de difusión de gases	352
Agua e hidrocarburos	354
Temperatura de hidratación del gas natural	358
Gases inorgánicos en el petróleo	360
Densidad de la espuma	362
Diámetro equivalente	363
Temperatura de autoignición	365
Energía libre de Gibbs de formación	370
Nuevos refrigerantes	380

Apéndices **381**

Apéndice 1: Programación de computadoras, 382	
Apéndice 2: Sistemas de Información geográfica, 384	
Apéndice 3: Ideas de Internet, 386	
Apéndice 4: Administración de la seguridad de procesos, 389	
Apéndice 5: Métodos abreviados de hágalo usted mismo, 391	
Apéndice 6: Panorama para los estudiantes de Ingeniería, 398	
Apéndice 7: Iniciativas modernas de administración, 401	
Apéndice 8: Hojas de especificaciones del proceso, 402	
Hoja de datos del recipiente	403
Hoja de datos del intercambiador de calor de casco y tubos	404
Hoja de datos del intercambiador de tubo doble (aleta en G)	405
Hoja de datos del intercambiador enfriado por aire (aleta-ventilador)	406
Hoja de datos del calentador de fuego directo	407
Hoja de datos de la bomba centrífuga (horizontal o vertical)	408
Hoja de datos de la bomba (turbina vertical — cámara o propulsor)	409
Hoja de datos del tanque	410
Hoja de datos de la torre de enfriamiento	411

Índice, 415

S E C C I Ó N U N O

Diseño del equipo

Carga de velocidad

Dos de las ecuaciones más útiles y básicas son

$$\Delta h = \frac{u^2}{2g} \quad (1)$$

$$\Delta P (V) + \frac{\Delta u^2}{2g} + \Delta Z + E = 0 \quad (2)$$

en donde Δh = Pérdida de carga en pies del fluido en movimiento

u = Velocidad, en ft/s

g = 32.2 ft/s²

P = Presión, en lb/ft²

V = Volumen específico, en ft³/lb

Z = Elevación, en pies

E = Pérdida de carga debido a la fricción, en pies del fluido en movimiento

En la ecuación 1, Δh se llama "carga de velocidad". Esta expresión tiene una amplia utilidad que muchos no aprecian. Se usa "como es" para

1. Dimensionar los agujeros en un rociador
2. Calcular la fuga por un agujero pequeño
3. Dimensionar un orificio de restricción
4. Calcular el flujo con un tubo pitot

Con un coeficiente, se usa para

1. Cálculos de orificios
2. Relacionar las pérdidas por accesorios, etcétera.

Para un rociador que consiste en un tubo largo que tiene pequeños agujeros taladrados a lo largo de su extensión, la ecuación 1 se aplica en forma directa. Esto se debe a que el diámetro del agujero y el tramo que el fluido recorre al pasar a través de ese agujero tienen dimensiones semejantes. Por otra parte, un orificio necesita un coeficiente en la ecuación 1, porque el diámetro del agujero tiene una dimensión mucho más

grande que el tramo de recorrido (digamos 1/8 in, para muchos orificios). Los orificios se estudiarán con el título de "Medición", en este capítulo.

Para los fluidos compresibles se debe tener cuidado en el sentido de que, cuando se alcanza la velocidad sónica o de "ahogo", disminuir más la presión corriente abajo no produce flujo adicional. Esto ocurre con una relación de las presiones absolutas, corriente arriba a la de corriente abajo, de más o menos 2:1. El flujo crítico debido a la velocidad sónica prácticamente no tiene aplicación para los líquidos. La velocidad del sonido en los líquidos es muy elevada. Véase "Velocidad sónica", más adelante en este capítulo.

Todavía se puede sacar más provecho de $\Delta h = u^2/2g$ cuando se le usa con la ecuación 2, la cual es la famosa ecuación de Bernoulli. Los términos son

1. El cambio en el producto PV
2. El cambio en la energía cinética o "carga de velocidad"
3. El cambio en la elevación
4. La pérdida por fricción

Éstos contribuyen a la pérdida de carga al fluir en un tubo. Sin embargo, existen muchas situaciones en las que por azar, o a propósito, la carga $u^2/2g$ se convierte en PV, o viceversa.

Se cambia a propósito, de manera gradual, $u^2/2g$ en PV, en las situaciones siguientes:

1. Al entrar a los tambores separadores de fases para cortar la turbulencia y promover la separación
2. Al entrar a los condensadores al vacío para cortar la caída de presión

En una forma de mezcladora de tanque, se desarrolla PV y se convierte de manera controlada en $u^2/2g$. En las secciones apropiadas se analizarán estos ejemplos.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, pág. 1.

Caída de presión en la tubería

Una relación fácil de manejar para el flujo turbulento en tubos comerciales de acero es:

$$\Delta P_F = W^{1.8} \mu^{0.2} / 20\,000 d^{4.8} \rho$$

en donde:

ΔP_F = Pérdida de presión por fricción, psi/100 ft equivalentes de tubo

W = Gasto, lb/h

μ = Viscosidad, cp

ρ = Densidad, lb/ft³

d = Diámetro interno del tubo, in
(Nota: psi = lb/in²)

Esta relación se cumple para un rango del número de Reynolds de 2100 a 10⁶. Para tubos lisos (supuestos para los cálculos de la caída de presión del lado del tubo para los intercambiadores de calor), se debe de usar una constante de 23 000, en lugar de 20 000.

Fuente

Branan, Carl R., "Estimating Pressure Drop", *Chemical Engineering*, 28 de agosto de 1978.

Longitud equivalente

En la tabla siguiente se dan las longitudes equivalentes de tubo para diversos accesorios.

Tabla 1
Longitud equivalente de válvulas y accesorios, en pies

Tamaño nominal del tubo, in	Válvula de globo o válvula de retención de bola	Válvula de ángulo	Válvula de retención de bisagra	Llave de macho	Válvula de compuerta o de bola	Codo de 45°	Codo de radio corto	Codo de radio largo	T dura	T suave	Curvas a inglete de 90°			Ensanchamiento			Contracción							
														Repentino		Reducción estándar	Repentina		Reducción estándar					
											Longitud equivalente en términos del d pequeño											d/D = ¼	d/D = ½	d/D = ¾
1 ½	55	26	13	7	1	12	35	23	8	9	23				5	3	1	4	1	3	2	1	1	—
2	70	33	17	14	2	23	45	34	10	11	34				7	4	1	5	1	3	3	1	1	—
2 ½	80	40	20	11	2	2	5	3	12	3					8	5	2	6	2	4	3	2	2	—
3	100	50	25	17	2	2	6	4	14	4					10	6	2	8	2	5	4	2	2	—
4	130	65	32	30	3	3	7	5	19	5					12	8	3	10	3	6	5	3	3	—
6	200	100	48	70	4	4	11	8	28	8					18	12	4	14	4	9	7	4	4	1
8	260	125	64	120	6	6	15	9	37	9					25	16	5	19	5	12	9	5	5	2
10	330	160	80	170	7	7	18	12	47	12					31	20	7	24	7	15	12	6	6	2
12	400	190	95	170	9	9	22	14	55	14	28	21	20		37	24	8	28	8	18	14	7	7	2
14	450	210	105	80	10	10	26	16	62	16	32	24	22		42	26	9	—	—	20	16	8	—	—
16	500	240	120	145	11	11	29	18	72	18	38	27	24		47	30	10	—	—	24	18	9	—	—
18	550	280	140	160	12	12	33	20	82	20	42	30	28		53	35	11	—	—	26	20	10	—	—
20	650	300	155	210	14	14	36	23	90	23	46	33	32		60	38	13	—	—	30	23	11	—	—
22	688	335	170	225	15	15	40	25	100	25	52	36	34		65	42	14	—	—	32	25	12	—	—
24	750	370	185	254	16	16	44	27	110	27	56	39	36		70	46	15	—	—	35	27	13	—	—
30	—	—	—	312	21	21	55	40	140	40	70	51	44											
36	—	—	—	—	25	25	66	47	170	47	84	60	52											
42	—	—	—	—	30	30	77	55	200	55	98	69	64											
48	—	—	—	—	35	35	88	65	220	65	112	81	72											
54	—	—	—	—	40	40	99	70	250	70	126	90	80											
60	—	—	—	—	45	45	110	80	260	80	190	99	92											

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., pág. 6.

Velocidades recomendadas

Enseguida se dan varios flujos, velocidades y caídas de presión recomendados para diversos servicios de la tubería.

Dimensionamiento de la tubería de vapor en las plantas nuevas Flujo y caída de presión máximos admisibles

	Laterales			Tuberías maestras		
Presión, psig	600	175	30	600	175	30
Densidad, lb/ft ³	0.91	0.41	0.106	0.91	1.41	0.106
ΔP , psi/100'	1.0	0.70	0.50	0.70	0.40	0.30

Tamaño nominal del tubo, in	lb/h $\times 10^{-3}$ máximas					
3	7.5	3.6	1.2	6.2	2.7	0.9
4	15	7.5	3.2	12	5.7	2.5
6	40	21	8.5	33	16	6.6
8	76	42	18	63	32	14
10	130	76	32	108	58	25
12	190	115	50	158	87	39
14	260	155	70	217	117	54
16	360	220	100	300	166	78
18	...	300	130	...	227	101
20	...	...	170	...	...	132

Nota:

- 1) El vapor a 600 psig está a 750°F, a 175 psig y 30 psig son vapores saturados.
- 2) Con las capacidades nominales de flujo a 600 psig, los tamaños internos del tubo, para los diámetros mayores nominales, se tomaron como sigue: 18/16.5", 14/12.8", 12/11.6", 10/9.75".
- 3) Si se usan otros tamaños de D.I. reales del tubo, o si existe sobrecalentamiento local en sistemas de 175 psig o 20 psig, la caída de presión admisible será el criterio que rija el diseño.
- 4) psi = lb/in²; psig = lb/in² manométricas.

Dimensionamiento de la tubería del agua de enfriamiento en las plantas nuevas Flujo, velocidad y caída de presión máximos admisibles

Tamaño del tubo, in	LATERALES			TUBERÍAS MAESTRAS		
	Flujo, gal/min	Velocidad, ft/s	ΔP ft/100'	Flujo, gal/min	Velocidad, ft/s	ΔP ft/100'
3	100	4.34	4.47	70	3.04	2.31
4	200	5.05	4.29	140	3.53	2.22
6	500	5.56	3.19	380	4.22	1.92
8	900	5.77	2.48	650	4.17	1.36
10	1500	6.10	2.11	1100	4.48	1.19
12	2400	6.81	2.10	1800	5.11	1.23
14	3100	7.20	2.10	2200	5.13	1.14
16	4500	7.91	2.09	3300	5.90	1.16
18	6000	8.31	1.99	4500	6.23	1.17
20	...	...	...	6000	6.67	1.17
24	...	...	...	11 000	7.82	1.19
30	...	...	...	19 000	8.67	1.11

Dimensionamiento de la tubería para diversos fluidos

Gas seco	100 ft/s
Gas húmedo	60 ft/s
Vapor a alta presión	150 ft/s
Vapor a baja presión	100 ft/s
Aire	100 ft/s
Líneas de vapor en general	Velocidad máx. de 0.3 Mach 0.5 psi/100 ft
Líquido ligeramente volátil cerca del punto de burbujeo, succión de la bomba	Carga total de 0.5 ft, línea de succión
Descarga de la bomba, torre de reflujo	3-5 psi/100 ft
Cabezales del petróleo caliente	1.5 psi/100 ft
Líneas de vapor al vacío, por debajo de 50 mm de presión absoluta	Máximo admisible de 5% de la presión absoluta para la pérdida por fricción

**Velocidades sugeridas del fluido en tubo estándar y tubería especial
(Líquidos, gases y vapores a presiones bajas hasta 50 psig y 50°F–100°F)**

Las velocidades son sólo sugerencias y deben de usarse para obtener una aproximación del tamaño de la línea, como punto de partida para los cálculos de la caída de presión

El tamaño final de la línea debe de ser aquel que dé un equilibrio económico entre la caída de presión y una velocidad razonable

Fluido	Velocidad tentativa sugerida	Material del tubo	Fluido	Velocidad tentativa sugerida	Material del tubo
Acetileno (Obsérvense las limitaciones en la presión)	4000 fpm	Acero	Sodio, hidróxido de	6 fps	Acero y níquel
Aire, 0 a 30 psig	4000 fpm	Acero	0-30%	5fps	
Amoniaco			30-50%	4	
Líquido	6 fps	Acero	50-73%		
Gas	6000 fpm	Acero	Sodio, cloruro de, solución	5fps	Acero
Benceno	6 fps	Acero	Sin sólidos	(6 mín.-15 máx.)	Monel o níquel
Bromo			Con sólidos	7.5 fps	
Líquido	4 fps	Vidrio		6 fps	Acero
Gas	2000 fpm	Vidrio	Percloroetileno		
Calcio, cloruro de	4 fps	Acero	Vapor		
Carbono, tetracloruro de	6 fps	Acero	0-30 psi, saturado*	4000-6000 fpm	Acero
Cloro (seco)			30-150 psi, saturado o sobrecalentado*	6000-10000 fpm	
Líquido	5 fps	Acero, Céd. 80	150 psi y más, sobrecalentado		
Gas	2000-5000 fpm	Acero, Céd. 80	*Líneas cortas	6500-15000 fpm	
Cloroformo			Ácido sulfúrico	15 000 fpm (máx.)	
Líquido	6 fps	Cobre y acero	88-93%	4 fps	Acero inox.-316, plomo
Gas	2000 fpm	Cobre y acero			
Etileno, gas	6000 fpm	Acero	93-100%	4 fps	Hierro fundido y acero, Céd. 80
Etileno, dibromuro de	4 fps	Vidrio			
Etileno, dicloruro de	6 fps	Acero	Azufre, bióxido de	4000 fpm	Acero
Etilenglicol	6 fps	Acero	Estireno	6 fps	Acero
Hidrógeno	4000 fpm	Acero	Tricloroetileno	6 fps	Acero
Ácido clorhídrico			Vinilo, cloruro de	6 fps	Acero
Líquido	5 fps	Revestido de caucho	Vinilideno, cloruro de	6 fps	Acero
Gas	4000 fpm	R. L., saran, Haveg	Agua		
Metilo, cloruro de			Servicio promedio	3-8 (6 prom.) fps	Acero
Líquido	6 fps	Acero	Alimentación de caldera	4-12 fps	Acero
Gas	4000 fpm	Acero	Líneas de succión de la bomba	1-5 fps	Acero
Gas natural	6000 fpm	Acero	Económico máximo (usual)	7-10 fps	Acero
Aceites lubricantes	6 fps	Acero	Agua de mar y salobre, tubo revestido	5-8 fps	R. L., concreto, revestido de asfalto, revestido de saran, transite
Oxígeno			Para concreto	5-12 fps	
(A temp. ambiente)	1800 fpm máx.	Acero (300 psig máx.)			
(A baja temp.)	4000 fpm	Acero inox. tipo 304			
Propilenglicol	5 fps	Acero			

Nota: R. L. = acero revestido de caucho; fpm = ft/min; fps = ft/s

Velocidades típicas de diseño para el vapor* (ft/s)

Fluido	≤6"	Tamaños de las líneas 8"-12"	≥14"
Vapor saturado			
0 a 50 psig	30-115	50-125	60-145
Gas o vapor sobrecalentado			
0 a 10 psig	50-140	90-190	110-250
11 a 100 psig	40-115	75-165	95-225
101 a 900 psig	30-85	60-150	85-165

* Los valores de la lista son guías y deben determinarse los tamaños de las líneas y las velocidades del flujo finales, mediante cálculos apropiados, para adecuarse a las circunstancias. En la tabla no se incluyen las líneas al vacío, pero suelen tolerar velocidades más altas. En las condiciones de alto vacío, se requiere una evaluación cuidadosa de la caída de presión.

NOTA: psig = lb/in².

Velocidades admisibles usuales para los sistemas de ductos y de tuberías*

Servicio/aplicación	Velocidad, ft/min
Ductos de tiro forzado	2500-3500
Conductos y cámaras de humo de tiro inducido	2000-3000
Chimeneas cortas y altas	2000
Líneas de agua (máx.)	600
Líneas de vapor a alta presión	10 000
Líneas de vapor a baja presión	12 000-15 000
Líneas de vapor al vacío	25 000
Líneas de aire comprimido	2000
Líneas de vapor de refrigerante	
A alta presión	1000-3000
A baja presión	2000-5000
Refrigerante líquido	200
Líneas de salmuera	400
Ductos de ventilación	1200-3000
Rejillas de registro	500

* Reproducida con autorización, Chemical Engineer's Handbook, 3a. edición, pág. 1642, McGraw-Hill Book Co., Nueva York, N. Y.

Velocidades típicas de diseño* para aplicaciones en sistemas de procesos

Servicio	Velocidad, ft/s
Proceso en líquido, promedio	4-6.5
Succión de la bomba (excepto ebullición)	1-5
Succión de la bomba (ebullición)	0.5-3
Agua de alimentación de la caldera (descarga, a presión)	4-8
Líneas de drenaje	1.5-4
Líquido hacia el rehervidor (sin bomba)	2-7
Mezcla de vapor-líquido que sale del rehervidor	15-30
Vapor hacia el condensador	15-80
Flujos en el separador por gravedad	0.5-1.5

* Para usarse como guía, la caída de presión y el medio ambiente del sistema determinan la selección final del tamaño del tubo. Para fluidos pesados y viscosos, las velocidades deben de reducirse a más o menos 1/2 de los valores que se muestran. Los fluidos no contienen partículas sólidas suspendidas.

Velocidades sugeridas en el tubo de vapor, en el tubo que se conecta a las turbinas de vapor

Servicio; vapor	Rango típico, ft/s
Admisión a la turbina	100-150
Escape, sin condensación	175-200
Escape, de condensación	400-500

Fuentes

1. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co.
2. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, Gulf Publishing Co.
3. Perry, R. H., *Chemical Engineer's Handbook*, 3a. edición, pág. 1642, McGraw-Hill Book Co.

Flujo bifásico

El flujo bifásico (líquido/vapor) es bastante complicado e incluso los métodos largamente examinados no tienen gran exactitud. No se puede tener una certidumbre completa en cuanto a cuál régimen de flujo existe para una situación dada. En el volumen 2 de los libros de diseño de Ludwig¹ y en GPSA Data Book² se dan métodos para analizar el comportamiento bifásico.

Para nuestros fines, se puede lograr una estimación aproximada de las situaciones bifásicas generales con la correlación de Lockhart y Martinelli³. En el manual de Perry se encuentra una descripción de esta correlación. Para aplicar el método se calcula la caída de presión de cada fase, como si estuviera sola en la línea. Después, se calcula el parámetro siguiente:

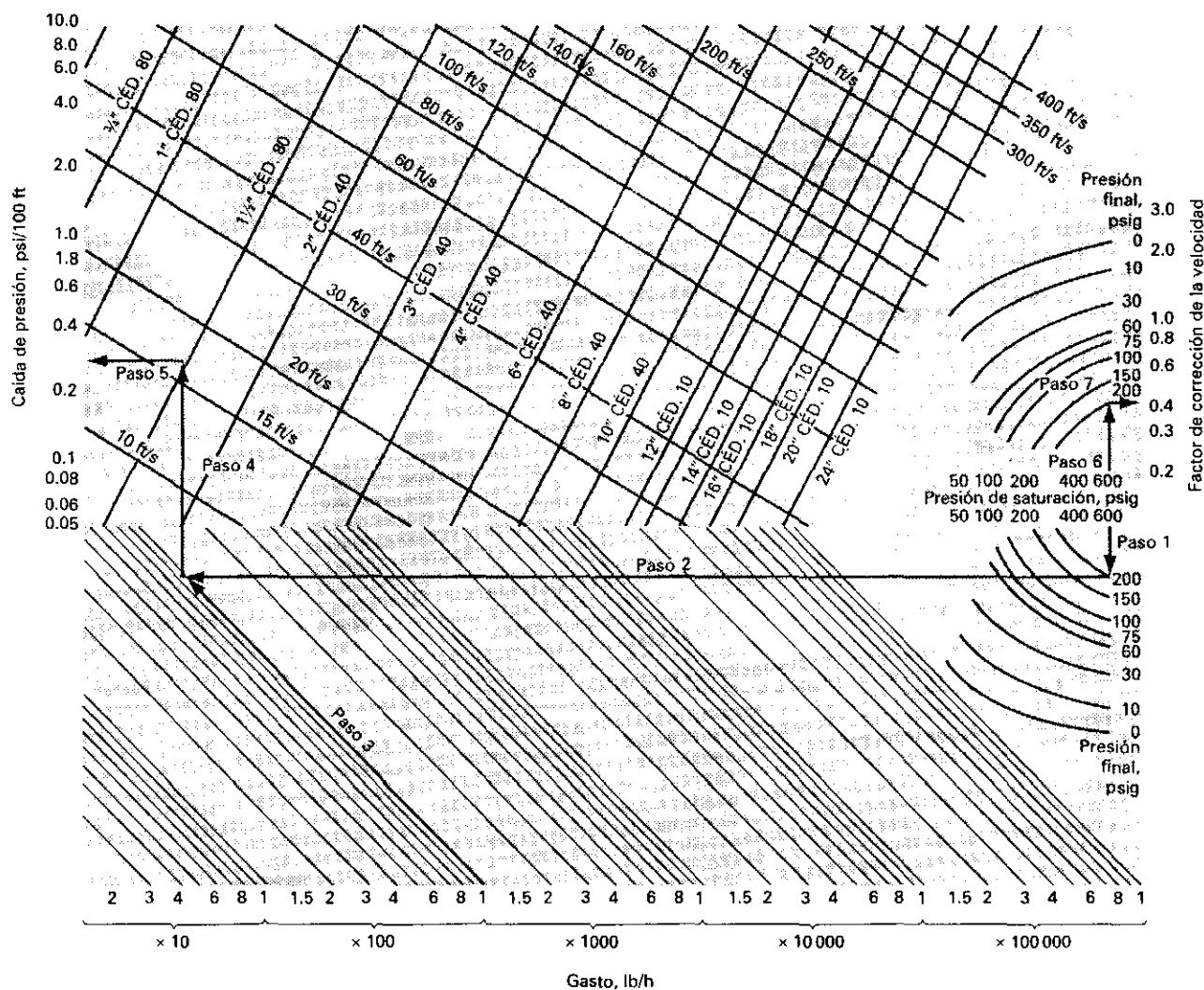
$$X = [\Delta P_L / \Delta P_G]^{1/2}$$

en donde ΔP_L y ΔP_G son las caídas de presión de las fases.

Entonces el factor X se relaciona con Y_L o Y_G . Cualquiera de las dos que elija se multiplica por su caída de presión acompañante con el fin de obtener la caída total de presión. La ecuación siguiente⁵ se basa en los puntos tomados de las curvas de Y_L y Y_G del manual de Perry⁴, para las dos fases en flujo turbulento (el caso más común):

$$Y_L = 4.6X^{-1.78} + 12.5X^{-0.68} + 0.65$$

$$Y_G = X^2 Y_L$$



Dimensionamiento de las líneas para vapor instantáneo-condensado

El rango de X, para las curvas de Lockhart y Martinelli, es de 0.01 a 100.

Para el flujo de niebla o rocío, Ludwig¹ cita la sugerencia de Baker⁶ de multiplicar los resultados obtenidos mediante las curvas de Lockhart y Martinelli por dos.

Para el caso frecuente de líneas de vapor instantáneo-condensado, Ruskan⁷ proporciona la gráfica de fácil manejo antes citada.

Con este diagrama se obtiene una rápida estimación de la caída de presión del condensado en evaporación instantánea, junto con las velocidades del fluido. *Ejemplo:* Si 1000 lb/h de condensado saturado a 600 psig (psig = lb/in² manométricas) se evaporan en forma instantánea a 200 psig, ¿qué tamaño de la línea dará una caída de presión de 1.0 psi/100 ft (psi = lb/in²) o menos? Éntrese al valor de 600 psig, en la parte de abajo de la inserción de la derecha y tómese la dirección hacia abajo

hasta la lectura de una presión final de 200 psig. Continúese hacia la izquierda hasta llegar a la intersección con la recta correspondiente a un gasto de 1000 lb/h y, enseguida, hacia arriba en forma vertical hasta seleccionar 1½ in, para una caída de presión de 0.28 psi/100 ft. Nótese que la velocidad dada por este tamaño se alinea si sea usen 16.5 ft/s; en la inserción de la derecha tómese la dirección hacia arriba, desde 600 psig hasta 200 psig, para encontrar el factor de corrección de la velocidad de 0.41, de modo que la velocidad corregida es de 6.8 ft/s.

Fuentes

1. Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, volumen I, Gulf Publishing Co.
2. *GPSA Data Book*, volumen II, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

3. Lockhart, R. W. y Martinelli, R. C., "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes", *Chemical Engineering Progress*, 45:39-48, 1949.
4. Perry, R. H. y Green, D., *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 6a. edición, McGraw-Hill Book Co.
5. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co.
6. Baker, O., "Multiphase Flow in Pipe Lines", *Oil and Gas Journal*, 10 de noviembre de 1958, pág. 156.
7. Ruskan, R. P., "Sizing Lines For Flashing Steam-Condensate", *Chemical Engineering*, 24 de noviembre de 1975, pág. 88.

Flujo compresible

Para líneas "cortas", como las de una planta, en donde $\Delta P > 10\% P_1$, divídase en secciones en donde $\Delta P < 10\% P_1$, o bien, úsese

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \frac{2P_1}{P_1 + P_2} \left[0.323 \left(\frac{fL}{d} + \frac{\ln(P_1/P_2)}{24} \right) S_1 U_1^2 \right]$$

tomada de Maxwell¹, en la cual se supone un flujo isotérmico del gas; en donde

ΔP = Caída de presión en la línea, psi (lb/in²)

P_1, P_2 = Presiones corriente arriba y corriente abajo, en psi abs

S_1 = Gravedad específica de vapor en relación con el agua = 0.00150 MP₁/T

d = Diámetro del tubo, en pulgadas

U_1 = Velocidad corriente arriba, ft/s

f = Factor de fricción (supóngase 0.005 para el trabajo aproximado)

L = Longitud del tubo, pies

ΔP = Caída de presión en psi (en lugar de psi por longitud estándar, como antes)

M = Peso molecular

Para tuberías "largas", úsense las siguientes, tomadas de McAllister²:

Ecuaciones de uso común para calcular datos hidráulicos para tuberías de gas

Panhandle A:

$$Q_b = 435.87 \times (T_b/P_b)^{1.0778} \times D^{2.6182} \times E \times$$

$$\left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - \frac{0.0375 \times G \times (h_2 - h_1) \times P_{\text{prom}}^2}{T_{\text{prom}} \times Z_{\text{prom}}}}{G^{0.8539} \times L \times T_{\text{prom}} \times Z_{\text{prom}}} \right]^{0.5394}$$

Panhandle B:

$$Q_b = 737 \times (T_b/P_b)^{1.020} \times D^{2.53} \times E \times$$

$$\left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - \frac{0.0375 \times G \times (h_2 - h_1) \times P_{\text{prom}}^2}{T_{\text{prom}} \times Z_{\text{prom}}}}{G^{0.961} \times L \times T_{\text{prom}} \times Z_{\text{prom}}} \right]^{0.51}$$

Weymouth:

$$Q = 433.5 \times (T_b/P_b) \times \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{GLTZ} \right]^{0.5} \times D^{2.667} \times E$$

$$P_{\text{prom}} = 2/3 [P_1 + P_2 - (P_1 \times P_2)/P_1 + P_2]$$

Se usa P_{prom} para calcular el factor Z de compresibilidad del gas.

Nomenclatura para las ecuaciones de Panhandle

Q_b = Gasto, scfd (ft³ estándar/día)

P_b = Presión base, psia (lb/ft² absolutas)

T_b = Temperatura base, °R

T_{prom} = Temperatura promedio del gas, °R

P_1 = Presión en la admisión, psia

P_2 = Presión en la salida, psia

G = Gravedad específica del aire (aire = 1.0)

L = Longitud de la línea, millas

Z = Compresibilidad promedio del gas

D = Diámetro interior del tubo, in

h_2 = Elevación al final de la línea, ft

h_1 = Elevación en el origen de la línea, ft

P_{prom} = Presión promedio en la línea, psia

E = Factor de eficiencia

$E = 1$ para el tubo nuevo, sin curvas, accesorios ni cambios de diámetro

$E = 0.95$ para muy buenas condiciones de operación, por lo general dentro de los 12-18 primeros meses

$E = 0.92$ para condiciones promedio de operación

$E = 0.85$ para condiciones desfavorables de operación

Nomenclatura para la ecuación de Weymouth

Q = Gasto, Mcfd (1000 ft³/día)
 T_b = Temperatura base, °R
 P_b = Presión base, psia
 G = Gravedad específica del gas (aire = 1)
 L = Longitud de la línea, millas
 T = Temperatura del gas, °R
 Z = Factor de compresibilidad del gas
 D = Diámetro interior del tubo, in
 E = Factor de eficiencia. (Véase la nomenclatura de Panhandle en relación con los factores de eficiencia sugeridos)

Cálculos muestra

$Q = ?$
 $G = 0.6$
 $T = 100^\circ\text{F}$
 $L = 20$ millas
 $P_1 = 2000$ psia
 $P_2 = 1500$ psia
 Dif. de elev. = 100 ft
 $D = 4.026$ in
 $T_b = 60^\circ\text{F}$
 $P_b = 14.7$ psia
 $E = 1.0$
 $P_{\text{prom}} = 2/3(2000 + 1500 - (2000 \times 1500/2000 + 1500))$
 $= 1762$ psia

Z a 1762 psia y $100^\circ\text{F} = 0.835$.

Panhandle A:

$$Q_b = 435.87 \times (520/14.7)^{1.0788} \times (4.026)^{2.6182} \times 1 \times \left[\frac{(2000)^2 - (1500)^2 - \frac{0.0375 \times 0.6 \times 100 \times (1762)^2}{560 \times 0.835}}{(0.6)^{0.8539} \times 20 \times 560 \times 0.835} \right]^{0.5394}$$

$$Q_b = 16\,577 \text{ Mcfd}$$

Panhandle B:

$$Q_b = 737 \times (520/14.7)^{1.020} \times (4.026)^{2.53} \times 1 \times \left[\frac{(2000)^2 - (1500)^2 - \frac{0.0375 \times 0.6 \times 100 \times (1762)^2}{560 \times 0.835}}{(0.6)^{0.961} \times 20 \times 560 \times 0.835} \right]^{0.51}$$

$$Q_b = 17\,498 \text{ Mcfd}$$

Weymouth:

$$Q = 0.433 \times (520/14.7) \times [(2000)^2 - (1500)^2 / (0.6 \times 20 \times 560 \times 0.835)]^{1/2} \times (4.026)^{2.667}$$

$$Q = 11\,101 \text{ Mcfd}$$

Fuente

Pipecalc 2.0, Gulf Publishing Company, Houston, Texas. Nota: Pipecalc 2.0 calculará el factor de compresibilidad, el DI mínimo del tubo, la presión corriente arriba, la presión corriente abajo y el gasto para las ecuaciones de Panhandle A, Panhandle B, Weymouth, AGA y Colebrook-White. Los gastos hallados en los cálculos muestra anteriores diferirán un poco de los calculados con Pipecalc 2.0, ya que la viscosidad usada en los ejemplos se extrajo de la figura 5, pág. 147. Pipecalc aplica el método de Dranchuk y otros para calcular la compresibilidad del gas.

Longitudes equivalentes para líneas múltiples, basadas en la ecuación de Panhandle A

Condición I:

Una sola tubería que consta de dos o más líneas de diámetros diferentes.

Sean L_E = Longitud equivalente
 $L_1, L_2, \dots, L_n$ = Longitudes de cada diámetro

$D_1, D_2, \dots, D_n$ = Diámetro interno de cada línea separada, correspondiente a $L_1, L_2, \dots, L_n$
 D_E = Diámetro interno equivalente

$$L_e = L_1 \left[\frac{D_E}{D_1} \right]^{4.8539} + L_2 \left[\frac{D_E}{D_2} \right]^{4.8539} + \dots + L_n \left[\frac{D_E}{D_n} \right]^{4.8539}$$

Ejemplo. Una sola tubería, de 100 millas de longitud, consta de las líneas: 10 millas con DE de 10¾ in, 40 millas con DE de 12¾ in y 50 millas con DE de 22 in.

Encuéntrese la longitud equivalente (L_E) en términos del tubo con DE de 22 in.

$$\begin{aligned}
 L_E &= 50 + 40 \left[\frac{21.5}{12.25} \right]^{4.8539} + 10 \left[\frac{21.5}{10.25} \right]^{4.8539} \\
 &= 50 + 614 + 364 \\
 &= 1028 \text{ millas de longitud equivalente de tubo con DE de } 22 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Condición II:

Un sistema de tuberías múltiples que consta de dos o más líneas paralelas de diámetros diferentes y longitudes diferentes.

Sean L_E = Longitud equivalente
 $L_1, L_2, L_3, \dots, L_n$ = Longitud de las diversas secciones enlazadas
 $d_1, d_2, d_3, \dots, d_n$ = Diámetro interno de cada una de las líneas, correspondiente a las longitudes $L_1, L_2, L_3 \dots L_n$

$$L_E = L_1 \left[\frac{d_E^{2.6182}}{d_1^{2.6182} + d_2^{2.6182} + d_3^{2.6182} + \dots d_n^{2.6182}} \right]^{1.8539} + \dots$$

$$L_n \left[\frac{d_E^{2.6182}}{d_1^{2.6182} + d_2^{2.6182} + d_3^{2.6182} + \dots d_n^{2.6182}} \right]^{1.8539}$$

Sean L_E = Longitud equivalente
 $L_1, L_2, L_3, \dots, L_n$ = Longitud de las diversas secciones enlazadas
 $d_1, d_2, d_3, \dots, d_n$ = Diámetro interno de cada una de las líneas, correspondiente a las longitudes $L_1, L_2, L_3 \dots L_n$

$$L_E = L_1 \left[\frac{d_E^{2.6182}}{d_1^{2.6182} + d_2^{2.6182} + d_3^{2.6182} + \dots d_n^{2.6182}} \right]^{1.8539} + \dots$$

$$L_n \left[\frac{d_E^{2.6182}}{d_1^{2.6182} + d_2^{2.6182} + d_3^{2.6182} + \dots d_n^{2.6182}} \right]^{1.8539}$$

cuando L_1 = Longitud de la sección no enlazada
 L_2 = Longitud de la sección con un solo enlace

L_3 = Longitud de la sección con doble enlace
 $d_E = d_1 = d_2$

entonces:

$$L_E = L_1 + 0.27664 L_2 + L_3 \left[\frac{d_1^{2.6182}}{2d_1^{2.6182} + d_3^{2.6182}} \right]^{1.8539}$$

cuando $d_E = d_1 = d_2 = d_3$

entonces $L_E = L_1 + 0.27664 L_2 + 0.1305 L_3$

Ejemplo. Un sistema múltiple consta de una sección de 15 millas formada por tres líneas con DE de 8¾ in y una línea con DE de 10¾ in, y una sección de 30 millas formada por dos líneas con DE de 8¾ in y una línea con DE de 10¾ in.

Encuéntrese la longitud equivalente en términos de una sola línea con DI de 12 in.

$$\begin{aligned}
 L_E &= 15 \left[\frac{12^{2.6182}}{3(7.981)^{2.6182} + 10.02^{2.6182}} \right]^{1.8539} \\
 &+ 30 \left[\frac{12^{2.6182}}{2(7.981)^{2.6182} + 10.02^{2.6182}} \right]^{1.8539}
 \end{aligned}$$

$$= 5.9 + 18.1$$

$$= 24.0 \text{ millas equivalentes de tubo con DI de } 12 \text{ in}$$

Ejemplo. Un sistema múltiple consta de una sola línea con DI de 12 in y 5 millas de longitud y una sección de 30 millas formada por tres líneas con DI de 12 in.

Encuéntrese la longitud en términos de una sola línea con DI de 12 in.

$$L_E = 5 + 0.1305 \times 30$$

$$= 8.92 \text{ millas equivalentes de una sola línea con DI de } 12 \text{ in}$$

Bibliografía

1. Maxwell, J. B., *Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, 1965.
2. McAllister, E. W., *Pipe Line Rules of Thumb Handbook*, 3a. edición. Gulf Publishing Co., págs. 247-248.
3. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., pág. 4.

Velocidad sónica

Para determinar la velocidad sónica, úsese

$$V_s = \sqrt{KgRT}$$

en donde

V_s = Velocidad sónica, ft/s

$K = C_p/C_v$, la razón de los calores específicos, a presión constante al de a volumen constante. Esta razón es de 1.4 para la mayor parte de los gases diatómicos.

$g = 32.2 \text{ ft/s}^2$

$R = 1544/\text{peso molecular}$

T = Temperatura absoluta, en °R

Para determinar la razón crítica de presiones para la velocidad sónica de los gases a través de una tobera u orificio, úsese

$$\text{razón crítica de presiones} = \left[2 / (K + 1)\right]^{k/(k-1)}$$

Si la caída de presión es lo suficientemente alta como para sobrepasar la razón crítica, se alcanzará la velocidad sónica. Cuando $K = 1.4$, la razón = 0.53.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co.

Medición

Orificio

$$(U_o^2 - U_p^2)^{1/2} = C_o(2g\Delta h)^{1/2}$$

% de Δh de pérdida permanente de carga

D_o/D_p	Pérdida permanente
0.2	95
0.4	82
0.6	63
0.8	40

Un diseñador usa una pérdida permanente = $\Delta h (1 - C_o)$

en donde

U_o = Velocidad a través del orificio, ft/s

U_p = Velocidad a través del tubo, ft/s

$2g = 64.4 \text{ ft/s}^2$

Δh = Caída de presión en el orificio, ft de fluidos

D = Diámetro

C_o = Coeficiente. (Úsese 0.60 para las aplicaciones típicas, en donde D_o/D_p está entre 0.2 y 0.8 y Re , en la vena contracta, está por encima de 15 000.)

Venturi

La misma ecuación que para el orificio:

$$C_o = 0.98$$

La pérdida permanente de carga es aproximadamente de 3-4% Δh .

Vertedero rectangular

$$F_v = 3.33(L - 0.2H)H^{3/2}$$

en donde

F_v = Flujo, en ft^3/s

L = Ancho del vertedero, ft

H = Altura del líquido sobre el vertedero, ft

Tubo pitot

$$\Delta h = u^2/2g$$

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co.

Válvulas de control

Notas:

1. Para esta sección se usaron con amplitud las referencias 1 y 2 de la bibliografía. El procedimiento de dimensionamiento es, en general, el de la Fisher Controls Company.
2. En los casos en que se cuenten con ellos, úsense los datos de los fabricantes. Este manual proporcionará parámetros aproximados, aplicables a una amplia gama de fabricantes.
3. Para diseñar una válvula de control hay que asegurarse de aplicar uno de los métodos modernos, como el que se da aquí, que toma en cuenta cosas como los factores de recuperación de presión de la válvula de control y la transición de gas a flujo incompresible con una caída crítica de presión.

Flujo de líquidos

A través de una válvula de control, el fluido se acelera hasta cierta velocidad máxima. En este punto, la presión se reduce hasta su valor más bajo. Si esta presión es menor que la presión de vapor del líquido, la evaporación instantánea producirá burbujas o cavidades de vapor. La presión se elevará o “recuperará” corriente abajo del punto de presión más baja. Si la presión se eleva por encima de la presión de vapor, las burbujas o cavidades se aplastarán. Esto causa ruido, vibración y daño físico.

Cuando se tiene elección, diseñese para que no se produzca evaporación instantánea. Cuando no hay alternativa, ubíquese la válvula para que la evaporación instantánea se realice hacia un recipiente, si es posible. Si no se pueden evitar la evaporación instantánea o cavitación, selecciónese el herraje que pueda soportar estas condiciones severas. A la línea corriente abajo se le tendrán que dar dimensiones para flujo bifásico. Se sugiere usar un adaptador cónico largo de la válvula de control hacia la línea corriente abajo.

Al determinar las dimensiones de las válvulas de control, en primer lugar úsese

$$\Delta P_{\text{admisible}} = K_m (P_1 - r_c P_v)$$

en donde

$\Delta P_{\text{admisible}}$ = Presión diferencial máxima admisible para fines de dimensionamiento, psi (lb/in²)

K_m = Coeficiente de recuperación de la válvula (véase la tabla 3)

r_c = Razón crítica de presiones (véanse las figuras 1 y 2)

P_1 = Presión de admisión al cuerpo, psia (lb/in² absolutas)

P_v = Presión de vapor del líquido a la temperatura de admisión al cuerpo, psia

Esto da la ΔP máxima que es eficaz en la producción de flujo. Por encima de esta ΔP no se producirá flujo adicional, ya que ese flujo será restringido por la formación instantánea de vapor. No se use un número mayor que $\Delta P_{\text{admisible}}$ en la fórmula de dimensionamiento para líquidos. Algunos diseñadores usan como la presión mínima para controlar la evaporación instantánea la que se obtiene al restar dos veces la caída de presión en la válvula de control de la presión absoluta corriente arriba.

En la tabla 1 se dan las presiones críticas para diversos fluidos. En la tabla 2 se dan las capacidades relativas de flujo

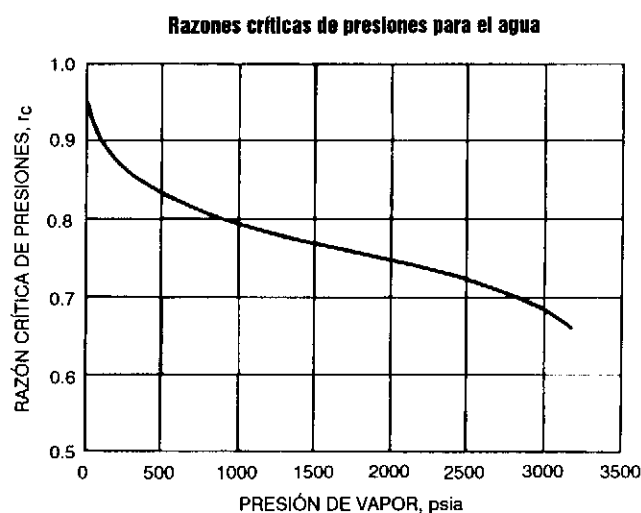


Figura 1. Éntrese al eje de las abscisas en la presión del vapor de agua correspondiente a la admisión de la válvula. Aváncese en el sentido vertical hasta intersectarse con la curva. Realícese un movimiento horizontal hacia la izquierda hasta leer r_c sobre el eje de las ordenadas (Referencia 1). (psia = lb/in² absolutas).

para varios tipos de válvulas de control. Ésta es una guía aproximada para usarla en lugar de los datos del fabricante.

La fórmula de dimensionamiento para líquidos es

$$C_v = Q \sqrt{\frac{G}{\Delta P}}$$

en donde

C_v = Coeficiente de dimensionamiento para el líquido

Q = Gasto en gpm (gal/min)

ΔP = Presión diferencial en el cuerpo, psi (lb/in²)

G = Gravedad específica (agua a 60°F = 1.0)

Razones críticas de presiones para líquidos diferentes al agua

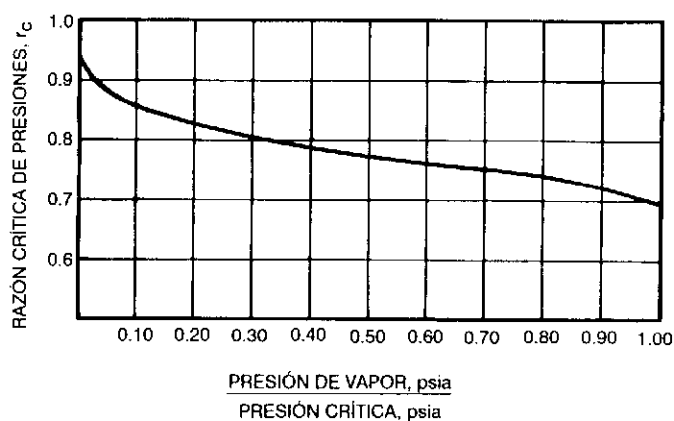


Figura 2. Determinése la razón presión de vapor/presión crítica al dividir la presión de vapor del líquido, en la admisión de la válvula, entre la presión crítica del propio líquido. Éntrese al eje de las abscisas con la razón que se acaba de calcular y aváncese en sentido vertical hasta intersectarse con la curva. Realícese un movimiento horizontal hacia la izquierda y léase r_c sobre el eje de las ordenadas (Referencia 1).

Las reglas empíricas para el dimensionamiento de las válvulas de control para dos líquidos son:

1. No se necesita corrección respecto a la viscosidad, si es ≤ 20 centistokes.
2. Para dimensionar una válvula de control con evaporación instantánea, súmense los C_v del líquido y del vapor.

Flujo de gas y de vapor de agua

Las fórmulas de dimensionamiento para gas y vapor de agua son:

Gas

$$C_g = \frac{Q}{\sqrt{\frac{520}{GT}} P_1 \text{sen} \left[\frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{P_1}} \right] \text{grados}}$$

Vapor de agua (por debajo de 1000 psig)

$$C_s = \frac{Q_s (1 + 0.00065 T_{sc})}{P_1 \text{sen} \left[\frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{P_1}} \right] \text{grados}}$$

Tabla 1
Presión crítica para varios fluidos, psia*

Amoniaco	1636	Isobutano	529.2
Argón	705.6	Isobutileno	580
Butano	550.4	Metano	673.3
Carbono, bióxido de	1071.6	Nitrógeno	492.4
Carbono, monóxido de	507.5	Óxido nítrico	1047.6
Cloro	1118.7	Oxígeno	736.5
Dowtherm A	465	Fosgeno	823.2
Etano	708	Propano	617.4
Etileno	735	Propileno	670.3
Flúor	808.5	Refrigerante 11	635
Helio	33.2	Refrigerante 12	596.9
Hidrógeno	188.2	Refrigerante 22	716
Hidrógeno, cloruro de	1198	Agua	3206.2

* Para valores que no se encuentran en la lista, consúltese un libro apropiado de referencia.

Vapor de agua y otros vapores (todos los vapores, incluyendo el de agua en cualesquiera condiciones de presión)

$$C_s = \frac{Q_s}{1.06 \sqrt{d_1} P_1 \text{sen} \left[\frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{P_1}} \right] \text{grados}}$$

Cuando la cantidad entre corchetes de las ecuaciones es igual a 90° o mayor que esto, queda indicado el flujo crítico. La cantidad debe limitarse a 90° . Entonces ésta se convierte en la unidad, puesto que $\text{sen } 90^\circ = 1$.

Tabla 2
Capacidades relativas de flujo de las válvulas de control (Referencia 2)

Tipo de válvula	C_d^*	$C_d F_p^\dagger$	$C_d F_L^{**}$
Doble de globo	12	11	11
Sencilla de globo, guiada por arriba	11.5	10.8	10
Sencilla de cuerpo dividido	12	11.3	10
De compuerta corrediza	6-12	6-11	nd
Sencilla de cámara de entrada superior	13.5	12.5	11.5
De macho rotatorio excéntrico (Camflex)	14	13	12
De mariposa con abertura de 60°	18	15.5	12
Válvula sencilla en Y (300 y 600 lb)	19	16.5	14
Tipo Saunders (no revestida)	20	17	nd
Tipo Saunders (revestida)	15	13.5	nd
De bola de estrangulación (caracterizada)	25	20	15
Sencilla de codo, hidrodinámica (de flujo para cerrar)	26	20	13
De mariposa con abertura de 90° (promedio)	32	21.5	18

Nota: Esta tabla puede servir sólo como una guía aproximada, ya que las capacidades reales de flujo difieren entre los productos de los fabricantes y los tamaños de cada válvula. (Fuente: "Handbook of Control Valves" de la ISA, página 17.)

* Coeficiente de flujo de la válvula, $C_v = C_d \times d^2$ (d = diámetro de la válvula, in)

† C_v/d^2 de la válvula cuando se instala entre reductores de tubo (diámetro del tubo $2 \times$ diámetro de la válvula).

** C_v/d^2 de la válvula cuando se pasa por condiciones de flujo crítico (estrangulado).

Explicación de los términos:

$C_1 = C_g/C_v$ (en algunos métodos de dimensionamiento se usa C_f o Y , en lugar de C_1)

C_g = Coeficiente de dimensionamiento para el gas

C_s = Coeficiente de dimensionamiento para el vapor de agua

C_v = Coeficiente de dimensionamiento para el líquido

d_1 = Densidad del vapor de agua o de cualquier otro en la admisión, lb/ft³

G = Gravedad específica del gas = peso molecular/29

P_1 = Presión en la admisión de la válvula, psia

ΔP = Caída de presión a través de la válvula, psi

Q = Gasto del gas, scfh (ft³ estándar/h)

Q_s = Gasto del vapor de agua o de cualquier otro, lb/h

T = Temperatura absoluta del gas en la admisión, °R

T_{sc} = Grados de sobrecalentamiento, °F

Los coeficientes para la válvula de control de la tabla 4 son para las condiciones cuando está completamente abierta. Para

Tabla 3
Coeficientes promedio de recuperación de la válvula, K_m y C_1 * (Referencia 2)

Tipo de válvula	K_m	C_1
De globo con ajuste por cámara:		
No balanceadas	0.8	33
Balanceadas	0.70	33
De mariposa:		
De cola de pescado	0.43	16
Convencional	0.55	24.7
De bola:		
Bola en V, bola modificada, etc.	0.40	22
Bola de área plena	0.30	
De globo convencional:		
De lumbrera sencilla y doble (lumbrera plena)	0.75	35
De lumbrera sencilla y doble (lumbrera reducida)	0.65	35
De tres vías	0.75	
De codo:		
El flujo tiende a abrir (cuerpo estándar)	0.85	
El flujo tiende a cerrar (cuerpo estándar)	0.50	
El flujo tiende a cerrar (salida de venturi)	0.20	
Camflex:		
El flujo tiende a cerrar	0.72	24.9
El flujo tiende a abrir	0.46	31.1
De cuerpo partido	0.80	35

* Para usarse sólo si no se cuenta con datos del fabricante.

Tabla 4
Correlaciones de los coeficientes de las válvulas de control (Referencia 2)

$$\begin{aligned}
 C_1 &= 36.59 C_f & K_m &= C^2 = F_L^2 \\
 C_1 &= 36.59 \sqrt{K_m} & C_s &= 1.83 C_f C_v \\
 C_g &= C_1 C_v & C_v &= 19.99 C_g / C_1 \\
 & & C_g &= 19.99 C_s
 \end{aligned}$$

Los valores de K_m calculados a partir de C_1 concuerdan con una diferencia de menos del 10% respecto de los datos publicados del mismo.

Los valores de C_1 calculados a partir de K_m concuerdan con una diferencia de menos del 21% respecto de los datos publicados del mismo.

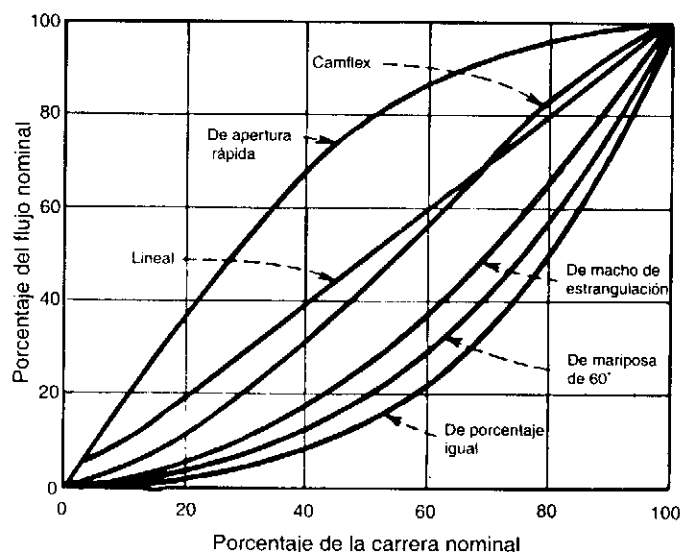


Figura 3. Éstas son curvas características de las válvulas comunes (Referencia 2).

lograr un buen control, la válvula de control debe diseñarse para operar en condiciones de abertura parcial. En la figura 3 se muestra el rendimiento con abertura parcial para varios tipos de ajuste.

Reglas empíricas para las válvulas de control en general

1. Tolerancia de diseño. Muchos usan el mayor de los siguientes:

$$Q_{\text{dimensionamiento}} = 1.3 Q_{\text{normal}}$$

$$Q_{\text{dimensionamiento}} = 1.1 Q_{\text{máximo}}$$

2. Tipo de ajuste. Úsele el de porcentaje igual siempre que se tenga una gran incertidumbre en el diseño o se desea una amplia variación de la capacidad. Úsele el lineal para los casos de pequeña incertidumbre.

Limítese el flujo máximo/mínimo a alrededor de 10 para el ajuste de porcentaje igual y de 5 para el lineal. El ajuste de porcentaje igual suele requerir un tamaño nominal mayor del cuerpo que el lineal.

3. Para lograr un buen control, donde sea posible, hágase que la válvula de control absorba del 50%–60% de la pérdida de carga por el flujo del sistema.
4. Para vapor de agua saturado, manténgase la velocidad a la salida de la válvula de control por debajo de 0.25 Mach.
5. Manténgase la velocidad en la admisión de la válvula por debajo de 300 ft/s, para las de 2" y menores, y de 200 ft/s, para los tamaños más grandes.

Bibliografía

1. Fisher Controls Company, Sizing and Control Data, catálogo 10.
2. Chalfin, Fluor Corp., "Specifying Control Valves", *Chemical Engineering*, 14 de octubre de 1974.

Válvulas de alivio de seguridad

El código de la ASME proporciona los requisitos básicos para la protección contra sobrepresiones. La sección I, *Power Boilers* (Calderas para plantas de energía), cubre las calderas de vapor, con calentamiento por hogar o de otro tipo. Todos los demás recipientes, incluyendo los cascos de los intercambiadores de calor y equipo semejante que contienen presión, caen bajo la sección VIII, *Pressure Vessels* (Recipientes a presión). La API RP 520 y documentos más pequeños del API complementan el código de la ASME. En estos códigos se especifica la acumulación admisible, la cual es la diferencia entre la presión de descarga, a la cual la válvula alcanza su pleno flujo nominal y la presión prefijada a la que esta válvula empieza a abrir. En la tabla 1 la acumulación se expresa como un porcentaje de la presión prefijada.

Tabla 1
Acumulación expresada como porcentaje
de la presión prefijada

	ASME Sección I Calderas para plantas de energía	ASME Sección VIII Recipientes a presión	Diseño típico para compresoras, bombas y tubería
LÍQUIDOS			
expansión térmica	—	10	25
incendio	—	20	20
VAPOR DE AGUA			
sobrepresión	3	10	10
incendio	—	20	20
GAS O VAPOR			
sobrepresión	—	10	10
incendio	—	20	20

Los recipientes llenos por completo de líquido requieren protección contra la expansión térmica. Esas válvulas de alivio en general son bastante pequeñas. Dos ejemplos son:

1. Agua de enfriamiento que puede ser bloqueada por el fluido caliente que todavía está fluyendo en el otro lado de un intercambiador.
2. Líneas largas hacia los patios de tanques que pueden yacer estancadas y expuestas al Sol.

Dimensionamiento

Cuando se disponga de ellos, úsense las gráficas y los datos de dimensionamiento del fabricante. En lugar de los datos de este último, úsese la fórmula:

$$u = 0.4\sqrt{2g\Delta h}$$

en donde

Δh = Pérdida de carga, en pies del fluido en movimiento

u = Velocidad, en ft/s

$g = 32.2 \text{ ft/s}^2$

Esto dará un área conservadora de la válvula de alivio. Para fluidos compresibles, úsese Δh correspondiente a $\frac{1}{2} P_1$, si la diferencia de carga es mayor que la correspondiente a $\frac{1}{2} P_1$ (ya que se presenta la velocidad sónica). Si la diferencia de carga está por debajo de la correspondiente a $\frac{1}{2} P_1$, úsese la Δh real.

Para recipientes llenos sólo con gas o vapor y expuestos a incendio, úsese:

$$A = \frac{0.042 A_s}{\sqrt{P_1}} \quad (\text{API RP 520, Referencia 3})$$

A = Área calculada de la tobera, in^2

P_1 = Presión prefijada (psig) $\times$ (1 + acumulación fraccionaria) + presión atmosférica, psia. Por ejemplo, si la acumulación es del 10%, entonces (1 + acumulación fraccionaria) = 1.10. (psig = lb/in² manométricas, psia = lb/in² absolutas.)

A_s = Área expuesta del recipiente, ft^2

Esto también dará resultados conservadores. Para entrada de calor de incendio a recipientes que contienen líquido, véase "Determinación de las velocidades de descarga".

La contrapresión influye sobre la presión prefijada de una válvula convencional. La calibración del resorte se puede ajustar para compensar la contrapresión constante. Para una contrapresión variable de más del 10% de la presión prefijada, se acostumbra pasar al tipo de fuelles balanceados, los cuales por lo general pueden tolerar una contrapresión variable de hasta el 40% de la prefijada. En la tabla 2 se dan los tamaños estándar del orificio.

Determinación de las velocidades de descarga

Las causas más comunes de sobrepresión son:

1. Incendio externo
2. Falla de los tubos de un intercambiador de calor
3. Expansión de los líquidos
4. Falla del agua de enfriamiento
5. Falla de la electricidad
6. Salida bloqueada

Tabla 2
Designaciones de las válvulas de alivio

Designación estándar del orificio	Área del orificio (in ²)	Tamaño del cuerpo de la válvula (diámetro de la admisión x diámetro de la salida), in										
		1 x 2	1.5 x 2	1.5 x 2.5	1.5 x 3	2 x 3	2.5 x 4	3 x 4	4 x 6	6 x 8	6 x 10	8 x 10
D	0.110	.	.	.								
E	0.196	.	.	.								
F	0.307	.	.	.								
G	0.503			.	.	.						
H	0.785			.	.	.	.	.				
J	1.287					.	.	.	.			
K	1.838							.	.			
L	2.853							.	.	.		
M	3.60							.	.	.	.	
N	4.34							.	.	.	.	.
P	6.38							.	.	.	.	.
Q	11.05								.	.	.	.
R	16.0								.	.	.	.
T	26.0								.	.	.	.

7. Falla de los controles automáticos
8. Pérdida de reflujo
9. Reacción química (este calor a veces puede sobrepasar al calor de un incendio externo)

Las plantas, situaciones y causas de sobrepresión tienden a ser tan diferentes como para desalentar la preparación de procedimientos generalizados de cálculo para la velocidad de descarga. En lugar de un procedimiento prefijado, la mayor parte de estos problemas se pueden resolver de manera satisfactoria mediante simplificación y análisis conservadores. También debe de hacerse notar que, por una suposición general, no ocurrirán de manera simultánea dos condiciones de emergencia que no estén relacionadas.

De la lista dada, las tres primeras causas de sobrepresión son las más sujetas a generalización que las otras y se analizarán.

Incendio

En la API RP 520 (referencia 3) se analiza la entrada de calor debida a un incendio. Una forma de su ecuación para los recipientes que contienen líquido es:

$$Q = 21000 F A_w^{0.82}$$

en donde

Q = Absorción de calor, Btu/h

A_w = Superficie total mojada, ft²

F = Factor del medio ambiente

Los factores ambientales representados por F son:

Recipiente descubierto = 1.0

Aislado = 0.3/espesor del aislamiento, in

Almacenamiento subterráneo = 0.0

Tierra que cubre arriba de la rasante = 0.03

La altura arriba de la rasante para calcular la superficie mojada debe de ser:

1. Para recipientes verticales: por lo menos 25 pies arriba de la rasante o cualquier otro nivel al cual pudiera sostenerse el fuego.
2. Para recipientes horizontales: por lo menos igual al diámetro máximo.
3. Para esferas o esferoides: cualquiera de los dos que sea mayor entre el ecuador o 25 pies.

Falla de los tubos de un Intercambiador de calor

1. Úsese el fluido que entra del doble de la sección transversal de un tubo, como se expresa en la API RP 520 (referencia 3) (un tubo cortado a la mitad expone dos secciones transversales en el corte).³
2. Úsese $\Delta h = u^2/2g$ para calcular el escape. Ya que éste actúa de modo semejante a un orificio, se necesita un coeficiente; úsese 0.7. Por tanto,

$$u = 0.7 \sqrt{2g\Delta h}$$

Para fluidos compresibles, si la carga corriente abajo es menor que ½ de carga corriente arriba, úsese ½ de carga corriente arriba como Δh . De lo contrario, úsese la Δh real.

Expansión de los líquidos

Se puede usar la ecuación siguiente para dimensionar las válvulas de alivio para expansión de líquidos:

$$Q = \frac{BH}{500 GC} \quad (\text{API RP 520, Referencia 3})$$

en donde

Q = Capacidad requerida, gpm (gal/min)

H = Entrada de calor, Btu/h

B = Coeficiente de expansión volumétrica por °F

= 0.0001 para el agua

= 0.0010 para hidrocarburos ligeros

= 0.0008 para la gasolina

= 0.0006 para los destilados

= 0.0004 para el aceite combustible residual

G = Gravedad específica

C = Calor específico, Btu/lb °F

Reglas empíricas para las válvulas de alivio de seguridad

1. Compruébese la metalurgia para los hidrocarburos ligeros que se evaporan instantáneamente durante el alivio de presión. Se pueden producir temperaturas muy bajas.
2. Compruébese siempre la fuerza de reacción del tubo de cola.

3. Los gatos de mano son de gran ayuda en las válvulas grandes de alivio por varias razones. Una es dar posibilidad al operario de volver a asentar una válvula de alivio que se dispara.
4. Las válvulas de asiento plano tiene una ventaja sobre las válvulas de asiento cónico, si las fuerzas de la planta tienen que refrentar las superficies (lo que suele suceder a medianoche).
5. La presión máxima proveniente de una explosión de un hidrocarburo y aire es de $7 \times$ presión inicial, a menos que ocurra en un tubo largo, en donde se puede establecer una onda estacionaria. Puede resultar más barato diseñar algunos tambores para soportar una explosión que suministrar un sistema de alivio de seguridad. Lo típico es especificar $\frac{1}{4}$ " como espesor mínimo de la placa (sólo para el acero al carbono).

Fuentes

1. Rearick, "How to Design Pressure Relief Systems", partes I y II, *Hydrocarbon Processing*, agosto/septiembre de 1969.
2. ASME Boiler and Pressure Vessel Code, secciones I y VIII.
3. Recommended Practice for the Design and Installation of Pressure Relieving Systems in Refineries; parte I, "Design", última edición; parte II, "Installation", última edición, RP 520 del American Petroleum Institute.
4. Isaacs, Marx, "Pressure Relief Systems", *Chemical Engineering*, 22 de febrero de 1971.

2

Intercambiadores de calor

TEMA	20	Condensadores al vacío	42
Guías de selección	25	Intercambiadores de calor enfriados por aire:	
Caída de presión, casco y tubo	27	tiro forzado en comparación con el inducido	42
Diferencia de temperaturas.....	29	Intercambiadores de calor enfriados por aire:	
Diámetro del casco	30	caída de presión del lado del aire	43
Velocidad máxima del lado del casco	30	Intercambiadores de calor enfriados por aire:	
Velocidad máxima en las toberas	31	capacidad aproximada	44
Coeeficientes de transferencia de calor	31	Intercambiadores de calor enfriados por aire:	
Resistencias de las incrustaciones	38	control de la temperatura.....	46
Resistencias de los metales	40	Reglas empíricas diversas	48

TEMA**Nomenclatura**

Los intercambiadores de calor de casco y tubos se designan por el tipo de cabezal delantero, el tipo de casco y el tipo de

cabezal posterior, como se muestra en las figuras 1-4 y tabla 1, tomadas de las normas de la Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA).

(El texto continúa en la pág. 23)

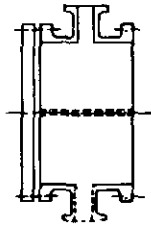
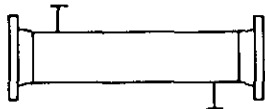
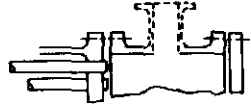
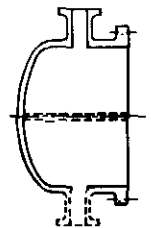
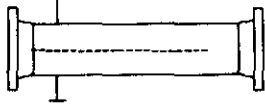
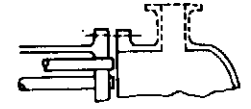
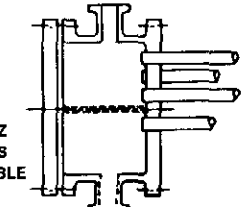
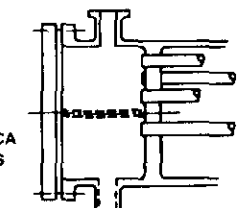
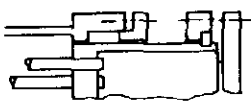
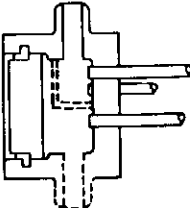
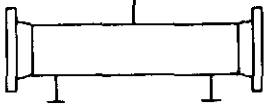
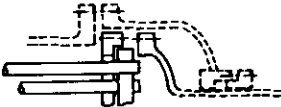
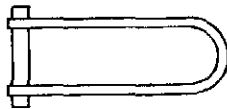
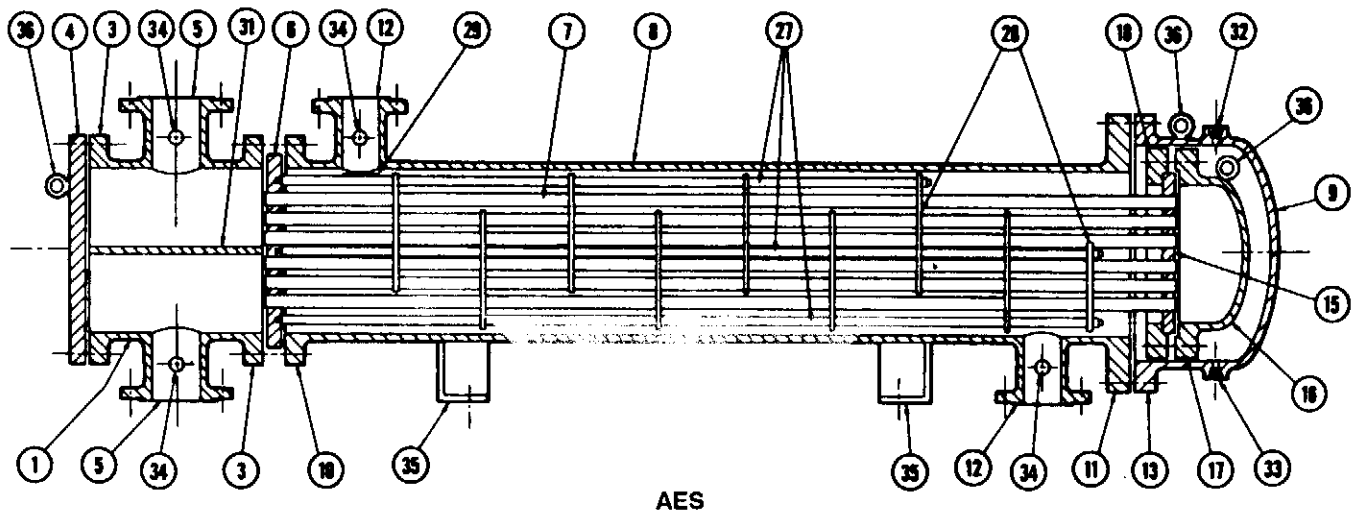
EXTREMO DELANTERO TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO		TIPOS DE CASCO		EXTREMO POSTERIOR TIPOS DE CABEZAL	
A		E		L	
	CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE				
B		F		M	
	CASQUETE (CUBIERTA INTEGRAL)		CASCO DE DOS PASOS CON DESVIADOR LONGITUDINAL		PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
C		G		N	
	SÓLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE				
		H		P	
	SÓLO PLACA DE TUBOS FIJA				
	CANAL INTEGRAL CON PLACA DE TUBOS Y CUBIERTA DESMONTABLE				
D		J		S	
		K		T	
	CIERRE ESPECIAL DE ALTA PRESIÓN		REHEVADOR DEL TIPO DE MARMITA	U	
				W	
					PLACA DE TUBOS FLOTANTE EMPACADA CON ANILLO DE CIERRE HIDRÁULICO

Figura 1. Intercambiadores de calor.

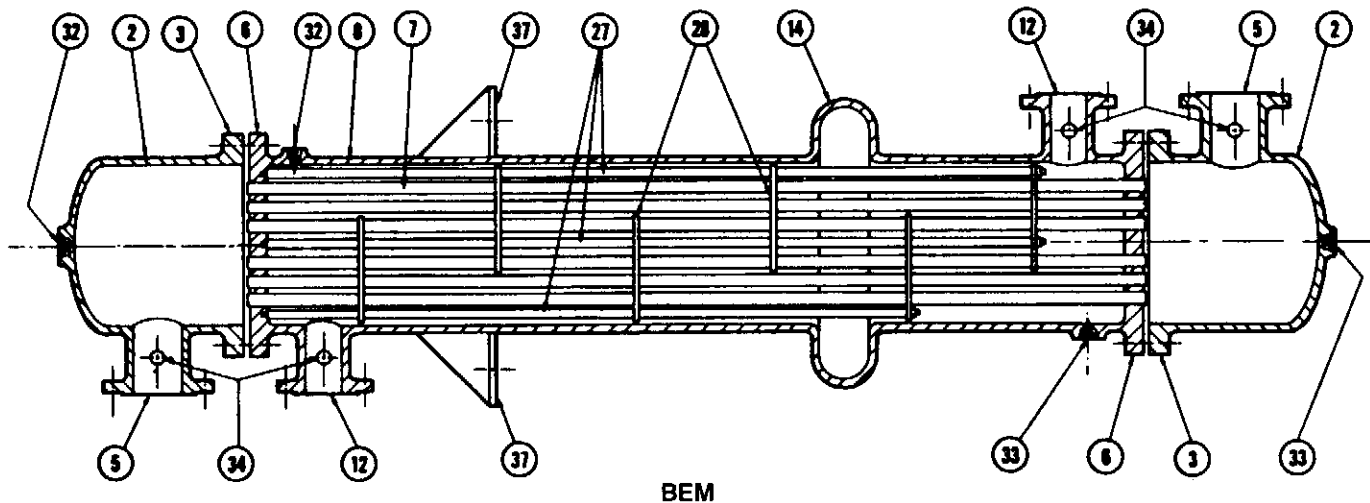
620.8-17
F 815
2000

000351

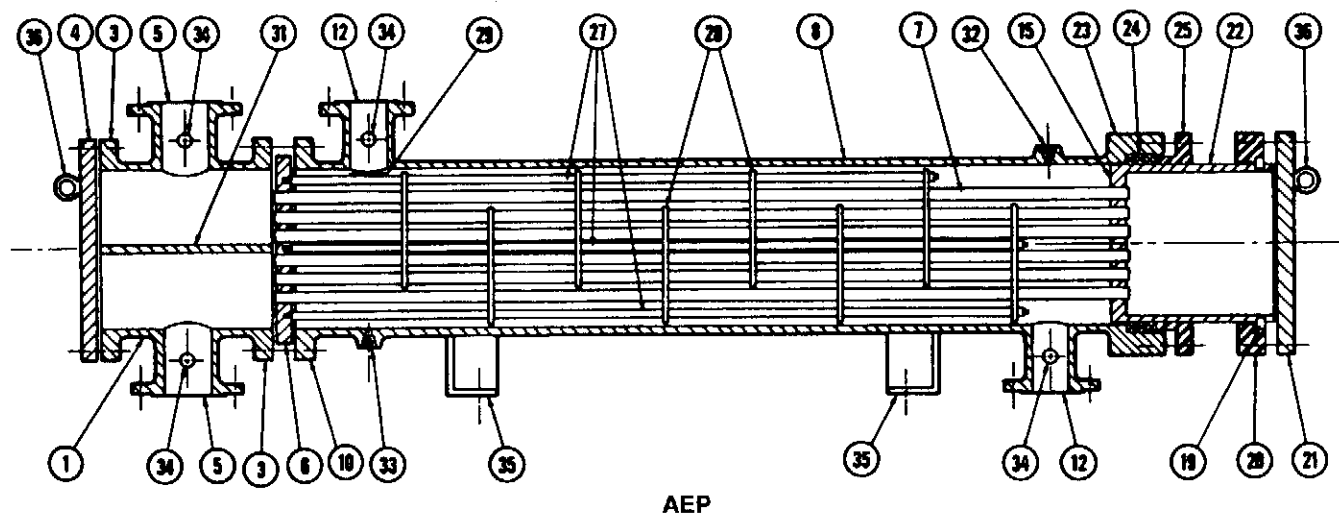


AES

Figura 2. Tipo AES.



BEM



AEP

Figura 3. Tipos BEM, AEP, CFU.

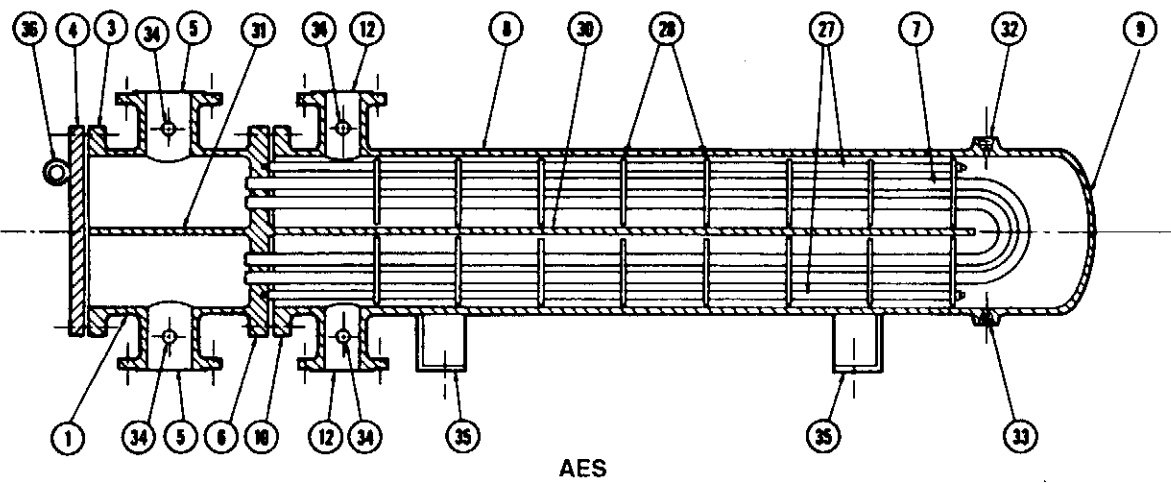


Figura 3. Continuación.

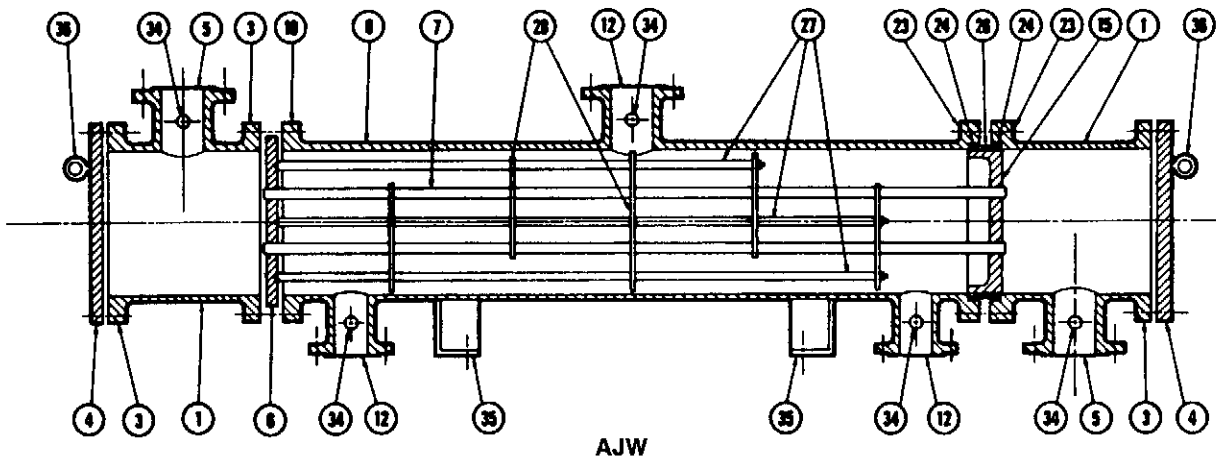
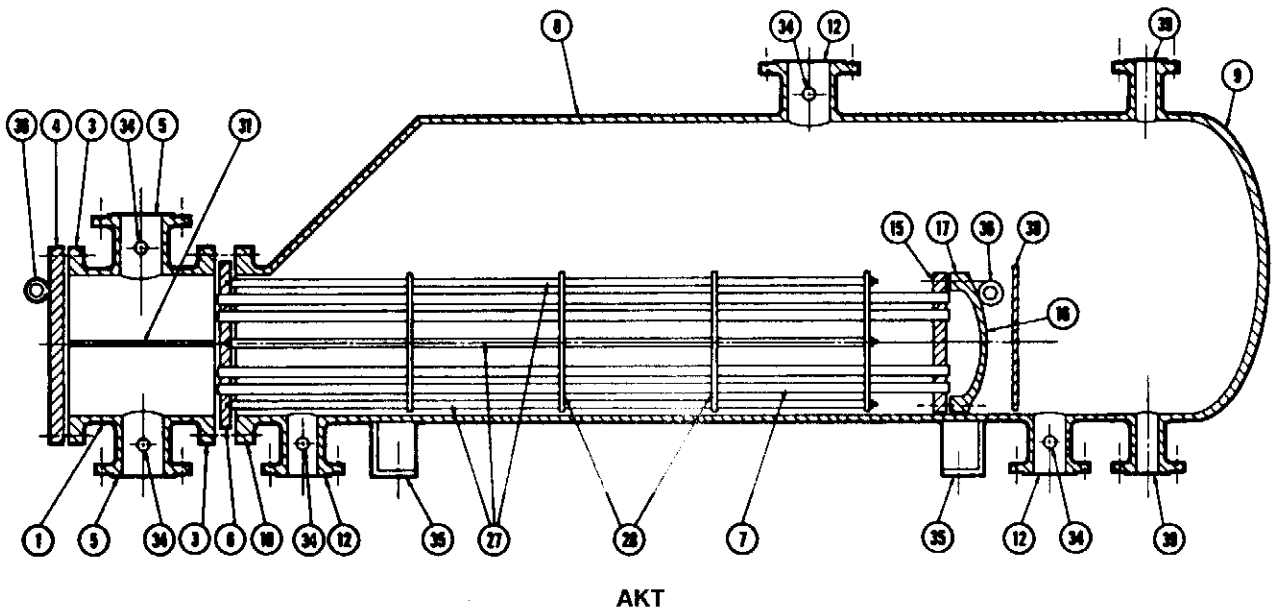


Figura 4. Tipos AKT y AJW.

Tabla 1
Partes y conexiones típicas de los intercambiadores de calor

1. Cabezal estacionario: canal	19. Anillo partido de esfuerzo cortante
2. Cabezal estacionario: casquete	20. Brida postiza de respaldo
3. Brida del cabezal estacionario: canal o casquete	21. Cubierta del cabezal flotante: externa
4. Cubierta del canal	22. Faldón de la placa de tubos flotante
5. Tobera del cabezal estacionario	23. Brida del prensaestopas
6. Placa de tubos estacionaria	24. Empaquetadura
7. Tubos	25. Anillo segulador de la empaquetadura
8. Casco	26. Anillo de cierre hidráulico
9. Cubierta del casco	27. Tirantes y espaciadores
10. Brida del casco; extremo del cabezal estacionario	28. Desviadores transversales y placas de apoyo
11. Brida del casco; extremo del cabezal posterior	29. Desviador de choque
12. Tobera del casco	30. Desviador longitudinal
13. Brida de la cubierta del casco	31. Partición de pasos
14. Junta de expansión	32. Conexión del desfogue
15. Placa de tubos flotante	33. Conexión del drenaje
16. Cubierta del cabezal flotante	34. Conexión para instrumento
17. Brida del cabezal flotante	35. Silla de soporte
18. Dispositivo de respaldo del cabezal flotante	36. Oreja de levantamiento
	37. Ménsula de soporte
	38. Vertedero
	39. Conexión para el nivel del líquido

(continuación del texto de la página 20)

Clases

En la tabla 2 se hace una comparación de las clases R, C y B de TEMA.

Tabla 2*
Normas TEMA; 1978
Comparación de las clases R, C y B

Párrafo	Tema	R	C	B
1.12	Definición	Para las necesidades por lo general severas del petróleo y las aplicaciones de procesos relacionados.	Para las necesidades por lo general moderadas de las aplicaciones de procesos comerciales y generales.	Para servicio de procesos en general.
1.51	Sobreespesor para corrosión en el acero al carbono	1/8 pulgada	1/16 pulgada	1/16 pulgada
2.2	Diámetros de los tubos	3/4 DE de 3/4, 1, 1 1/4 y 2 pulgadas	R + 1/4, 3/8, 1/2 y 5/8	R + 3/8
2.5	Espaciamiento de los tubos y franja mínima de limpieza	Franja de 1.25 x DE del tubo de 1/4 pulgada.	R + 3/8 los tubos de pueden estar ubicados a 1.2 x DE del tubo	R + la franja puede ser de 3/8 pulgada en los cascos de 12 pulgadas y menores, para tubos de 5/8 y 3/4.
3.3	Diámetro mínimo del casco	8 pulgadas tabuladas	6 pulgadas tabuladas	6 pulgadas tabuladas
4.72	Espesor del desviador longitudinal	1/4 in mínimo	1/8 pulgada de aleación, 1/4 pulgada de AC	1/8 pulgada de aleación, 1/4 pulgada de acero al carbono
4.71	Diámetro mínimo de los tirantes	3/8 pulgada	1/4 pulgada en cascos de 6-15 pulgadas	1/4 pulgada en cascos de 6-15 pulgadas
5.11	Área cruzada de la cubierta del cabezal flotante	1.3 veces el área de flujo de los tubos	La misma que el área de flujo de los tubos	La misma que el área de flujo de los tubos
5.31	Construcción del anillo de cierre hidráulico	375°F máximo 300 psi (lb/in ²) más para diámetro de casco de 24 pulgadas 150 psi para cascos de 25-42 pulgadas 75 psi para cascos de 43-60 pulgadas	600 psi máximo	(Igual que la TEMA R.)

*Publicada con autorización. Rubin, F. L.

Tabla 2* (Continuación)
Normas TEMA; 1978
Comparación de las clases R, C y B

Párrafo	Tema	R	C	B
6.2	Materiales de los empaques	Metal encamisado o metal sólido para a) la cubierta del cabezal flotante interno. b) 300 psi y más. c) todos los hidrocarburos.	Metal encamisado o metal sólido para a) cabezal flotante interno b) 300 psi y más Se admite el asbesto para presiones de 300 psi y menores.	(Igual que la TEMA C.)
6.32	Superficie periférica de contacto del empaque	Se especifica tolerancia en relación con lo plano.	No se especifica tolerancia.	No se especifica tolerancia.
7.131	Espesor mínimo de la placa de tubos con juntas expandidas de éstos.	Diámetro exterior del tubo.	0.75 × DE del tubo, para 1 pulgada y menores. 7/8 de pulgada para DE de 1¼. 1 pulgada para DE de 1½. 1.25 pulgadas para DE de 2.	(Igual que la TEMA C.)
7.44	Ranurado de los agujeros para los tubos	Dos ranuras.	Arriba de una presión de diseño de 300 psi y arriba de una temperatura de diseño de 350°F: dos ranuras.	(Igual que la TEMA R.)
7.51	Longitud de la expansión	Lo que sea menor entre 2 pulgadas o el espesor de la placa de tubos.	Lo que sea menor entre 2 × DE del tubo o 2 pulgadas.	(Igual que la TEMA R.)
7.7	Ranuras de la partición de los pasos de las placas de tubos	Se requieren ranuras de 3/16 pulgada de profundidad.	Por encima de 300 psi, se requieren ranuras de 3/16 de profundidad o cualquier otro medio adecuado para retener los empaques en su lugar.	(Igual que la TEMA C.)
9.3	Conexiones de los machos para roscas de tubería	Acoplamiento de 6000 psi con macho de acero en barra.	Acoplamiento de 3000 psi.	Acoplamiento de 3000 con macho de acero en barra.
9.32	Conexiones para manómetros	Se requieren en toberas de 2 pulgadas y más.	(Serán especificadas por el comprador.)	(Igual que la TEMA R.)
9.33	Conexiones para termómetros	Se requieren en toberas de 4 pulgadas y más.	(Serán especificadas por el comprador.)	(Igual que la TEMA R.)
9.1	Construcción de las toberas	No se hace referencia a bridas.	Igual que la TEMA R.	Todas las toberas de más una pulgada deben contar con brida.
10.1	Tamaño mínimo de los tornillos	¾ pulgada	Se recomienda ½ in. Se puede usar tornillería más pequeña.	5/8 pulgada

* Publicada con autorización. Rubin, F. L.

Fuentes

1. Normas de la Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA), 7a. edición.

2. Rubin, F. L., "What's the Difference Between TEMA Exchangers Classes", *Hydrocarbon Processing*, 59, junio de 1980, pág. 92.
3. Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, volumen 3, Gulf Publishing Co.

Guías de selección

Enseguida se dan dos guías de fácil manejo para la selección de intercambiadores de calor de casco y tubos, tomadas de Ludwig¹ y la GPSA².

Tabla 1
Guía de selección para tipos de Intercambiadores de calor

Designación del tipo	Característica significativa	Aplicaciones a las que mejor se ajusta	Limitaciones	Costo relativo en construcción de acero al carbono
De placas de tubos fijas.	Las dos placas de tubos están fijas al casco.	Condensadores; líquido-líquido; gas-gas; gas-líquido; enfriamiento y calentamiento; horizontal o vertical; rehevado.	Diferencia de temperaturas en los extremos de alrededor de 200°F, debido a la expansión diferencial.	1.0
De cabezal o placa de tubos flotantes (haces desmontables y no desmontables).	Una placa de tubos "flota" en el casco o con éste; el haz de tubos puede ser desmontable o no del casco, pero la cubierta posterior se puede quitar para dejar expuestos los extremos de los tubos.	Elevadas diferenciales de temperatura, por encima de extremos de 200°F; fluidos sucios que requieren la limpieza del interior así como del exterior del casco; horizontal o vertical.	Los empaques internos presentan el peligro de fugas. Lo corrosivo de los fluidos sobre las partes flotantes del lado del casco. Por lo general confinados a unidades horizontales.	1.28
De tubos en U; de haces en U	Sólo se requiere una placa de tubos. Los tubos se doblan para darles la forma de U. El haz es desmontable.	Elevadas diferenciales de temperatura que podrían requerir medidas relacionadas con la expansión en las unidades de tubos fijos. Servicio limpio o condiciones para una fácil limpieza tanto en el lado de los tubos como en el del casco. Horizontal o vertical.	Los dobleces se deben hacer con cuidado o se pueden tener daños mecánicos y peligro de ruptura. Las velocidades del lado de los tubos pueden causar erosión del interior de las curvas. El fluido no debe de tener partículas suspendidas.	1.08
De marmita.	Haz de tubos desmontable, sea del tipo en U o de cabezal flotante. Casco agrandado para permitir la ebullición y el desprendimiento de vapor.	Fluido en ebullición del lado del casco, como refrigerante o fluidos de procesos que se están vaporizando. Enfriamiento, rápido o paulatino, del fluido del lado de los tubos en la evaporación del refrigerante del lado del casco.	Para instalación horizontal. Físicamente grande para otras aplicaciones.	1.2-1.4
De tubo doble.	Cada tubo tiene su propio casco, formando un espacio anular para el fluido del lado de este último. Suele usarse tubo con aletas externas.	Servicio con área de transferencia de calor relativamente pequeña, o bien, en bancos para aplicaciones más grandes. Resulta especialmente adecuado para altas presiones del lado del tubo, arriba de 400 psig (lb/in ² manométricas).	Servicios apropiados para tubos con aletas. El montaje de un gran número a menudo resulta costoso y requiere espacio.	0.8-1.4
De serpentín.	El serpentín para sumersión en una caja de agua o para ser rociado con agua es el tipo más sencillo de intercambiador.	Condensación o cargas de calor más o menos bajas sobre la transferencia sensible.	El coeficiente de transferencia de calor es bajo, requiere un espacio relativamente grande si la carga de calor es elevada.	0.5-0.7
De secciones abiertas de tubos (enfriados por agua).	Los tubos no requieren casco, sólo los cabezales de los extremos; suelen ser largos; el agua se rocía sobre la superficie; los tubos exteriores se descascaran por expansión y contracción. También se pueden usar en caja de agua.	Condensación; cargas de calor relativamente bajas sobre la transferencia sensible.	El coeficiente de transferencia de calor es bajo; ocupa menos espacio que el serpentín.	0.8-1.1
De secciones abiertas de tubos (enfriados por aire) Tubos simples o con aletas.	No se requiere casco, sólo cabezales de los extremos semejantes a los de las unidades de agua.	Condensación; alto nivel de transferencia de calor.	El coeficiente de transferencia de calor es bajo, si la circulación es por convección natural, pero se mejora con flujo forzado de aire a través de los tubos.	0.8-1.8

Tabla 1 (Continuación)
Guía de selección para tipos de intercambiadores de calor

Designación del tipo	Característica significativa	Aplicaciones a las que mejor se ajusta	Limitaciones	Costo relativo en construcción de acero al carbono
De placas y armazones	Compuesto de delgadas placas metálicas moldeadas, separadas por empaques. Compacto, de fácil limpieza.	Fluidos viscosos, fluidos pastosos corrosivos. Elevada transferencia de calor.	No es adecuado para ebullición o condensación; límite de 350-500°F por los empaques. Se usa sólo para líquido-líquido, no para gas-gas.	0.8-1.5
En espiral	Compacto, de placas concéntricas; no cuenta con tubo de desvío (<i>bypass</i>); elevada turbulencia.	Flujo cruzado, condensación, calentamiento.	Corrosión proveniente del proceso; materiales suspendidos.	0.8-1.5
De tubos pequeños de Teflón	Resistencia química de los tubos, éstos no se incrustan.	Fluidos limpios, condensación, intercambio cruzado.	Bajo coeficiente de transferencia de calor.	2.0-4.0

Tabla 2
Guía de selección para intercambiadores de casco y tubos
(El costo aumenta de izquierda a derecha)

Tipo de diseño	De tubo en "U"	De placa de tubos fija	De cabezal flotante empacado en el exterior	De cabezal flotante con anillo de respaldo partido	De cabezal flotante con haz sacado
Medidas para la expansión diferencial	Tubos por separado con libertad para expandirse	Junta de expansión en el casco	Cabezal flotante	Cabezal flotante	Cabezal flotante
Haz de tubos desmontable	Sí	No	Sí	Sí	Sí
Reemplazo posible del haz	Sí	No resulta práctico	Sí	Sí	Sí
Se pueden reemplazar los tubos por separado	Sólo aquellos de la fila exterior	Sí	Sí	Sí	Sí
Se puede limpiar el interior de los tubos	Difícil de hacerlo en forma mecánica; se puede realizar químicamente	Sí, mecánica o químicamente	Sí, mecánica o químicamente	Sí, mecánica o químicamente	Sí, mecánica o químicamente
Se puede limpiar el exterior de los tubos con espaciamiento triangular	Sólo químicamente	Sólo químicamente	Sólo químicamente	Sólo químicamente	Sólo químicamente
Se puede limpiar el exterior de los tubos con espaciamiento cuadrado	Sí, mecánica o químicamente	Sólo químicamente	Sí, mecánica o químicamente	Sí, mecánica o químicamente	Sí, mecánica o químicamente
Número de pasos por los tubos	Es posible cualquier número par práctico	Normalmente no se tienen limitaciones	Normalmente no se tienen limitaciones	Normalmente no se tienen limitaciones	Normalmente no se tienen limitaciones
Empaques internos eliminados	Sí	Sí	Sí	No	No

Fuentes

1. Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, volumen 3, Gulf Publishing Co.
2. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Caída de presión, casco y tubo

Caída de presión del lado del tubo

Esta caída de presión está compuesta de varias partes, las cuales se calculan como se muestra en las tablas 1 y 2.

Tabla 1
Cálculo de la caída de presión del lado del tubo en los intercambiadores de casco y tubos

Parte	Caída de presión en número de cargas de velocidad	Ecuación
Entrada más salida del intercambiador	1.6	$\Delta h = 1.6 \frac{U_p^2}{2g}$ (Este término es pequeño y con frecuencia se desprecia)
Entrada más salida de los tubos	1.5	$\Delta h = 1.5 \frac{U_T^2}{2g} N$
Pérdidas en los extremos, en los casquetes y canales del lado del tubo	1.0	$\Delta h = 1.0 \frac{U_T^2}{2g} N$
Pérdida en el tubo recto	Véase el capítulo 1, Flujo de fluidos, Caída de presión en la tubería	

Δh = Pérdida de carga en pies del fluido en movimiento

U_p = Velocidad en el tubo que conduce al intercambiador y que sale de él, ft/s

U_T = Velocidad en los tubos

N = Número de pasos en los tubos

Tabla 2
Cálculo de la caída de presión del lado del tubo en los intercambiadores enfriados por aire

Parte	Caída de presión en número aproximado de cargas de velocidad	Ecuación
Todas las pérdidas, excepto para el tubo recto	2.9	$\Delta h = 2.9 \frac{U_T^2}{2g} N$
Pérdida en el tubo recto	Véase el capítulo 1, Flujo de fluidos, Caída de presión en la tubería	

Tabla 3
Relaciones de los patrones de tubos

	Triangular	Cuadrado alineado	Cuadrado en zigzag
a	a = c	a = c	a = 1.414c
b	b = 0.866c	b = c	b = 0.707c

Caída de presión del lado del casco

Patrones de los tubos

Con desviadores segmentarios, en donde el fluido del lado del casco fluye a través del haz de tubos, entre aquellos, son usuales los siguientes patrones de tubos:

1. Triangular: Al unir los centros de tres tubos adyacentes se forma un triángulo equilátero. Cualquier lado de este triángulo es el espaciamiento entre tubos, c.
2. Cuadrado alineado: El fluido del lado del casco tiene franjas de circulación rectas, a diferencia del patrón triangular, en donde las capas alternadas de tubos están desalineadas. Este patrón facilita la limpieza, ya que se puede hacer pasar una lanza por completo a través del haz, sin interferencia. Este patrón tiene menos caída de presión que el triangular pero los requisitos del casco son mayores y se tiene un menor coeficiente de transferencia de calor para una velocidad dada, con muchos niveles de velocidades. Al unir los centros de cuatro tubos adyacentes, se forma un cuadrado. Cualquier lado de este cuadrado es el espaciamiento entre tubos, c.
3. Cuadrado en zigzag, a menudo mencionado como cuadrado girado: Al girar 45° el espaciamiento alineado de los cuadrados ya no se le da al fluido del lado del casco franjas despejadas a través del haz. El espaciamiento c se define como para el cuadrado alineado.

Necesitamos definir otros dos términos: espaciamiento transversal a y espaciamiento longitudinal b. Para obtener un dibujo de estas dimensiones véase el artículo fuente. Para nuestros fines, las longitudes apropiadas se muestran en la tabla 3.

Flujo turbulento

Para el flujo turbulento a través de los bancos de tubos, se dan una ecuación modificada de Fanning y un número modificado de Reynolds:

$$\Delta P_f = \frac{4f'' N_R N_{pc} \rho U_{\max}^2}{2g}$$

$$Re' = \frac{D_o U_{\max} \rho}{\mu}$$

en donde

ΔP_f = Pérdida por fricción, en lb/ft²

f'' = Factor modificado de fricción

N_R = Filas de tubos por paso del casco (N_R siempre es igual al número de espacios libres mínimos a través de los cuales el fluido pasa en serie. Para el cuadrado con espaciado en zigzag, la $U_{m\acute{a}x}$, la cual se requiere para calcular Re' , se puede presentar en los espacios libres transversales a o en los diagonales c. En este último caso, N_R es menor en uno que el número de filas de tubos.

N_{pc} = Número de pasos en el casco

ρ = Densidad, lb/ft³

El factor modificado de fricción se puede determinar al aplicar las tablas 4 y 5.

Tabla 4
Determinación de f'' para cinco filas de tubos o más

C/D _o Ambos en las mismas unidades de longitud		Triangular			
$Re' \times 10^{-3} \rightarrow$		2	8	20	40
1.25(mín)	0.210	0.155	0.130	0.107	
1.50	0.145	0.122	0.090	0.074	
2.00	0.118	0.096	0.081	0.066	
3.00	0.089	0.076	0.063	0.052	
		Cuadrado en zigzag			
$Re' \times 10^{-3} \rightarrow$		2	8	20	40
1.25(mín)	0.139	0.135	0.116	0.099	
1.50	0.081	0.079	0.080	0.071	
2.00	0.056	0.057	0.055	0.053	
3.00	0.052	0.050	0.045	0.038	
		Cuadrado alineado			
$Re' \times 10^{-3} \rightarrow$		2	8	20	40
1.25(mín)	0.130	0.106	0.088	0.063	
1.50	0.125	0.103	0.079	0.061	
2.00	0.108	0.090	0.071	0.058	
3.00	—	—	—	—	

Tabla 5
Factor de corrección f'' para menos de cinco filas de tubos

Número de filas	1	2	3	4
Factor de corrección	1.30	1.30	1.30	1.30

$U_{m\acute{a}x}$ = Velocidad lineal máxima (a través del área de la sección transversal mínima), ft/s

$g = 32.2 \text{ ft/s}^2$

Re' = Número de Reynolds modificado

D_o = Diámetro exterior del tubo, ft

μ = Viscosidad, lb/ft s; centipoises $\times 0.000672$

Se ha desarrollado una ecuación para cinco filas de tubos o más. Para cada C/D_o , la relación general aproximada es como sigue:

$$f'' = Y/Re^{0.21}$$

Una tabla del valor de Y es la siguiente:

C/D _o	Tipo de espaciado de los tubos		
	Triangular	Cuadrado alineado	Cuadrado en zigzag
1.25 (mín)	1.0225	0.8555	0.6571
1.50	0.7150	0.5547	0.6234
2.00	0.6188	0.3948	0.5580
3.00	0.4816	0.3246	

Flujo laminar

Por debajo de $\frac{D_c U_{m\acute{a}x} \rho}{\mu} = 40$, en donde D_c es el espacio libre entre los tubos en pies, el flujo es laminar. Para esta región, úsese

$$\Delta P_f = \frac{1.68 \mu U_{m\acute{a}x} L}{D_c^2}$$

en donde

L = Longitud de la trayectoria del flujo, ft

D_c = Diámetro equivalente, ft; 4 veces el radio hidráulico

$$D_c = 4 \frac{(\text{área de flujo de la sección transversal})}{(\text{perímetro mojado})} = D_o \left(\frac{4ab}{\pi D_o^2} - 1 \right)$$

Caída de presión por los desviadores

Las ecuaciones previas determinan la caída de presión a través del haz de tubos. Para la caída adicional por el flujo a través del área libre arriba, debajo o alrededor de los desviadores segmentarios, úsese

$$\Delta P_f = \frac{W^2 N_B N_{pc}}{\rho S_B^2 g}$$

en donde

W = Flujo, en lb/s

N_B = Número de desviadores en serie por paso en el casco

S_B = Área de la sección transversal para el flujo alrededor del desviador segmentario, ft²

Flujo paralelo a los tubos

Para el flujo paralelo a los tubos, o bien, en un espacio anular, por ejemplo, un intercambiador de calor de tubo doble, úsese

$$\Delta P = \frac{2f\rho U^2 L}{gD_e}$$

en donde

ΔP = Caída de presión, lb/ft²

f = Factor de fricción

Fuente

Scovill Heat Exchanger Tube Manual, Scovill Manufacturing Company, Copyright 1957.

Diferencia de temperaturas

En lo que sigue sólo se considerará el flujo a contracorriente. Es bien sabido que la temperatura media logarítmica es la diferencia correcta de temperaturas que se debe de usar en la expresión:

$$q = UA\Delta T_M$$

en donde

q = Carga de calor, en Btu/h

U = Coeficiente total de transferencia de calor, en Btu/h ft² °F

A = Área superficial de los tubos, en ft²

ΔT_M = Diferencia media de temperaturas, en °F. Para el caso presente es la diferencia media logarítmica de temperaturas.

$$\Delta T_M = \frac{GTD - LTD}{\ln(GTD/LTD)}$$

en donde

GTD = Diferencia mayor de temperaturas (*greater temperature difference*)

LTD = Diferencia menor de temperaturas (*lesser temperature difference*)

Cuando $GTD/LTD < 2$, la media aritmética se encuentra a menos de alrededor del 2% de la media logarítmica.

Éstas se refieren a las temperaturas terminales de los fluidos frío y caliente, la de admisión de uno de los fluidos en comparación con la de salida del otro. Para un intercambiador cruzado, sin cambio de fase, la ΔT_M da resultados exactos por el flujo a verdadera contracorriente. Sin embargo, la mayor parte de los intercambiadores de calor se desvían de la contracorriente verdadera, de modo que se necesita un factor de corrección, F .

Estos factores de corrección se dan en varios textos sobre transferencia de calor. En lugar de las curvas del factor de corrección, aplíquese el procedimiento siguiente para deducir el factor:

1. Supóngase que la temperatura del lado del casco varía en forma lineal con respecto a la longitud.
2. Como primer intento en relación con el lado del tubo, supóngase que, en cada paso, se transfiere una cantidad

igual de calor, con capacidad calorífica constante del fluido.

3. Usando las temperaturas en los extremos de cada paso del casco y de los tubos, calcúlese ΔT_M para cada paso de estos últimos. A partir de esto, se determina la fracción de la carga total para cada paso de los tubos.
4. Para las nuevas temperaturas en los extremos, calcúlese la nueva ΔT_M para cada paso de los tubos.
5. El promedio aritmético de las ΔT_M para cada paso de los tubos es la ΔT_M corregida por el número de pasos. $F = \Delta T_M \text{ corregida} / \Delta T_M \text{ no corregida}$.

El procedimiento antes descrito dará con rapidez números muy cercanos a los de las curvas. Algo respecto de lo cual se debe ser cuidadoso en los intercambiadores cruzados es tener un diseño que tenga una de las llamadas "cruz de temperaturas". En la figura 1 se muestra un ejemplo.

En la figura 1, el fluido más frío que se está calentando sale con una temperatura más elevada que la de salida del otro fluido. Para los intercambiadores reales de calor, que se desvían del flujo en verdadera contracorriente, puede suceder lo siguiente cuando se tienen condiciones de cruz de temperaturas:

1. El diseño puede probar que es imposible en un solo casco.
2. El factor de corrección puede ser bastante bajo, lo que requiere un área antieconómicamente grande.
3. La unidad puede probar que no es satisfactoria en el campo, si las condiciones se cambian un poco.

Para la figura 1, si se supone un paso en el casco y dos o más pasos de los tubos, el factor de corrección es aproximadamente de 0.7. Esto hace ver que no resulta deseable una cruz de temperaturas en un solo paso en el casco.

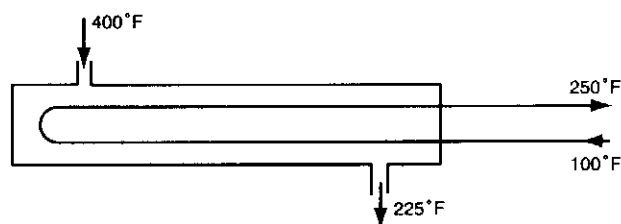


Figura 1. Lo que se ilustra en esta figura es un ejemplo de una cruz de temperaturas.

El procedimiento de cálculo para los factores de corrección de las temperaturas no funcionará en el caso de una cruz de temperaturas en un solo paso en el casco pero, de todas maneras, esta situación no es conveniente.

Algunas condiciones requieren que, para los cálculos, se divida el intercambiador en partes múltiples, en lugar de tan sólo usar las temperaturas terminales corregidas. Para esos casos, siempre se debe de trazar una curva de q en función de la temperatura, para tener la seguridad de que no se presentan puntos muy cercanos o, incluso, cruces intermedios.

Un ejemplo de un cálculo de secciones múltiples sería un condensador de propano. La primera sección podría un área

para eliminar el sobrecalentamiento, en donde q , como función de T , sería una recta de pendiente pronunciada a la que le sigue una sección de condensación con una recta paralela al eje q (condensación sin cambio en la temperatura). Por último, podría haber una sección de subenfriamiento, con otra recta de pendiente pronunciada. Se puede calcular esta unidad como tres intercambiadores de calor separados.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen I, Gulf Publishing Co., página 55.

Diámetro del casco

Determinación del diámetro del casco para un Intercambiador de calor de casco y tubos

Para un espaciamiento triangular, procédase como sigue:

1. Dibújese el triángulo equilátero que una los centros de tres tubos adyacentes. Cualquier lado del triángulo es el espaciamiento entre los tubos (recuérdese que $1.25D_o$ es el mínimo).
2. El área del triángulo es $\frac{1}{2}bh$, en donde b es la base y h es la altura.
3. Esta área contiene $\frac{1}{2}$ tubo.
4. Calcúlese el área ocupada por todos los tubos.
5. Calcúlese el diámetro del casco para contener esta área.

6. Agréguese un diámetro de tubo en todo el rededor (dos diámetros de tubo sumados al diámetro antes calculado).
7. Lo que se tiene por resultado es el diámetro mínimo del casco. No existe una norma firme para los incrementos en el diámetro del casco. Úsen se incrementos de 2 pulgadas para la planeación inicial.

Para el espaciamiento cuadrado, procédase de manera análoga.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen I, Gulf Publishing Co., pág. 54.

Velocidad máxima del lado del casco

En esta gráfica se muestran las velocidades máximas del lado del casco; éstos son máximos empíricos para tener una operación razonable.

Fuente

Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, Gulf Publishing Co.

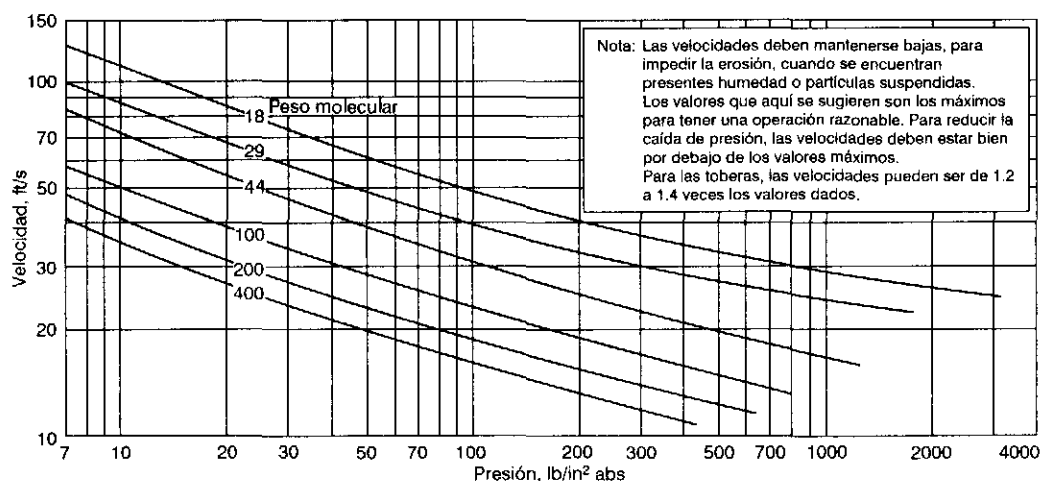


Figura 1. Velocidad máxima para los gases y vapores a través de los intercambiadores de calor, del lado del casco.

Velocidad máxima en las toberas

En la tabla siguiente se dan las velocidades máximas sugeridas en las toberas de los intercambiadores. La caída de presión a través de las toberas debe de comprobarse, en especial en donde las pérdidas de presión constituyen un problema, como sucede en los sistemas de baja presión.

Fuente

Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, Gulf. Publishing Co.

Velocidades máximas recomendadas a través de las conexiones de las boquillas, tubería, etc., asociadas con los lados del casco o de los tubos de un intercambiador de calor

Líquidos		
Viscosidad, en centipoise	Velocidad máxima, ft/s	Observaciones
Más de 1500	2	Aceites muy pesados
1000-500	2.5	Aceites pesados
500-100	2.5	Aceites medianos
100-35	5	Aceites ligeros
35- 1	6	Aceites ligeros
Por debajo de 1	8	...

Vapores y gases

Úsese de 1.2 a 1.4 del valor dado en la figura 1 de la sección anterior, velocidad máxima del lado del casco, como la velocidad a través de los intercambiadores.

Coefficientes de transferencia de calor

Determinación del coeficiente de transferencia de calor de los intercambiadores de calor

Para hacer esto, se deben sumar todas las resistencias a la transferencia del calor. El recíproco de esta suma es el coeficiente de transferencia de calor. Para un intercambiador de calor, las resistencias son:

Incrustación de lado del tubo	R_{IT}
Incrustación del lado del casco	R_{IC}
Pared metálica del tubo	R_{PM}
Resistencia de la película del lado del tubo	R_T
Resistencia de la película del lado del casco	R_C

Como incrustación total del lado del tubo y del lado del casco, úsese los factores obtenidos por la experiencia, o bien, 0.002 para la mayor parte de los servicios y 0.004 para los materiales con incrustación extensa. Despréciase la resistencia de la pared metálica para un coeficiente total de transferencia de calor menor de 200 o un flujo de calor menor de 20 000. Esto bastará para el trabajo aproximado.

Para los coeficientes de película existen muchas situaciones. En la tabla 1, se dan estimaciones aproximadas de la resistencia de la película, a velocidades razonables de diseño.

Para un líquido en ebullición, el diseñador queda limitado por un flujo máximo q/A . En este manual no se puede tratar este tema con detalle. Para la mayor parte de las aplicaciones, un flujo límite de 10 000 dará una estimación aproximada.

En la literatura se encuentran muchas tabulaciones de coeficientes típicos para servicios comerciales de transferencia de calor. Varias de éstas se dan a continuación.

(el texto continúa en la página 37)

Tabla 1
Resistencias de película

Líquidos	R
Agua	0.0013
Gasolina	0.0067
Gasóleos	0.0115
Calentamiento de aceites viscosos	0.0210
Enfriamiento de aceites viscosos	0.0333
Solventes orgánicos	0.0036
Gases	
Hidrocarburos	
A baja presión	0.0364
A alta presión	0.0200
Aire	
A baja presión	0.0500
A alta presión	0.0250
Vapores en condensación	
Vapor de agua	
Sin aire	0.0006
10% de aire en volumen	0.0010
20% de aire en volumen	0.0040
Gasolina	
Seca	0.0067
Con vapor de agua	0.0044
Propanos, butanos, pentanos	
Puros	0.0033
Mezclados	0.0067
Gasóleos	
Secos	0.0133
Con vapor de agua	0.0090
Solventes orgánicos	0.0030
Aceites ligeros	0.0033
Aceites pesados (al vacío)	0.0285
Amoniaco	0.0133
Evaporación	
Agua	0.0007
Solventes orgánicos	0.0050
Amoniaco	0.0033
Aceites ligeros	0.0044
Aceites pesados	0.0333

Tabla 2
Coeficientes totales en aplicaciones petroquímicas típicas, U, Btu/h (ft²) (°F)

En los tubos	Afuera de los tubos	Tipo de equipo	Velocidades, ft/s		Coeficiente total	Rango de temp., °F	Incrustación estimada		
			Tubo	Casco			Tubo	Casco	Total
A. Calentamiento-enfriamiento									
Butadieno mezclado (sobrecalentamiento)	Vapor de agua	H	25-35		12	400-100			0.04
Solvente	Solvente	H		1.0-1.8	35-40	110-30			0.0065
Solvente	Propileno (vaporización)	K	1-2		30-40	40-0			0.006
C ₄ no saturados	Propileno (vaporización)	K	20-40		13-18	100-35			0.005
Solvente	Agua fría	H			35-75	115-40	0.003	0.001	
Aceite	Aceite	H			60-85	150-100	0.0015	0.0015	
Etileno, vapor	Condensado y vapor	K			90-125	600-200	0.002	0.001	
Etileno, vapor	Agua enfriada	H			50-80	270-100	0.001	0.001	
Condensado	Propileno (refrigerante)	K-U			60-135	60-30	0.001	0.001	
Agua enfriada	Aceite de transformador	H			40-75	75-50	0.001	0.001	
Calcio, salmuera de, 25%	C ₁ clorado	H	1-2	0.5-1.0	40-60	-20+10	0.002	0.005	
Etileno líquido	Etileno, vapor	K-U			10-20	-170-(-100)			0.002
Propano, vapor	Propano líquido	H			6-15	-25-100			0.002
Ligeros y HC clorados.	Vapor de agua	U			12-30	-30-260	0.001	0.001	
HC ligero no sat., CO ₂ , H ₂	Vapor de agua	H			10-2	400-100			0.3
Etanolamina	Vapor de agua	H			15-25	400-40	0.001	0.001	
Vapor de agua	Aire, mezcla de	U			10-20	-30-200	0.0005	0.0015	
Vapor de agua	Estireno y alquitranes	U (en el tanque)			50-60	190-230	0.001	0.002	
Agua enfriada	Freón-12	H	4-7		100-130	90-25	0.001	0.001	
Agua*	Solvente de cobre pobre	H	4-5		100-120	180-90			0.004
Agua	Agua tratada	H	3-5	1-2	100-125	90-110			0.005
Agua	C ₂ clorados, HC ligeros	H	2-3		6-10	360-100	0.002	0.001	
Agua	Hidrógeno, cloruro de	H			7-15	230-90	0.002	0.001	
Agua	C ₂ clorados pesados	H			45-30	300-90	0.001	0.001	
Agua	Percloroetileno	H			55-35	150-90	0.001	0.001	
Agua	Aire y vapor de agua	H			20-35	370-90	0.0015	0.0015	
Agua	Agua de la camisa de motores	H			230-160	175-90	0.0015	0.001	
Agua	Aceite de absorción	H			80-115	130-90	0.0015	0.001	
Agua	Aire-cloro	U	4-7		8-18	250-90			0.005
Agua	Agua tratada	H	5-7		170-225	200-90	0.001	0.001	
B. Condensación									
C ₄ no sat.	Propileno (refrigerante)	K	v		58-68	60-35			0.005
HC ligeros no sat.	Propileno (refrigerante)	K	v		50-60	45-3			0.0055
Butadieno	Propileno (refrigerante)	K	v		65-80	20-35			0.004
Hidrógeno, cloruro de	Propileno (refrigerante)	H			110-60	0-15	0.012	0.001	
Ligeros y cloroetanos	Propileno (refrigerante)	KU			15-25	130-(-20)	0.002	0.001	
Etileno	Propileno (refrigerante)	KU			60-90	120-(-10)	0.001	0.001	
Cloro HC no sat.	Agua	H	7-8		90-120	145-90	0.002	0.001	
Cloro HC no sat.	Agua	H	3-8		180-140	110-90	0.001	0.001	
Cloro HC no sat.	Agua	H	6		15-25	130-(-20)	0.002	0.001	
Cloro HC	Agua	KU			20-30	110-(-10)	0.001	0.001	
Solvente y no condensado	Agua	H			25-15	260-90	0.0015	0.004	
Agua	Propileno, vapor	H	2-3		130-150	200-90			0.003
Agua	Propileno	H			60-100	130-90	0.0015	0.001	
Agua	Vapor de agua	H			225-110	300-90	0.002	0.0001	

*A menos que se especifique, toda el agua es no tratada, salobre, de esclusa o de mar.

Notas: H = Placa de tubos horizontal, fija o flotante.

U = Haz horizontal de tubos en U.

K = Tipo de marmita.

V = Vertical.

R = Rehervidor.

T = Termosifón.

v = Variable.

HC = Hidrocarburo.

(C) = Rango de enfriamiento Δt .

(Co) = Rango de condensación Δt .

Tabla 2 (Continuación)
Coefficientes totales en aplicaciones petroquímicas típicas, U,Btu/h (ft²) (°F)

En los tubos	Afuera de los tubos	Tipo de equipo	Velocidades, ft/s		Coeficiente total	Rango de temp., °F	Incrustación estimada		
			Tubo	Casco			Tubo	Casco	Total
Agua	Vapor de agua	H			190-235	230-130	0.0015	0.001	
Agua tratada	Vapor de agua (escape)	H			20-30	220-130	0.0001	0.0001	
Aceite	Vapor de agua	H			70-110	375-130	0.003	0.001	
Agua	Propileno, enfriamiento y condensación	H			25-50 110-150	30-45 (C) 15-20 (Co)	0.0015	0.001	
Agua enfriada	Aire-cloro (cond. parcial)	U			8-15 20-30	8-15 (C) 10-15 (Co)	0.0015	0.005	
Agua	HC ligeros, enfriamiento y cond.	H			35-90	270-90	0.0015	0.003	
Agua	Amoniaco	H			140-165	120-90	0.001	0.001	
Agua	Amoniaco	U			280-300	110-90	0.001	0.001	
Aire-vapor de agua	Freón	KU			10-50 10-20	60-10			0.01
C. Rehervido	Vapor de agua	H	7-8		130-150	180-160			0.005
Solvente, cobre-NH ₃	Vapor de agua	H			95-115	95-150			0.0065
C ₄ no saturado	Vapor de agua	VT			35-25	300-350	0.001	0.001	
HC clorados	Vapor de agua	VT			100-140	230-130	0.001	0.001	
HC clorados, no saturados	Vapor de agua	VT			90-135	300-350	0.001	0.001	
Cloroetano	Vapor de agua	U			50-70	30-190	0.002	0.001	
Solvente (pesado)	Vapor de agua	H			70-115	375-300	0.004	0.0005	
Mono-di-etanolaminas	Vapor de agua	VT			210-155	450-350	0.002	0.001	
Orgánicos, ácido, agua	Vapor de agua	VT			60-100	450-300	0.003	0.0005	
Aminas y agua	Vapor de agua	VT			120-140	360-250	0.002	0.0015	
Vapor de agua	Nafta frac.	Anillo, largo, F. N.			15-20	270-220	0.0035	0.0005	
Propileno	C ₂ , C ₂ =	KU			120-140	150-40	0.001	0.001	
Propileno-butadieno	Butadieno no saturado	H		25-35	15-80	400-100			0.02

*A menos que se especifique, toda el agua es no tratada, salobre, de esclusa o de mar.

Notas: H = Placa de tubos horizontal, fija o flotante.

U = Haz horizontal de tubos en U.

K = Tipo de marmita.

V = Vertical.

R = Rehervidor.

T = Termosifón.

v = Variable.

HC = Hidrocarburo.

(C) = Rango de enfriamiento Δt .

(Co) = Rango de condensación Δt .

Tabla 3
Coeficiente total aproximado
de transferencia de calor, U^*

Úsele como una guía respecto al orden de magnitud y no como límites para cualquier valor. Los coeficientes del equipo real pueden ser menores o mayores que los valores dados en la lista.

Condensación		
Fluido caliente	Fluido frío	U , Btu/h (ft ²) (°F)
Vapor de agua (a presión)	Agua	350-750
Vapor de agua (al vacío)	Agua	300-600
Solventes orgánicos saturados cerca de la presión atmosférica	Agua	100-200
Solventes orgánicos saturados, al vacío con algo de no condensables	Agua, salmuera	50-120
Solventes orgánicos, a la presión atmosférica y gran cantidad de no condensables	Agua, salmuera	20-80
Vapores aromáticos, a la presión atmosférica con no condensables	Agua	5-30
Solventes orgánicos, al vacío y gran cantidad de no condensables	Agua, salmuera	10-50
De bajo punto de ebullición, a la presión atmosférica	Agua	80-200
Hidrocarburo de elevado punto de ebullición, al vacío	Agua	10-30
Calentadores		
Vapor de agua	Agua	250-750
Vapor de agua	Aceites ligeros	50-150
Vapor de agua	Aceites pesados	10-80
Vapor de agua	Solventes orgánicos	100-200
	Gases	5-50
Vapor de agua	Gases	4-40
Dowtherm	Aceites pesados	8-60
Dowtherm	HC aromáticos y vapor de agua	5-15
Gas de chimenea		
Evaporadores		
Vapor de agua	Agua	350-750
Vapor de agua	Solventes orgánicos	100-200
	Aceites ligeros	80-180
	Aceites pesados	25-75
Vapor de agua	(al vacío)	
Agua	Refrigerantes	75-150
Solventes orgánicos	Refrigerantes	30-100
Intercambiadores de calor (sin cambio de fase)		
Agua	Agua	150-300
Solventes orgánicos	Agua	50-150
Gases	Agua	3-50
Aceites ligeros	Agua	60-160
Aceites pesados	Agua	10-50
Solventes orgánicos	Aceites ligeros	20-70
Agua	Salmuera	100-200
Solventes orgánicos	Salmuera	30-90
Gases	Salmuera	3-50
Solventes orgánicos	Solventes orgánicos	20-60
Aceites pesados	Aceites pesados	8-50

Tabla 4
Coeficiente total aproximado
de transferencia de calor, U

Condensación		
Lado del proceso (caliente)	Fluido de condensación (frío)	
Hidrocarburos (ligeros)	Agua	100-160
Hidrocarburos con inertes (trazas)	Agua	30-75
Vapores orgánicos	Agua	70-160
Vapor de agua	Agua	150-340
Vapor de agua	Hidrocarburos	60-150
Vapor de agua de escape	Agua	280-450
Hidrocarburos (ligeros)	Refrigerante	45-110
Orgánicos (ligeros)	Salmuera de enfriamiento	50-120
Gasolina	Agua	65-130
Amoniaco	Agua	135-260
Hidrocarburos (pesados)	Agua	40-75
Dowtherm, vapor	Líquido orgánico	75-115
Vaporización		
Lado del proceso (vaporizado)	Fluido de calentamiento	
Hidrocarburos ligeros	Vapor de agua	90-210
Hidrocarburos, C4-C8	Vapor de agua	75-150
Hidrocarburos, C3-C4 (al vacío)	Vapor de agua	45-175
HC clorados	Vapor de agua	90-210
HCl, solución (18-22%)	Vapor de agua	120-240
Cloro	Vapor de agua	130-220
Serpentines en tanque		
Fluido del serpentín	Fluido del tanque	
Vapor de agua	Solución acuosa (agitada)	140-210
Vapor de agua	Solución acuosa (sin agitación)	60-100
Vapor de agua	Aceite pesado (sin agitación)	10-25
Vapor de agua	Aceite pesado (con agitación)	25-55
Vapor de agua	Orgánicos (agitados)	90-140
Agua caliente	Agua (sin agitación)	35-65
Agua caliente	Agua (con agitación)	90-150
Agua caliente	Aceite pesado (sin agitación)	6-25
Aceite para transferencia de calor	Orgánicos (con agitación)	25-50
Salmuera	Agua (con agitación)	50-110
Agua (de enfriamiento)	Glicerina (con agitación)	50-75

*Con autorización de The Pfaudler Co., Rochester, N. Y., boletín 949.

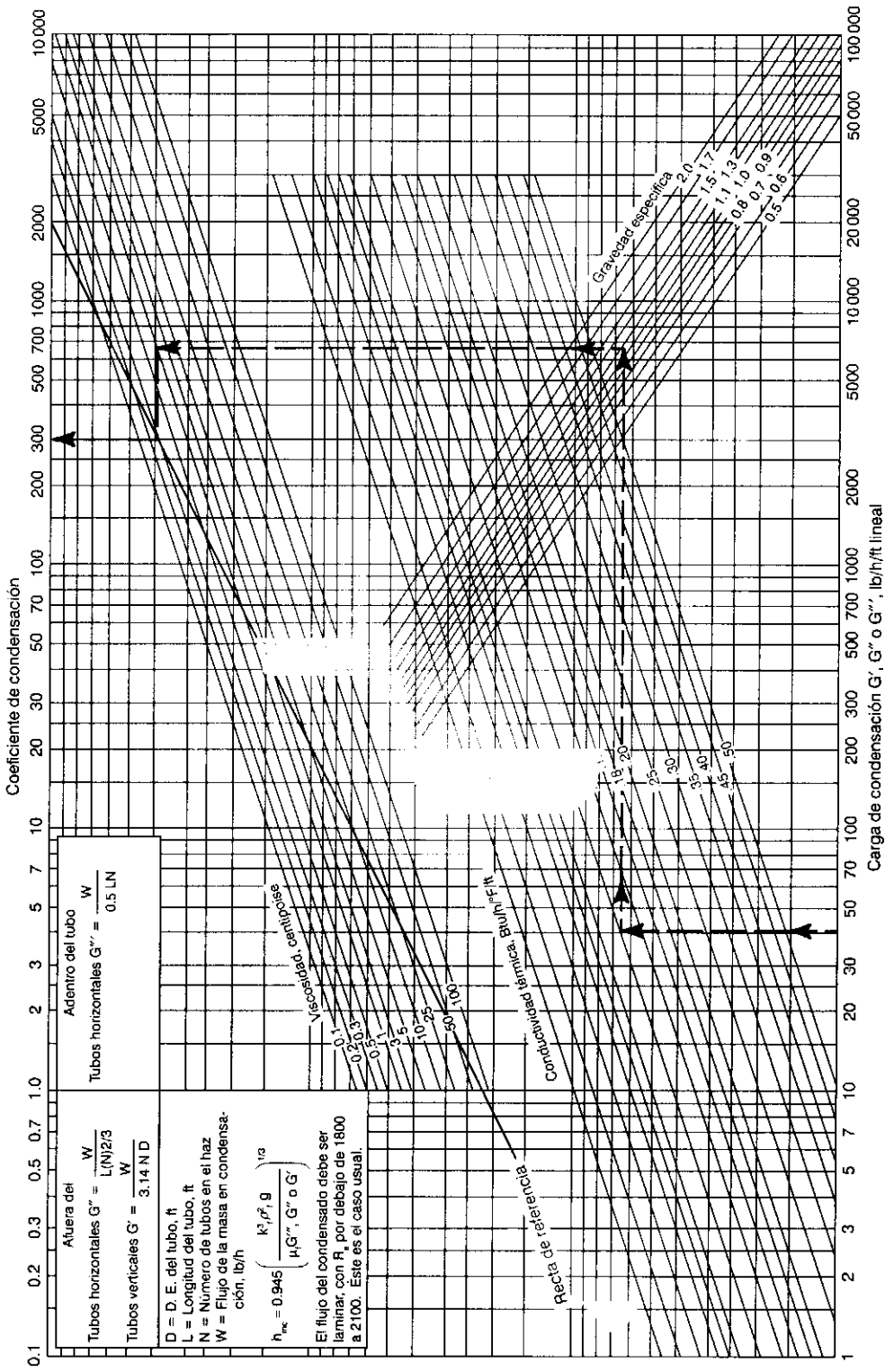


Figura 1. Coeficientes de película en la condensación. (Reproducida con autorización de D. Q. Kern, *Process Heat Transfer*, primera edición, McGraw-Hill Book Co., 1950.)

Tabla 5
Coefficientes totales típicos de transferencia de calor
para enfriadores por aire

Servicio	Tubo con aletas de 1 in	
	½ in por 9	¾ in por 10
1. Agua y soluciones acuosas	U_b U_x	U_b U_x
Agua de la camisa de motores ($r_d = 0.001$)	(Véase la nota de abajo) 110-7.5	130-6.1
Agua de proceso ($r_d = 0.002$)	95-6.5	110-5.2
Etilenglicol-agua 50-50 ($r_d = 0.001$)	90-6.2	105-4.9
Etilenglicol-agua 50-50 ($r_d = 0.002$)	80-5.5	95-4.4
2. Enfriadores de hidrocarburos líquidos		
Viscosidad, cp, a la temp. prom.	U_b U_x	U_b U_x
0.2	85-5.9	100-4.7
0.5	75-5.2	90-4.2
1.0	65-4.5	75-3.5
2.5	45-3.1	55-2.6
4.0	30-2.1	35-1.6
6.0	20-1.4	25-1.2
10.0	10-0.7	13-0.6
3. Enfriadores de hidrocarburos gaseosos		
Presión, psig	U_b U_x	U_b U_x
50	30-2.1	35-1.6
100	35-2.4	40-1.9
300	45-3.1	55-2.6
500	55-3.8	65-3.0
750	65-4.5	75-3.5
1000	75-5.2	90-4.2
4. Enfriadores de aire y gas de la combustión		
Úsese la mitad del valor dado para los enfriadores de hidrocarburos gaseosos.		
5. Condensadores de vapor de agua (A la presión atmosférica y por encima de ésta)	U_b U_x	U_b U_x
Vapor puro ($r_d = 0.0005$)	125-8.6	145-6.8
Vapor de agua con no condensables	60-4.1	70-3.3
6. Condensadores de HC		
Rango de condensación, °F	U_b U_x	U_b U_x
Rango de 0°	85-5.9	100-4.7
Rango de 10°	80-5.5	95-4.4
Rango de 25°	75-5.2	90-4.2
Rango de 60°	65-4.5	75-3.5
Rango de 100° y más	60-4.1	70-3.3
7. Otros condensadores		
Amoniaco	U_b U_x	U_b U_x
Freón 12	110-7.6	130-6.1
	65-4.5	75-3.5

Notas: U_b es la razón global basada en el área del tubo desnudo
y U_x es razón global basada en la superficie extendida.

Basadas en velocidades máxicas aproximadas en la cara del aire
entre 2600 y 2800 lb/(h × ft² de área de la cara).

* Rango de condensación = temperatura de entrada del hidrocarburo a
la zona de condensación menos la temperatura de salida del propio
hidrocarburo de esta zona.

(psig = lb/in² manométricas.)

Tabla 6
Coefficientes típicos de transferencia para
intercambiadores de calor enfriados por aire

Servicio de condensación	U , Btu/h ft² °F
Reactivador de amina	90-100
Amoniaco	100-120
Freón 12	60-80
Nafta pesada	60-70
Gasolina ligera	80
Hidrocarburos ligeros	80-95
Nafta ligera	70-80
Efluente del reactor: Platformers, Rexformers, Hydroformers	60-80
Vapor de agua (0-20 psig)	130-140
Vapores extraídos por arriba de la destiladora: naftas ligeras, vapor de agua y gas no condensable	60-70
Servicio de enfriamiento de gases	
Aire o gases de la combustión a 50 psig ($\Delta P = 1$ psi)	10
Aire o gases de la combustión a 100 psig ($\Delta P = 2$ psi)	20
Aire o gases de la combustión a 100 psig ($\Delta P = 5$ psi)	30
Corriente de amoniaco del reactor	80-90
Gases de hidrocarburos a 15-50 psig ($\Delta P = 1$ psi)	30-40
Gases de hidrocarburos a 50-250 psig ($\Delta P = 3$ psi)	50-60
Gases de hidrocarburos a 250-1500 psig ($\Delta P = 5$ psi)	70-90
Servicio de enfriamiento de líquidos	
Agua de la camisa de motores	120-130
Aceite combustible	20-30
Líquidos de Hydroformer y Platformer	70
Gasóleo ligero	60-70
Hidrocarburos ligeros	75-95
Nafta ligera	70
Agua de proceso	105-120
Residuos	10-20
Alquitrán	5-10

Los coeficientes están basados en la superficie exterior del tubo
desnudo, para tubos de D. E. de 1 in con 8 aletas de Al extruido/in,
¾ de in de alto, razón entre las superficies de 16.9.

Tabla 7
Coefficientes típicos de transferencia para intercambiadores enfriados por aire, basados en la superficie exterior del tubo desnudo

Servicio de condensación	U, Btu/h ft ² °F
Reactivador de amina	90-100
Amoniaco	100-120
Ácido acético a 14.7 psia	90*
Freón 12	60-80
Nafta pesada	60-70
Gasolina ligera	80
Hidrocarburos ligeros, hasta C4	80-95
Nafta ligera	70-80
Efluente del reactor: Platformers, Rexformers, Hydroformers	60-80
Vapor de agua (0-20 psig)	130-140, 145*
Vapores extraídos por arriba de la destiladora: naftas ligeras, vapor de agua y gas no condensable	60-70
Orgánicos, bajo punto de ebullición, a 14.7 psia	105*
Metanol a 15 psig	90*
Metanol a 0 psig	95*
Servicio de enfriamiento de gases	
Aire o gases de la combustión a 50 psig (ΔP = 1 psi)	10
Aire o gases de la combustión a 100 psig (ΔP = 2 psi)	20
Aire o gases de la combustión a 100 psig (ΔP = 5 psi)	30
Corriente de amoniaco del reactor	80-90
Gases de hidrocarburos a 15-50 psig (ΔP = 1 psi)	30-40
Gases de hidrocarburos a 50-250 psig (ΔP = 3 psi)	50-60
Gases de hidrocarburos a 250-1500 psig (ΔP = 5 psi)	70-90
Servicio de enfriamiento de líquidos	
Agua de la camisa de motores	120-134
Aceite combustible	120-30
Líquidos de Hydroformer y Platformer	70
Gasóleo ligero	60-70
Hidrocarburos ligeros, C3-C6	75-95
Nafta ligera	70
Agua de proceso	105-120
Residuo	10-20
Alquitrán	5-10

* Basado en la superficie interior del tubo.
 (psig = lb/in² manométricas, psia = lb/in² absolutas.)

Tabla 8
Razones totales de transferencia para intercambiadores de calor enfriados por aire

Servicio	*Razón estable de transferencia	**No. sugerido de capas de tubos
Servicio de enfriamiento		
Agua de la camisa de motores	6-7	4
Hidrocarburos ligeros	4-5	4 o 6
Gasóleo ligero	3-4	4 o 6
Gasóleo pesado	2.5-3	4 o 6
Aceite lubricante	1-2	4 o 6
Residuos	0.75-1.5	6 o más
Gas de la combustión a 100 psig y ΔP de 5 psi	2-2.5	4
Servicio de condensación		
Vapor de agua	7-8	4
Hidrocarburo ligero	4-5	4 o 6
Efluente del reactor	3-4	6
Vapores extraídos por arriba de la destiladora	2.75-3.5	4 o 6

* Razón de transferencia, Btu/(h)(ft²)(°F), basada en la superficie exterior del tubo con aletas, para tubos de D. E. de 1" con aletas de aluminio de 5/8" de alto, espaciadas 11 por pulgada.

** El número sugerido de capas de tubos no puede ser predicho con exactitud para todos los servicios. En general, los enfriadores que tienen un rango de enfriamiento de hasta 80°F y los condensadores que tienen un rango de condensación de hasta 50°F se seleccionan con cuatro capas de tubos. Los servicios de enfriamiento y de condensación con rangos que sobrepasan estos valores en general se les considera con seis capas de tubos.
 Cortesía de Griscom-Russell Co.

(continuación del texto de la página 31)

Fuentes

1. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co. (tabla 1).
2. Ludwig, E. E., *Applied Process For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, volumen 3, Gulf Publishing Co. (Tablas 2, 4 y 7.)
3. Boletín 949, The Pfadler Co. Rochester, N. Y., (tabla 3).
4. Kern, D. Q., *Process Heat Transfer*, 1a. edición, McGraw-Hill Book Co., 1950. (Figura 1.)
5. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987. (Tabla 5).
6. Smith, Ennis, C., *Cooling With Air-Technical Data Relevant to Direct Use of Air for Process Cooling*, Hudson Products Corporation. (Tabla 6.)
7. Datos de Griscom-Russell Co. (Tabla 8.)

Resistencias de las Incrustaciones

Las tablas 1 y 2 tienen las resistencias de las incrustaciones sugeridas por TEMA¹. En la tabla 3, están las de Ludwig.²

Tabla 1
Resistencias de las incrustaciones para el agua

Temperatura del medio de calentamiento	Hasta 240°F		240°-400° F*	
Temperatura del agua	125°F o menos		Más de 125°F	
Tipos de agua	Velocidad del agua ft/s		Velocidad del agua ft/s	
	3 y menos	Más de 3	3 y menos	Más de 3
Agua de mar	.0005	.0005	.001	.001
Agua salobre	.002	.001	.003	.002
De torre de enfriamiento y estanque artificial de aspersión:				
De reemplazo tratada	.001	.001	.002	.002
No tratada	.003	.003	.005	.004
Agua municipal o de pozo (como la de los Grandes Lagos)	.001	.001	.002	.002
Agua de río:				
Mínimo	.002	.001	.003	.002
Promedio	.003	.002	.004	.003
Fangosa o con sedimentos	.003	.002	.004	.003
Dura (más de 15 granos/gal)	.003	.003	.005	.005
De la camisa de motores	.001	.001	.001	.001
Destilada o de condensado de ciclo cerrado	.0005	.0005	.0005	.0005
Agua de alimentación tratada para caldera	.001	.0005	.001	.001
De purga de caldera	.002	.002	.002	.002

* Los valores nominales de las columnas 3 y 4 están basados en una temperatura del medio de calentamiento de 240-400°F. Si la temperatura del medio de calentamiento está por encima de 400°F y se sabe que el medio de enfriamiento forma incrustación, estos valores deben de modificarse en consecuencia.

Resistencias de las incrustaciones para fluidos industriales

Aceites

Aceite combustible	.005
Aceite de transformador	.001
Aceite lubricante para motores	.001
Aceite para templar	.004

Gases y vapores

Gas fabricado	.01
Gas de escape de los motores	.01
Vapor de agua (sin arrastre de aceite)	.0005
Vapor de agua de escape (con arrastre de aceite)	.001
Vapores de refrigerantes (con arrastre de aceite)	.002
Aire comprimido	.002
Medios orgánicos industriales de transferencia de calor	.001

Líquidos

Líquidos refrigerantes	.001
Fluido hidráulico	.001
Medios orgánicos industriales de transferencia de calor	.001
Sales fundidas para transferencia de calor	.0005

Resistencias de las incrustaciones para corrientes de procesos químicos

Gases y vapores

Gas ácido	.001
Vapores de solventes	.001
Productos estables extraídos por arriba	.001

Líquidos

Soluciones MEA y DEA	.002
Soluciones DEG y TEG	.002
Producto estable de extracción lateral o de residuo	.001
Soluciones cáusticas	.002
Aceites vegetales	.003

Resistencias de las incrustaciones para corrientes del proceso de gas natural-gasolina

Gases y vapores

Gas natural	.001
Productos extraídos por arriba	.001

Líquidos

Petróleo pobre	.002
Petróleo rico	.001
Gasolina natural y gases licuados del petróleo	.001

Resistencias de las incrustaciones para corrientes de las refinerías de petróleo

Crudo y gases y vapores de unidades al vacío

Vapores extraídos por arriba de la torre a la presión atmosférica	.001
Naftas ligeras	.001
Vapores extraídos por arriba al vacío	.002

Tabla 2
Crudo y líquidos al vacío

Petróleo crudo

	0-199° F			200°-299° F		
	Velocidad, ft/s			Velocidad, ft/s		
	Menos de 2	2-4	4 y más	Menos de 2	2-4	4 y más
Seco	.003	.002	.002	.003	.002	.002
Salado†	.003	.002	.002	.005	.004	.004

	300°-499° F			500°F y más		
	Velocidad, ft/s			Velocidad, ft/s		
	Menos de 2	2-4	4 y más	Menos de 2	2-4	4 y más
Seco	.004	.003	.002	.005	.004	.003
Salado†	.006	.005	.004	.007	.006	.005

† Normalmente desalado por debajo de este rango de temperatura.
(†Para aplicar entre 200–299°F, 300–499°F, 500°F y más.)

Gasolina	.001
Nafta y destilados ligeros	.001
Queroseno	.001
Gasóleo ligero	.002
Gasóleo pesado	.003
Aceites combustibles pesados	.005
Asfalto y residuo	.010

Corrientes de la unidad de craqueo y coquización

Vapores extraídos por arriba	.002
Aceite ligero de ciclaje	.002
Aceite pesado de ciclaje	.003
Gasóleo ligero de la coquizadora	.003
Gasóleo pesado de la coquizadora	.004
Aceite pastoso residual (4½ ft/s mínimo)	.003
Productos líquidos ligeros	.002

Corrientes de la reformación catalítica, del hidrocrqueo y de la hidrodesulfurización

Carga de la reformadora	.002
Efluente de la reformadora	.001
Carga y efluente de la hidrocrqueadora**	.002
Gas de reciclaje	.001
Carga y efluente de la hidrodesulfurización**	.002
Vapores extraídos por arriba	.001
Producto líquido de más de 50° API	.001
Producto líquido de 30°–50° API	.002

** Dependiendo de las características de la carga y de cómo se haya desarrollado el almacenamiento, la resistencia de la carga puede ser muchas veces este valor.

Corrientes de procesamiento de productos finales ligeros

Vapores y gases extraídos por arriba	.001
Productos líquidos	.001
Aceites de absorción	.002
Corrientes ácidas con rastros de alquilación	.002
Corrientes del rehervidor	.003

(la tabla continúa)

Tabla 2 (Continuación)
Crudo y líquidos al vacío

Corrientes de procesamiento de aceite lubricante

Fluido de alimentación	.002
Mezcla de alimentación de solventes	.002
Solvente	.001
Extracto†	.003
Residuos de refinado	.001
Asfalto	.005
Fluidos pastosos parafinosos†	.003
Aceite lubricante refinado	.001

† Deben tomarse precauciones para impedir la formación de depósitos de parafina sobre las paredes frías de los tubos.

Tabla 3
Factores sugeridos de incrustación en los procesos petroquímicos
 $r = 1/\text{Btu/h (ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F))}$

Fluido	Velocidad, ft/s	Rango de temperatura	
		<100° F	>100° F
Aguas:			
De mar (limitada a 125°F máx.)	<4	0.002	0.003
	>7	0.0015	0.002
De río	<2	0.002	0.002-0.003
(sedimentada)	>4	0.0005-0.0015	0.001-0.0025
De río (tratada y sedimentada)	<2	0.0015	0.002
	>4	0.001	0.0015
Recubrimiento fenólico horneado de 4 mils ⁶⁵		0.0005	
Recubrimiento de vinilo-aluminio de 15 mils		0.001	
Condensado (100°–300°F)	<2	0.001	0.002-0.004
	>4	0.0005	0.001
Vapor de agua (saturado)			0.0005-0.0015
Sin aceite			
Con rastros de aceite			0.001-0.002
Hidrocarburo ligero			
Líquidos (metano, etano, propano, etileno, propileno, butano limpio)		0.001	
Hidrocarburo ligero			
Vapores (limpios)			
Hidrocarburos clorados (tetracloruro de carbono, cloroformo, dicloruro de etileno, etc.)			
Líquidos		0.001	0.002
En condensación		0.001	0.0015
En ebullición		0.002	0.002
Refrigerantes			
(Condensación de vapores y enfriamiento de líquidos)			

(la tabla continúa)

Tabla 3 (Continuación)
Factores sugeridos de incrustación en los procesos
petroquímicos $r = 1/\text{Btu/h (ft}^2\text{)} (^{\circ}\text{F})$

Fluido	Velocidad, ft/s	Rango de temperatura	
		<100° F	>100° F
Refrigerantes (continuación)			
Amoniaco		0.001	
Propileno		0.001	
Clorofluororrefrigerantes		0.001	
Líquido cáustico			
Sin sal			
20% (tubo de acero)	3-8	0.0005	
50% (tubo de níquel)	6-9	0.001	
73% (tubo de níquel)	6-9	0.001	
Gases (industrialmente limpios)			
Aire (a la presión atmosférica)		0.0005-0.001	
Aire (comprimido)		0.001	
Gases de la combustión		0.001-0.003	
Nitrógeno		0.0005	
Hidrógeno		0.0005	
Hidrógeno (saturado con agua)			0.002

(la tabla continúa)

Tabla 3 (Continuación)
Factores sugeridos de incrustación en los procesos
petroquímicos $r = 1/\text{Btu/h (ft}^2\text{)} (^{\circ}\text{F})$

Fluido	Velocidad, ft/s	Rango de temperatura	
		<100° F	>100° F
Vapores polimerizables con inhibidor		0.003-0.03	
Craqueo o coquización a alta temperatura, formación de polímeros		0.02-0.06	
Salmueras (125°F máx.)	<2 >4	0.003 0.002	0.004 0.003
Carbono, bióxido de ⁹³ (Sublimado a baja temperatura)		0.2-0.3	

Fuentes

1. *Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.*, (TEMA), 7a. edición.
2. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, volumen 3, Gulf Publishing Co.

Resistencias de los metales

Enseguida se tiene una tabla extremadamente útil en relación con las resistencias de los tubos especiales y estándar, para diversos metales.

Fuentes

1. Datos de la Griscom-Russell Co.
2. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, Gulf Publishing Co.

Resistencia del metal de tubos especiales y estándar

Conductividad térmica, K			Valores de r_w										
			25	63	89	21	17	14.6	238	34.4	85	10	57.7
D. E. del tubo	Calibre	Factor	Acero al carbono	Admiralty	Latón rojo, 45% cobre con arsénico	4-6% cromo 1/2% acero al molibdeno Cu-Ni 80-20	Cu-Ni 70-30	Monel	Cobre 99.9+ % Cu	Níquel	Aluminio	Acero inoxidable Tipo AISI 302 y 304	Yorkalbro, latón de aluminio
5/8"	18	.00443	.000177	.000070	.000050	.000211	.000261	.000303	.000019	.000129	.000052	.000443	.000077
	16	.00605	.000242	.000096	.000068	.000288	.000356	.000414	.000025	.000176	.000071	.000605	.000105
	14	.00798	.000319	.000127	.000090	.000380	.000469	.000547	.000034	.000232	.000094	.000798	.000138
3/4"	18	.00437	.000175	.000069	.000049	.000208	.000257	.000299	.000018	.000127	.000051	.000437	.000076
	16	.00593	.000237	.000094	.000067	.000282	.000349	.000406	.000025	.000172	.000070	.000593	.000103
	14	.00778	.000311	.000123	.000087	.000370	.000458	.000533	.000033	.000226	.000092	.000778	.000135
	13	.00907	.000363	.000144	.000102	.000432	.000534	.000621	.000038	.000264	.000107	.000907	.000157
	12	.01063	.000425	.000169	.000119	.000506	.000625	.000728	.000045	.000309	.000125	.001063	.000184

(la tabla continúa)

Resistencia del metal de tubos especiales y estándar

Conductividad térmica, K			Valores de r_w										
			25	63	89	21	17	14.6	238	34.4	85	10	57.7
D. E. del tubo	Calibre	Factor	Acero al carbono	Admiralty	Latón rojo, .45% cobre con arsénico	4-6% cromo ½% acero al molibdeno Cu-Ni 80-20	Cu-Ni 70-30	Monel	Cobre 99.9+ %Cu	Níquel	Aluminio	Acero inoxidable Tipo AISI 302 y 304	Yorkalbro, latón de aluminio
1"	18	.00429	.000172	.000068	.000048	.000204	.000252	.000294	.000018	.000125	.000050	.000429	.000074
	16	.00579	.000232	.000092	.000065	.000276	.000341	.000397	.000024	.000168	.000068	.000579	.000100
	14	.00754	.000302	.000120	.000085	.000359	.000444	.000516	.000032	.000219	.000089	.000754	.000131
	13	.00875	.000350	.000139	.000098	.000417	.000515	.000599	.000037	.000254	.000103	.000875	.000152
	12	.01019	.000408	.000162	.000114	.000485	.000599	.000698	.000043	.000296	.000120	.001019	.000177
	10	.01289	.000516	.000205	.000145	.000614	.000758	.000883	.000054	.000375	.000152	.001289	.000223
	8	.01647	.000659	.000261	.000185	.000784	.000967	.001128	.000069	.000479	.000194	.001647	.000285
1½"	18	.00425	.000170	.000067	.000048	.000202	.000250	.000291	.000018	.000124	.000050	.000425	.000074
	16	.00571	.000228	.000091	.000064	.000272	.000336	.000391	.000024	.000166	.000067	.000571	.000099
	14	.00741	.000296	.000118	.000083	.000353	.000436	.000508	.000031	.000215	.000087	.000741	.000128
	13	.00857	.000343	.000136	.000096	.000408	.000504	.000587	.000036	.000249	.000101	.000857	.000149
	12	.00995	.000398	.000158	.000112	.000474	.000585	.000682	.000042	.000289	.000117	.000995	.000172
	10	.01251	.000500	.000199	.000141	.000596	.000736	.000857	.000053	.000364	.000147	.001251	.000217
	8	.01584	.000634	.000251	.000178	.000754	.000932	.001085	.000067	.000460	.000186	.001584	.000275
1½"	18	.00422	.000169	.000067	.000047	.000201	.000248	.000289	.000018	.000123	.000050	.000422	.000073
	16	.00566	.000226	.000090	.000064	.000270	.000333	.000388	.000024	.000165	.000067	.000566	.000098
	14	.00732	.000293	.000116	.000082	.000349	.000431	.000501	.000031	.000213	.000086	.000732	.000127
	13	.00845	.000338	.000134	.000095	.000402	.000497	.000579	.000036	.000246	.000099	.000845	.000146
	12	.00979	.000392	.000155	.000110	.000466	.000576	.000671	.000041	.000285	.000115	.000979	.000170
	10	.01226	.000490	.000195	.000138	.000584	.000721	.000840	.000052	.000356	.000144	.001226	.000212
	8	.01545	.000618	.000245	.000174	.000736	.000909	.001058	.000065	.000449	.000182	.001545	.000268
2"	18	.00419	.000168	.000067	.000047	.000200	.000246	.000287	.000018	.000122	.000049	.000419	.000073
	16	.00560	.000224	.000089	.000063	.000267	.000329	.000384	.000024	.000163	.000066	.000560	.000097
	14	.00722	.000289	.000115	.000081	.000344	.000425	.000495	.000030	.000210	.000085	.000722	.000125
	13	.00831	.000332	.000132	.000093	.000396	.000489	.000569	.000035	.000242	.000098	.000831	.000144
	12	.00961	.000384	.000153	.000108	.000458	.000565	.000658	.000040	.000279	.000113	.000961	.000167
	10	.01197	.000479	.000190	.000134	.000570	.000704	.000820	.000050	.000348	.000141	.001197	.000207
	8	.01499	.000600	.000238	.000168	.000714	.000882	.001027	.000063	.000436	.000176	.001499	.000260
Tubería de casco de 1½" por seg.	Estándar	.01055	.000422	.000167	.000119	.000502	.000621	.000723	.000044	.000307	.000124	.001055	.000183
	Extra pesado	.01504	.000602	.000239	.000169	.000716	.000885	.001030	.000063	.000437	.000177	.001504	.000261
	Cód. 160	.0229	.000916	.000363	.000257	.001090	.001347	.00157	.000096	.000666	.000269	.00229	.000397
	Superextra pesado	.0363	.00145	.000576	.000408	.00173	.00214	.00249	.000153	.001055	.000427	.00363	.000629
Tubería de casco de 1½" por seg.	Estándar	.01308	.000523	.000208	.000147	.000623	.000769	.000896	.000055	.000380	.000154	.001308	.000227
	Extra pesado	.01863	.000745	.000296	.000209	.000887	.001096	.001276	.000078	.000542	.000219	.001863	.000323
	Cód. 160	.0275	.00110	.000437	.000309	.00131	.00162	.00188	.000116	.000799	.000324	.00275	.000477
	Superextra pesado	.0422	.00169	.000670	.000474	.00201	.00248	.00289	.000177	.001227	.000496	.00422	.000731

r_w para tubo de acero 16 BWG de D. E. de 1" con forro de admiralty 18 BWG = .00031

Para otros materiales, divídase el número factor entre las conductividades térmicas de los diversos materiales:

Latón 60-40 55 Acero al cromo vanadio 35 Everdur #50 19
Zinc 64 SAE 6120 23.2 Plomo 20 Hierro forjado 40
Alcuníc 56.5

L = Longitud de la trayectoria del flujo, ft

D_e = Diámetro equivalente, ft; 4 veces el radio hidráulico

Condensadores al vacío

Temperatura y presión de salida. Es importante tener un subenfriamiento apropiado en el extremo de desfogue de la unidad para impedir que grandes cantidades de vapores del proceso vayan hacia el sistema de vacío junto con los inertes.

Control. Es necesario tener algo de superficie en exceso y contar con los desviadores apropiados para el control de la presión durante las oscilaciones del proceso, la fuga variable de inertes, etcétera. Un diseñador añade un 50% a la longitud calculada para contar con la superficie en exceso. El condensador debe considerarse parte del sistema de control (semejante a los platos adicionales en una fraccionadora, para tomar en cuenta las oscilaciones del proceso que no son controladas por la instrumentación convencional).

Los inertes "cubrirán como una manta" una parte de los tubos. La parte cubierta tiene una transferencia de calor muy mala. La presión en la columna se controla al hacer variar el porcentaje de la superficie de los tubos cubierta por los inertes. Cuando se sobrepasa la presión deseada, el sistema de vacío extraerá por succión más inertes y disminuirá el porcentaje de la superficie cubierta por los mismos. Esto incrementará el enfriamiento y hará bajar la presión de regreso hasta el nivel deseado. Sucede lo inverso, si la presión cae por debajo de la deseada. Esto es sencillamente cuestión de ajustar el coeficiente de transferencia de calor para balancear este último en el sistema.

En la figura 1 se muestra una disposición típica de desviadores. Los inertes se mueven a través de la primera parte del condensador, según sean dirigidos por los desviadores. Entonces, esos inertes se apilan en el extremo de salida, haciendo disminuir la transferencia de calor según lo requiera el controlador. Una sección relativamente grande debe ser cubierta por inertes más o menos estancados, los cuales se subenfrian antes de ser llevados hacia afuera según se necesite. Sin los desviadores apropiados, los inertes se acumulan en la sección de condensación y hacen decrecer la transferencia de calor hasta que la presión se torna demasiado elevada. Entonces la válvula de vacío se abre más, llevando el vapor del proceso y los inertes hacia el sistema de vacío. En estas condiciones, el control de la presión será muy malo.

Caída de presión. El sistema de desviadores debe diseñarse para mantener la caída de presión tan baja como se pueda. Entre mayor sea la caída de presión, mayor será el consumo de

energía y más difícil la tarea de lograr el subenfriamiento apropiado en el extremo de desfogue. La caída de presión es más baja en el extremo de salida debido a un flujo másico menor.

Derivación. Los desviadores deben de impedir la derivación del vapor que entra hacia el desfogue. Esto es muy importante.

Condensador típico. En la figura 1 se ilustra una "tina de baño" de entrada que se usa para bajos vacíos, con el fin de limitar la caída de presión a la entrada del intercambiador y a través de las primeras filas de tubos. Nótese el espaciado escalonado de los desviadores, con espaciado grande a la entrada, y esos desviadores de lado a lado (corte del 40%). Se deben usar suficientes desviadores en el extremo de admisión, para tener un apoyo mínimo de los tubos. En el último 25% del extremo de salida, se recomienda un espaciado de 1/10 de diámetro.

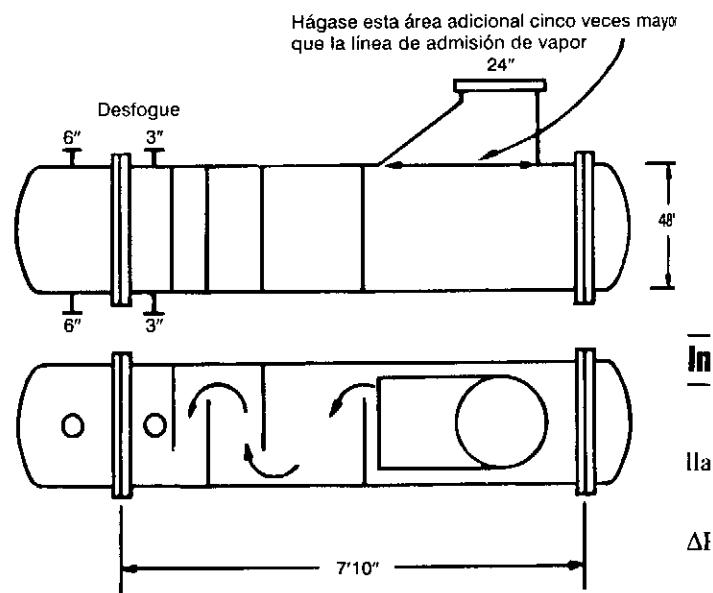


Figura 1. En este diseño típico de condensador al vacío, se muestra la disposición de los desviadores y la "tina de baño" de entrada.

Fuente

Basado en las notas proporcionadas por Jack Hailer y la consulta dada por Guy Z. Moore, mientras se encontraba empleado en El Paso Products, Co.

Intercambiadores de calor enfriados por aire: tiro forzado en comparación con el inducido

Enseguida, para ayudar en la selección, se muestran las ventajas y desventajas de los intercambiadores de calor enfriados por aire, de tiro forzado y de tiro inducido.

Ventajas del tiro inducido

- Mejor distribución del aire de uno a otro lado de la sección.
- Menos posibilidad de que el aire efluente caliente se recircule alrededor, hacia la admisión de las secciones. El aire P =

caliente se descarga hacia arriba a alrededor de 2½ veces la velocidad de admisión, o a más o menos 1500 ft/min.

- Menos efecto del sol, la lluvia y el granizo, ya que el 60% del área superficial está cubierta.
- Mayor capacidad en el caso de falla del ventilador, ya que el efecto de chimenea del tiro natural es mucho mayor con el tiro inducido.

Desventajas del tiro inducido

- Caballaje más alto, ya que el ventilador está localizado en el aire caliente.
- La temperatura del aire efluente debe de limitarse a 200°F, para prevenir el daño potencial a las aspas del ventilador, los cojinetes, las bandas en V o cualesquiera otros componentes mecánicos en la corriente de aire caliente.
- Los componentes de accionamiento del ventilador son menos accesibles para su mantenimiento, el cual es posible tenga que realizarse en el aire caliente generado por la convección natural.
- Para fluidos de proceso, de entrada, con temperatura arriba de 350°F, se debe de usar el diseño de tiro forzado; de lo contrario, la falla del ventilador podría sujetar a las aspas y cojinetes del mismo a temperaturas excesivas.

Ventajas del tiro forzado

- Caballaje ligeramente más bajo, ya que el ventilador está en el aire frío. (El caballaje varía directamente según la temperatura absoluta.)
- Mejor acceso a los componentes mecánicos para su mantenimiento.
- Se adapta con facilidad para la recirculación de aire caliente para climas fríos.

Desventajas del tiro forzado

- Mala distribución del aire sobre la sección.
- Se incrementa mucho la posibilidad de recirculación de aire caliente, debido a la baja velocidad de descarga de las secciones y la falta de chimenea.
- Al fallar el ventilador, baja capacidad de tiro natural, debido al pequeño efecto de chimenea.
- Exposición total de los tubos al sol, la lluvia y el granizo.

Fuente

GPSSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

Intercambiadores de calor enfriados por aire: caída de presión del lado del aire

Con este método se obtendrá una aproximación del caballaje requerido por el ventilador.

$$\Delta P_a = \frac{F_p N}{D_R}$$

en donde

ΔP_a = Caída de presión estática, pulgadas de agua

F_p = Factor de la caída de presión estática, véase la tabla 1

N = Número de filas de tubos

$$D_R = \frac{\text{Densidad real a la temperatura promedio del aire}}{\text{Densidad del aire al nivel del mar y } 70^\circ \text{ F}}$$

Para calcular D_R , aplíquese la ley de los gases perfectos.

$$\text{Altitud (arriba del nivel del mar), ft} = 25000 \ln \left(\frac{14.7}{P} \right)$$

en donde

P = Presión atmosférica, en psia (lb/in² absolutas)

Una vez que se obtiene ΔP_a , enseguida se calcula la presión que tiene que suministrar el ventilador:

$$P_F = \Delta P_a + \left[\frac{\text{ACFM por ventilador}}{3140 D^2} \right]^2 D_R$$

en donde

P_F = Presión total que tiene que suministrar el ventilador, pulgadas de agua

ACFM = Pies cúbicos reales por minuto (*actual cubic feet per minute*)

D = Diámetro del ventilador, pies

$$D_R = \frac{\text{Densidad real a la temperatura del ventilador}}{\text{Densidad del aire al nivel del mar y } 70^\circ \text{ F}}$$

$$\text{HP} = \frac{\text{ACFM por ventilador } (P_F)}{4460}$$

en donde

HP = Caballaje aproximado por ventilador

Se ha desarrollado una ecuación para los datos del F_p de la tabla 1, como sigue:

$$F_p = 6 \times 10^{-8} (\text{velocidad en la cara})^{1.825}$$

(El rango de la velocidad en la cara es 1400–3600, lb/h/ft² de área de la cara)

Fuente

GPSSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Tabla 1
Determinación de F_p

Velocidad másica del aire en la cara lb/h/ft ² de área de la cara	F_p
1400	0.033
1600	.0425
1800	.0525
2000	.0625
2200	.075
2400	.0875
2600	.100
2800	.115
3000	.130
3200	.150
3400	.165
3600	.185

Intercambiadores de calor enfriados por aire: capacidad aproximada

Un procedimiento sugerido es el siguiente (referencias 1 y 2):

1. Calcúlese el servicio requerido del intercambiador (millones Btu/h).
2. En las tablas 5 y 6 de la sección Coeficientes de transferencia de calor, seleccione un U_x total (con base en un área con aletas). Para determinar U_x , úsense, de manera arbitraria, aletas de 1/2", 9 por pulgada.
3. Calcúlese la elevación aproximada de la temperatura del aire, a partir de

$$\Delta T_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

en donde

ΔT_a = Elevación de la temperatura del lado del aire, °F

U_x = Coeficiente total basado en un área con aletas, Btu/h ft² °F

T_1, T_2 = Temperaturas en la entrada del lado del proceso y a la salida, °F

t_1 = Temperatura de entrada del aire, °F

4. Calcúlese ΔT_M y aplíquese el factor de corrección, F , apropiado.
5. Calcúlese el área extendida del intercambiador, a partir de

$$A_x = \frac{q}{U_x \Delta T_M}$$

en donde

A_x = Superficie extendida (con aletas), ft²

q = Servicio, Btu/h

ΔT_M = Diferencia media logarítmica de temperaturas, °F

6. Estímese el número de filas de tubos a partir de la curva de profundidad óptima del haz de la Hudson Company, figura 1. Úsense de 4 a 6 filas de tubos, si la curva se aproxima a ese número.
7. Elíjanse, de manera arbitraria, tubos con DE de 1", con aletas de 1/2", 9 por pulgada en un espaciamiento triangular de 2". Esto dará lugar a un área de la cara a la "mitad del camino".
8. Calcúlese el área de la cara (F_a), ft²

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}}$$

9. Tómese una combinación deseable de longitud del tubo y ancho de la sección con el fin de lograr el área aproximada de la cara.

Tabla 1
Valores de diseño para la capacidad nominal aproximada

Ancho típico de la sección, ft	Longitud típica del tubo, ft
6	6, 10, 15, 20, 24, 30
8	10, 15, 20, 24, 30
12	12, 16, 24, 32, 40
16	16, 24, 32, 40

APF = ft²/ft de área extendida del tubo = 3.80

AR = Área extendida/Área del tubo desnudo = 14.5

APSF = Área extendida/Área de la cara del haz = No. de filas de tubos (22.8)

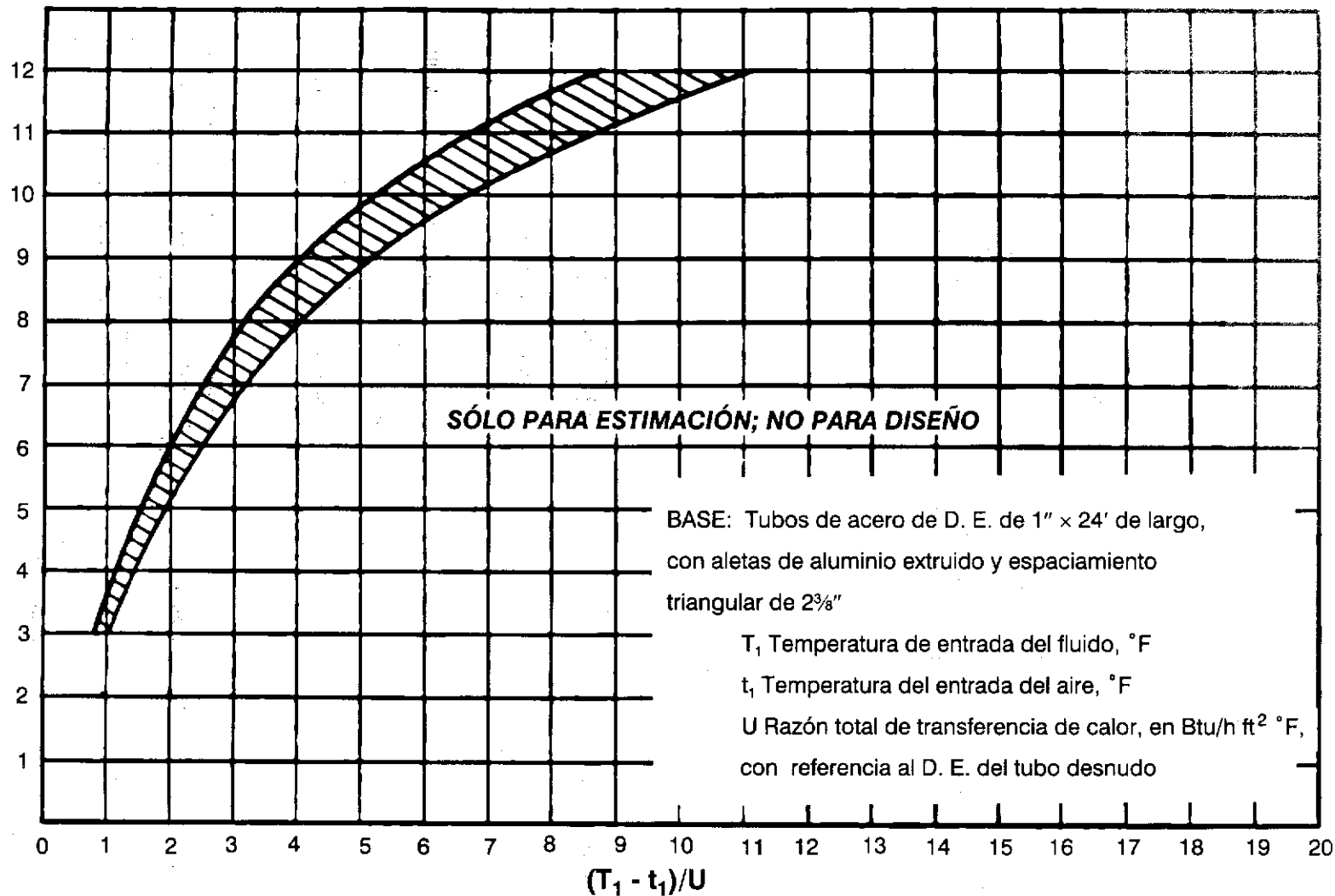


Figura 1. Éste es el efecto del nivel de temperatura y la razón total de transferencia sobre el haz óptimo (referencia 3).

10. Estímese el número de ventiladores. Hágase uso del hecho de que la longitud de la sección con ventiladores dividida entre el ancho del claro rara vez es mayor que 1.8. Un claro cuyo ancho es de 16 pies con tubos de 24 pies tendría un ventilador (razón = 1.5). El mismo claro de 16 pies de ancho con tubos de 32 pies tendría dos ventiladores (la razón sería 2.0 para un ventilador).
11. Estímese el área mínima del ventilador, por medio de

$$FAPF = \frac{\text{Área del ventilador,}}{\text{por ventilador}} = \frac{0.40(F_a)}{\text{Número de ventiladores}}$$

12. A partir de lo anterior, calcúlese el diámetro del ventilador, redondeado hasta el número par de pies siguiente.
13. Calcúlese el caballaje por ventilador a partir de lo visto en la sección anterior, Intercambiadores de calor enfriados por aire, caída de presión del lado del aire.

14. El número de tubos (N_T) se puede obtener a partir de

$$N_T = \frac{A_x}{APF(\text{Longitud del tubo})}$$

Fuentes

1. Lerner, J. E., Flour Corporation, "Simplified Air Cooler Estimating", *Hydrocarbon Processing*, febrero de 1972.
2. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.
3. Hudson Products Corporation, *The Basics of Air Cooled Heat Exchangers*, Copyright © 1986.
4. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co.

Intercambiadores de calor enfriados por aire: control de la temperatura

Enseguida se dan tres medios primarios de control de la temperatura para los intercambiadores de calor enfriados por aire.

Persianas ajustables

Las persianas montadas arriba de las secciones de enfriamiento sirven para protegerlas contra el viento de arriba, la nieve, el hielo y el granizo. Además, se usan para regular, en forma manual o automática, el flujo del aire a través de los tubos con aletas y, de este modo, controlar la temperatura de salida del fluido del proceso.

Ventilador con inclinación controlable de las aspas

El ventilador con inclinación controlable de las aspas proporciona una entrega infinitamente variable de aire a través de las secciones con aletas en K, mediante cambios automáticos del ángulo de inclinación de las aspas. La temperatura se puede controlar de manera muy estrecha para satisfacer las demandas variables de las condiciones de operación y de las temperaturas atmosféricas fluctuantes, con ahorros apreciables de energía en condiciones de baja carga. Para ciertas aplicaciones de control,

se usa la capacidad de este ventilador para bombear el aire hacia atrás, con ángulos negativos de las aspas.

Controles de combinación

Con frecuencia se usa la combinación de persianas ajustables con accionamientos de velocidad variable o con ventilador de inclinación controlable de las aspas, para lograr un control estrecho de la temperatura del fluido. Este sistema es útil en particular durante los procedimientos de arranque y paro, en donde los fluidos se sujetan a congelación en temperaturas ambiente frías. También se adapta bien al control de la temperatura del fluido cuando se está operando en condiciones de viento fuerte y de congelación. En este diagrama se muestra un motor eléctrico de dos velocidades con persianas ajustables en forma automática. La disposición se presta a muchos servicios de enfriamiento, al mismo tiempo que se obtiene un ahorro en caballaje mediante el uso del motor de dos velocidades.

Fuente

Material de Griscom-Russell Co.

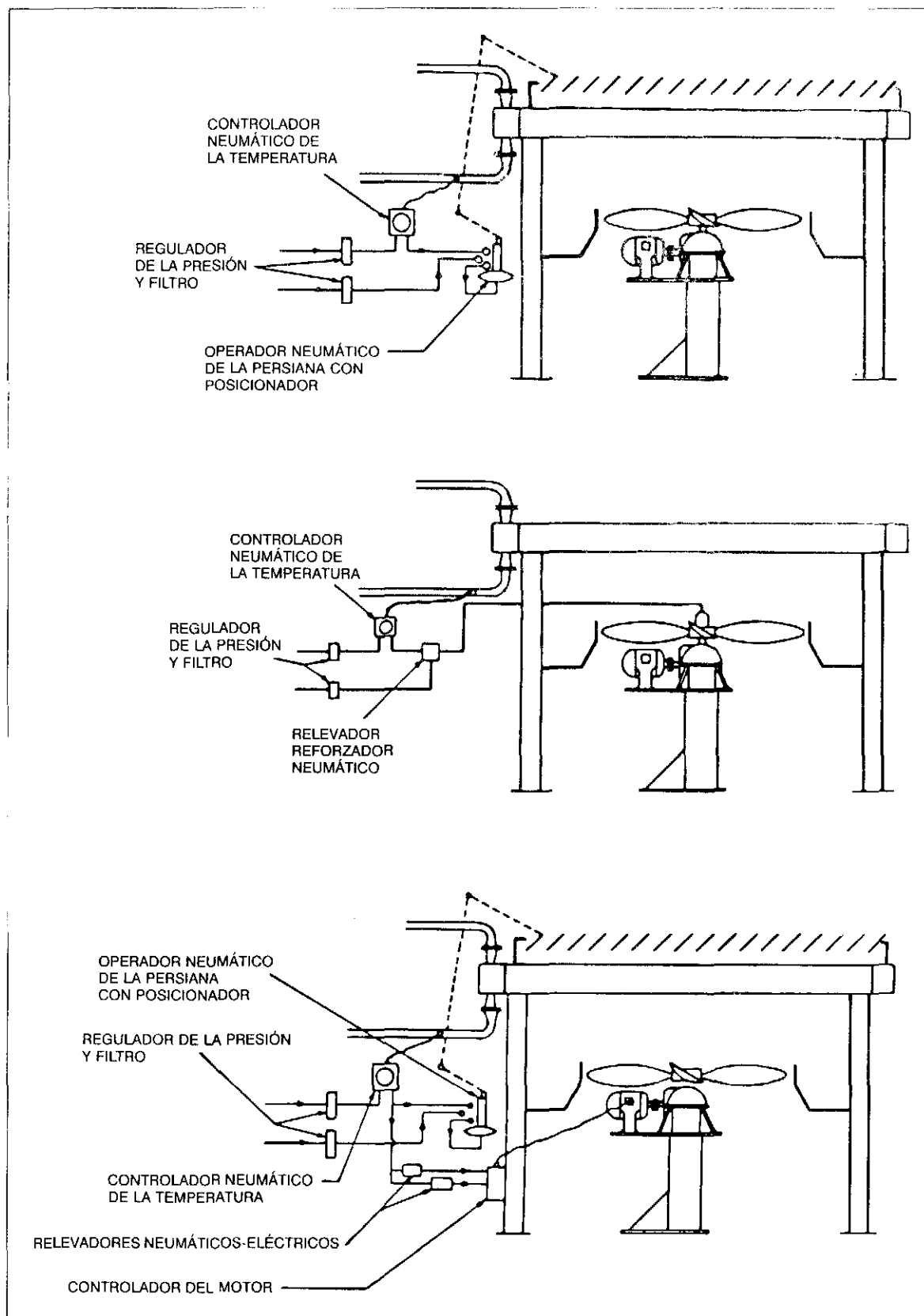


Figura 1. Éstos son esquemas para el control de la temperatura de los enfriadores por aire.

Reglas empíricas diversas

1. Para el diseño de la placa de tubos fija de los intercambiadores de calor de casco y tubos, no se admita una diferencia demasiado alta de temperaturas entre el lado del tubo y el lado del casco, sin proporcionar una junta de expansión del lado del casco. El autor ha visto 70°F (en una compañía) y 100°F (en otra) usados como este límite. Una manera fácil de calcular el esfuerzo máximo es como sigue:
 - a. Supóngase que los tubos se encuentran a una temperatura global del lado del tubo, y el casco a una temperatura global del lado del mismo.
 - b. Calcúlese el alargamiento de los tubos, sin estar trabados, y del casco, sin estar trabado, partiendo de 70°F y usando los coeficientes respectivos de expansión.
 - c. Si los tubos hubieran crecido más o menos que el casco, la diferencia establecerá un esfuerzo en los dos miembros, uno a tensión y el otro a compresión.
 - d. Supóngase que la deformación (deformación unitaria) en cada miembro es inversamente proporcional a su área de la sección transversal. En otras palabras, la fracción de la deformación unitaria total, en pulgadas/pulgada de longitud, será proporcionalmente mayor para el miembro (tubos o casco) que tenga la sección transversal más pequeña.
 - e. Para cada miembro, multiplíquese su deformación unitaria por el módulo de Young (módulo de elasticidad), en unidades coherentes, para obtener el esfuerzo. La deformación unitaria es adimensional, de modo que el módulo de Young en lb/in² dará el esfuerzo en estas mismas unidades.
 - f. Compárese esto con el esfuerzo máximo admisible para el material usado.

- g. En esencia, el módulo a la tensión y a la compresión para el acero son iguales.
2. Manejo típico de los parámetros de diseño:

$$PD = PMO + 10\% \text{ pero no menos que } PMO + 30 \text{ psi (lb/in}^2\text{)}$$

Para la PD tratándose de vacío, úsese una presión externa de 15 psi, para los casos en que se tenga la presión atmosférica en el otro lado.

TD: Por debajo de 32°F, TD = temperatura mínima de operación
 Arriba de 32°F, DT = TMO + 25°F, pero no menos de 150°F

en donde

PD = Presión de diseño
 TD = Temperatura de diseño
 PMO = Presión máxima de operación
 TMO = Temperatura máxima de operación

3. Corte del desviador del 40% = área abierta del 40% es un buen máximo empírico para los intercambiadores de calor de casco y tubos.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co.

In
Vo
Re
Et
Re
Pl
Ef
Di

Di



3

Fraccionadoras

Introducción	50	Diámetro de los platos perforados con válvula (Smith)	57
Volatilidad relativa	50	Diámetro de los platos perforados con válvula (Lieberman)	59
Reflujo mínimo	51	Diámetro de los platos inundados	59
Etapas mínimas	52	Diámetro de las fraccionadoras, generalidades	61
Reflujo real y etapas teóricas reales	52	Esquemas de control	61
Platos reales	53	Técnicas de optimización	65
Eficiencia del plato	54	Rehervidores	68
Diámetro de los platos con casquetes de burbujeo	55	Columnas empacadas	72
Diámetro de los platos perforados con válvula (factor F)	56		

Introducción

Se han desarrollado más métodos abreviados y reglas empíricas para el fraccionamiento que probablemente cualquier otra operación unitaria. Por ejemplo, el artículo reimpreso en el apéndice 5, sobre el desarrollo de métodos abreviados de diseño de equipo contiene 18 referencias para esos métodos relacionados con el fraccionamiento de 37 en total. Tanto los aspectos del proceso como los mecánicos del fraccionamiento cuentan con reglas empíricas útiles. Muchas de las reglas empíricas del diseño mecánico se han incluido en listas de verificación de hágase y no se haga.

Para la detección de fallas en las fraccionadoras, véase la sección correspondiente en este libro. Para tener un cono-

cimiento general de cómo trabajan las columnas fraccionadoras, de platos y empacadas, con ilustraciones de casos reales en el campo, recomiendo el libro de diseño de Lieberman.¹ mé

Fuentes

1. Branan, C. R., "Development of Short-cut Equipment Design Methods, Memorias de la Conferencia Anual de la ASEE, Ingeniería con Ayuda de Computadora, American Society for Engineering Education, 1985.
2. Lieberman, N. P., *Process Design For Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co.

Volatilidad relativa

Para obtener estimaciones rápidas, se puede obtener un valor aproximado de la volatilidad relativa del modo siguiente:

Para un compuesto, se define la constante de vaporización de equilibrio, K , por

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

en donde

Y_i = Fracción molar del componente i en la fase vapor
 X_i = Fracción molar del componente i en la fase líquida

Para calcular una destilación, se necesita la volatilidad relativa α ; ésta se define como

$$\alpha = \frac{K_i}{K_j}$$

en donde i y j representan dos componentes que se van a separar.

La ley de Raoult para el sistema ideal es

$$p_i = P_i X_i$$

en donde

p_i = Presión parcial de i

P_i = Presión de vapor del componente puro i

Por definición

$$P_i = \Pi Y_i$$

en donde

Π = Presión total del sistema

de modo que

$$P_i X_i = \Pi Y_i$$

y

$$\frac{P_i}{\Pi} = \frac{Y_i}{X_i} = K_i$$

Por lo tanto, para los sistemas que obedecen la ley de Raoult

$$\alpha = \frac{P_i}{P_j}$$

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Reflujo mínimo

Para realizar el diseño abreviado de una columna de destilación, en primer lugar se debe de efectuar el cálculo del reflujo mínimo.

Introducción al reflujo mínimo

por
Keith Clalborne⁶

Se puede tener un panorama general rápido de los requisitos de reflujo mínimo así como una mejor comprensión del significado del término si se considera la separación de una alimentación binaria.

Para una alimentación binaria, denótese por V el corte molar fraccionario de la alimentación en el producto que se extrae por la parte superior y por L el corte fraccionario en el producto residuo. Calcúlense las composiciones de la separación instantánea de la alimentación en el vapor v y el líquido l, para dar $v/l = V/L$. El vapor resultante se puede considerar como si estuviera compuesto de una parte d de la composición del producto que se extrae por la parte superior y una parte r de la composición del líquido de la separación instantánea.

Entonces es fácil calcular cuáles deben ser las proporciones de modo que $d \times$ composición de la parte superior + $r \times$ composición del líquido de la separación instantánea = composición del vapor de la separación instantánea. Por tanto:

$$r/d = \frac{a-b}{b-c}$$

en donde

a = Fracción del componente de alta volatilidad en la especificación del producto que se extrae por la parte superior

b = Fracción del componente de alta volatilidad en el vapor de la separación instantánea

c = Fracción del componente de alta volatilidad en el líquido de la separación instantánea

La razón que justifica esta sencilla relación es que el concepto de reflujo mínimo implica un número infinito de etapas y, por tanto, ningún cambio en la composición de etapa a etapa, para un número infinito de éstas en cada trayectoria que parta del "punto de apretamiento" (el punto en donde las líneas de operación de McCabe-Thiele se intersecan en la curva de vapor; para un sistema que se comporta bien, ésta es la zona de alimentación). De este modo, el líquido que se refluja al plato de alimentación, proveniente del plato de la parte superior, tiene la misma composición que el líquido de la separación instantánea.

El vapor total del plato de alimentación se puede considerar como si constara de algún material que pasa sin cambiar, a través de la sección superior, hacia el producto. Entonces el

material no cambiado se puede considerar como si fuera arrastrado por otro material (en la composición del reflujo al plato de alimentación), recirculándose en forma infinita como vapor hacia el plato de arriba y, vuelto a licuar, refluendo al plato de alimentación.

El reflujo binario calculado de este modo implica la alimentación de entalpía precisamente igual a la del vapor V y líquido L con los que se inició con anterioridad. Cualquier aumento o disminución en esa entalpía debe igualarse por el aumento o disminución en el contenido total de calor del reflujo de la parte superior. Nótese que la ecuación del reflujo binario de Underwood¹ en esencia calcula la relación de la composición de la separación instantánea contra la de especificación, junto con la corrección de entalpía.

Para más de dos componentes, el cálculo no es tan fácil. Sin embargo, a menudo se pueden percibir límites. Si en la alimentación sólo hay una cantidad insignificante de materiales de volatilidad intermedia entre los claves ligero y pesado, puede aplicarse lo siguiente:

El reflujo total mínimo (lb o moles/h) correspondiente a la alimentación total dada será mayor que si sólo estuvieran presentes los moles totales reales de los componentes claves pesado y ligero. El reflujo necesario será menor que si estuvieran presentes los moles totales reales de la alimentación, pero sólo compuestos de los claves ligero y pesado. Entre más estrechamente estén los componentes no claves agrupados hacia las volatilidades de los claves, el reflujo necesita estar más cercano al del calculado para el binario y el volumen total de la alimentación.

Reflujo mínimo con múltiples componentes

El método de Underwood¹ dará una rápida estimación de los requisitos de reflujo mínimo. Es un buen método para usarse cuando se especifican las composiciones del destilado y de los residuos. Aun cuando en lo que sigue se detallará el método de Underwood, existen otros métodos buenos, como el de Brown-Martin² y el Colburn³. Estos métodos, y otros más, se discuten y comparan en el libro de Van Winkle⁴. Smith⁵ discute un método para usarse para el análisis de la columna, cuando no se especifican las composiciones del destilado y de los residuos.

El método de Underwood se relaciona con hallar un valor para una constante, θ , que satisface la ecuación

$$\sum_i \frac{X_{iA}\alpha_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = \frac{X_{1A}\alpha_1}{\alpha_1 - \theta} + \frac{X_{2A}\alpha_2}{\alpha_2 - \theta} + \dots$$

El valor de θ se encontrará entre las volatilidades relativas de los componentes claves ligero y pesado, los cuales deben ser adyacentes.

Después de hallar θ , la razón de reflujo mínimo se determina a partir de

$$R_m + 1 = \sum_i^n \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Nomenclatura

- α_i = Volatilidad relativa del componente i en términos del componente clave pesado
 θ = Constante de reflujo mínimo de Underwood
 X_{iA} = Fracción molar del componente i en la alimentación
 X_{iD} = Fracción molar del componente i en el destilado
 q = Condición térmica de la alimentación
 Líquido en el punto de burbujeo $q = 1.0$
 Vapor en el punto de rocío $q = 0$
 Alimentación general $q = (L_S - L_R)/A$
 en donde:
 L_S = Gasto molar del líquido en la sección de separación

L_R = Gasto molar del líquido en la sección de rectificación

A = Gasto molar de alimentación

R_m = Razón mínima de reflujo

Fuentes

1. Underwood, A. J. V., "Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures", *Chemical Engineering Progress*, 44, 603 (1948).
2. Martin H. Z. y Brown, G. G., *Trans. A. I. Ch. E.*, 35:679 (1939).
3. Colburn, A. P., *Trans. A. I. Ch. E.*, 37:805 (1941).
4. Van Winkle, Matthew, *Distillation*, McGraw-Hill, 1967.
5. Smith, B. D., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, 1963.
6. Branan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.

Etapas mínimas

El método de Fenske da una rápida estimación para las etapas teóricas mínimas con reflujo total:

$$N_m + 1 = \frac{\ln[(X_{CL}/X_{CP})_D (X_{CP}/X_{CL})_R]}{\ln[(\alpha_{CL/CP})_{\text{PROM}}]}$$

Nomenclatura

- R = Subíndice para residuos
 D = Subíndice para destilado
 CP = Subíndice para clave pesado

CL = Subíndice para clave ligero

N_m = Etapas teóricas mínimas con reflujo total

X_{CP} = Fracción molar del componente clave pesado

X_{CL} = Fracción molar del componente clave ligero

$\alpha_{CL/CP}$ = Volatilidad relativa del componente ligero en comparación con el componente pesado

Fuente

Fenske, M., *Ind. Eng. Chem.*, 24, 482 (1932).

Reflujo real y etapas teóricas reales

El método recomendado¹ para determinar las etapas teóricas reales, con una razón real de reflujo, es la relación de Erbar/Maddox². En la gráfica, N son las etapas teóricas y R es la razón real de reflujo, L/D , en donde esta última es la razón molar del reflujo al destilado. N_m son las etapas teóricas mínimas y R_m es la razón mínima de reflujo.

La razón real de reflujo que se seleccione debe de optimizarse a partir de datos económicos. Como una estimación aproximada, úsese $1.1-1.2R_m$, para un sistema refrigerado, y $1.2-1.35R_m$, para un sistema caliente.

Otra razón molar útil es la reflujo/alimentación, L/F . En los sistemas binarios, para todos los fines prácticos, L/F no está cambiando para amplias diferencias en la composición de la alimentación, en tanto se cumpla lo siguiente:

1. Las composiciones del destilado y de los residuos, pero no necesariamente las cantidades, se mantienen constantes.
2. El plato de alimentación se mantiene igualado, con respecto a la composición, con la propia alimentación

(lo cual significa que el plato de alimentación se mueve con los cambios en la composición de esta última).

El lector puede verificar lo anterior si usa las ecuaciones de Underwood³ y el balance de materiales de la torre. El autor una vez calculó un caso en el que un cambio grande en la alimentación cambiaría L/D en 46%, en tanto que L/F sólo cambió en 1%. La estabilidad de L/F está bien probada en el campo y es un buen factor para ser usado en la predicción del efecto de los cambios en la alimentación, para el diseño en una planta en operación.

El autor ha hecho un ajuste de las curvas de Erbar/Maddox, para que la facilidad de lectura de la gráfica es limitada. Por sencillez, sean

$$x = N_m/N$$

$$r = R/(R + 1)$$

$$y = R_m/(R_m + 1)$$

Para $y = A + Bx + Cx^2 + Dx^3 + Ex^4 + Fx^5$, se presenta la tabla siguiente:

Z	A	B	C	D	E	F
0	.00035	.16287	-.23193	5.09032	-8.50815	4.48718
.1	.09881	.32725	-2.57575	10.20104	-12.81050	5.76923
.2	.19970	.14236	-.58646	2.60561	-3.12499	1.76282
.3	.29984	.09393	-.23913	1.49008	-2.43880	1.79486
.4	.40026	.12494	-.49585	2.15836	-3.27068	2.08333
.5	.50049	-.03058	.81585	-2.61655	3.61305	-1.28205
.6	.60063	-.00792	.60063	-2.06912	3.39816	-1.52243
.7	.70023	-.01109	.45388	-1.25263	1.94348	-.83334
.8	.80013	-.01248	.76154	-2.72399	3.85707	-1.68269
.9	.89947	.00420	.38713	-1.14962	1.40297	-.54487
1.0	1.0	-0-	-0-	-0-	-0-	-0-

Platos reales

Después de que se determinan los platos teóricos reales (véase Reflujo real y etapas teóricas reales), se necesita estimar el número físico real de platos requeridos en la columna de destilación. Esto suele hacerse al dividir los platos teóricos reales entre la eficiencia promedio total fraccionaria del plato. Entonces lo normal es que se agreguen unos cuantos platos adicionales para condiciones que se salgan de la carga, como un cambio en la composición de la alimentación. La experien-

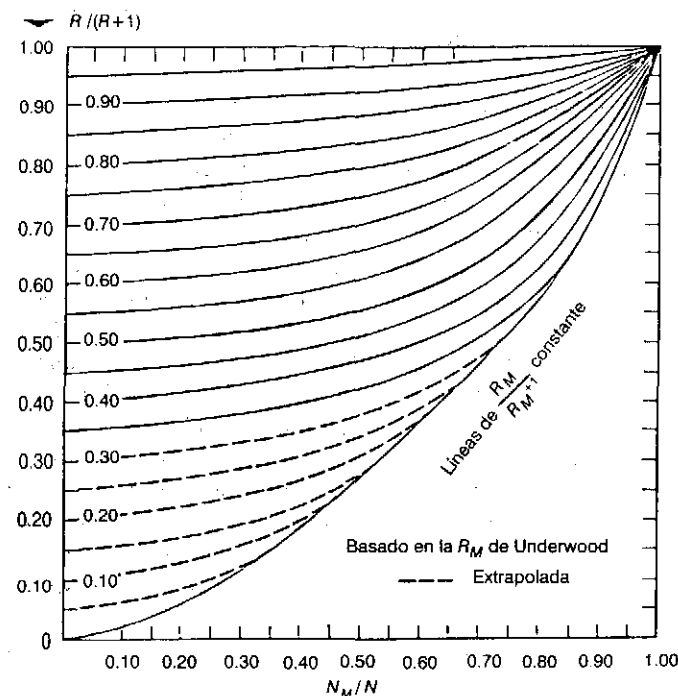


Figura 1. Correlación de reflujo-platos de Erbar y Maddox.

Fuentes

1. Fair, J. R. y Bolles, W. L., "Modern Design of Distillation Columns", *Chemical Engineering*, 22 de abril de 1968.
2. Erbar, J. H. y Maddox, R. N., "Latest Score: Reflux vs Trays", *Petroleum Refiner*, mayo de 1961, pág. 185.
3. Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983, pág. 4.

Eficiencia del plato

Las etapas reales dependen de la eficiencia del plato, el cual probablemente será el número más débil en el diseño. Sin duda, en donde sea posible, lo mejor es el uso de datos de operación obtenidos de un sistema semejante. En las tablas 1 y 2 se dan algunas correlaciones para abreviar.

Ludwig¹ analiza un nuevo trabajo del A. I. Ch. E., el cual ha producido un método más detallado que los métodos abreviados previos. Afirma que, según lo indica el trabajo del A. I. Ch. E., algunos de los métodos abreviados pueden conducir a resultados con un error del 15-50%. La dispersión de la correlación de Drickamer y Bradford, mostrada en la gráfica de Ludwig, es alrededor de 10 puntos de eficiencia, o sea, ± 5 puntos de eficiencia a uno y otro lado de la curva. Ludwig afirma que las comparaciones entre los valores obtenidos por métodos abreviados y los del A. I. Ch. E. indican que las desviaciones por aplicar métodos abreviados suelen encontrarse en el lado seguro o bajo.

La correlación de Maxwell³ se generó a partir sólo de datos de hidrocarburos. Ludwig dice que la correlación de Drickamer y Bradford es buena para los hidrocarburos, los hidrocarburos clorados, los glicoles, la glicerina y los compuestos relacionados, y para algunas absorbedoras y separadoras ricas en hidrocarburos.

Ludwig también presenta correlaciones de O'Connell.⁴ Advierte que este último puede dar resultados altos. Ludwig sugiere que se use la correlación para absorbedoras de O'Connell

Tabla 1
Eficiencia total del plato de la fraccionadora

Viscosidad, centipoises	Datos de Guinness y otros con función del recíproco de la viscosidad, en el libro de Maxwell. (Viscosidad promedio del líquido en los platos)	Correlación de Drickamer y Bradford cuya gráfica se encuentra en el libro de Ludwig. (Viscosidad molar promedio de la alimentación)
0.05*	...	98
0.10	104**	79
0.15	86	70
0.20	76	60
0.30	63	50
0.40	56	42
0.50	50	36
0.60	46	31
0.70	43	27
0.80	40	23
0.90	38	19
1.00	36	17
1.50	30	7
1.70	28	5

*Ligeramente extrapolado.

**Maxwell explica cómo es bastante posible tener eficiencias de más del 100%.

sólo en áreas en donde da una eficiencia más baja que la correlación para fraccionadoras de Drickamer y Bradford o de O'Connell.

Para valores elevados de α , suele resultar una eficiencia baja del plato.

Tabla 2
Eficiencia total del plato, % (O'Connell)

Factor de correlación	Fraccionadoras*	Absorbedoras $\left(\frac{HP}{\mu} = \frac{\rho}{KM\mu} \right)^{**}$
0.01	..	8
0.05	..	17
0.10	87	22
0.15	80	23
0.20	74	26
0.30	67	29
0.40	32	32
0.50	57	33
0.60	55	35
0.70	52	36
0.80	51	37
0.90	49	38
1	48	39
1.5	44	42
2	41	45
3	37	48
4	35	52
5	33	53
6	32	56
7	32	57
8	31	58
9	..	60
10	..	61

* Fraccionadoras = (Volatilidad relativa de los componentes clave) (Viscosidad de la alimentación en centipoises). La volatilidad relativa y la viscosidad se toman en las condiciones promedio de la torre, entre la parte superior y el fondo.

**H = Constante de la ley de Henry, moles/ft³ (atm)

P = Presión, atm

μ = Viscosidad, centipoises

ρ = Densidad, lb/ft³

K = K de equilibrio de los componentes clave

M = Peso molecular del líquido

Fuentes

1. Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 2, Gulf Publishing Co.

2. Drickamer, H. G. y Bradford, J. B., "Overall Plate Efficiency of Commercial Hydrocarbon Fractionating Columns", *Trans. A. I. Ch. E.*, 39, 319 (1943).
3. Maxwell, J. B., *Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, 1965.

4. O'Connell, H. E., "Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers", *Trans. A. I. Ch. E.*, 42, 741 (1946).

Diámetro de los platos con casquetes de burbujeo

Enseguida se tienen dos métodos rápidos de aproximación para obtener el diámetro de una columna de platos con casquetes de burbujeo.

Velocidad estándar

La velocidad estándar, basada en la sección transversal total se define como:

$$U_{STD} = 0.227(\rho_L / \rho_V - 1)^{0.5}$$

La velocidad estándar se multiplica por un factor, dependiendo del servicio, como sigue:

Servicio	% U_{STD}
Torres al vacío	110*
Grupo de refinería**	100*
Desbutanizadoras u otras torres entre 100-250 psig	80
Despropanizadoras u otras torres a alta presión	60

* Se aplica para espaciamiento entre los platos de 24" y más.

** Grupo de refinería = fraccionadoras de nafta a baja presión, separadoras de gasolina y torres de separación instantánea del crudo, etcétera.

Souders-Brown¹

La velocidad másica máxima admisible para la sección transversal total de la columna se calcula como sigue:

$$W = C[\rho_V(\rho_L - \rho_V)]^{1/2}$$

El valor de W está pensado para aplicaciones generales y debe multiplicarse por factores, para aplicaciones específicas, como sigue:

Absorbedoras: 0.55

Sección de fraccionamiento de la separadora de petróleo de la absorbadora: 0.80

Columna de petróleo: 0.95

Estabilizadora o separadora: 1.15

La ecuación desarrollada para el factor C de Souders-Brown es

$$C = (36.71 + 5.456T - 0.08486T^2) \ln S - 312.9 + 37.62T - 5.5269T^2$$

Los rangos de correlación son:

C = 0 a 700

S = 0.1 a 100

T = 18 a 36

Se pueden verificar las secciones de la parte superior, del fondo y de la alimentación de la columna, con el fin de ver cuál da el diámetro máximo.

La correlación de Souders-Brown considera el arrastre como el factor controlador. Para las situaciones de elevada carga de líquido y para el diseño final, se requieren cálculos hidráulicos completos del plato.

Ludwig² afirma que el método de Souders-Brown parece ser conservador para un rango de presión de 5 a 250 psig (lb/in² manométricas), permitiendo que W se multiplique por 1.05 a 1.15, si se aplican el buen juicio y la precaución.

En la figura 1 se muestra la correlación de Souders-Brown.

Nomenclatura

C = Factor de la velocidad másica máxima admisible de Souders-Brown

S_{STD} = Velocidad estándar máxima admisible para la sección transversal de la torre, ft/s

W = Velocidad másica máxima admisible de Souders-Brown, lb/(ft² de sección transversal) (h)

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

T = Espaciamiento de los platos, in

S = Tensión superficial, dinas/cm

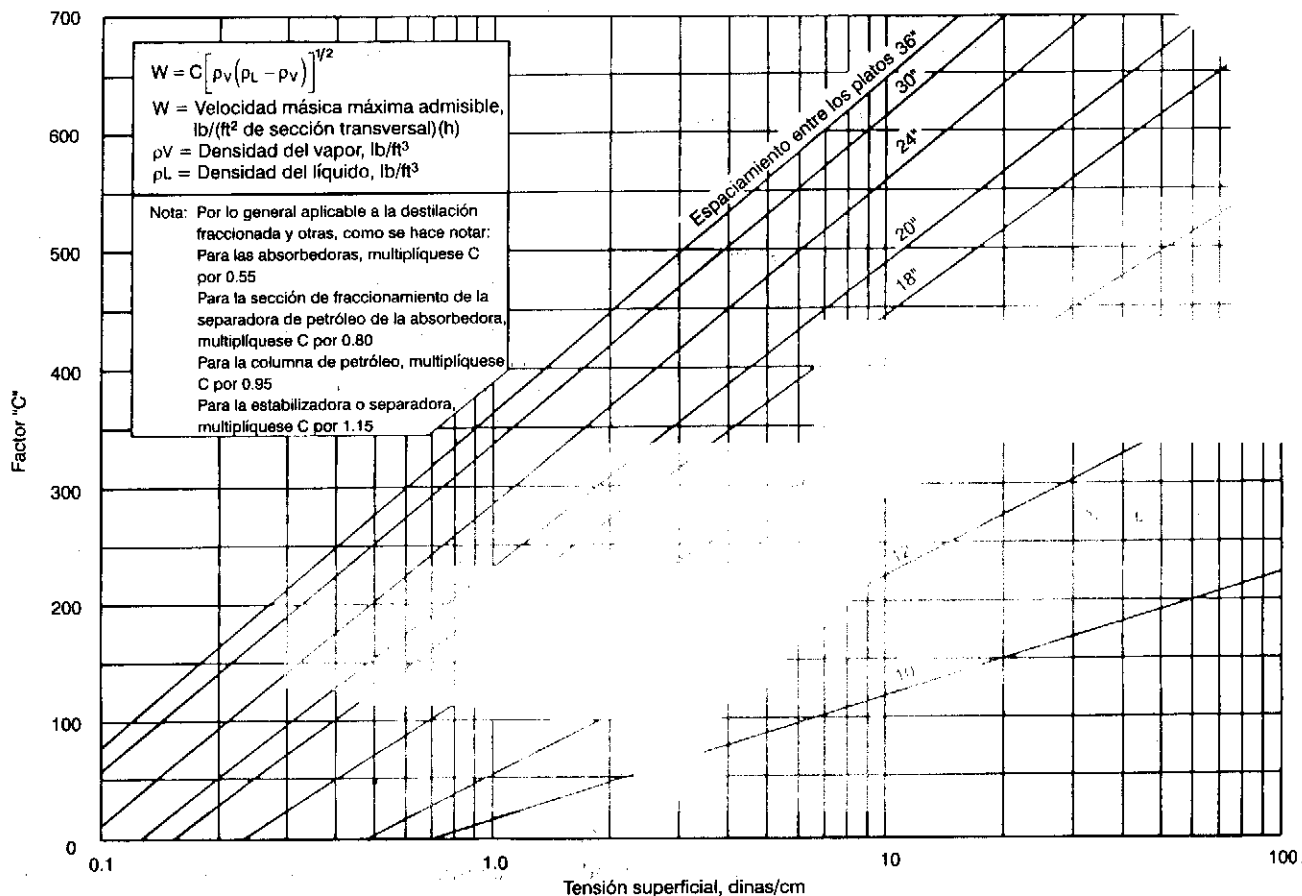


Figura 1. Correlación de Souders-Brown.

Fuentes

1. Souders, M. y Brown, G., "Design of Fractionating Columns—I Entrainment and Capacity", *Ind. Eng. Chem.*, 26, 98 (1934).

2. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical or Petrochemical Plants*, volumen 2, Gulf Publishing Co.

Diámetro de los platos perforados con válvula (factor F)

El factor F se usa en la expresión $U = F/(\rho_V)^{0.5}$, para obtener la velocidad superficial admisible del vapor, basada en el área libre de la sección transversal de la columna (área total de la columna menos el área del conducto descendente). Para sistemas con espuma, el factor F debe de multiplicarse por 0.75.

En la figura 5 se muestra la correlación del factor F de Frank¹.

El autor ha desarrollado una ecuación para el factor F , como sigue:

$$F = (547 - 173.2T + 2.3194T^2) 10^{-6} P + 0.32 + 0.0847T - 0.000787T^2$$

Los rangos de correlación son:

$$F = 0.8 \text{ a } 2.4$$

$$P = 0 \text{ a } 220$$

$$T = 18 \text{ a } 36$$

Figura

Pa
corre

Figura

Diám

Sn
correl
platos

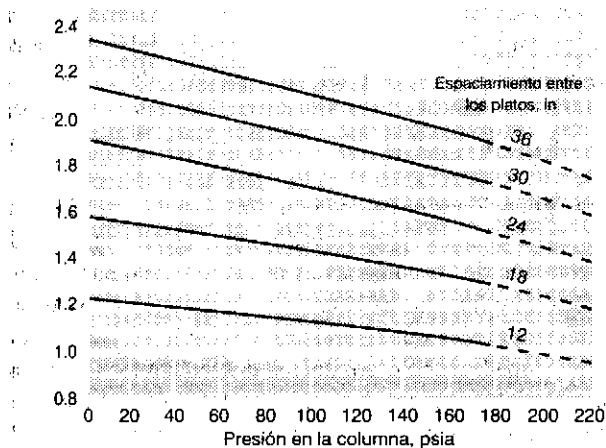


Figura 1. Factor F como función de la caída de presión en la columna y el espaciamiento entre los platos.

Para estimar el área del conducto descendente, Frank da la correlación siguiente:

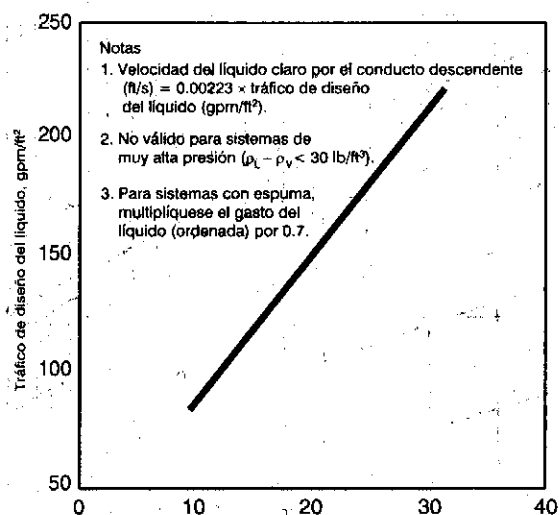


Figura 2. Estimación del área del conducto descendente para una columna de destilación del tipo de platos.

El autor ha desarrollado la ecuación siguiente para ajustarla a la correlación:

$$DL = 6.667T + 16.665$$

Entonces se encuentra la velocidad del líquido claro (ft/s) por el conducto descendente, al multiplicar DL por 0.00223. La correlación no es válida si $\rho_L - \rho_V$ es menor que 30 lb/ft³ (sistemas a presión muy elevada). Para sistemas con espuma, DL debe de multiplicarse por 0.7. Frank recomienda conductos descendentes segmentarios de por lo menos 5% del área total de la sección transversal de la columna, sin importar el área obtenida por esta correlación.

Para el diseño final se requieren los cálculos hidráulicos completos del plato.

Incluso para estimaciones más rápidas, se han propuesto las siguientes directrices aproximadas relativas al factor F:

Situación	Factor F
Velocidad del vapor en la sección transversal total de la columna de fraccionamiento	1.0-1.5
Velocidad en los agujeros de los platos perforados para evitar goteo	>12
Equipo de desprendimiento para separar las gotitas del vapor	<6

Nomenclatura

DL = Tráfico de diseño del líquido en el conducto descendente, gpm/ft² (gpm = gal/min)

F = Factor para la velocidad admisible del fraccionamiento

P = Presión de la columna, psia (lb/ft² absolutas)

T = Espaciamiento entre platos, in

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

Fuente

Frank, O., "Shortcuts for Distillation Design", *Chemical Engineering*, 14 de marzo de 1977.

Diámetro de los platos perforados con válvula (Smith)

Smith usa la altura de sedimentación como un factor de correlación, el cual se pretende se use con diversos tipos de platos. La correlación se muestra en la figura 1. Las curvas se

han trazado para un rango de alturas de sedimentación de 2 a 30 pulgadas. En este caso, U es la velocidad del vapor arriba del plato no ocupado por conductos descendentes.

Las ecuaciones desarrolladas para las curvas son (el subíndice de Y es la altura de sedimentación en pulgadas):

$Y = A + BX + CX^2 + DX^3$

	A	B	C	D
Y_{30}	-1.68197	-.67671	-.129274	-.0046903
Y_{24}	-1.77525	-.56550	-.083071	+.0005644
Y_{22}	-1.89712	-.59868	-.080237	+.0025895
Y_{20}	-1.96316	-.55711	-.071129	+.0024613
Y_{18}	-2.02348	-.54666	-.067666	+.0032962
Y_{16}	-2.19189	-.51473	-.045937	+.0070182
Y_{14}	-2.32803	-.44885	-.014551	+.0113270
Y_{12}	-2.47561	-.48791	-.041355	+.0067033
Y_{10}	-2.66470	-.48409	-.040218	+.0064914
Y_8	-2.78979	-.43728	-.030204	+.0071053
Y_6	-2.96224	-.42211	-.030618	+.0056176
Y_4	-3.08589	-.38911	+.003062	+.0122267
Y_2	-3.22975	-.37070	-.000118	+.0110772

Smith recomienda obtener la altura de sedimentación (espaciamento de los platos menos la profundidad del líquido claro) mediante la aplicación de la conocida fórmula del vertedero de Francis. Para nuestros fines, de verificación rápida del diámetro de la columna, se necesita un método más rápido.

Para aplicaciones que tienen un espaciamiento de 24 in entre los platos, el autor ha observado que el uso de una altura de sedimentación de 18 pulgadas es bastante bueno para una verificación aproximada. El cálculo proporciona una velocidad superficial del vapor que se aplica a la sección transversal de la torre no ocupada por los conductos descendentes. Lo mínimo es un área del conducto descendente del 10% del área de la columna, excepto para casos especiales de carga baja de líquido.

Para las situaciones de carga alta de líquido y para el diseño final, se requieren cálculos hidráulicos completos del plato.

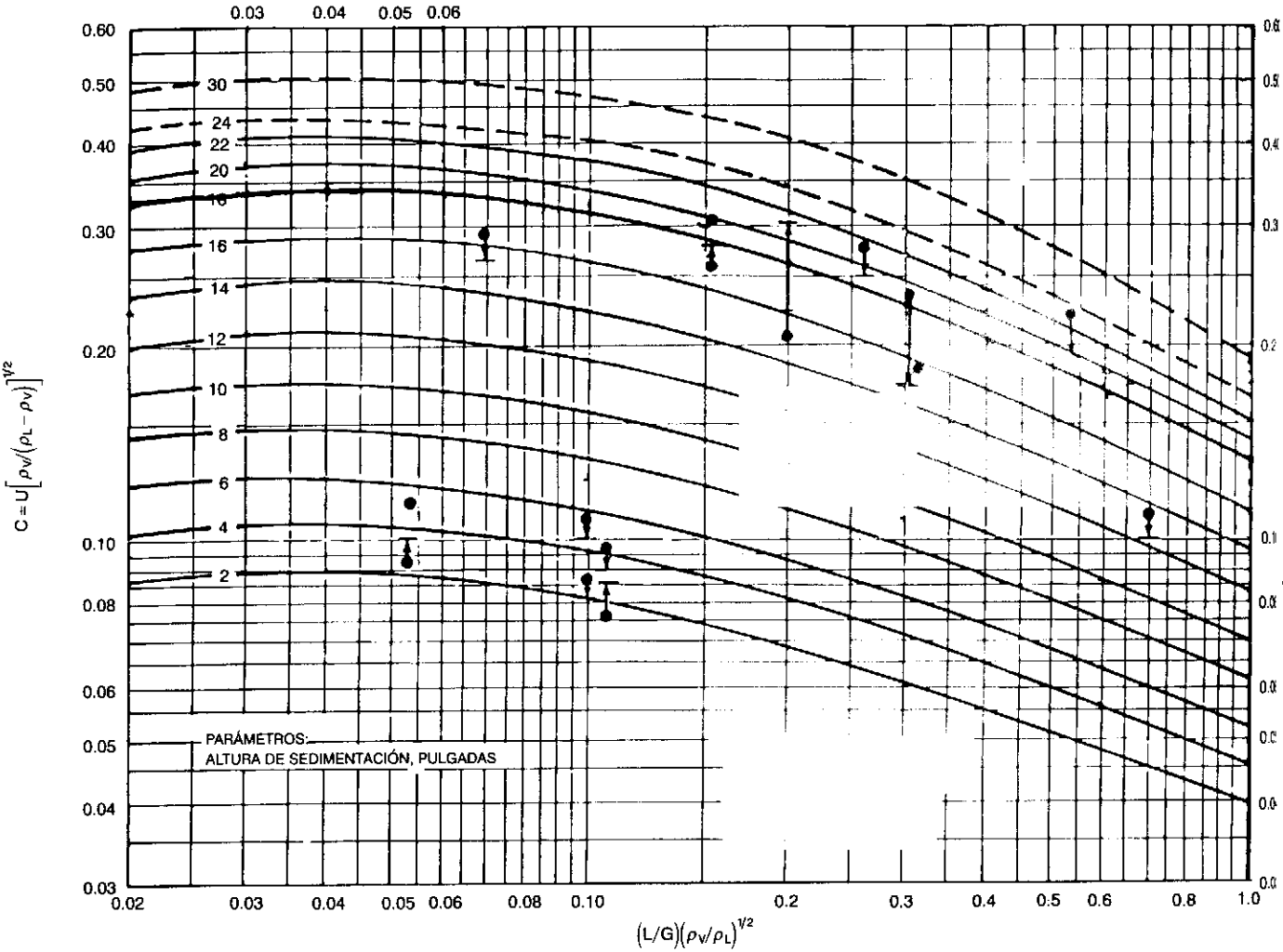


Figura 1. Se traza la gráfica de la función de velocidad del vapor contra un factor de capacidad con los parámetros de las alturas de sedimentación.

Nomenclatura

- $\dot{V}$ = Gasto de vapor, lb/h
 $\dot{L}$ = Gasto de líquido, lb/h
 V = Velocidad superficial del vapor arriba del plato no ocupado por los conductos descendentes, ft/s
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
 ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

Fuentes

1. Smith, R., Dresser, T. y Ohlswager, S., "Tower Capacity Rating Ignores Trays", *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner*, mayo de 1963.
2. Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

Diámetro de los platos perforados con válvula (Lieberman)

Lieberman da dos reglas empíricas para detección de fallas de las fraccionadoras que también podrían usarse como comprobaciones de un diseño. En primer lugar, las caídas de presión a través de los platos no debe ser mayor del 2% del espacio entre las plataformas de los mismos, para evitar una incipiente inundación. Matemáticamente, se cumple

$$(\Delta P)(T_n)(T_s) < 22\%$$

donde

- ΔP = Caída de presión en pulgadas de agua
 T_n = Gravedad específica del líquido en el plato, a la temperatura apropiada
 T_s = Número de platos
 E = Espaciamiento entre platos, in

Para platos perforados, se obtiene una altura de rociado de 15 pulgadas, cuando el factor de inyección es 6-7.

$$\text{Factor de inyección} = U^2 \rho_V / \rho_L$$

en donde

- U = Velocidad del vapor en el agujero, ft/s
 ρ_L = Densidad del líquido
 ρ_V = Densidad del vapor

Para una altura de rociado de 15 pulgadas, se recomienda un espaciamiento entre los platos de por lo menos 21 pulgadas.

Fuente

Lieberman, N. P., *Process Design For Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co.

Diámetro de los platos inundados**Cálculo/Procedimiento para el diámetro mínimo de la torre con platos inundados**

El método siguiente dará resultados aproximados rápidos, pero para una determinación detallada completa de la capacidad normal, úsese el manual de Glitsch¹:

1. Determinése el factor de capacidad de vapor, CAF:

$$CAF = CAF_0 \times \text{Factor del sistema}$$

El factor apropiado del sistema se puede hallar en la tabla 1.

2. Para $\rho_V < 0.17$, úsese

$$CAF_0 = (TS)^{0.65} \times (\rho_V)^{1/6} / 12$$

Para $\rho_V > 0.17$, úsese

$$TS \text{ de } 12-30": CAF_0 = (0.58 - 3.29/(TS)) - [(TS \times \rho_V - TS)/1560]$$

Tabla 1
Factores del sistema¹

Servicio	Factor del sistema
Sin espuma, sistemas regulares	1.00
Sistemas de flúor; por ejemplo, BF ₃ , Freón	.90
Formación moderada de espuma; por ejemplo, absorbedoras de aceite, regeneradores de amina y glicol	.85
Intensa formación de espuma; por ejemplo, absorbedoras de amina y glicol	.73
Severa formación de espuma; por ejemplo, unidades MEK	.60
Sistemas de espuma estable; por ejemplo, regeneradores cáusticos	.30-.60

$$TS \text{ de } 36 \text{ y } 48": CAF_0 = (0.578 - 3.29/TS) - [(0.415TS \times \rho_V - TS)/1560] - 0.0095\rho_V$$

3. El factor de capacidad CAF₀ aumenta al crecer el espaciamiento entre los platos, hasta un valor límite. Los

límites alcanzados por debajo de un espaciamiento de 48" no se experimentan hasta que la velocidad del vapor es mayor que 4 lb/ft². El autor desarrolló una ecuación para determinar el valor límite de CAF₀ para densidades del vapor por encima de 4 lb/ft³. Se debe de usar para situaciones en las que se tenga un espaciamiento entre los platos de 18" y más:

$$\text{CAF}_0 (\text{límite}) = 0.648 - 0.0492\rho_v$$

Con frecuencia, las absorbedoras y separadoras operan con un líquido que, en esencia, tiene las mismas características físicas, sin importar la presión. Un ejemplo de esto se encuentra en una absorbedora de gas. Se usa el mismo petróleo pobre si la torre está operando a 100 o a 1000 psi (lb/in²). Este tipo de sistema se excluye del valor límite de CAF₀.

4. Calcúlese V_{carga}:

$$V_{\text{carga}} = \text{CFS} \sqrt{\rho_v / (\rho_L - \rho_v)}$$

5. Con el uso de V_{carga} y GPM (carga de líquido de la columna en galones por minuto), obténgase el diámetro aproximado de la torre para calcular la longitud de la trayectoria de flujo. Úsease

$$(\text{DTA})^2 = 3.025A + 0.0012AB + 7.647 \times 10^{-7} AB^2 + 2.81 \times 10^{-4} B^{1.719}$$

en donde

GTA = Diámetro aproximado de la torre, ft

A = V_{carga}

B = GPM

Ésta es la correlación del autor de un nomograma que se encuentra en el manual de Glitsch. Da resultados con una diferencia menor del 5% respecto de los valores del nomograma, para un diámetro de 4 pies o mayor, y menor del 15%, para diámetros más pequeños. Esto es adecuado para esta primera aproximación del diámetro de la torre. Se puede aplicar a

- Platos de un solo paso
 - Espaciamiento de los platos de 24", con una inundación del 80%
 - DT' = 2'-10'
 - V_{carga} = 0-30
 - GPM = 0-1500
6. Para platos de dos pasos:
- Dividase V_{carga} entre 2
 - Dividase GPM entre 2
 - Obténgase el diámetro a partir de la ecuación para un solo paso
 - Multiplíquese el diámetro por $\sqrt{2}$

Para platos de cuatro pasos, reemplácense los números 2 por números 4.

7. Calcúlese la longitud de la trayectoria de flujo:

$$\text{FPL} = 9 \times \text{DTA} / \text{NP}$$

8. Calcúlese el área activa mínima

$$\text{AAM} = \frac{V_{\text{carga}} + (\text{GPM} \times \text{FPL} / 13000)}{\text{CAF} \times \text{FF}}$$

Se debe de usar un factor de inundación de 0.65 a 0.75 para diámetros de columna de menos de 36", para compensar los efectos de la pared. Por lo general, las columnas más grandes se diseñan para una inundación de alrededor del 80%.

9. Obténgase la velocidad de diseño en el conducto descendente, VD_{dis}. Úsease el valor más pequeño que se obtenga de estas tres ecuaciones:

$$\text{VD}_{\text{dis}} = 250 \times \text{factor del sistema}$$

$$\text{VD}_{\text{dis}} = 41 \sqrt{\rho_L - \rho_v} \times \text{factor del sistema}$$

$$\text{VD}_{\text{dis}} = 7.5 \sqrt{\text{TS}} \times \sqrt{\rho_L - \rho_v} \times \text{factor del sistema}$$

en donde

$$\text{VD}_{\text{dis}} = \text{Velocidad de diseño, GPM/ft}^2$$

Como factor del sistema, úsenase los valores que se obtengan de la tabla 1, excepto que, para el último concepto de ella (sistemas de espuma estable), úsease 0.30.

10. Calcúlese el área mínima del conducto descendente:

$$\text{ADM} = \text{GPM} / (\text{VD}_{\text{dis}} \times \text{FF})$$

en donde

$$\text{ADM} = \text{Área mínima del conducto descendente, ft}^2$$

Si el área del conducto descendente calculada con la fórmula antes dada resulta menor que el 11% del área activa, úsease el menor de

$$\text{ADM} = \text{Doble del valor obtenido de la ecuación}$$

$$\text{ADM} = 11\% \text{ del área activa}$$

11. Calcúlese el área mínima de la sección transversal de la columna. Úsease el mayor de

$$\text{ATM} = \text{AAM} + 2 \times \text{ADM}$$

$$\text{ATM} = \frac{V_{\text{carga}}}{0.78 \times \text{CAF} \times \text{FF}}$$

en donde

ATM = Área mínima de la sección transversal de la columna, ft². Cálculos adicionales, más detallados, de diseño pueden dar como resultado un cambio en el diámetro de la torre.

2. Calcúlese el diámetro mínimo de la columna:

$$DT = \sqrt{ATM/0.7854}$$

Porcentaje de inundación para columnas existentes con platos inundados

$$\% \text{ inundación} = \frac{V_{\text{carga}} + (GPM \times FPL/13000)}{AA \times CAF}$$

En la tabla 2 se da el diámetro mínimo para platos de pasos múltiples.

Si se prefiere mantener GPM/WFP por debajo de más o menos lo que se pueden usar, y se han usado, gastos del líquido tan como 20 GPM/WFP. WFP es el ancho de la trayectoria de flujo en pulgadas. A algunas compañías les gusta usar platos que no tengan más de dos pasos.

Tabla 2
Diámetro práctico mínimo para los platos inundados de pasos múltiples

Número de paso múltiple	Número de pasos Diámetro mínimo (ft)	Diámetro preferido (ft)
2	5	6
3	8	9
4	10	12
5	13	15

Diámetro de las fraccionadoras, generalidades

Para comprobar los diseños, se puede relacionar en forma aproximada el diámetro de la torre con el servicio del rehidrador, como sigue:

Situación	Servicio del rehidrador, millones Btu/h
Operación a presión	0.5D ²
Operación a la presión atmosférica	0.3D ²
Operación al vacío	0.15D ²

Temas de control

Para una buena comprensión de los esquemas de control es esencial para entender los sistemas de fraccionamiento. No es posible discutir todos los enganches posibles de control. Por lo

Nomenclatura

- AA = Área activa, ft²
- AAM = Área activa mínima, ft²
- AD = Área del conducto descendente, ft²
- ADM = Área mínima del conducto descendente, ft²
- ATM = Área mínima de la sección transversal de la columna, ft²
- CAF = Factor de capacidad de vapor
- CAF₀ = Factor de capacidad de inundación con carga cero de líquido
- CFS = Gasto real de vapor, ft³/s
- DT = Diámetro de la torre, ft
- DTA = Diámetro aproximado de la torre, ft
- FF = Factor de inundación o porcentaje de diseño de inundación, fraccionario
- FPL = Longitud de la trayectoria del flujo en el plato, in
- GPM = Carga de líquido de la columna, gal/min
- NP = Número de platos de trayectorias de flujo o pasos
- TS = Espaciamiento entre los platos, in
- VP_{dis} = Velocidad de diseño en el conducto descendente, GPM/ft²
- V_{carga} = Factor de carga de vapor de la columna
- WFP = Ancho de la trayectoria de flujo en el plato, in
- ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
- ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

Fuentes

1. *Glitsch Ballast Tray Design Manual*, 5a. edición, Boletín No. 4900, Copyright 1974, Glitsch Inc.
2. Branan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.

en donde

D = Diámetro de la torre, ft

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen I, Gulf Publishing Co., 1976.

tanto, los siguientes análisis incluirán muchos de los medios principales de control e intentarán proporcionar una filosofía suficiente de control para permitir el diseño o el análisis según

las necesidades, para las circunstancias particulares. Las discusiones se limitarán a la instrumentación convencional, ya que el control por computadora rebasa el alcance de este manual.

Introducción al control de la columna por Keith Clalborne⁵

Como orientación al tratar de controlar las fraccionadoras, resulta adecuado hacer hincapié en el territorio en el que se mueven las fraccionadoras y, por lo tanto, el control.

Las fraccionadoras sólo producen dos resultados: 1) división de la corriente, con tantas libras saliendo por uno de los "extremos" y todas las demás libras de la alimentación saliendo por el otro y 2) segregación de componentes hacia una de las corrientes de producto o hacia la otra, caracterizada por la razón de Fenske:

$$\frac{\text{moles de ligero en el producto de arriba}}{\text{moles de ligero en el residuo}} \times \frac{\text{moles de pesado en el residuo}}{\text{moles de pesado en el producto de arriba}}$$

El resultado 1) se logra por el control del flujo de producto desde uno de los extremos de la fraccionadora. El resultado 2) se alcanza al controlar la carga de calor sobre la fraccionadora.

Por una combinación de las dos manijas del control, se puede influir la especificación de los componentes en las corrientes de productos, pero siempre existe cierta extensión máxima de separación (valor de la razón de Fenske) en un sistema dado. Casi todas las medidas de control se diseñan para permitir el control de las dos manijas. Se debe de tener conciencia de que la operación de la columna necesita mantenerse razonablemente suave, de lo contrario, en los siguientes cinco minutos (o las siguientes seis horas), la separación ya lograda se puede deshacer en forma parcial por la producción de oleadas en el sistema.

Como el gasto total y de los componentes varían en la alimentación del sistema, se hace necesario variar los parámetros controlados, para mantener las propiedades deseadas en las corrientes de productos. También pueden existir restricciones subsidiarias. Si la presión en la columna se eleva demasiado, el sistema de alimentación puede ser incapaz de hacer entrar esta última, o bien, se pueden sobrepasar las presiones admisibles de diseño del equipo. Con una presión demasiado baja, el producto puede no fluir del sistema. Una presión demasiado elevada en el fondo puede causar excesos sobre el diseño del equipo o degradación del producto. Las restricciones subsidiarias pueden producir variaciones "rápidas" en los flujos o presiones. Incluso cuando estas variaciones no son excesivas para una fraccionadora dada, pueden imponer problemas imposibles de control en el equipo conectado, en un sistema más grande, con esa fraccionadora; corriente arriba, corriente abajo o lateralmente.

A largo plazo, la mejor comprensión y la optimización de un sistema por lo común requerirán atención para lograr bue-

nos balances de calor y de los componentes en operación más i veces, el comportamiento del control, que de lo contrario se cubier aceptable, puede interactuar con las mediciones para inhibir estanc explicación exacta.

Sin embargo, todos los resultados, en comparación con increm 1) y 2), suelen interesar de manera distante. El interés princ Suces sobre la comprensión y la operación de los controles debe Pa ponerse en aquellos dos conceptos. A veces se encontrará q tempe no se necesitan controles de la presión y la temperatura si póng dispone de sensores buenos y rápidos para indicar qué divisi la ten total se está haciendo y qué separación está ocurriendo. se cue la col En lo produ

Control de la presión

De manera clásica, en las columnas de fraccionamiento. Ot presión se ha controlado en un valor fijo. Shinskey¹ y Smi el air Brodmann² han analizado el control de la presión variab desvi También se le ha mencionado a la autora la existencia de ap satisf caciones de presión variable, no publicadas, que han teni fallar éxito. En lo que sigue, sólo se analizará el control clásico de presión.

Para sistemas de condensador parcial, la presión se puede controlar por la manipulación del producto en forma de vapor de una corriente de desfogue no condensable. Esto da lugar a control excelente de la presión. Para tener una composición constante del producto en forma de vapor de la parte de arriba también necesita controlarse la temperatura de salida d condensador. Para un sistema de condensador total, se ha usa una válvula de mariposa en la línea de vapor de la parte superior de la columna que va hacia el condensador. También es com la variación del enfriamiento del condensador por diversos medios, como la manipulación del flujo de refrigerante.

También se puede controlar la presión por medio de coeficiente variable de transferencia de calor en el condensador. En este tipo de control, el condensador debe contar con superficie en exceso. Esta superficie se convierte en parte del sistema de control. Un ejemplo de esto es el condensador total con el acumulador operando a plena capacidad y con el nivel arriba en el propio condensador. Si la presión está demasiado alta, se baja el nivel para proporcionar un enfriamiento adicional, y viceversa. Esto funciona con base en el principio de un líquido que se mueve con lentitud y que tiene una transferencia de calor más mala que la de una película de vapor en condensación. A veces es necesario poner un condensador parcialmente inundado, formando un ángulo pronunciado en lugar de estar horizontal, para tener una respuesta apropiada del control.

Otro ejemplo de control de la presión por medio de coeficiente variable de transferencia de calor es el condensador al vacío. El sistema al vacío extrae los inertes través de un desfogue. La válvula de control entre el condensador y el sistema al vacío hace variar la cantidad de inertes que salen del condensador. Si la presión se ha demasiado alta, el válvula de control se abre para succión

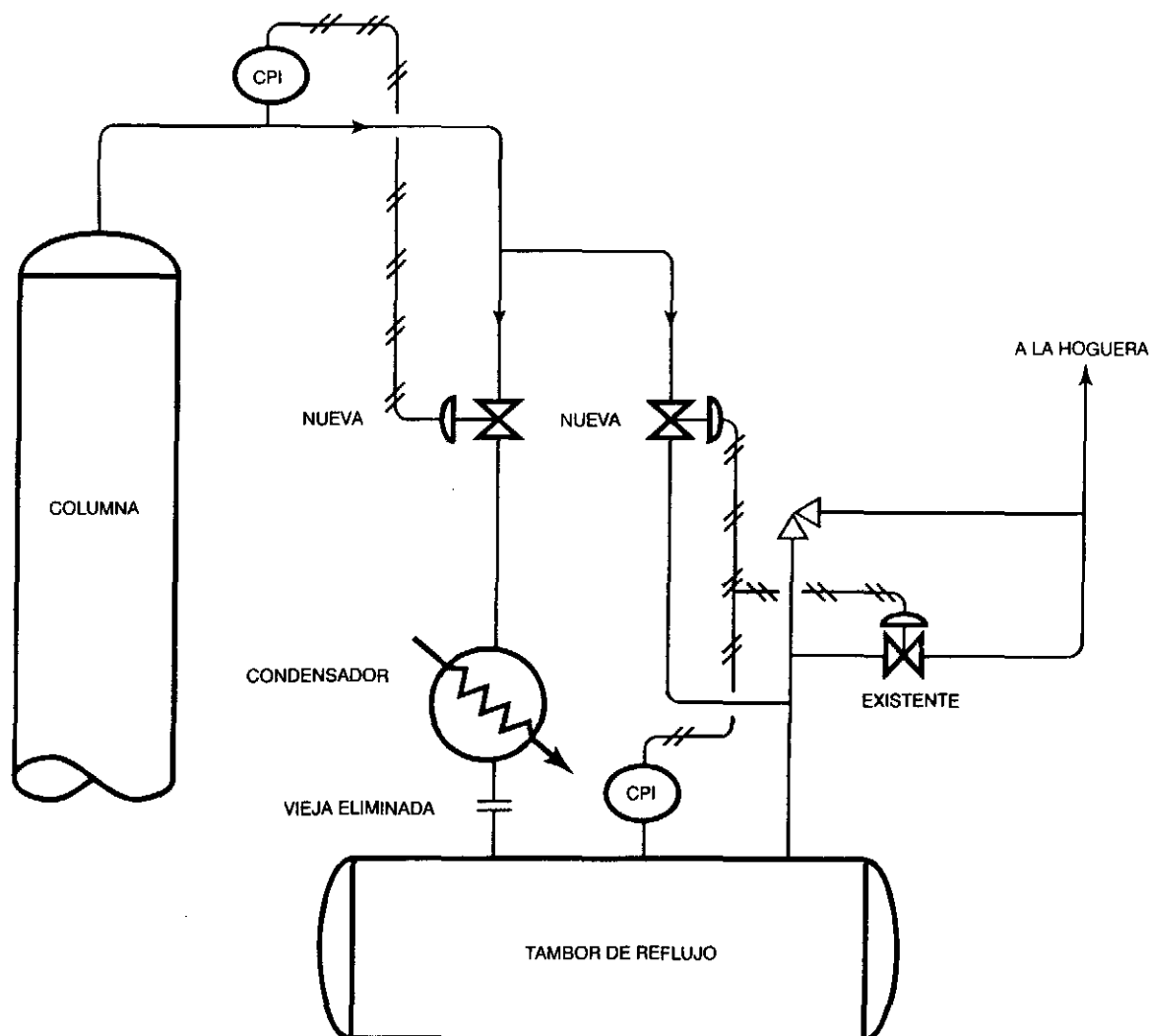
is inertes y producir un área de los tubos más pequeña bierta por esos inertes. Dado que los inertes relativamente ancados tienen una transferencia de calor más mala que la los vapores en condensación, el retiro de inertes adicionales rementará el enfriamiento y hará disminuir la presión. cede lo inverso si la presión se vuelve demasiado baja.

Para aplicaciones al vacío que tienen control de la nperatura de la columna arriba del punto de alimentación, nganse los elementos de medición para los controladores de temperatura y de la presión próximos entre sí. Esto hará que cuente con un buen control compuesto al variar las cargas de columna (variación en la presión diferencial de la columna).

En los sistemas al vacío, un ligero cambio en la presión xducirá grandes cambios en la temperatura de equilibrio. Otro método de control de la presión es una desviación para aire caliente. La autora ha visto un sistema modificado con sviación para el aire caliente resolver un sistema no isfatorio de control de la presión. En el sistema que estaba andando se colocó una válvula de control de la presión entre

el condensador del producto extraído por arriba y el tambor inferior de reflujo. Esto produjo presiones erráticas en el tambor de reflujo. Una válvula de seguridad para la presión (vsp) desfogó el tambor de reflujo hacia la hoguera, para proteger contra la sobrepresión. Una válvula de control de "ahorro de la vsp", con punto de control ligeramente por debajo de la presión de alivio de la vsp, evita que esta última tenga que operar con mucha frecuencia. La "ahorradora de la vsp" es una buena idea, ya que las vsp pueden desarrollar fugas si se fuerzan a abrirse y volver a asentar con frecuencia.

El arreglo para el problema de la presión errática en el tambor de reflujo fue proporcionar un control separado de la presión de la columna fraccionadora y del propio tambor. Se instaló una nueva válvula de control de la presión, corriente arriba del condensador, y se quitó la antigua válvula de control a la salida de éste. Se instaló una desviación del gas caliente, diseñada para 20% de flujo de vapor, alrededor de la válvula de control de la presión y del condensador. Se instaló una válvula de control en la línea de desviación del gas caliente. Entonces



se mantuvo la presión de la columna al estrangular la nueva válvula de control corriente arriba del condensador. La presión del tambor de reflujo se controló por la válvula de control de la desviación del aire caliente y la "ahorradora de la vsp", trabajando en un rango partido. En la figura de la página anterior se muestra el nuevo sistema.

Chin³ afirma que un esquema que tenga sólo una válvula de control en la línea de desviación del gas caliente, manipulada por el controlador de la presión de la columna, no funcionará para el caso de un producto cero neto de vapor. Cita el caso de una planta real y ofrece su análisis de las razones. El artículo de Chin muestra 21 métodos diferentes de control de la destilación, con las ventajas y desventajas de cada uno.

Control de la temperatura

Generalidades. Con la instrumentación sencilla que se analiza en los párrafos siguientes, no es posible lograr un control satisfactorio de la temperatura en ambos extremos de la columna de fraccionamiento. Por lo tanto, la temperatura se controla en la sección de la parte superior o la del fondo, dependiendo de cuál especificación de producto es la más importante. Para la destilación en una refinería o planta de gas, en donde es probable no se requieran puntos de corte en extremo marcados, a menudo se controla la temperatura en la parte superior de la columna o en el fondo. Para un operación de alta pureza, la temperatura posiblemente se controlará en un punto intermedio de la columna. En general, el mejor lugar para controlar la temperatura es el punto en donde DT/DC es máxima. En este caso, DT/DC es la razón de cambio de la temperatura con la concentración de un componente clave. En esencia, el control de la temperatura o de la presión de vapor es lo mismo. Entonces se hacen ajustes manuales del punto prefijado para mantener el producto en el otro extremo de la columna dentro de un rango deseado de pureza. Sin embargo, sí existe la tecnología para controlar en forma automática la pureza de los dos productos.

La temperatura es el parámetro más difícil de controlar en un sistema de fraccionamiento. Exhibe un alto retraso respecto del proceso y de la medición. La temperatura también es ambivalente como medida de la composición. Los cambios en la presión se reflejan con rapidez hacia arriba y hacia abajo de la columna. Los cambios en la temperatura, no. Es típico suministrar controladores de tres modos para todas las aplicaciones de temperatura.

Temperatura en la parte superior de la columna. Esta temperatura se puede controlar en forma automática o manual por la manipulación del reflujo, dependiendo de si el punto de control automático está en la parte superior o en el fondo de la columna. Para aplicaciones de condensador parcial, lo normal es controlar la temperatura de salida del condensador, en lugar de la temperatura en la parte superior de la columna, como se analizó con anterioridad. En este caso se dispone de diversos métodos, como la manipulación del flujo del agua de enfriamiento o de la desviación, o haciendo variar las persianas o la

inclinación de las aspas de los ventiladores, en un condensador enfriado por aire. La manipulación del flujo del agua de enfriamiento tiene los inconvenientes de que la transferencia de calor es relativamente insensible a esta variable y la posible formación de incrustación, si el flujo no se mantiene en un máximo.

Temperatura en el fondo de la columna. La temperatura en el fondo a menudo se controla en la línea de salida del rehervidor, con una válvula de control en la línea del medio calentamiento. El punto de control también puede estar en el plato de la sección del fondo. Debe tenerse cuidado en la ubicación del punto de control de la temperatura. Se recomienda, en especial para las columnas grandes, que se use una disposición en cascada. El esquema recomendado tiene un registrador/controlador completo del flujo (RCF) en la línea del medio calentamiento, incluyendo orificio y válvula de control. El punto prefijado de este RCF se manipula por medio del registrador/controlador de la temperatura (RCT). Esto elimina la posibilidad de que el RCT manipule en forma directa la válvula de control (recuérdese que la temperatura es el parámetro más difícil de controlar). Esto sirve para contar un control más suave para las operaciones normales. Asimismo, es fácil de manejar en el arranque para poder desacoplar el RCT y hacer funcionar el rehervidor con el RCF, durante un tiempo.

Para un rehervidor con fuego directo, se usa un sistema de bombeo en todas direcciones, con un RCF, para mantener el flujo constante. Se tendrá una alarma de flujo bajo más el corte del combustible. También habrá una alarma de flujo alto y corte del combustible, ya que la ruptura de un tubo se reflejará en un flujo elevado.

Temperatura de la alimentación. A menudo se deja que ésta varíe. Con frecuencia se usa un intercambiador cruzado de alimentación a residuos, para precalentamiento. Es frecuente que la cantidad de calor disponible en los residuos esté cerca de la del precalentamiento óptimo de la alimentación. Se debe tener cuidado de no calentar demasiado la alimentación y producir vapor excesivo en la sección de arriba de la columna. Esto es perjudicial para la rectificación. El precalentamiento de la alimentación se puede controlar por la manipulación del medio de calentamiento o por la desviación hacia un intercambiador cruzado. Al decidir controlar o no la temperatura de la alimentación, el diseñador a veces tiene que elegir entre la estabilidad de la columna en relación con la recuperación de energía, de manera semejante al caso de control de la presión constante comparación con la variable. El control de la temperatura de la alimentación se vuelve más crítico a medida que aumenta la cantidad de líquido y vapor, en relación con la del tráfico producido por el reflujo y el rehervidor. Para el análisis de la columna, es bueno comprobar con cuánta constancia se se mantiene la temperatura de la alimentación.

Control del nivel

Para un condensador total, es normal que se fije el nivel en el acumulador mediante la variación de la extracción para

destilado. Para un condensador parcial, se puede controlar con una desviación del gas caliente en ese condensador.

El nivel en el fondo de la columna a veces se controla por la extracción de residuos. La variación del medio de calentamiento del rehervidor es otra posibilidad. Para algunos casos, el control del nivel por la extracción de residuos funciona bien y, para otros, el control del nivel por el medio de calentamiento. Bojnowski⁴ da un caso en el que se deseaba el control del nivel por el medio del calentamiento, para dos columnas en una planta. Sin embargo, una de ellas tuvo que ponerse en el control del nivel por la extracción de residuos cuando la formación de un impropio termosifón en el rehervidor causó una lenta respuesta con aquel otro tipo de control. En el caso de suministro de vapor de agua al rehervidor, con contenido variable de calor, úsese el control de nivel por el medio de calentamiento, con la fijación de la composición del gasto de la extracción de residuos. Esto da lugar al mejor control de la composición de los residuos.

Control del flujo

A menudo no se controla el flujo de la alimentación sino más bien el control se hace sobre el nivel de otra columna u otro recipiente. Los flujos de productos líquidos (destilado y residuos) con frecuencia se controlan al ejercer control sobre el nivel, en lugar de sobre el flujo. Sin embargo, el producto vapor suele controlarse en relación con la presión. Frecuentemente, el reflujo se controla con un RCF, pero también puede ser con un RCT en la columna o por el nivel del acumulador.

Control de la presión diferencial

Para el análisis de la columna y la detección de fallas es importante tener una medida de la caída de presión con una celda de PD. También se puede usar la presión diferencial para controlar el tráfico en la columna. Una buena manera de hacer esto sería dejar que la presión diferencial controle el medio de calentamiento que va hacia el rehervidor. La aplicación más grande para el control con la presión diferencial es con las columnas empacadas, en donde resulta conveniente operar con un 80 a un 100% de inundación para lograr la mejor eficiencia.

Control de la temperatura diferencial

Puntos sensores de la temperatura en diversos lugares a lo largo del casco de la torre a menudo se constituirán en una útil herramienta de detección de fallas. Muchos problemas comunes de operación producen una disminución en la temperatura diferencial a través de una sección de la columna. Un registrador de la temperatura diferencial así como uno de la presión diferencial, a través de una sección de la torre que presenta problemas, proporcionarían una ayuda inestimable al operario.

La temperatura diferencial, así como la presión diferencial, se pueden usar como una variable primaria de control. En un caso, era difícil cumplir con los requisitos de pureza de un producto en una columna que tiene componentes con puntos de ebullición cercanos. Se encontró que la temperatura diferencial a través de varios platos de la sección del fondo son la clave para mantener el control de la pureza. De modo que se puso bajo control un flujo de extracción lateral elevado en la columna por medio de la diferencial crítica de temperatura. Con esto se controló el "reflujo" de líquido que corre hacia abajo hasta la zona crítica, al variar la cantidad de líquido que se sacaba en la extracción lateral. Este esquema novedoso resolvió el problema de control.

Fuentes

1. Shinsky, F. G., "Energy-Conserving Control Systems for Distillation Units", *Chemical Engineering Progress*, mayo de 1976.
2. Smith, C. L. y Brodmann, M. T., "Process Control: Trends for the Future", *Chemical Engineering*, 21 de junio de 1976.
3. Chin, T. G., "Guide to Distillation Pressure Control Methods", *Hydrocarbon Processing*, octubre de 1979, pág. 145.
4. Bojnowski, J. J., Groghan, R. M., Jr. y Hoffman, R. M., "Direct and Indirect Material Balance Control", *Chemical Engineering Progress*, septiembre de 1976.
5. Branan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.

Técnicas de optimización

Esta sección trata de la optimización de una columna existente. Un rendimiento superior o la calidad mejorada del producto se equilibran contra costos más elevados de operación, como mano de obra, energía o mantenimiento. Si se fijan la pureza del producto y la producción, entonces lo óptimo es la energía mínima para realizar el trabajo fijado. La optimización comprendería mantener el reflujo en el mínimo para dar la pureza del destilado y la ebullición hacia arriba en el mínimo para dar la pureza de los residuos.

A menudo se tiene libertad en el índice de producción y en las especificaciones de pureza, requiriéndose cálculos de optimización con el fin de determinar el mejor conjunto de condiciones de operación de la columna, como el reflujo, la temperatura de la alimentación y la entrada de calor al rehervidor. El primer paso será determinar, por medio de pruebas en la planta y cálculos para extrapolar los datos de ésta, las últimas capacidades límites de todas las partes del equipo que forman el sistema, como casco de la columna, rehervidor, condensador y bombas.

La búsqueda de lo óptimo puede comprender muchos estudios de casos. Con frecuencia, si el tiempo es limitado, se utiliza un riguroso programa enlatado para computadora. Sin embargo, esto es caro. Si el tiempo no es tanto un factor, el método que enseguida se presenta permitirá que los cálculos se manejen en forma conveniente a mano o por una computadora con un núcleo limitado.

Método de Smith-Brinkley

El procedimiento que se propone para el trabajo de optimización es el método de Smith-Brinkley¹. Resulta de gran utilidad para los usos descritos en esta sección. Mientras con más exactitud se conozcan los parámetros de operación, como las temperaturas de los platos y el tráfico interno, más ventajoso se vuelve el método de Smith-Brinkley.

En este método se usan dos conjuntos de factores de separación para las partes de arriba y del fondo de la columna, como contraste a una sola volatilidad relativa para el método de Underwood.² En este último método se requiere conocer las composiciones del destilado y de los residuos para determinar el reflujo requerido. En el de Smith-Brinkley se principia con los parámetros de la columna y se calculan las composiciones de los productos. Esto tiene una gran ventaja en la construcción de un modelo, por medio de cálculos a mano o con una computadora pequeña. Partiendo de un caso base, se puede usar el método de Smith-Brinkley para calcular el efecto de los cambios en los parámetros sobre las composiciones de los productos.

Destilación

Smith¹ explica por completo el método de Smith-Brinkley y presenta una ecuación general, a partir de la cual se puede obtener una ecuación especializada para la destilación, la absorción o la extracción. Enseguida se discute el método para las columnas de destilación.

Para el componente i de la destilación,

$$f = \frac{(1 - S_n^{N-M}) + R(1 - S_n)}{(1 - S_n^{N-M}) + R(1 - S_n) + Sh_n^{N-M}(1 - S_m^{M+1})}$$

en donde

- $f_i = (BX_B/FX_F)_i$
 $S_{ni} = K_i V/L$
 $S_{mi} = K'_i V'/L'$
 h = Factor de correlación; si la alimentación es en su mayor parte líquido, úsese la ecuación 1 y, si es en su mayor parte vapor, la ecuación 2

$$h_i = \frac{K_i'}{K_i} \left(\frac{L}{L'} \right) \left(\frac{1 - S_n}{1 - S_m} \right)_i \quad (1)$$

$$h_i = \frac{L}{L'} \left(\frac{1 - S_n}{1 - S_m} \right)_i \quad (2)$$

Se usan las temperaturas efectivas en las secciones de arriba y del fondo de la columna para determinar K_i y K'_i . Éstas se usan, junto con los gastos molares efectivos de esas secciones para determinar S_n y S_m .

Construcción de un caso base de destilación

Si los datos son escasos, las temperaturas de las secciones pueden ser sencillamente las temperaturas promedio de la parte superior y de la alimentación, para la sección de arriba de las del fondo y de la alimentación, para la sección del fondo. Del mismo modo, se pueden obtener los flujos molares suponiendo un derrame molar igual. Sin embargo, si se dispone de una ejecución rigurosa por computadora, para caso de una planta o de un diseño. Teniendo esto, se puede determinar los valores efectivos, al promediar los valores para todas las etapas de una sección. Algunas columnas se pueden calcular de manera adecuada con los simples promedios discutidos en primer lugar pero, en otras, para obtener resultados satisfactorios, se necesitan los valores promediados etapa por etapa de una ejecución en computadora.

Por lo tanto, el método de Smith-Brinkley se puede usar para generar un caso base a mano, partiendo de un caso de una planta, con balance de calor o de materiales, de una solución rigurosa por computadora de un caso de una planta o de una solución por computadora de un caso de diseño. Una vez que se establece el caso base a mano, se pueden realizar casos alternativos a mano (o con una computadora que tenga un núcleo limitado), con aplicación de dicho método.

Casos alternativos de destilación

Se puede obtener una aproximación por el cambio en la temperatura de la alimentación, al sumar la mitad de ese cambio a las temperaturas efectivas de la parte superior y del fondo. Para un cambio grande en la temperatura de la alimentación, se tendrán que rehacer la evaporación instantánea de esa alimentación y el balance de calor de la columna.

Se pueden obtener aproximaciones por pequeños cambios en el reflujo al suponer que no cambian las temperaturas efectivas, evitando de este modo el cálculo por tanteos. Cuando líquido y vapor adicionales se suman a S_n y S_m . Para cambios más grandes en el reflujo, se pueden incluir los tanteos de determinación de las nuevas temperaturas finales mediante cálculos del punto de burbujeo y del de rocío. Las temperaturas efectivas de las secciones sólo cambian con la mitad de la rapidez con que lo hacen las temperaturas en los extremos, que la temperatura de la alimentación permanece inalterada.

En la discusión precedente en relación con el reflujo se supone que el condensador no es una limitación cuando se elegimos el reflujo. Si se cuenta con un condensador severamente limitado, en primer lugar se debe hacer una evaluación de transferencia de calor en el condensador, antes de analizar el efecto de un aumento en el reflujo con el método de Smith.

Brinkley. Del mismo modo, se tendrían que evaluar un rehervidor y platos que presenten limitaciones, cercanos a la inundación, antes de aplicar el método mencionado.

Se puede obtener una aproximación por un cambio en el servicio del rehervidor al sumar el incremento en el tráfico a S_m . Si la temperatura en la parte superior se controla en forma automática, también se produciría un reflujo adicional.

En resumen, para cada operación alternativa, se pueden desarrollar con rapidez aproximaciones del efecto neto o del conjunto de efectos en la entrada de Smith-Brinkley, con el fin de determinar nuevas composiciones en los extremos. El esquema de la instrumentación influirá sobre el resultado reducido por un cambio en la operación.

Reunión de datos de campo

Al reunir datos de campo con pleno significado de una columna de fraccionamiento, ésta no sólo debe tener gastos constantes, sino que los flujos deben dar un buen balance de materiales (no acumulación). Además debe existir una condición de estado estacionario para los gastos dados.

Para determinar si existen las condiciones de estado estacionario, se pueden tabular las temperaturas y presiones existentes en la columna con el fin de asegurarse de que permanecen razonablemente inalteradas. Los análisis de laboratorio suelen ser demasiado lentos y caros para verificar condiciones que se hayan marcado. A menudo el monitoreo del vapor que se escapa del acumulador del reflujo es una manera eficaz para notar los cambios en la concentración. Sencillamente, hágase hervir una muestra del líquido del acumulador, a la presión atmosférica, en una botella con un termómetro introducido. Este método queda limitado a los hidrocarburos ligeros y no resulta muy exacto para el fraccionamiento de recisión.

La retención del acumulador con frecuencia será el concepto que limite la fijación del tiempo requerido para que las muestras sean representativas de las condiciones de operación de la columna. Un "cambio total" o "renovación" del acumulador puede ser un tiempo insuficiente, si las condiciones de prueba son muy diferentes a las prevalecientes antes de ella. El ejemplo siguiente servirá para demostrar esta afirmación.

Considérese un acumulador que tenga una retención de líquido de 2000 gal. Supóngase que el líquido que sale como flujo más destilado es de 40 gpm. Supóngase además que el líquido del acumulador empieza con 2.0% en volumen de un componente clave y que las condiciones de prueba producen 0.0% en volumen de ese componente. ¿Cuánto tiempo pasará para que la concentración llegue a 0.1% en volumen (la exactitud supuesta de la prueba de laboratorio)?

Establézcanse los símbolos siguientes:

x = Concentración, fracción en volumen

dx = Elemento diferencial de la concentración, fracción en volumen

dT = Elemento diferencial de tiempo, min

Entonces:

$$\frac{dx}{dT} = \frac{40x}{2000}; \quad \int_{0.02}^{0.001} \frac{dx}{x} = 0.02 \int_0^T dT;$$

$$\ln x \Big|_{0.02}^{0.001} = 0.02T \Big|_0^T$$

$$-6.908 + 3.912 = 0.02T; T = -150 \text{ o } T = 150 \text{ minutos}$$

en tanto que: 1 "renovación" = $2000/40$
= 50 minutos

Nomenclatura

- B = Gasto molar total de los residuos o subíndice para residuos
- F = Gasto molar total de la alimentación o subíndice para alimentación
- f_i = Razón del gasto molar del componente i en los residuos al correspondiente en la alimentación
- K_i = Constante de equilibrio del componente i en la sección de arriba, igual a y/x
- K_i' = Constante de equilibrio del componente i en la sección del fondo, igual a y/x
- L = Gasto molar total efectivo del líquido en la sección de arriba
- L' = Gasto molar total efectivo del líquido en la sección del fondo
- M = Etapas totales de equilibrio por debajo de la etapa de alimentación, incluyendo el rehervidor
- N = Etapas totales de equilibrio en la columna, incluyendo el rehervidor y el condensador parcial
- R = Razón real de reflujo
- S_m = Factor de separación para el componente i en la sección del fondo
- S_n = Factor de separación para el componente i en la sección de arriba
- V = Gasto molar total efectivo del vapor en la sección de arriba
- V' = Gasto molar total efectivo del vapor en la sección del fondo
- X = Fracción molar en el líquido
- Y = Fracción molar en el vapor

Fuentes

1. Smith, B. D., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, 1963.
2. Underwood, A. J. V., "Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures", *Chemical Engineering Progress*, 44, 603 (1948).
3. Branan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.

Rehervidores

Tipos de rehervidores

El *GPSA Engineering Data Book*¹ tiene una sección excelente sobre hervidores. Los tipos más comunes son los siguientes:

- De circulación forzada (figura 1)
- De circulación natural (figura 2)
 - De paso continuo
 - De recirculación
- De termosifón vertical (figura 3)
- De termosifón horizontal (figura 4)
- De haz inundado (de marmita) (figura 5)
- De recirculación; de fondo con desviador (figura 6)

Para los rehervidores de termosifón, los aspectos hidráulicos son tan importantes como los de transferencia de calor. El diseño de la tubería del rehervidor de termosifón es un tema demasiado amplio para este manual. En las referencias 2-14 se pueden hallar algunos buenos artículos sobre el tema. La referencia 3 es en particular buena para los rehervidores de termosifón horizontal. La tabla 1 tiene las normas típicas de diseño para el termosifón vertical.

Selección del rehervidor

En la figura 7 se da un panorama general de las posibilidades de selección del rehervidor. Las notas que la acompañan dan información para una estimación rápida o "de primer corte". En las tablas 2¹² y 3¹³, se dan datos adicionales, más detallados, para la selección. En la tabla 2 se dan las ventajas y desventajas para todos los tipos principales de rehervidores. La tabla 3 se limita a los tipos de termosifón.

Para los rehervidores, en especial en los tipos de termosifón, "lo difícil se encuentra en los detalles". Se pretende que la información presentada de aquí en adelante sirva para el trabajo preliminar. Ingenieros con experiencia llevan a cabo el diseño final, con aplicación de técnicas detalladas de diseño.

Notas generales para los rehervidores de termosifón:

1. En una planta de proceso, nunca se use una tubería inclinada para un flujo bifásico. Esto es cierto en particular para la tubería de retorno del rehervidor. Úsenso sólo tramos horizontales o verticales.
2. Si el medio calentador del rehervidor es vapor de agua en condensación, proporciónese un sobrecalentador, si el sobrecalentamiento es mayor que 40-60°F.

(el texto continúa en la página 72)

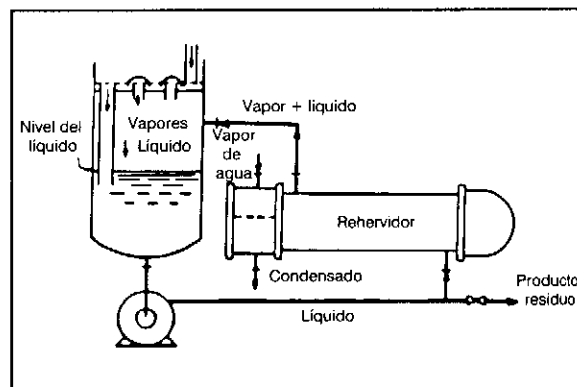


Figura 1. Disposición del rehervidor de circulación forzada.

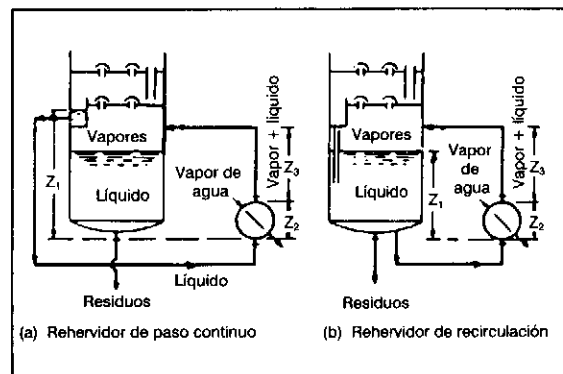


Figura 2. Disposiciones de rehervidores de circulación natural.

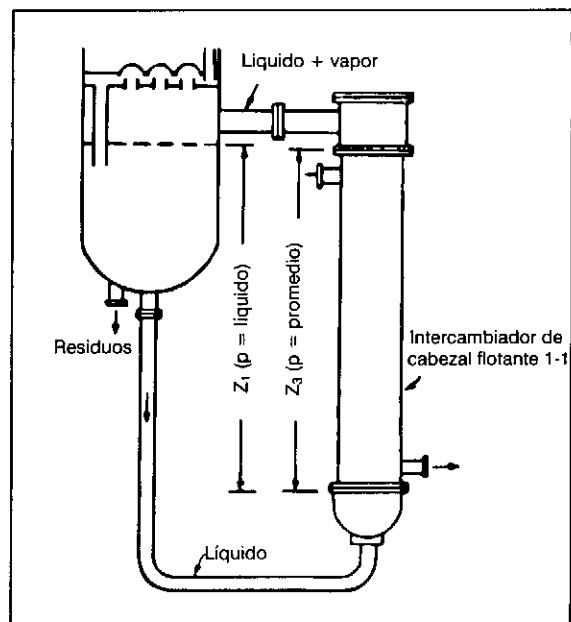


Figura 3. Rehervidor de termosifón vertical conectado a la tubería de proceso.

D. E.
ca
pul

1
2
2
3
3
2
3
3
4
3
3
4

* Cr
** El
tul

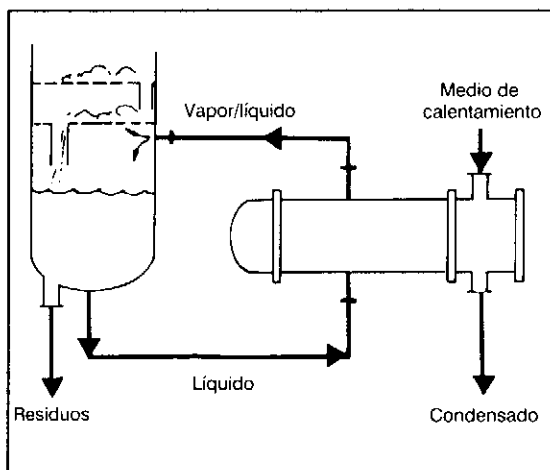


Figura 4. Rehervidor de termosifón horizontal.

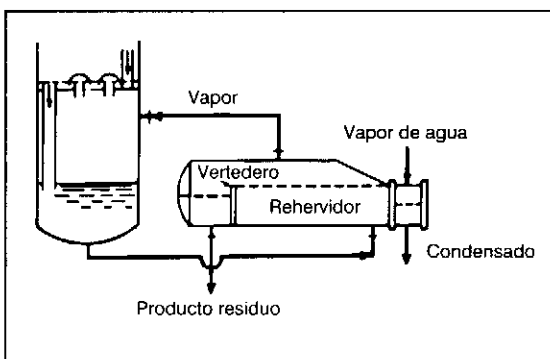
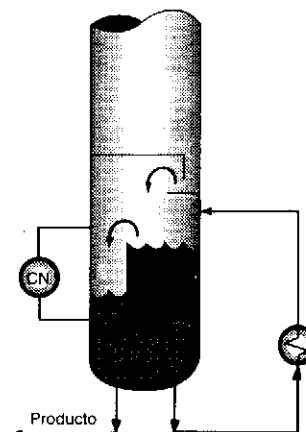
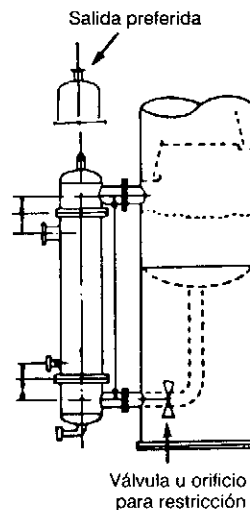


Figura 5. Disposición del rehervidor de marmita.


 Figura 6. De recirculación; de fondo con desviador.¹³ (Reproducido Con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1997 AIChE, todos los derechos reservados.)

 Tabla 1
 Normas típicas de diseño para el rehervidor de termosifón*

I. E. del casco, pulgadas	No. de tubos	Caras de las placas de tubos	Área aprox.	Tamaño de las toberas				Dimensiones				
				Vapor, pulgadas	Líquido, pulgadas	Vapor de agua, pulgadas	Cond., pulgadas	A pulgadas	B pulgadas	C pulgadas	D pulgadas	E pulgadas
16	108	4'-11 3/4"	1320"	6	4	4	1 1/2	7 15/16	5 15/16	8	5 3/4	6'-1 3/4"
20	176	4'-11 3/4"	2150"	8	6	4	2	8 15/16	7 15/16	8	5 3/4	6'-4 3/4"
24	272	4'-11 3/4"	3330"	10	6	6	3	9 15/16	7 15/16	9	7 3/4	6'-5 3/4"
30	431	4'-11 3/4"	5270"	12	6	6	3	11 1/16	7 15/16	9	7 3/4	6'-7 1/4"
36	601	4'-11 3/4"	7350"	16	8	8	4	13 3/16	9 15/16	10 3/4	8	6'-11"
24	272	6'-7 3/4"	4480"	10	6	6	3	9 15/16	7 15/16	9	6 3/4	8'-1 3/4"
30	431	6'-7 3/4"	7100"	12	6	6	3	11 1/16	7 15/16	9	6 3/4	8'-3 1/4"
36	601	6'-7 3/4"	9900"	16	8	8	4	13 3/16	9 15/16	10 3/4	8	8'-7"
42	870	6'-7 3/4"	14400"	16	10	8	4	17 11/16	10 15/16	10 1/16	6 13/16	9'-0 1/2"
30	431	9'-11 3/4"	10650"	12	6	8	3	11 1/16	7 15/16	9	6 3/4	11'-7 1/4"
36	601	9'-11 3/4"	15200"	16	8	8	4	13 3/16	9 15/16	10 3/4	6 3/4	11'-11"
42	870	9'-11 3/4"	21800"	16	10	8	4	17 11/16	10 15/16	10 1/16	6 13/16	12'-4 1/2"

* Con autorización de D. C. Lee, J. W. Dorsey, G. Z. Moore y F. D. Mayfield, Chem. Eng. Prog., volumen 52, No. 4, pág. 160 (1956).

* El área de la sección transversal de la tobera de vapor afuera del canal debe ser como mínimo 1.25 veces el área total de flujo de todos los tubos.

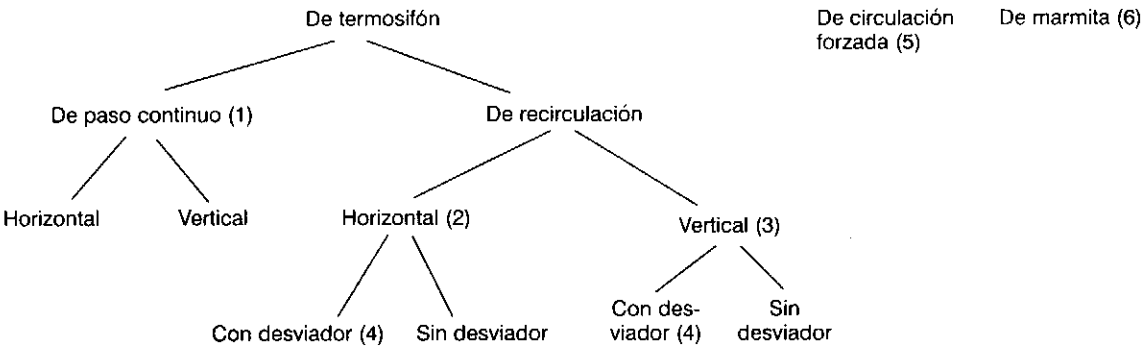


Figura 7. Guía rápida de selección.

- ¹ Preferible al de recirculación en donde se pueden mantener gastos aceptables de la vaporización (menos de 25–30%). Se elige este tipo cuando hay necesidad de minimizar la exposición de sustancias degradables o que producen incrustación, o con ambas características, a temperaturas elevadas.
- ² Se usa para servicios grandes, proceso sucio y cuando se requiere una limpieza frecuente. El proceso suele estar en el lado del casco. Este tipo se usa en el 95% de las aplicaciones de termosifón en las refinerías de petróleo.
- ³ Se usa para servicios pequeños, proceso limpio y sólo se requiere limpieza no frecuente. La vaporización suele ser menor del 30%, pero menor del 15% si la presión de la fraccionadora se encuentra por debajo de 50 psig (lb/in² manométricas). La viscosidad de la alimentación del rehervidor debe de ser menor de 0.5 cp. Póngase una válvula de mariposa en la tubería de admisión al hervidor. Este tipo se usa en casi el 100% de las aplicaciones de termosifón en las plantas químicas (70% de las petroquímicas).
- ⁴ Mayor estabilidad que cuando no tiene desviador.
- ⁵ Suele usarse en donde la caída de presión en la tubería es elevada y, por lo tanto, la circulación natural no resulta práctica.
- ⁶ Muy estable y fácil de controlar. No tiene flujo bifásico. Permite una altura baja del faldón de la torre. Sin embargo, este tipo es caro.

Tabla 2
Comparación de los rehervidores¹²

Tipo	Ventaja	Desventaja
De marmita	• Un plato teórico • De fácil mantenimiento • Separación del vapor • Baja altura del faldón • Maneja velocidades mayores que 0.5 cp • Fácil de controlar • No existe límite sobre la carga de vapor	• Tubería y espacio adicionales • Costo elevado • Se incrusta con los líquidos sucios • Alto tiempo de residencia en la zona de calentamiento para la tendencia a la degradación de algunos fluidos • Sección de compensación del rehervidor con bajo tiempo de residencia
Vertical de paso continuo	• Un plato teórico • Tubería sencilla y compacta • No se incrusta con facilidad • De menor costo que el de marmita	• De difícil mantenimiento • Altura elevada del faldón • No se tiene control de la circulación • Facilidad moderada de control
Vertical de circulación natural	• Buena facilidad de control • Tubería sencilla y compacta • De menor costo que el de marmita	• No hay plato teórico • Acumulación de componentes de elevado punto de ebullición en la línea de alimentación; es decir, la temperatura puede ser ligeramente superior a la del fondo de la torre • Un nivel del líquido demasiado alto por encima del de diseño podría causar que el rehervidor tenga menos capacidad • Se incrusta con más facilidad • De difícil mantenimiento • Altura elevada del faldón
Horizontal de paso continuo	• Un plato teórico • Tubería sencilla y compacta	• No se tiene control de la circulación • Facilidad moderada de control

Tabla 2 (Continuación)
Comparación de los rehervidores¹²

Tipo	Ventaja	Desventaja
Circulación natural	• No se incrusta con facilidad • Menor altura del faldón que en el vertical • Menor caída de presión que en el vertical • Pueden tenerse tubos más largos • Facilidad de mantenimiento • De menor costo que el de marmita	• Altura elevada del faldón
	• Facilidad de mantenimiento • Menor altura del faldón que en el vertical • Menor caída de presión que en el vertical • Pueden tenerse tubos más largos • De menor costo que el de marmita	• No hay plato teórico • Espacio y tubería adicionales, en comparación con el vertical • Se incrusta con más facilidad, en comparación con el vertical • Acumulación de componentes de punto de ebullición más elevado en la línea de alimentación; es decir, la temperatura puede ser ligeramente más alta que en el fondo de la torre
Circulación forzada	• Un plato teórico • Maneja líquidos fuertemente viscosos que contienen sólidos • Circulación controlada • Coeficiente de transferencia más elevado	• El de costo más elevado con tubería y bombas adicionales • Costo de operación más alto • Requiere un área adicional de la planta

Reproducida con autorización de Hydrocarbon Processing, octubre de 1992, Copyright Gulf Publishing Co., Houston, Texas, todos los derechos reservados.

Tabla 3
Criterios de selección del termosifón¹³

Factor	Vertical	Vertical	Horizontal	Horizontal
Costo del proceso	Lado de los tubos	Lado de los tubos	Lado del casco	Lado del casco
Costo del proceso	Paso continuo	De circulación	Paso continuo	De circulación
Coefficiente de transferencia de calor	Elevado	Elevado	Moderadamente elevado	Moderadamente elevado
Tiempo de residencia en la zona calentada	Bajo	Mediano	Bajo	Mediano
Requerida	Elevada	Elevada	Mediana	Mediano
Costos de diseño	Disponibles	Disponibles	Algunos disponibles	Algunos disponibles
Costo del capital (total)	Bajo	Bajo	Mediano	Mediano
Irregularidades de terreno	Pequeñas	Pequeñas	Grandes	Grandes
Área necesaria	Costo bajo	Costo bajo	Costo alto	Costo alto
Tamaño posible*	Pequeño	Pequeño	Grande	Grande
Costos	3 máximo	3 máximo	Según se necesite	Según se necesite
Altura del faldón	Elevada	Elevada	Más baja	Más baja
Costos de destilación	Una	Menos de una	Una	Menos de una
Mantenimiento	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil
Control de la circulación	Ninguno	Posible	Ninguno	Posible
Facilidad de control	Moderada	Moderada	Moderada	Moderada
Calibración a la incrustación (proceso)	Buena	Moderada	Buena	Moderada
Nivel de vaporización, mínimo	5% +	10% +	10% +	15% +
Nivel de vaporización [†]	25%	25%	25%	25%
Nivel de vaporización, máximo [‡]	35%	35%	35%	35%

*Pequeño = menos de 8000 ft²/casco, grande = más de 8000 ft²/casco.

†Nivel superior normal del rango estándar de diseño; el diseño para vaporización arriba de este nivel debe de manejarse con precaución.

‡Máximo, si se cuenta con datos de campo.

Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1997 AIChE, todos los derechos reservados.

(continuación del texto de la página 68)

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, 10a. edición, Gas Processors Suppliers Association.
2. Figura 8 del "Design Data for Thermosyphon Reboilers", por D. C. Lee, J. W. Dorsey, G. Z. Moore y F. Drew Mayfield, *Chemical Engineering Progress*, volumen 52, No. 4, págs. 160–164 (1956). Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, © 1956 AIChE.
3. Collins, Gerald K., "Horizontal-Thermosyphon Reboiler Design", *Chemical Engineering*, 19 de julio de 1976.
4. Fair, J. R., "Design Steam Distillation Reboilers", *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner*, febrero de 1963.
5. Fair, J. R., "Vaporizer and Reboiler Design", partes 1 y 2, *Chemical Engineering*, 8 de julio y 5 de agosto de 1963.
6. Fair, J. R., "What You Need to Design Thermosyphon Reboilers", *Petroleum Refiner*, febrero de 1960.
7. Frank, O. y Prickett, R. D., "Designing Vertical Thermosyphon Reboilers", *Chemical Engineering*, 3 de septiembre de 1973.
8. Kern, Robert, "How to Design Piping for Reboiler Systems", *Chemical Engineering*, 4 de agosto de 1975.
9. Kern Robert, "Thermosyphon Reboiler Piping Simplified", *Hydrocarbon Processing*, diciembre de 1968.
10. Orrell, W. H., "Physical Considerations in Designing Vertical Thermosyphon Reboilers", *Chemical Engineering*, 17 de septiembre de 1973.
11. Branan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.
12. Love, D. L., "No Hassle Reboiler Selection", *Hydrocarbon Processing*, octubre de 1992.
13. Sloley, A. W., "Properly Design Thermosyphon Reboilers", *Chemical Engineering Progress*, marzo de 1997.
14. McCarthy, A. J. y Smith, B. R., "Reboiler System Design—The Tricks of the Trade", *Chemical Engineering Progress*, mayo de 1995.

Columnas empacadas

Las columnas empacadas están ganando terreno a las columnas de platos. Lieberman¹ afirma que con base en su diseño y experiencia en operación, una torre empacada con un diseño apropiado puede tener 20–40% más capacidad que una de platos con un número igual de etapas de fraccionamiento.

Se están desarrollando empaquetaduras mejoradas, así como partes internas y técnicas para asegurar una operación apropiada. La distribución uniforme del líquido es imperativa para lograr un rendimiento máximo. Se están aplicando empaquetaduras estructuradas en una gama de aplicaciones en expansión, como la destilación a alta presión.

El diseño final de las columnas empacadas debe de ser realizado por expertos, pero a menudo se requiere el lego para que suministre los diseños y estudios preliminares. Esta sección sobre columnas empacadas proporciona la información necesaria para esas estimaciones.

Órganos internos de las columnas empacadas

En el diseño preliminar suele elegirse una empaquetadura razonable y se utiliza los datos que se encuentran en la literatura para determinar su altura en uno o más lechos. Se proporcionan órganos internos estándar para redondear la estimación. Véanse la figura 1 y las notas.

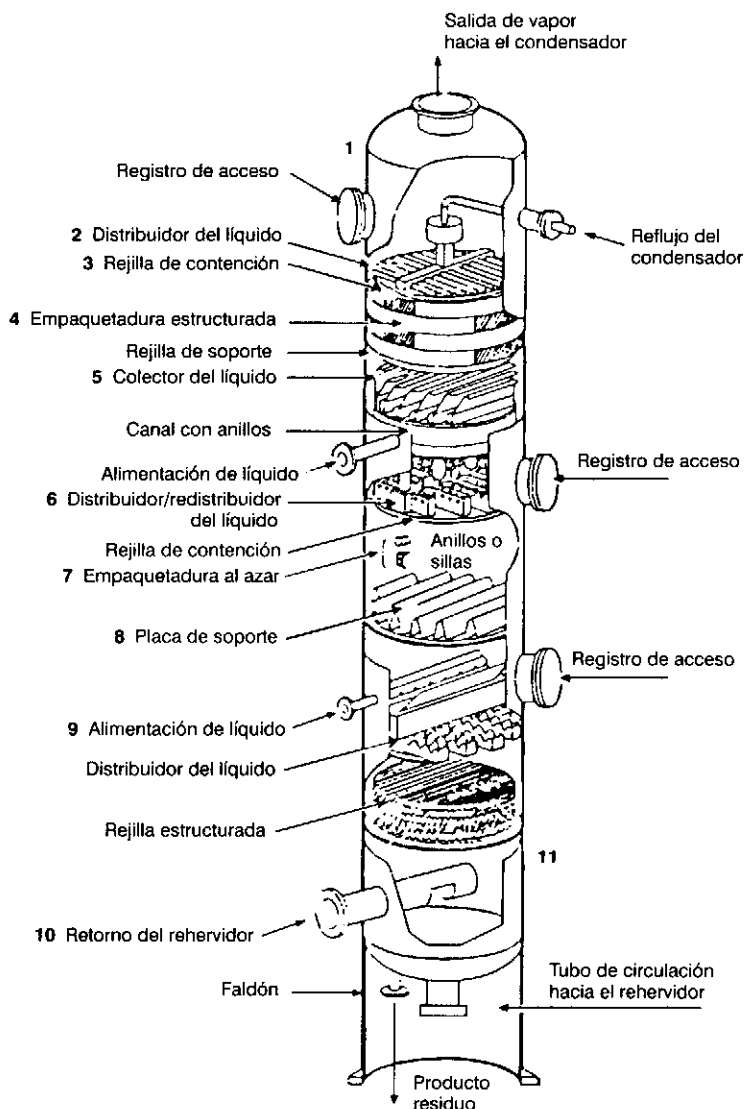
Una vez que se determinan las alturas de las empaquetaduras en otras secciones, a partir de la HETP (destilación) o del K_{GA} (absorción), se pueden añadir las tolerancias de las alturas para los órganos internos con el fin de

determinar la altura total de la columna. El diámetro de la columna se determina en secciones, en relación con la capacidad y la caída de presión para la empaquetadura seleccionada (vacuada al azar o estructurada).

En las figuras 2–11 se muestran los órganos internos típicos de las columnas empacadas.

Órganos internos de las columnas empacadas: Notas para la figura 1

- A. Altura total de la torre. Ésta es un máximo supuesto.
 - B. Sección superior. Ésta va desde la parte superior del distribuidor hasta la tangente superior.
 - C. Distribuidor del líquido (véanse las figuras 4–9). De acuerdo con Strigle³, "Éste es el órgano interno más importante de la columna, desde el punto de vista de un proceso. Se requiere un distribuidor del líquido en todos los lugares de la torre en donde se introduzca una corriente externa de líquido. Los distribuidores de alto rendimiento proporcionar una variación del gasto por punto de irrigación que es un máximo del $\pm 5\%$ del flujo promedio. La uniformidad geométrica de la distribución del líquido tiene más efecto sobre la eficiencia de la empaquetadura que el número de puntos de distribución por pie cuadrado".
- Frank⁵ informa: "La caída del líquido entre el distribuidor y la parte superior de la empaquetadura debe ser mayor de 12 in".



Número de nota	Sección	Notas	Tolerancia recomendada en la altura para los estudios	Referencia
1.	Altura máxima de la torre	A	175 ft	7
1.	Sección superior	B	4 ft	2, 7
2.	Distribuidor del líquido	C	1 ft 8 in	2, 3, 5, 6
3.	Rejilla de contención	D	—	3
4.	Empaquetadura estructurada	E	Del texto	3
5.	Colector del líquido	F	3 ft	2.3
6.	Redistribuidor del líquido	G	3 ft s/registro de acceso 4 ft c/registro de acceso	2.3 2.3
7.	Empaquetadura al azar	H	Del texto	3
8.	Placa de soporte	I	Parte del lecho	3
9.	Alimentación de vapor	J	2 diámetros de tobera más 12 in	2
10.	Retorno del rehervidor	K	Aplicase la discusión K	4
11.	Sección del fondo	L	6 ft	2, 7

a 1. Órganos internos de una columna empacada.⁹ (Reimpresión con autorización especial de *Chemical Engineering*, 5 de marzo de 1984, right 1984 por McGraw-Hill, Inc.)

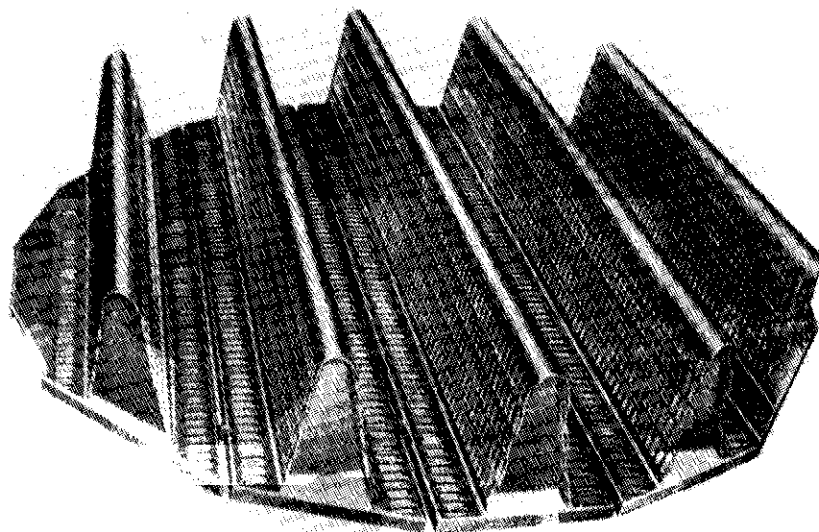


Figura 2. Placa soporte de la empaquetadura de viguetas múltiples. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

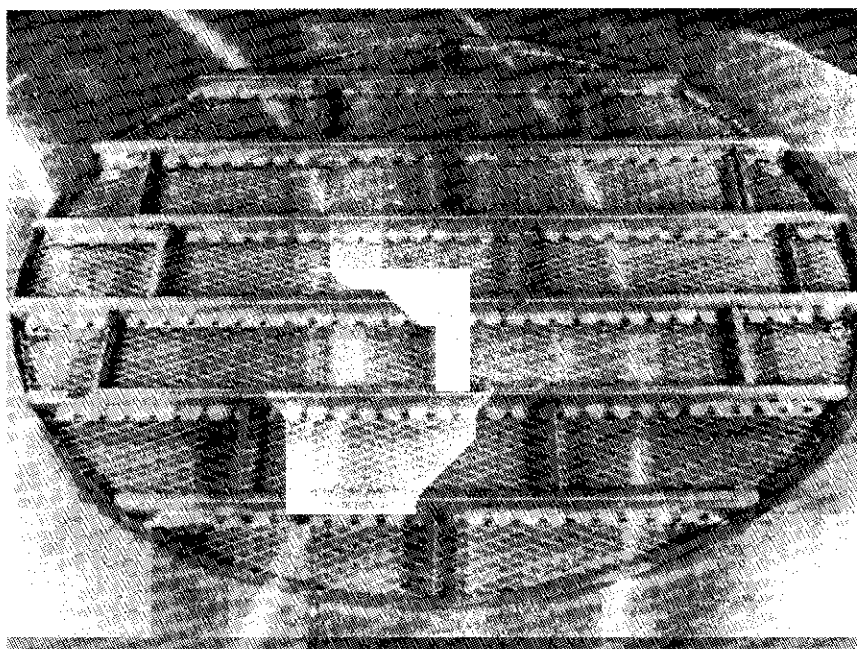


Figura 3. Limitador de lecho, modelo 823. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

Graf⁶ afirma: “Para distribuidores del tipo de aspersor, en las torres al vacío, el cabezal principal del distribuidor estará 18–36 in arriba de la parte superior de la empaquetadura”.

Un contacto² privado afirmó: “Habrán 6–8 in del fondo del distribuidor a la parte superior del lecho. El distribuidor tiene 1 ft de espesor”.

D. Rejilla de contención (véase la figura 3). De acuerdo con Strigle³, “Normalmente, la superficie superior del lecho

empaquetado está por lo menos 6 in por debajo de: distribuidor o redistribuidor de líquido. El limitador de lecho o placa de contención está colocada sobre la parte superior del lecho empaquetado, en este espacio. Es importante suministrar ese espacio para permitir el desprendimiento del gas del lecho empaquetado. Ese espacio deja que el gas acelere hasta adquirir la velocidad necesaria para pasar través del distribuidor, sin sobrepasar la capacidad de empaquetadura”.

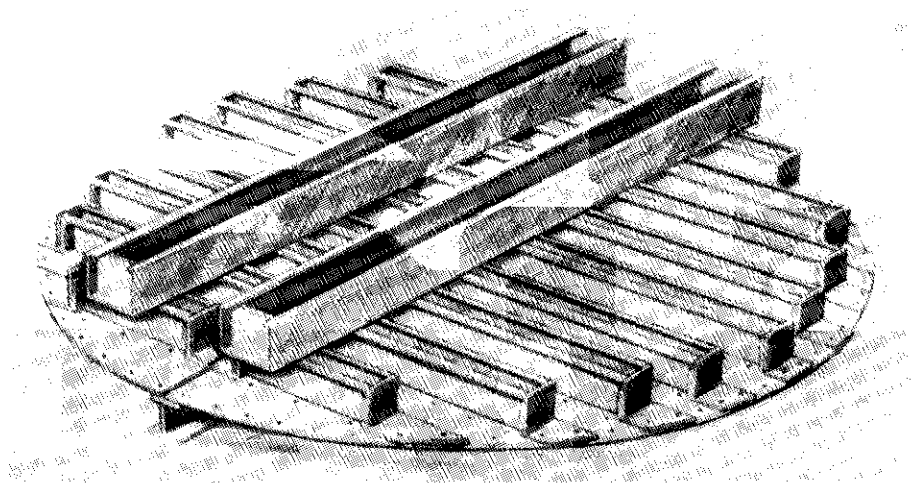


Figura 4. Distribuidor del líquido de plataforma con orificios. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

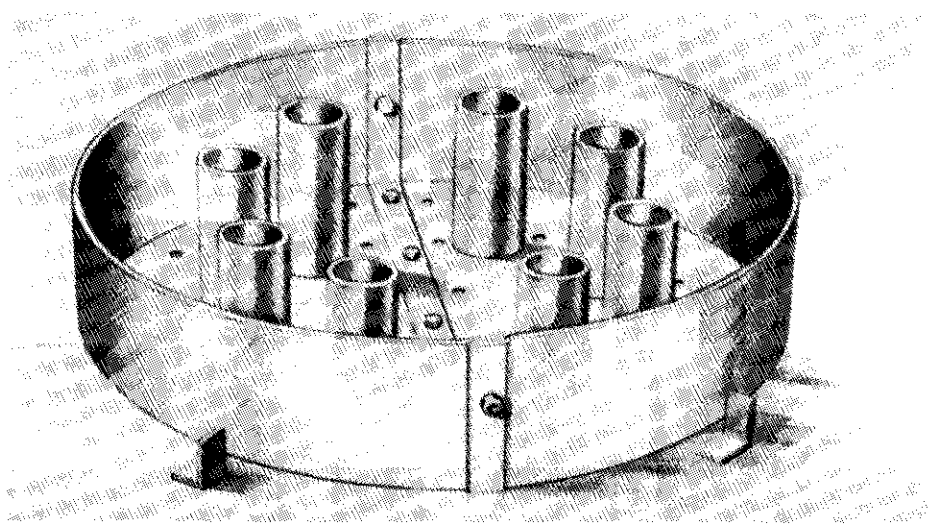


Figura 5. Distribuidor del líquido de bandeja con orificios. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

“Por lo general, se usan limitadores de lecho con empaquetaduras de la torre, metálicas o de plástico. La función primaria de estos dispositivos es impedir la expansión del lecho empacado, así como mantener el nivel de la superficie superior de éste. En las columnas de diámetro grande, el lecho empacado no se fluidificará sobre toda la superficie. Las oleadas de vapor fluidifican lugares al azar sobre la parte superior del lecho de modo que, después de regresar a la operación normal, la superficie superior de ese lecho es bastante irregular. De este modo, la distribución del líquido puede ser afectada para esa ocurrencia”.

“Los limitadores de lecho se fabrican como una estructura ligera, metálica o de plástico. Suele usarse un respaldo de malla para impedir el paso de trozos separados de empa-

quetadura de la torre. Debido a que el limitador de lecho se apoya directamente sobre la parte superior del lecho empacado, desde el punto de vista estructural sólo debe tener la rigidez suficiente como para resistir cualesquiera fuerzas hacia arriba que actúen sobre este lecho empacado”.

“Las placas de contención son placas pesadas que se usan con las empaquetaduras de cerámica o carbón para las torres. La placa de contención debe de apoyarse con libertad sobre la parte superior del lecho empacado, porque los lechos de empaquetaduras de cerámica y de carbón tienden a asentarse durante la operación. Estas placas suelen actuar por su propio peso para impedir la expansión del lecho; por lo tanto, las placas pesan de 20 a 30 lb/ft²”.³

(el texto continúa en la página 78)

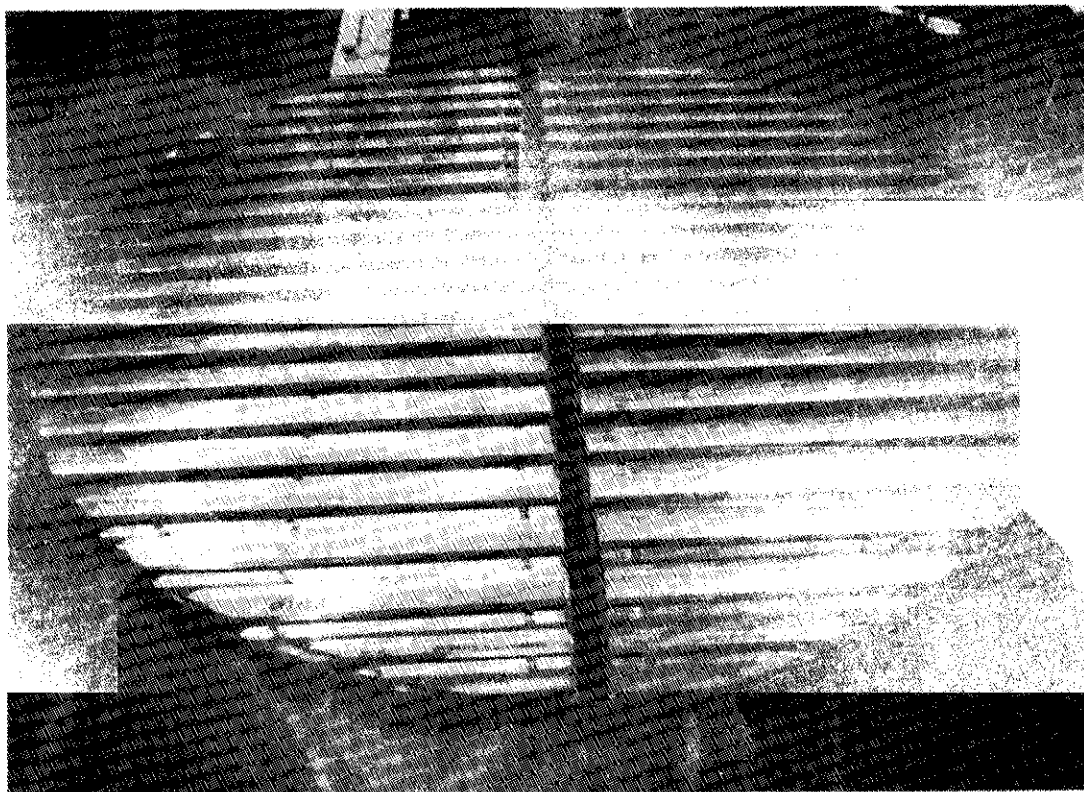


Figura 6. Distribuidor de artesa con orificios, con orificio en la pared lateral, modelo 137. (Cortesía de Norton Chemical Process Product Corporation.)

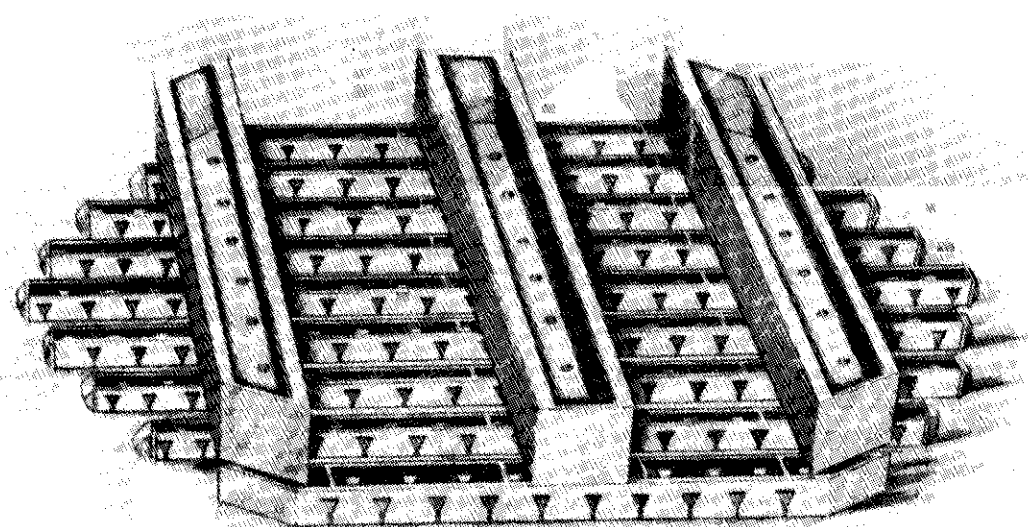


Figura 7. Distribuidor de líquido de artesa de vertedero. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

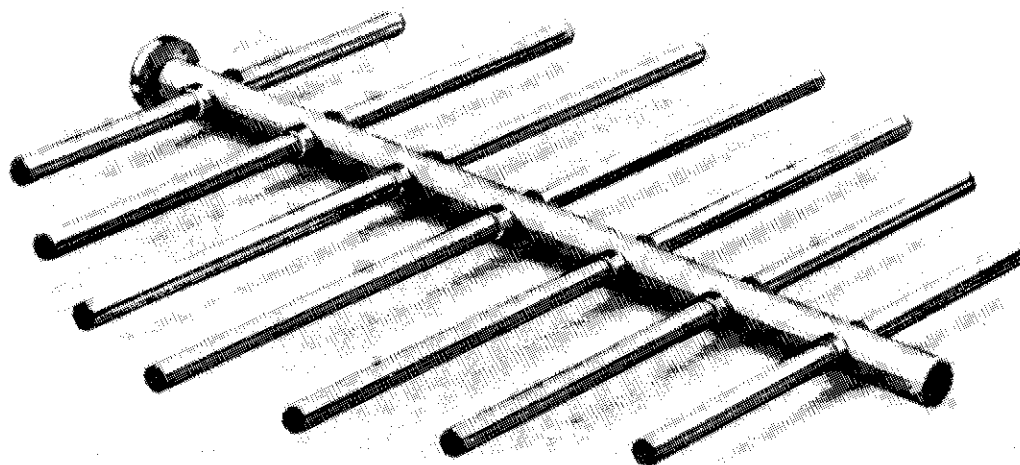


Figura 8. Distribuidor de líquido de escalera de orificios. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

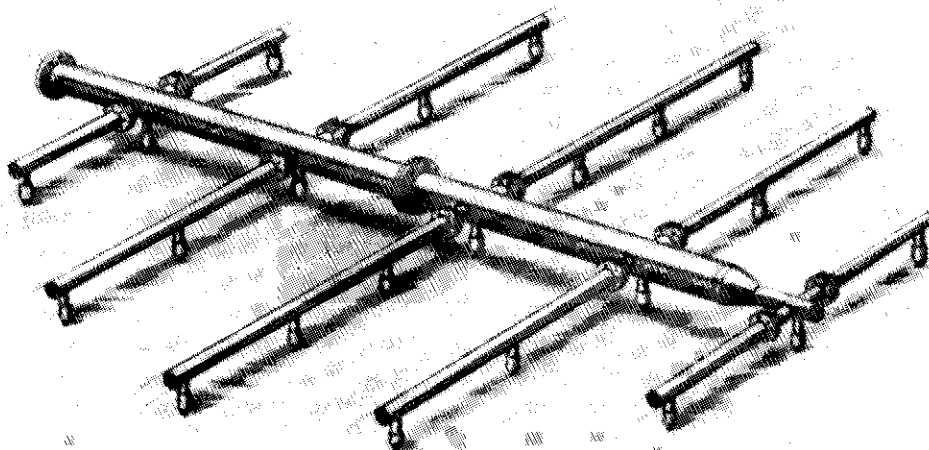


Figura 9. Distribuidor de líquido de boquillas de aspersión. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

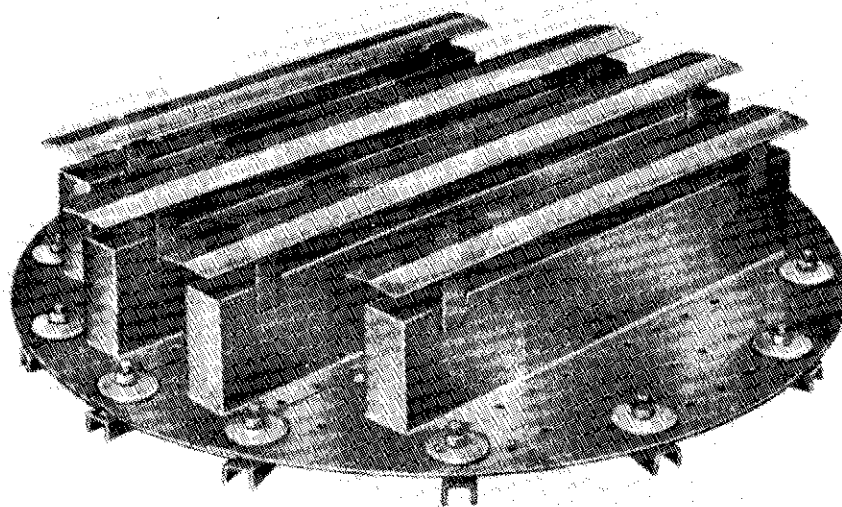


Figura 10. Redistribuidor de líquido de plataforma con orificios. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

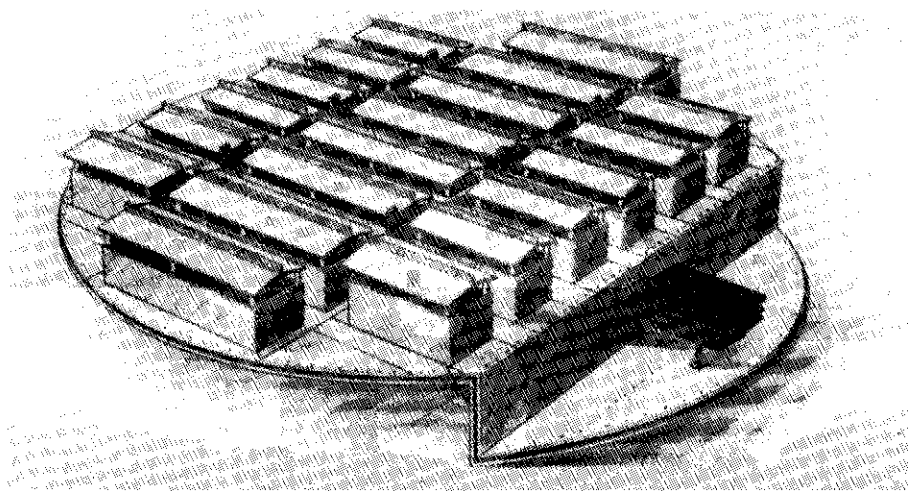


Figura 11. Placa colectora del líquido. (Cortesía de Norton Chemical Process Products Corporation.)

(continuación del texto de la página 75)

- E. Empaquetadura estructurada. Ésta se analizará en la sección apropiada.
- F. Colector del líquido (véase la figura 11). De acuerdo con Strigle:³ "A veces es necesario interceptar todo el líquido que purga hacia abajo de la columna. Esto puede ocurrir debido a un agrandamiento o contracción del diámetro de la columna cuando se está operando con gastos del líquido de más de 15 gpm/ft². Si la parte inferior de la columna tiene un diámetro mayor que la superior, el líquido debe de recolectarse en el fondo de la sección con diámetro menor. Entonces, se alimenta a un redistribuidor ubicado en la parte superior de la sección de diámetro mayor, con el fin de irrigar de manera uniforme la sección inferior. Si la

parte inferior de la columna tiene un diámetro menor que superior, el líquido debe de recolectarse en el fondo de sección de diámetro mayor. A continuación, a un redistribuidor que está en la parte superior de la sección de diámetro menor para impedir el flujo excesivo sobre la pared la sección inferior".

"En varias aplicaciones se instalan secciones de bombas en todas direcciones del líquido. Esas secciones se usan lavadores cáusticos, en donde sólo se requiere una pequeña adición de hidróxido de sodio para neutralizar el gas ácido absorbido. Sin embargo, el gasto del líquido de irrigación de cada sección debe ser adecuado para asegurar un buen lavado del gas en el lecho empacado. En las absorbedoras

donde el soluto tiene un elevado calor de vaporización o calor de solución, el líquido que fluye hacia abajo tiene un aumento progresivo en la temperatura. Este líquido calentado debe extraerse de la columna y enfriarse antes de que se regrese para irrigar el lecho empacado inmediato inferior. De lo contrario, la absorción queda limitada por la elevada presión de vapor del soluto arriba de la solución ca caliente. En algunas operaciones, el líquido se extrae y recircula de regreso a la parte superior del mismo lecho empacado, después de enfriarse. Esa situación es común cuando el lecho empacado se usa como un condensador tal o parcial”.

“En aplicaciones que deben usar un lugar para la alimentación que no se acoplará a la composición del líquido interno, esa alimentación debe mezclarse con el líquido que fluye hacia abajo. Uno de los métodos para realizar esto es el uso de una placa colectora que se instala debajo de la sección de rectificación de la columna. El líquido de la alimentación entonces se agrega al estanque del líquido que fluye hacia abajo y que se encuentra en esta placa colectora. Una disposición de este tipo proporciona al menos un mezclado parcial de la alimentación con el fluente del rectificador que corre en el conducto descendente del líquido, para dar una composición más uniforme del líquido que está sobre el distribuidor que forma la sección de separación de la columna. En otros casos, se instala en la columna un dispositivo de mezclado cruzado del líquido, a la altura de la elevación de la alimentación”.

“Para las columnas en las que se tiene una evaporación instantánea apreciable del líquido de alimentación, o en las que la alimentación es un vapor de composición diferente a la del vapor interno, se puede instalar una placa colectora arriba del punto de alimentación. La finalidad de esta placa es proporcionar mezclado de la fase vapor que está en los conductos de subida del gas, de modo que a la sección de rectificación de la columna entre un vapor con una composición más uniforme”.

“En la figura 11 se muestra una placa típica colectora de líquido para una columna en la que se use un conducto descendente de un lado para la extracción del propio líquido. El diámetro máximo para un diseño de ese tipo es de más o menos 12 ft, el cual queda limitado por el agente hidráulico necesario para esa longitud de la colectora de flujo del líquido. Para columnas de diámetro más grande, normalmente se usan dos conductos descendentes en lados opuestos o uno en el centro, a menos que la cantidad recolectada de líquido sea más o menos pequeña”.

“Una placa colectora de líquido debe construirse con paquetes, de modo que pueda sellarse al resalto de soporte y será hermética al líquido. Las secciones podrían sellarse entre sí con soldadura; sin embargo su desarme en el futuro sería difícil. Debe haber una carga disponible sufi-

ciente del líquido para hacer que éste fluya hacia afuera por la tobera lateral en el casco de la columna. El uso de sumideros da lugar a que se forme esa carga del líquido, sin que se forme un estanque de éste en toda la placa, en donde las fugas y el peso del líquido que debe sostenerse serían mayores”.

“Los conductos de subida del gas deben tener un área suficiente de flujo para evitar que se presente una elevada caída de presión de la fase gaseosa. Además, estos conductos de subida deben colocarse de manera uniforme para mantener una distribución apropiada del gas. Estos conductos de subida deben equiparse con cubiertas para desviar la lluvia de líquido que cae sobre esta placa colectora e impedir que ese líquido entre en los propios conductos, en donde la alta velocidad del gas podría causar su arrastre. Estas cubiertas de los conductos de subida deben conservar una distancia suficiente debajo del lecho empacado inmediato superior para permitir que la fase gaseosa llegue con un gasto uniforme por pie cuadrado de área de la sección transversal de la columna, antes de entrar al lecho siguiente”.

“En donde sólo vaya a extraerse de la columna alrededor del 5% o menos del flujo hacia abajo de líquido, puede instalarse una caja colectora especial dentro del lecho empacado. Esta caja puede extraer pequeñas cantidades de componentes de punto de ebullición intermedio que, de lo contrario, se acumularían en cantidad suficiente como para interferir con la operación de fraccionamiento. Esa caja colectora debe diseñarse con mucho cuidado para evitar la interferencia con la distribución del vapor arriba de ella, o bien, la reducción en la calidad de la distribución de líquido debajo de la misma”.³

La tolerancia en la altura depende del estilo de colector que se use. La altura puede ser tan pequeña como 2 ft o tan grande como 5 (si el colector tiene 3 ft de espesor).²

G. Redistribuidor del líquido (véase la figura 10). De acuerdo con Strigle³: “Se requiere un redistribuidor del líquido en la parte superior de cada uno de los lechos empacados. El flujo del líquido desde una placa típica de soporte no es suficientemente uniforme como para irrigar de manera apropiada el lecho empacado inmediato inferior. La placa de soporte de la empaquetadura del tipo de viguetas múltiples, la cual se usa con amplitud, tiende a segregar el flujo hacia abajo del líquido que mana de un lecho empacado en un par de filas paralelas de corrientes de ese líquido, separadas más o menos 2 in, con un espacio de 10 in entre parejas adyacentes. Del mismo modo, las placas de soporte que distribuyen el gas, no proporcionan un patrón suficientemente uniforme de irrigación del líquido debido a que las ubicaciones de los conductos ascendentes del gas tienen precedencia en el diseño de una placa de ese tipo”.

“Los redistribuidores del líquido deben operar de la misma manera que los distribuidores de alimentación por

gravidad. Para interceptar todo el flujo hacia abajo de líquido, estos distribuidores suelen tener una plataforma que se sella a un resalto de soporte, como se muestra en la figura 10. Si se usan bandejas o cajas herméticas al líquido para un redistribuidor, se deben usar cubiertas para los conductos de subida del gas y limpiadores de las paredes, o bien, se debe instalar una placa colectora arriba de él, para interceptar todo el flujo hacia abajo de líquido. Siempre que el líquido cae directamente sobre un redistribuidor del tipo de plataforma, a los conductos de subida del gas se les debe colocar cubiertas para impedir que la lluvia de ese líquido caiga en esta área de alta velocidad del vapor. Para evitar que se tenga una perturbación excesiva del estanque de líquido que está sobre la plataforma, el redistribuidor debe de colocarse a no más de 2 ft por debajo de la placa de soporte del lecho que se encuentra arriba de él".

"En cualquier operación de transferencia de masa, se supone que las composiciones de las fases líquida y de vapor siguen la relación ilustrada por la línea de operación de la columna. Esta línea representa el perfil global calculado hacia abajo de la columna; sin embargo, la composición en cada pie cuadrado por separado de una sección transversal particular de la misma puede variar de la que se representa mediante esa línea. Estas variaciones son el resultado de las desviaciones en los gastos hidráulicos de las fases de vapor y líquida, así como de un mezclado incompleto de las fases a través de la columna completa".

"Una de las funciones de un redistribuidor de líquido es volver a mezclar la fase líquida de modo que se lleve todo el flujo de líquido sobre el lecho inmediato inferior con una composición más uniforme. Para llevar a cabo esta función, el redistribuidor de líquido debe interceptar todo éste que esté fluyendo hacia abajo de la columna, incluyendo cualquier que se encuentre sobre las paredes de esta última. Si se debe introducir una nueva alimentación, debe usarse un rociador o una caja de partición de ésta para realizar una distribución previa de esta alimentación sobre el redistribuidor. El redistribuidor debe mantener la distribución uniforme del vapor que debe de haberse establecido en el fondo de la columna. Para realizar estas funciones, el redistribuidor debe contar con un área grande disponible de flujo que sea transversal a los conductos de subida del gas, porque sólo se dispone de cargas de gradiente muy bajo para el mezclado cruzado del líquido. Además, el área de flujo del vapor debe ser suficiente para evitar una alta caída de presión en la fase gaseosa".

"Ha habido una especulación considerable referente a la profundidad de la empaquetadura que pudiera instalarse antes de que se requiera una redistribución del líquido. Silvey y Keller no encontraron pérdida de eficiencia en la destilación con lechos de 18 ft de profundidad, de anillos Raschig de cerámica de 1½ in, y con lechos de 35 ft de profundidad, de anillos Raschig de cerámica de 3 in. Sobre la base de los valores promedio de la HETP de los que se

informa, estos lechos sólo estaban desarrollando 7 y etapas teóricas, respectivamente. Strigle y Fuku demostraron que con redistribuidores de alto rendimiento se podrían obtener repetidas veces más de 20 etapas teóricas por lecho empacado, con empaquetadura de 1 ft de tamaño".

"Por lo general, las alturas de los lechos empacados varían de 20 ft a 30 ft. Muchas veces, la ubicación de registros para tener acceso al redistribuidor determina la profundidad empacada. Siempre que se requieran más de 15 etapas teóricas en un lecho empacado, la buena distribución del líquido es crítica."³

Sin un registro de acceso en la sección, la tolerancia a la altura llegará a 3 ft (espacio de 2 ft más un redistribuidor con un espesor de 1 ft). Con un registro, la tolerancia es de 4 ft.²

- H. Empaquetadura al azar. Ésta se analizará en la sección apropiada.
- I. Placa de soporte (véase la figura 2). Según Strigle³: "La función principal de la placa de soporte de la empaquetadura es servir como un soporte físico para esa empaquetadura de la torre más el peso del líquido retenido. El diseño de la placa de soporte de la empaquetadura, no considera alguna tolerancia para el empuje vertical debido a la caída de presión a través del lecho empacado ni para el soporte ofrecido por las paredes de la columna. Además, la placa soporte de la empaquetadura debe dejar pasar tanto la fase líquida que fluye con dirección hacia abajo como la fase gaseosa que fluye con dirección hacia arriba, hasta el límite de la capacidad de la propia empaquetadura de la torre.

"En la placa de la figura 2 se aplica el principio de inyección del gas, para poner la fase gaseosa en el lecho empacado a través de las aberturas en las paredes laterales casi verticales de cada vigueta. La fase líquida fluye hacia abajo a lo largo de los costados de las viguetas hasta los patines horizontales inferiores, en donde sale del lecho a través de las perforaciones. De este modo, la fase líquida fluye a través de un conjunto de aberturas, en tanto que la fase gaseosa pasa por un conjunto diferente de aberturas".

"El diseño del estilo de viguetas proporciona una gran resistencia mecánica, lo que permite claros sencillos de 1 ft de largo o mayores. El diseño modular permite la instalación a través de registros estándar de acceso de 1 ft y permite su uso en cualquier columna con DI de 48 in o mayores. Existe una modificación de esta placa de soporte de viguetas múltiples para usarse en columnas de menor diámetro más pequeño. La caída de presión a través de la placa de soporte de la empaquetadura es muy baja para el diseño actual. De hecho, su caída de presión se ha incluido en el factor de la empaquetadura, el cual se calcula a partir de una medición de la caída de presión a través de una columna de profundidad de 10 ft de empaquetadura de la torre sostenida por una de esas placas de soporte".

“En servicios extremadamente corrosivos, pueden requerirse placas de soporte fabricadas de cerámica. En las columnas de diámetro más grande (como las torres de las plantas de ácido sulfúrico), se instala una serie de rejillas de cerámica apoyadas sobre arcos o pilares de ladrillo. Entonces, sobre estas barras de rejillas, se apilan anillos con partición cruzada o bloques de rejilla, para soportar el empaquetadura vaciada de cerámica”.

“También existen placas de soporte, fabricadas de plástico, para la empaquetadura. Las placas termoplásticas de soporte tienen un diseño semejante al de las metálicas. En los órganos internos de plástico, reforzado con fibra de vidrio, se usan diseños internos metálicos adaptados para tenderse a mano. Estas placas se diseñan para usarse con empaquetaduras de plástico de las torres, porque sus capacidades para soportar carga son limitadas. En general, la longitud del claro libre no debe ser mayor de 4 ft, debido a un flujo plástico posible a temperaturas elevadas”.

“Se puede usar un diseño más sencillo de las placas de soporte para las empaquetaduras estructuradas, porque este tipo de empaquetaduras se instalan en módulos discretos. Las placas de soporte para esas empaquetaduras proporcionan una superficie horizontal de contacto diseñada para prevenir la distorsión de la empaquetadura, al mismo tiempo que poseen suficiente resistencia estructural para soportar el peso de la empaquetadura y del líquido retenido sobre la longitud del claro. Esas placas de soporte tienen un área abierta muy alta para el paso del gas y del líquido y no agregan una caída de presión significativa”.³

Alimentación del vapor. La línea central de la tobera de alimentación del vapor debe de estar por lo menos a un diámetro de la tobera más 12 in debajo de la placa de soporte.²
Retorno del rehervidor. La parte superior de la tobera de retorno del rehervidor debe de estar por lo menos a un diámetro de la tobera más 12 in (18 in como mínimo) por debajo del soporte del lecho. La parte inferior de esta tobera debe de estar como mínimo a 12 in arriba del nivel alto del líquido y por lo menos a un diámetro de la tobera (18 in como mínimo) arriba del nivel normal del líquido.⁴
Sección del fondo. Ésta va de la tangente inferior al soporte del lecho inferior.

Aplicaciones típicas

Esta subsección ayudará al lector a seleccionar el tipo de empaquetadura que use en sus estudios y, en ella, se dan tres tipos de la HETP y la HTU para estimaciones rápidas cuando el tiempo es corto.

Como una ayuda para la selección inicial, en la tabla 3 se dan los valores para las empaquetaduras. Para las aplicaciones sencillas, se usan los anillos Pall para los estudios, como una empaquetadura “verificada y verdadera”. Esto dará resultados conservadores cuando se comparan con las empaquetaduras al azar más modernas.

En la tabla 4 se dan profundidades típicas de las empaquetaduras, para las vaciadas al azar, para diversas aplicaciones, junto con la HETP, la HTU y otros datos de dimensionamiento.

Empaquetaduras vaciadas al azar

Para los estudios usando empaquetaduras vaciadas al azar, se necesita ser capaz de determinar el diámetro y la altura de la columna. El diámetro de la columna se determina con el uso de correlaciones generalizadas de la caída de presión. La altura de la columna consta del espacio ocupado por los órganos internos (analizados con anterioridad con el título de “Órganos internos de las columnas empacadas”) y la altura de la empaquetadura. En esta subsección se dan los métodos para determinar estos conceptos.

En primer lugar, analicemos el diámetro de la columna. Existe un diámetro mínimo de la columna para un empaquetadura de tamaño dado. En la tabla 5 se da esta relación.

En la tabla 6 se indican los gastos máximos de carga de líquido por ft² de diámetro de la columna. El gasto mínimo de líquido va de 0.5 a 2 gpm/ft².

En la tabla 7 se muestran los rangos de caída de presión para el diseño. La caída de presión fija el gasto admisible de vapor. La caída de presión por inundación, para empaquetaduras al azar o estructuradas, se da en la referencia 15 como:

$$P_{\text{inundación}} = 0.115F^{0.7}$$

Para que esta ecuación pueda aplicarse, se deben usar los factores actualizados de las empaquetaduras dados en las referencias 3 o 13.

La caída de presión para un conjunto dado que se propone de condiciones se determina a partir de las figuras 12 o 13, las cuales tienen un eje Y lineal, de modo que es más fácil la interpolación. En la tabla 8 se dan los factores de las empaquetaduras (F) que deben usarse con las figuras 12 y 13.

Enseguida, para determinar la altura de la columna empacada, úse la tabla 9, para los valores de la HETP para la destilación, inclinándose hacia el lado alto para los estudios. Para el uso de los valores de K_{GA} , véase la sección 4: Absorbedoras. La altura del lecho, para los empacados, va hasta 20–30 ft, para las empaquetaduras metálicas o de cerámica, pero para la empaquetadura de plástico suele limitarse a 24 ft.

Con viscosidades elevadas del líquido (que a menudo se presentan en la destilación al vacío), la HETP se incrementará. En la tabla 10 se muestra esta relación.

En las figuras 14–19 se muestran varias fotografías de empaquetaduras al azar.

(el texto continúa en la página 84)

Tabla 3
Aplicación del tipo de empaquetadura¹⁰

Empaquetadura	Características de aplicación	Empaquetadura	Características de aplicación
Anillos Raschig	El primer tipo, por lo general más barato por costo unitario pero, a veces, menos eficiente que los demás. Se encuentra en la más amplia variedad de materiales, para ajustarse al servicio. Muy resistente desde el punto de vista estructural. Suelen empacarse vaciándolos húmedos o secos, apilándose a veces a mano los tamaños mayores de 4-6 pulgadas. El espesor de la pared varía entre los fabricantes, como también algunas dimensiones; se cuentan con cambios en la superficie con el espesor de la pared. Producen un empuje lateral considerable sobre la torre. Suelen tener más canalizaciones internas para el líquido y dirigen más líquido hacia las paredes de la torre. Baja eficiencia.	Teja de rejilla	Se encuentra con costados y fondo simples, o bien, con costados en forma de sierra y fondo con punto de goteo. Se usa apilada. También se usa como capa de soporte para empaquetaduras vaciadas. Se autosuporta y no hay empuje lateral. Caída de presión más baja que para la mayor parte de las empaquetaduras vaciadas y algunas apiladas, más baja que para algunas rejillas de madera de ¼ pulgada × 1 pulgada y de ¼ pulgada × 2 pulgadas, pero mayor que para las rejillas de madera más grandes. Algunos valores de la HTU son comparables con los que se obtienen usando anillos Raschig de 1 pulgada.
Sillas Berl	Más eficientes que los anillos Raschig en la mayor parte de las aplicaciones, pero son más costosas. La empaquetadura se anida entre sí y crea lugares "herméticos" en el lecho, lo cual fomenta la formación de canalizaciones, pero no tanto como los anillos Raschig. No producen tanto empuje lateral, tienen una HTU menor y caldas unitarias de presión con un punto de inundación más elevado que estos anillos. Asimismo, se rompen con mayor facilidad en el lecho que estos últimos.	Roseta Teller (Tellerette)	Se encuentra en plástico. Caída de presión y valores de la HTU más bajos, pero límites de inundación más elevados, que para los anillos Raschig o las sillas Berl. Peso unitario muy bajo por consiguiente, bajo empuje lateral.
Sillas Intalox ¹ y otros diseños de sillas	Una de las empaquetaduras más eficientes, pero más costosa. Presentan muy poca tendencia a capacidad para anidarse y bloquear áreas del lecho. Dan lugar a un lecho bastante uniforme. Tienen límites de inundación más elevados y una caída de presión más baja que los anillos Raschig y las sillas Berl; los valores de la HTU son inferiores para la mayor parte de los sistemas comunes. Se rompen con más facilidad en el lecho que los anillos Raschig, ya que son de cerámica.	Spraypak ³	Es más comparable con el rendimiento del tipo de plato que otros materiales de empaquetadura. Suele usarse en torres de diámetro grande, de más de 24 pulgadas de diámetro aproximadamente, pero existen menores hasta de 10 pulgadas de diámetro. Sólo se encuentran metálicas.
		Panapak ⁴	Se encuentra sólo metálica. Es más comparable con el rendimiento del tipo de plato que otros materiales de empaquetadura. De acuerdo con los datos de los que se dispone, tiene más o menos la misma HETP que la Spraypak. Se usa en torres de 24 pulgadas y mayores. Muestra cierta ventaja en el rendimiento sobre los platos con casquetes de burbuja, hasta 75 psia (lb/in ² absolutas), en servicio de fraccionamiento, pero ventajas reducidas por arriba de esa presión o en servicio al vacío.
Anillos Pall ²	Caída de presión más baja (menos de la mitad) que para los anillos Raschig, asimismo HTU inferior (y, en algunos sistemas, también inferior a la de las sillas Berl), límite más alto de inundación. Buena distribución del líquido, alta capacidad. Empuje lateral considerable sobre la pared de la columna. Se encuentran en metal, plástico y cerámica.	Empaquetadura Stedman	Sólo se encuentra en metal. Suele usarse en la destilación intermitente y continua, en columnas de diámetro pequeño que no sobrepasen las 24 pulgadas de diámetro. Con elevada capacidad de fraccionamiento por altura unitaria, resultan más adecuadas para el trabajo de laboratorio. Se encuentran en los tipos cónico y triangular. No se cuenta con muchos datos industriales.
Intalox metálicas ¹ Hy-Pak ¹ Chempak ⁹	Alta eficiencia, baja caída de presión, se informa que resultan buenas para las destilaciones.	Sulzer, Flexipac y similares	Alta eficiencia, por lo general baja caída de presión, muy apropiadas para la destilación en sistemas limpios, HETP muy baja.
Anillos en espiral	Suelen instalarse apilados, beneficiándose del remolino interno del gas-líquido y que ofrecen una superficie de contacto adicional en comparación con los anillos Raschig, los anillos Lessing o los anillos con partición cruzada. Se encuentran con diseños sencillo, doble y triple de la espiral interna. Caída de presión más elevada. No se cuenta con una amplia variedad de datos sobre su rendimiento.	Empaquetadura Goodloe ⁵ y empaquetadura de malla de alambre	Se encuentran en metal y plástico. Se usan en torres grandes y pequeñas para destilación, absorción, lavado y extracción de líquido. Alta eficiencia, HETP baja, caída de presión baja; dispone de datos limitados.
		Empaquetadura Cannon	Sólo se encuentran en metal. Baja caída de presión, baja HTU y, probablemente, límite de inundación superior al de los anillos Raschig. No se dispone de mucha literatura con datos. Se usa principalmente en estudios pequeños de laboratorio de media planta.
Anillos Lessing	No se cuenta con muchos datos sobre su rendimiento pero, en general, es ligeramente mejor que el de los anillos Raschig; la caída de presión es ligeramente más alta. Elevado empuje sobre la pared lateral.	Rejillas de madera	Caída de presión muy baja, baja eficiencia de contacto, HTU o HTU elevadas, su mejor uso es en torres atmosféricas forma cuadrada o rectangular. Costo muy bajo.
Anillos con partición cruzada	Por lo general se usan apilados y como primeras capas sobre las rejillas de soporte, para colocar empaquetadura más pequeño arriba. La caída de presión es relativamente baja, la canalización es reducida en relación con empaquetaduras apiladas comparables. No se tiene empuje lateral sobre la pared.	Dowpac FN-90 ⁶	Empaquetadura de plástico de muy baja caída de presión (y mayor que la de las tabillas de madera), coeficientes de transferencia más o menos iguales a los de los anillos Raschig de 2 pulgadas. Las aplicaciones más útiles se encuentran en los sistemas de enfriamiento de gas o en los filtros de gas biológico.
		Poly Grid ⁷	Empaquetadura de plástico de muy baja caída de presión desarrollada para aplicaciones de torres de enfriamiento de agua-aire.

¹ Marca de fábrica, Norton Co.² Introducidos por Badische Anilin and Sodafabrik, Ludwigshafen am Rhein³ Marca de fábrica de Denholme Inc., con licencia del gobierno británico⁴ Marca de fábrica de Packed Column Corp.⁵ Marca de fábrica de Packed Column Corp.⁶ Marca de fábrica de The Dow Chemical Co.⁷ Marca de fábrica de The Fluor Products Co.⁸ Marca de fábrica de Chem-Pro Equip. Corp.

Tabla 4
Profundidades típicas de la empaquetadura¹¹

Empaquetadura										
Sistema	L/G lb/(h-ft ²)	Diám. in	Tipo	Tamaño, in	Profundidad del lecho, ft	HETP, ft	HTU, ft	Presión del sistema, psia	ΔP , in H ₂ O/ft empa.	% del producto de arriba
bedora	8300/11000	36	Anillos Pall	2	23.0	2.8	-	865	0.55	-
fraccionadora, parte superior	3600/ 4700	36	Anillos Pall	2	17.0	2.5	-	157	0.12	-
fraccionadora, fondo	10600/ 5600	48	Anillos Pall	2	17.0	2.8	-	157	0.30	-
tanizadora, parte superior	11000/ 4600	18	Anillos Pall	1½	20.0	2.9	-	300	0.20	-
tanizadora, fondo	19000/ 4500	30.0	Anillos Pall	2	18.0	3.3	-	300	0.30	-
ropanizadora, parte superior	5700/ 4200	23.4	Anillos Pall	1½	16.0	3.2	-	270	0.30	-
ropanizadora, fondo	5700/ 4200	23.4	Anillos Pall	1½	24.0	2.4	-	270	0.30	-
utanizadora, parte superior	1900/ 3100	19.5	Anillos Pall	1½	12.0	2.4	-	90	0.12	-
utanizadora, fondo	1900/ 3100	19.5	Anillos Pall	1½	18.0	2.0	-	90	0.12	-
ino-isopentano	2100/ 1900	18.0	Anillos Pall	1	9.0/7.6	1.5	-	Atmosférica	0.40	-
ligera y pesada	660/ 1250	15.0	Anillos Pall	1	10.0	2.00	2.05	100 mm Hg	1.10	95.0
	320/ 600	15	Anillos Pall	1	10.0	3.25	2.50	100 mm Hg	0.20	95.0
	620/ 1450	15	Anillos Pall	1	10.0	1.45	1.25	100 mm Hg	1.75	97.5
	260/ 650	15	Anillos Pall	1	10.0	1.45	1.30	100 mm Hg	0.20	97.5
	370/ 850	15	Intalox	1	10.0	2.30	1.90	100 mm Hg	0.80	93.0
	210/ 500	15	Intalox	1	10.0	2.70	2.10	100 mm Hg	0.22	99.0
	340/ 800	15	Anillos Raschig	1	10.0	1.95	1.40	100 mm Hg	1.11	91.6
	210/ 500	15	Anillos Raschig	1	10.0	2.70	1.97	100 mm Hg	0.40	96.5
tano-tolueno	1970/ 2300	15	Anillos Pall	1	10.0	1.34	1.35	Atmosférica	0.70	82.0
	950/ 2100	15	Anillos Pall	1	10.0	1.90	2.17	Atmosférica	0.10	76.0
	2100/ 2660	15	Anillos Pall	1	10.0	0.80	1.02	Atmosférica	1.70	84.0
	960/ 1200	15	Anillos Pall	1	10.0	1.53	1.42	Atmosférica	0.15	74.0
	1110/ 1300	15	Anillos Pall	1	10.0	1.34	1.29	100 mm Hg	1.08	92.5
	510/ 600	15	Anillos Pall	1	10.0	1.88	1.81	100 mm Hg	0.20	87.0
	1020/ 1300	15	Anillos Pall	1	10.0	1.67	1.60	100 mm Hg	1.14	92.0
	470/ 600	15	Anillos Pall	1	10.0	2.07	2.00	100 mm Hg	0.20	89.0
bedora de planta de gas	4700/ 6000	48	Anillos Pall	2	23.0	2.90	-	+ Hg	0.11	92.0
								900		

propano
absorbido

roducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1963, AIChE, todos los derechos reservados.

Tabla 5
Tamaño máximo de la empaquetadura³

Tamaño nominal de la empaquetadura (in)	DI (in) mínimo de la columna
1	12
1½	18
2	24
3½	42

Tabla 6
Carga máxima recomendada de líquido para las empaquetaduras al azar³

Tamaño de la empaquetadura (in)	Gasto del líquido (gpm/ft ²)
¾	25
1	40
1½	55
2	70
3½	125

Tabla 7
Caída de presión de diseño¹²

Servicio	Caída de presión (pulgadas de agua/ft de profundidad empacada)
Absorbedoras y regeneradoras (Sistemas sin espuma)	0.25 a 0.40
Absorbedoras y regeneradoras (Sistemas con espuma moderada)	0.15 a 0.25
Lavadoras de vapores (Absorbente de agua)	0.40 a 0.60
Lavadoras de vapores (Absorbente químico)	0.25 a 0.40
Fraccionadoras atmosféricas o a presión	0.40 a 0.80
Fraccionadoras al vacío	0.15 a 0.40

Tabla 8
Factores de las empaquetaduras (F); empaquetaduras vaciadas al azar³

Tamaño nominal de la empaquetadura (in)								
	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3 o 3 1/2
Empaquetadura IMTP® (metal)		51		41		24	18	12
Empaquetadura Hy-Pak® (metal)				45		32	26	16
Sillas Super Intalox® (cerámica)				60			30	
Sillas Super Intalox® (plástico)				40			28	18
Intalox Snowflake® (plástico)							13	
Anillos Pall (plástico)		95		55		40	26	17
Anillos Pall (metal)		81		56		40	27	18
Sillas Intalox® (cerámica)	200		145	92		52	40	22
Anillos Raschig (cerámica)	580	380	255	179	125	93	65	37
Anillos Raschig (metal de 1/32")	300	170	155	115				
Anillos Raschig (metal de 1/16")	410	300	220	144	110	83	57	32
Sillas Berl (cerámica)	240		170	110		65	45	
Tellerettes (plástico)				35			24	17

Tabla 9
Eficiencia de separación en los sistemas estándar de destilación¹²

Tamaño nominal de la empaquetadura (in)	HETP (in)
¾	11 a 16
1	14 a 20
1½	18 a 27
2	22 a 34
3 o 3½	31 a 45

Tabla 10
Efecto de la viscosidad del líquido sobre la eficiencia de la empaquetadura³

Viscosidad del líquido (cps)	HETP relativa (%)
0.22	100
0.35	110
0.75	130
1.5	150
3.0	175

(continuación del texto de la página 81)

Empaquetaduras estructuradas

Las generalizaciones no son fáciles para las empaquetaduras estructuradas como para aquellas realizadas al azar. Véase la subsección siguiente, "Comparación con los platos", respecto a un estudio tipo de los datos de las empaquetaduras estructuradas.

Se recomienda la referencia 13, por su gran base de datos e información acerca de las empaquetaduras estructuradas. Uno de los parámetros para la empaquetadura estructurada, dentro de la narración de la referencia 13, es que la razón mínima de mojadura es de 0.1 a 0.2 gpm/ft², en comparación con 0.5 a 2 gpm/ft² para las empaquetaduras al azar.

La caída de presión por inundación para la empaquetadura estructurada, ya mostrada en la subsección sobre empaquetaduras vaciadas al azar, se repite aquí:¹⁵

$$\Delta P_{\text{inundación}} = 0.115^{0.7}$$

Para que se pueda aplicar esta ecuación, se deben usar los factores actualizados de las empaquetaduras de las referencias 3 o 13.

Además, en el capítulo 4, Absorbedoras, del tipo inorgánico, se dan datos del K_{GA} para algunas empaquetaduras estructuradas.

Comparación con los platos

Se abrió la subsección de "Columnas empacadas" con afirmación de Lieberman¹ de que, con base en su experiencia en el diseño y la operación, una torre empacada que se ha diseñado con propiedad puede tener 20–40% más capacidad que una de platos con un número igual de etapas de fraccionamiento. Kister¹⁴ expresa que, típicamente, la caída de presión en la empaquetadura es de tres a cinco veces menor que en las de platos.

(el texto continúa en la página 8)

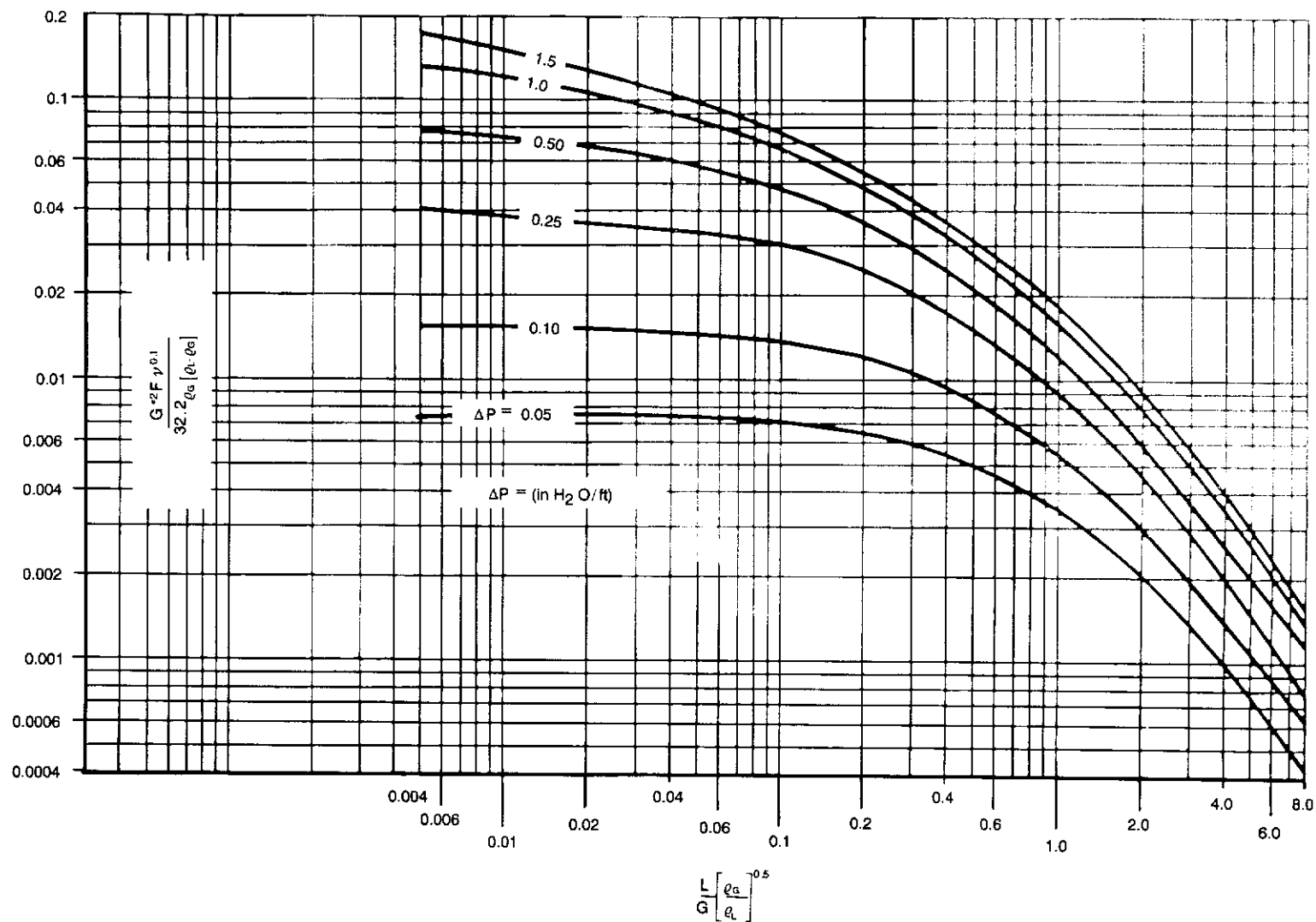


Figura 12. Correlación generalizada de la caída de presión.³

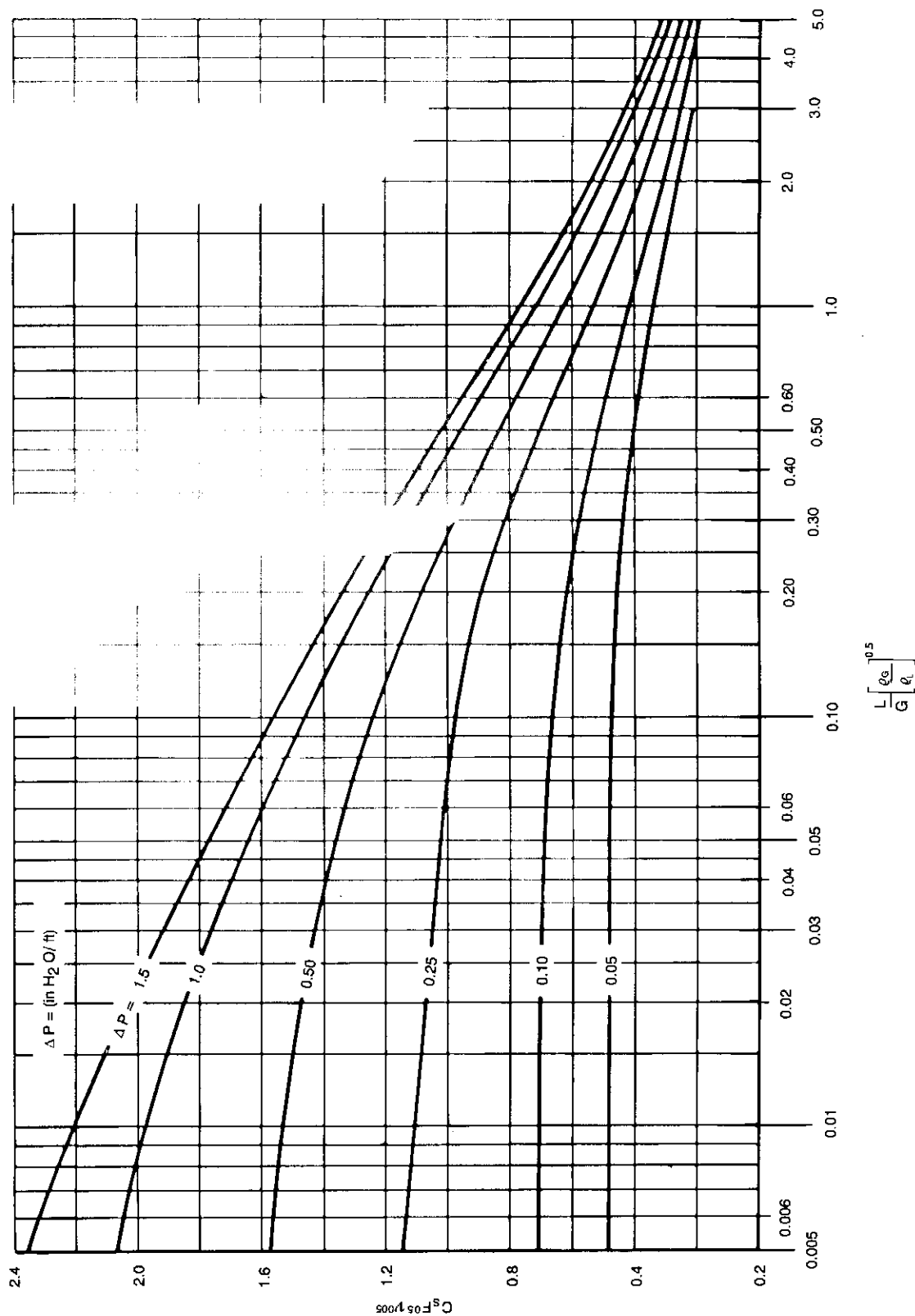


Figura 13. Correlación generalizada alternativa de la caída de presión.³

Fig

Fig

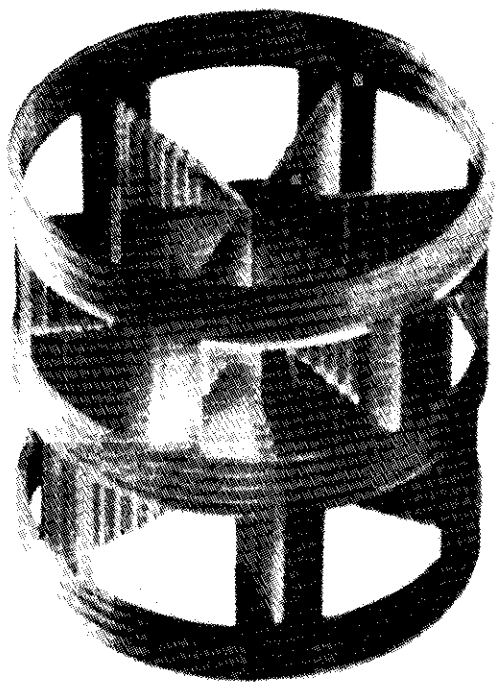


Figura 14. Koch Plastic Flexiring. (Cortesía de Koch Engineering Co., Inc., boletín PFR-1.)

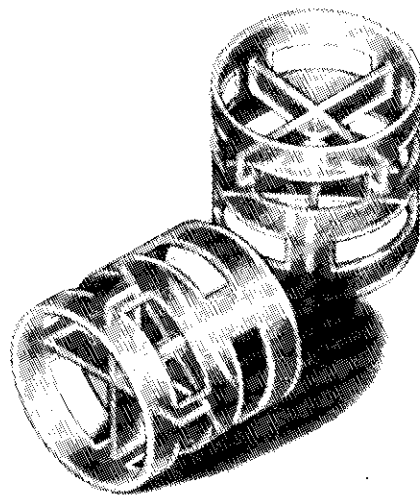


Figura 16. Anillo Pall de plástico. Nota: el Ballast Ring® de Glitsch, Inc. es bastante similar. (Reproducido con autorización de Norton Chemical Process Products Corporation.)

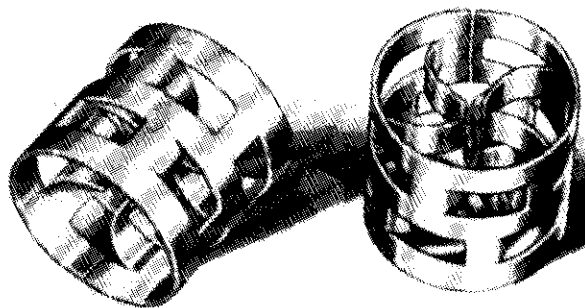


Figura 17. Anillo Pall metálico. Nota: el Ballast Ring® de Glitsch, Inc. es bastante similar, como también el Koch Engineering Flexiring®. (Reproducido con autorización de Norton Chemical Process Products Corporation.)



Figura 15. Hy-Pak® metálico. (Reproducido con autorización de Norton Chemical Process Products Corporation.)

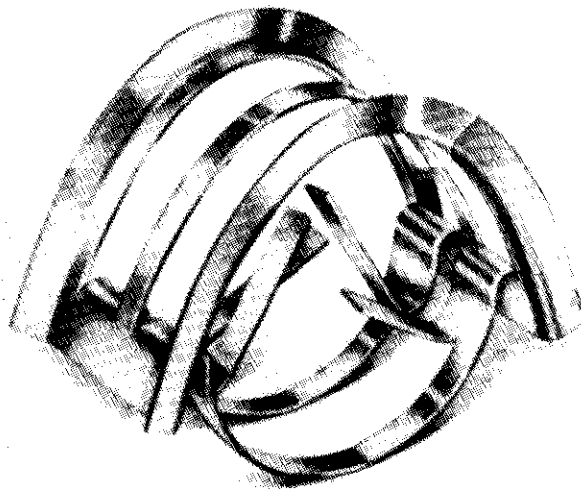


Figura 18. Empaquetadura para torre Intalox® metálica. (Reproducido con autorización de Norton Chemical Process Products Corporation.)

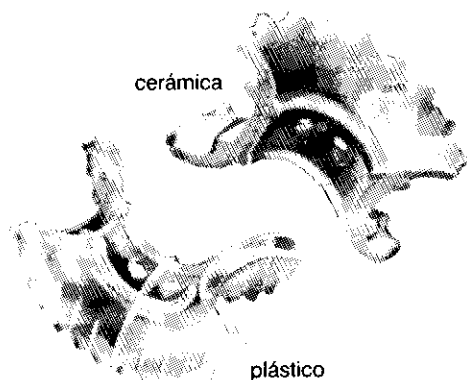


Figura 19. Sillas Super Intalox®. Nota: la Ballast Saddle® de Glitsch, Inc. es similar, como también la Koch Engineering Flexisaddle®. (Reproducido con autorización de Norton Chemical Process Products Corporation.)

(continuación del texto de la página 84)

Kister¹⁴ señala que, en el análisis final, deben evaluarse las comparaciones en el diseño de la empaquetadura contra los platos sobre la base de caso por caso. Por ejemplo, se puede usar la caída de presión más baja para obtener ganancias en la volatilidad relativa o en la capacidad, o en ambos aspectos. Sin embargo, estas ganancias son más importantes en las torres al vacío que en las atmosféricas o en las a presión.¹⁴ También se hace notar que se deben hacer comparaciones entre la empaquetadura y los platos sobre la base de “manzanas contra

manzanas”, teniendo cada una optimizada para las condiciones de prueba.

Kister¹⁴ analiza sus pruebas de comparación con gran detalle y presenta las figuras 20 y 21 para comparación de la capacidad y la eficiencia. A continuación se citan puntos de su resumen (reproducido con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1994 AIChE, todos los derechos reservados):

“Con FP de $\approx 0.02 - \approx 0.1$:

- Los platos y la empaquetadura al azar tienen casi la misma eficiencia y capacidad.
- La eficiencia de la empaquetadura estructurada es alrededor del 50% superior a la de los platos o a la de la empaquetadura al azar.
- A medida que el FP crece desde 0.02 hasta 0.1, la ventaja en la capacidad de la empaquetadura estructurada (sobre los platos o sobre la empaquetadura al azar) disminuye hasta 0, desde 30–40%”

“Con FP de 0.1–0.3:

- Los platos y la empaquetadura al azar tienen casi la misma eficiencia y capacidad.
- La empaquetadura estructurada tiene casi la misma capacidad que los platos y la empaquetadura al azar.
- A medida que el FP crece desde 0.1 hasta 0.3, la ventaja en la eficiencia de la empaquetadura estructurada sobre la

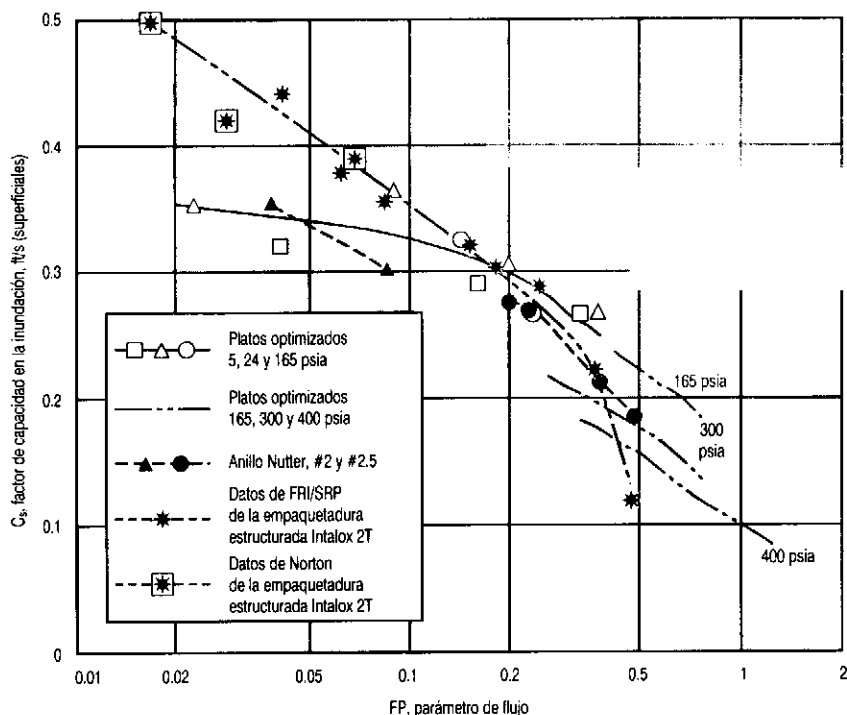
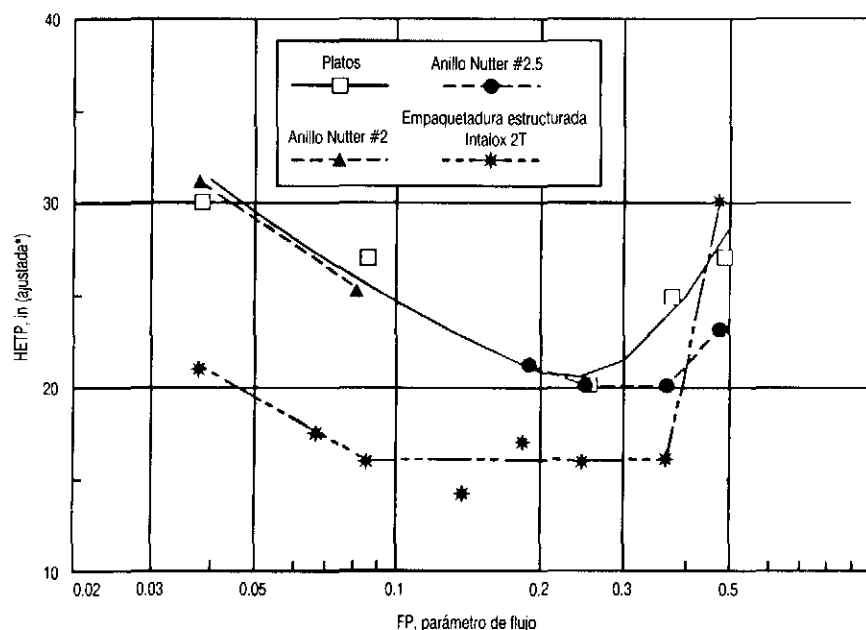


Figura 20. Comparación global de la capacidad. (Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright © 1994 AIChE, todos los derechos reservados.) (psia = lb/in² absolutas.)

Figura 21. Comparación global de la eficiencia.¹⁴ Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright © 1994 E. Todos los derechos reservados.)



*Ajustada respecto a la altura vertical consumida por el distribuidor, el redistribuidor y el plato del extremo; véanse las ecuaciones 1 a 3.

empaquetadura al azar y sobre los platos disminuye hasta alrededor del 20%, desde más o menos 50%.”

Con FP de 0.3–0.5:

La eficiencia y capacidad para los platos, la empaquetadura al azar y la empaquetadura estructurada disminuyen al elevarse el parámetro de flujo.

La disminución en la capacidad y la eficiencia es más pronunciada en la empaquetadura estructurada y menos profunda en la empaquetadura al azar.

Con un FP de 0.5 y a 400 psia, la empaquetadura al azar parece tener la capacidad y eficiencia más altas, y la empaquetadura estructurada, las menores”.

Los resultados anteriores se basan en datos obtenidos para los platos optimizados y en condiciones ideales de prueba. Para nuestros hallazgos al mundo real, deben considerarse los factores relativos a la mala distribución del líquido y del vapor, los cuales, con mucho, más perjudicial para la eficiencia de las empaquetaduras que para la de los platos. Además, también se debe considerar la mala optimización o los órganos internos de los platos, los cuales, con mucho, son más perjudiciales para la eficiencia de los platos que para la de las empaquetaduras. También hemos citado otros factores que necesitan considerarse al llevar los hallazgos de nuestros análisis a los datos del mundo real”.

Además, Chen⁹, en la tabla 11, proporciona datos típicos del rendimiento para los platos, la empaquetadura al azar y la empaquetadura estructurada.

Se concluye esta sección con un ¡bravo! para Bravo¹⁶, quien da reglas empíricas útiles para el reacondicionamiento de las torres. Estas se pretende que sirvan para la comparación, por parte de los ingenieros, de la empaquetadura estructurada con los platos de alto rendimiento, para reemplazar platos convencionales más antiguos.

En la figura 22 se dan los datos de capacidad de respaldo obtenidos por Bravo para su gráfica de selección (Fig. 23). Es fácil ver por qué, por ejemplo, preselecciona la empaquetadura, sobre los platos, para un parámetro de flujo de menos de 0.1.

Tabla 11
Rendimiento típico de las empaquetaduras de las torres⁹

Característica	Tipo de empaquetadura		
	Platos	Empaquetadura al azar	Empaquetadura estructurada
Capacidad			
Factor F, (ft/s)(lb/ft ³) ^{1/2}	0.25-2.0	0.25-2.4	0.1-3.6
Factor C, ft/s	0.03-0.25	0.03-0.3	0.01-0.45
Caída de presión, mm Hg/etapa teórica	3-8	0.9-1.8	0.01-0.08
Eficiencia de la transferencia de masa, HETP, in	24-48	18-60	4-30

Reproducida con autorización especial de Chemical Engineering, 5 de marzo de 1984, Copyright 1984 por McGraw-Hill Inc., Nueva York.

(el texto continúa en la página 92)

Tabla 12
Herramientas para la estimación de costos en los reacondicionamientos de las torres de destilación

(Base: Construcción de acero inoxidable tipo 304, instalación en 1997)

Costo del herraje para empaquetaduras estructuradas, incluyendo los distribuidores: (para empaquetaduras en el rango de 100–250 m²/m³ de superficie y usando distribuidores de alto rendimiento)

$$\$ = D^2 [79S_H + 160 (2N_b - 1)]$$

en donde D = Diámetro de la columna, ft

S_H = Suma de todas las alturas de los lechos, ft

N_b = Número de lechos

\$ = Costo del herraje en dólares de E. U.

Costo del herraje para platos de alto rendimiento, incluyendo los distribuidores:

$$\$ = D^2 (52N_t + 160)$$

en donde D = Diámetro de la columna, ft

N_t = Número de platos

\$ = Costo del herraje en dólares de E. U.

Instalación y desarme de herraje: (incluyendo la instalación de los soportes, pero no los costos del desarme)

Factor de la instalación para las empaquetaduras estructuradas:

0.5–0.8 veces el costo del herraje

Factor de la instalación para platos de alto rendimiento:

1.0–1.4 veces el costo del herraje, con el mismo espaciamiento entre los platos

1.2–1.5 veces el costo del herraje, con diferente espaciamiento entre los platos

1.3–1.6 veces el costo del herraje, cuando se reemplaza la empaquetadura

Factor del desarme para quitar los platos con el fin de instalar nuevos:

0.1 veces el costo del nuevo herraje, con el mismo espaciamiento entre los platos

0.2 veces el costo del nuevo herraje, con diferente espaciamiento entre los platos

Factor para quitar los platos con el fin de instalar empaquetadura: 0.1 veces el costo del nuevo herraje

Factor para quitar la empaquetadura con el fin de instalar platos: 0.07 veces el costo del nuevo herraje

Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1997 AIChE, todos los derechos reservados.

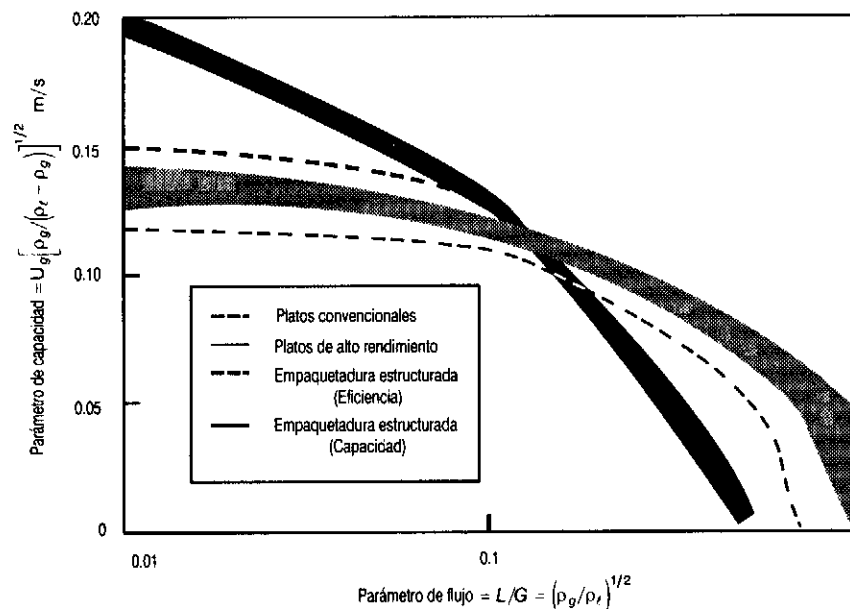


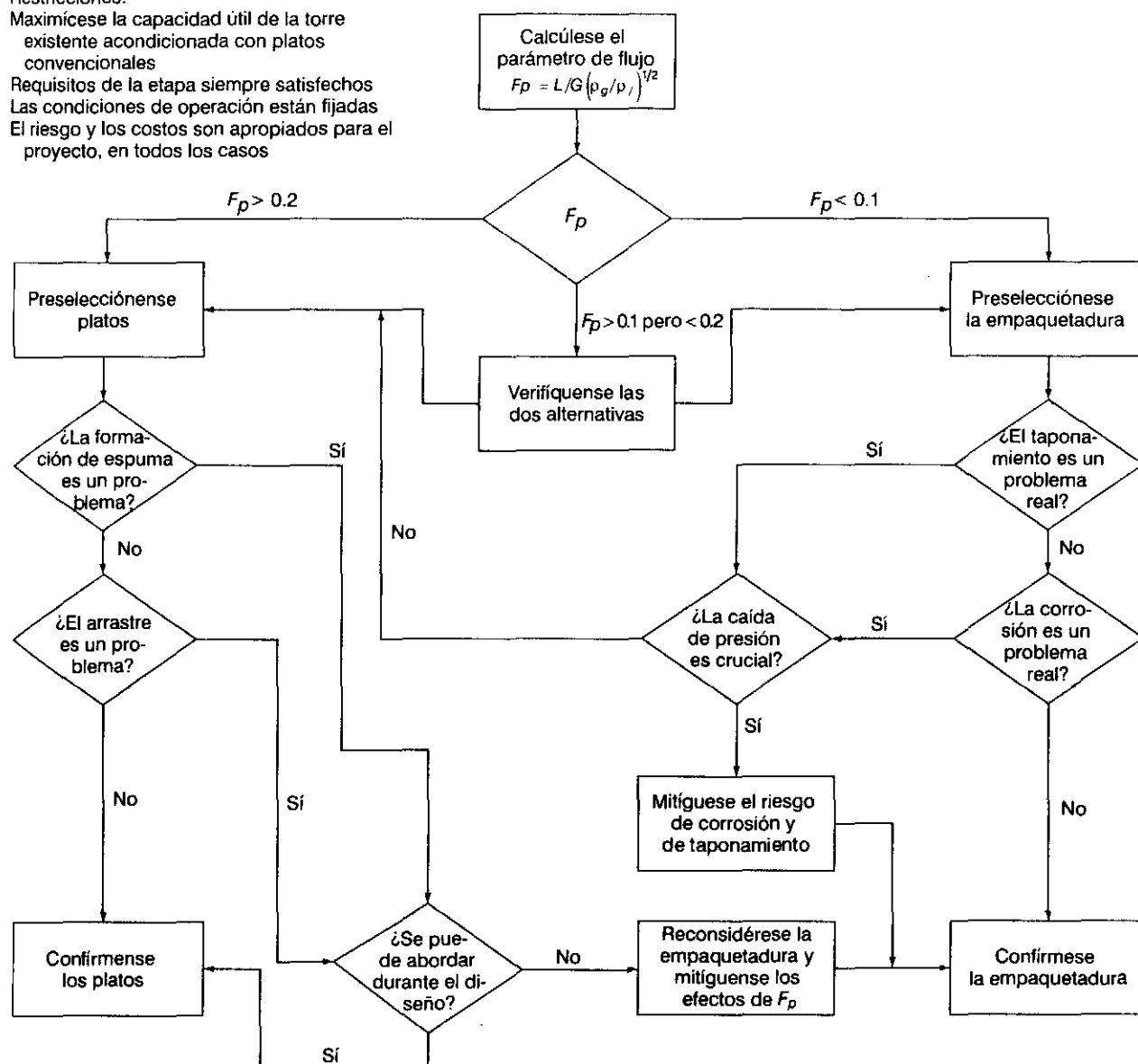
Figura 22. Capacidad máxima útil de los órganos internos de las columnas.¹⁶ (Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers. Copyright © 1997 AIChE. Todos los derechos reservados.)

Restricciones:

Maximicé la capacidad útil de la torre existente acondicionada con platos convencionales

Requisitos de la etapa siempre satisfechos

Las condiciones de operación están fijadas
El riesgo y los costos son apropiados para el proyecto, en todos los casos



23. Elección entre la empaquetadura estructurada o los platos de alto rendimiento para los reacondicionamientos en la destilación.¹⁶
Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright © 1997 AIChE. Todos los derechos reservados.)

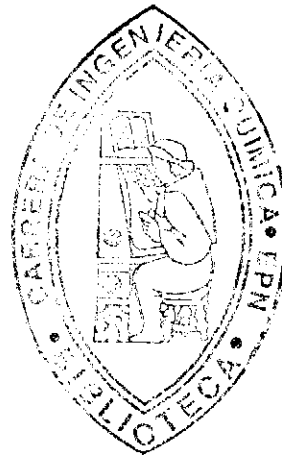
Por último, en la tabla 12 se dan reglas empíricas relativas a los costos, para completar los aspectos económicos de la comparación.

Nomenclatura

- C_S o C_P = Factor de capacidad o parámetro de capacidad, ft/s o m/s
 $= U_G[\rho_G/(\rho_L - \rho_G)]^{0.5}$
 = Factor C
 $= G^*[\rho_G/(\rho_L - \rho_G)]^{0.5}$
 $C_SF^{0.5}v^{0.05}$ = Parámetro de capacidad
- (Éste es un parámetro de capacidad diferente del C_P .)
- F = Factor de la empaquetadura, adimensional
 FP o F_P = Parámetro de flujo = $L/G(\rho_G/\rho_L)^{0.5}$
 G = Velocidad másica del gas, lb/ft² h
 G^* = Velocidad másica del gas, lb/ft² s
 $HETP$ = Altura equivalente a una etapa teórica, in o ft
 HTU = Altura de una unidad de transferencia, ft
 K_{GA} = Coeficiente total de transferencia de masa del gas, lb mol/h (ft²) (atm)
 L = Velocidad másica del líquido, lb/ft² h
 U_G = Velocidad del gas, ft/s
 $U_G(\rho_G)^{0.5}$ = Factor F
 ΔP = Caída de presión en el lecho, pulgadas de agua por pie de empaquetadura
 ρ_G = Densidad del gas, lb/ft³
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
 v = Viscosidad cinemática del líquido, centistokes (centistokes = centipoises/gravedad específica)

Fuentes

- Lieberman, N. P., *Process Design for Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1988.
- Correspondencia privada, 2 de junio de 1997.
- Strigle, R. F., *Packed Tower Design and Applications*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1994.
- Kitterman, Layton, "Tower Internals and Accessories" artículo presentado en el Congresso Brasileiro de Petroquímica, Río de Janeiro, 8–12 de noviembre de 1976.
- Frank, Otto, "Shortcuts for Distillation Design", *Chemical Engineering*, 14 de marzo de 1977.
- Graf, Kenneth, "Correlations for Design Evaluation of Packed Vacuum Towers", *Oil and Gas Journal*, 20 de mayo de 1985.
- Dr. Richard Long, Dept. of Chemical Engineering, New Mexico State University, "Guide to Design for Chemical Engineers", folleto para los estudiantes respecto a los diseños de plantas, 1994.
- GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
- Chen, G. K., "Packed Column Internals", *Chemical Engineering*, 5 de marzo de 1984.
- Ludwig, E. E., *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 2, 3a. edición, Gulf Publishing Co. Houston, Texas, 1997.
- Eckert, J. S., "Tower Packings—Comparative Performance", *Chemical Engineering Progress*, 59 (5), 76–81, 1963.
- Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1983.
- Kister, H. Z., *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992.
- Kister, H. Z., K. F. Larson y T. Yanagi, "How Do Trays at Packing Stack Up?", *Chemical Engineering Progress*, febrero de 1994.
- Kister H. Z., "Troubleshoot Distillation Simulations", *Chemical Engineering Progress*, junio de 1995.
- Bravo, J. L., "Select Structured Packings or Trays?", *Chemical Engineering Progress*, julio de 1997.



4

Absorbedoras

Introducción	94
Diseño de una absorbedora de hidrocarburos	94
Absorbedoras de hidrocarburos, optimización	96
Del tipo inorgánico	97

Introducción

Un estudio general de la absorción puede ser confuso, ya que los métodos de cálculo para los dos tipos principales son bastante diferentes. En primer lugar, existe la absorción de hidrocarburos en el que se usa un aceite pobre que tiene componentes hidrocarburos mucho más pesados que el componente absorbido de la corriente de gas. Estas absorbedoras pueden tener o no rehervidor. Para diseñar éstas, se aplican las constantes de vaporización de equilibrio (valores K) de manera semejante a la destilación. Otra semejanza con la destilación es el uso frecuente de platos de fraccionamiento, en lugar de empaquetadura. Los programas enlatados para computadora, referentes a la destilación, suelen incluir opciones de absorbedoras de hidrocarburos.

El otro tipo importante es la absorción de gas de componentes inorgánicos en soluciones acuosas. Para este tipo de diseño se usan los coeficientes de transferencia de masa. Se usan torres empacadas con tanta frecuencia para este tipo que, a menudo, su estudio se incluye en las secciones referentes a las torres empacadas. Sin embargo, en este libro se incluyen en esta sección.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Diseño de una absorbidora de hidrocarburos

Debido a su semejanza con la destilación, muchas partes de este tema ya se han cubierto, como

1. Eficiencia del plato
2. Cálculos del diámetro de la torre
3. Valores K

Como para la destilación, existen métodos abreviados de cálculo a mano para la absorción de hidrocarburos. En la destilación, se generan valores de la volatilidad relativa (α) a partir de los valores K. Para la absorción de hidrocarburos se usan los valores K para generar factores de absorción y de separación. El método de Edmister⁷ de 1947, en el que se usan factores totales efectivos de absorción y separación, y las bien conocidas gráficas del propio Edmister son muy populares para los cálculos a mano. Una descripción excelente de este método y de los métodos de Brown-Sherwood se encuentran en las páginas 48-61 de Ludwig¹.

Método de Edmister (1947). Brevemente, el método de absorción de Edmister (1947) con un gas rico conocido que va hacia una torre fija es el siguiente:

1. Supónganse las etapas teóricas y la temperatura y presión de operación.
2. Conociendo la recuperación E_a del componente clave, léase A_e en la figura 1, en los n platos teóricos conocidos.

$$E_a = \frac{A_e^{n+1} - A_e}{A_e^{n+1} - 1} \quad (1)$$

$$E_s = \frac{S_e^{m+1} - S_e}{S_e^{m+1} - 1} \quad (2)$$

en donde

- n = Número de etapas teóricas en la absorbidora
- m = Número de etapas teóricas en la separadora
- E_a = Fracción absorbida
- E_s = Fracción separada
- A_e = Factor efectivo de absorción
- S_e = Factor efectivo de separación

3. Supónganse
 - a. Los moles totales absorbidos
 - b. La elevación de la temperatura en el aceite pobre (normalmente 20-40°F)
 - c. Gasto del aceite pobre, moles/h
4. Úsese la relación de Horton y Franklin⁹ para el balance de la torre en moles/h. Ésta se muestra en la tabla 1.
5. Calcúlense L_1/V_1 en L_n/V_n .
6. Aplíquese el método de Horton/Franklin para estimar las temperaturas en la torre. Éstas se muestran en la tabla 2.

Tabla 1
Balance de la torre

Cantidad	Símbolo	Ecuación
Gas rico que entra en el fondo	V_{n+1}	Conocido
Gas absorbido	ΔV	Supuesto
Gas pobre que sale de la absorbidora	V_1	$V_1 = V_{n+1} - \Delta V$
Gas que sale del plato del fondo	V_n	$V_n = V_{n+1} (V_1/V_{n+1})^{1/n}$
Gas que sale del plato 2 a partir de la parte superior	V_2	$V_2 = V_1 / (V_1/V_{n+1})^{1/n}$
Aceite pobre	L_0	Conocido
Líquido que sale del plato de arriba	L_1	$L_1 = L_0 + V_2 - V_1$
Líquido que sale del plato del fondo	L_n	$L_n = L_0 + \Delta V$

Figura

Admis
Aceite
Eleva
tura
Plato

7
8

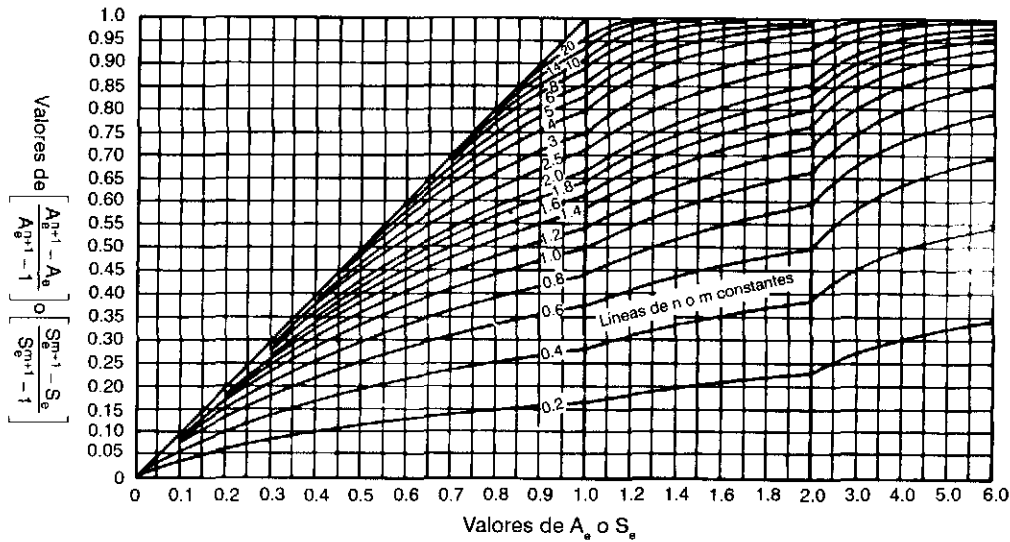


Figura 1. En esta gráfica se dan los factores de absorción y de separación, E_a y E_s , contra los valores efectivos, A_e y S_e (funciones de la eficiencia). (Publicada con autorización de W. C. Edmister, *Petroleum Engineer*, serie de septiembre de 1947 a enero de 1948.)

Tabla 2
Temperaturas de la torre

Temperatura	Símbolo	Ecuación
Temperatura del gas rico	T_{n+1}	Conocido
Temperatura del gas pobre	T_0	Conocido
Diferencia de la temperatura	ΔT	Supuesta
Temperatura del fondo	T_n	$T_n = T_{n+1} + \Delta T$
Temperatura de la parte superior	T_1	$T_n = T_1 - \Delta T \frac{(V_{n+1} - V_2)}{(V_{n+1} - V_1)}$

- Obténganse los valores de K en la parte superior y en el fondo.
- Calcúlense los factores de absorción para cada componente i en la parte superior (T) y el fondo (B):

$$A_{Ti} = L_i / K_{ii} V_i \quad (3)$$

$$A_{Bi} = L_n / K_{ni} V_n \quad (4)$$

Para los factores de separación:

$$S_{Ti} = V_i K_{ii} / L_i \quad (5)$$

$$S_{Bi} = V_n K_{ni} / L_n \quad (6)$$

- Obténgase A_{ei} a partir de:

$$A_e = [A_B(A_T + 1) + 0.25]^{1/2} - 0.5 \quad (7)$$

De manera análoga,

$$S_e = [S_1(S_B + 1) + 0.25]^{1/2} - 0.5 \quad (8)$$

- Léanse los valores de E_{ai} en la figura 1.

- Calcúlense los moles de cada componente absorbido.

- Compárense con los moles totales absorbidos que se supusieron y, si es necesario, vuélvase a suponer el gasto de aceite pobre.

Método de Edmister (1957). Edmister ha desarrollado un procedimiento mejorado⁸ que se caracteriza por ecuaciones en las que se combinan las funciones de absorción y de separación, como sigue:

$$V_1 = \phi_a V_{n+1} + (1 - \phi_s) L_0 \quad (\text{Sección de absorción}) \quad (9)$$

$$L_1 = \phi_s L_{m+1} + (1 - \phi_a) V_0 \quad (\text{Sección de separación}) \quad (10)$$

en donde

L_1 = Líquido del plato de separación del fondo

L_{m+1} = Líquido hacia el plato de separación de la parte arriba

$\phi_a = 1 - E_a$, fracción no absorbida

$\phi_s = 1 - E_s$, fracción no separada

V_0 = Vapor hacia el plato de separación del fondo

Otros símbolos se definen en las tablas 1 y 2. La figura 1 y las ecuaciones 3-8 se usan como antes.

V_1 y L_1 se encuentran a partir de las ecuaciones 9 y 10. El procedimiento mejorado es más adecuado para la solución rigurosa de los complicados diseños de la absorbadora.

Acetate pobre. La selección del acetate pobre para una absorbadora es un estudio económico. Un acetate pobre ligero sostiene

ne pérdidas relativamente altas del mismo, pero tiene la ventaja de moles/gal elevadas, en comparación con un aceite pobre más pesado. La disponibilidad de un material apropiado tiene una gran influencia sobre la elección. Para algunas aplicaciones, un aceite pobre con 3 números de carbono más pesado que el componente más ligero absorbido está cerca de lo óptimo. Sin embargo, en las operaciones de las plantas de gas natural, el autor por lo general ve un aceite pobre más pesado en alrededor de 10-14 números de carbono.

Presaturadoras. Una presaturadora, para proporcionar el contacto aceite pobre/gas, previo a la alimentación del aceite pobre a la torre, puede ser una buena manera de obtener más de una torre más vieja. Las eficiencias de los platos de la absorbadora tienen valores notoriamente bajos. Una presaturadora que logre el equilibrio puede proporcionar el equivalente a un plato teórico. Esto con facilidad puede ser igual a 3-4 platos reales. Algunos programas enlatados modernos para computadora, relativos a la destilación/absorción, suministran una opción de presaturadora.

Fuentes

1. Ludwig, *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, 2a. edición, volumen 2, Gulf Publishing Company, 1979.

2. Fair, James R., "Sorption Processes for Gas Separation" *Chemical Engineering*, 14 de julio de 1969.
3. Zenz, F. A., "Designing Gas-Absorption Towers" *Chemical Engineering*, 13 de noviembre de 1972.
4. *NGPSA Engineering Data Book*, Natural Gas Processor Suppliers Association, 9a. edición, 1972.
5. Norton, *Chemical Process Products*, Norton Company Chemical Process Products Division.
6. Treybal, R. E., *Mass Transfer Operations*, McGraw-Hill Book Co., Inc., Nueva York, 1955.
7. Edmister, W. C., *Petroleum Engineer*, serie de septiembre de 1947 a enero de 1948.
8. Edmister, W. C., "Absorption and Stripping-factor Functions for Distillation Calculation by Manual- and Digital-computer Methods". *A.I.Ch.E. Journal*, junio de 1957.
9. Horton, C. W. y Franklin, B., "Calculation of Absorption Performance and Design", *Ind. Eng. Chem.*, 32, 138-140.
10. Rousseau, R. W. y Staton, S. J., "Analyzing Chemical Absorber and Strippers", *Chemical Engineering*, 18 de julio de 1988.
11. Diab, S. y Maddox, R. N., "Absorption", *Chemical Engineering*, 27 de diciembre de 1982.
12. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co. 1976.

Absorbedoras de hidrocarburos, optimización

Esta sección es una acompañante de la sección titulada Fraccionadoras, Técnicas de optimización. En esa sección se recomienda el método de Smith-Brinkley para los cálculos de optimización y se detalla su uso. En esta sección se dan ecuaciones similares para absorbedoras sencillas y con rehervidor.

Para una absorbedora sencilla, la ecuación de Smith-Brinkley, para el componente i, es:

$$f = \frac{(1 - S_N) + q_s(S_N - S)}{1 - S^{N+1}}$$

en donde

$$\begin{aligned} f_i &= (BX_B/FX_F)_i \\ S_{mi} &= K'_i V/L' \\ S_{ni} &= K_i V/L' \end{aligned}$$

Para una absorbedora con rehervidor:

$$f = \frac{(1 - S_N^{N-M}) + q_s(S_N^{N-M} - S_N)}{(1 - S_N^{N-M}) + hS_N^{N-M}(1 - S_m^{M+1})}$$

en donde

h_i = Factor de correlación; si la alimentación es en su mayor parte líquido, úsese la ecuación 1 y, si en su mayor parte es vapor, la ecuación 2.

$$h_i = (K'_i/K_i) (L/L') [(1 - S_n)/(1 - S_m)]_i$$

$$h_i = (L/L') [(1 - S_n)/(1 - S_m)]_i$$

Nomenclatura

- B = Gasto total molar de residuos, o subíndice para residuos
- F = Gasto total molar de alimentación, o subíndice para alimentación
- f_i = Razón del gasto molar del componente i en los residuos al correspondiente en la alimentación
- K_i = Constante de equilibrio del componente i en la sección superior = y/x
- K'_i = Constante de equilibrio del componente i en la sección del fondo = y/x
- L = Gasto molar total efectivo de líquido en la sección superior

L' = Gasto molar total efectivo de líquido en la sección del fondo

M = Etapas totales de equilibrio por debajo de la etapa de alimentación, incluyendo el rehervidor

N = Etapas totales de equilibrio, incluyendo el rehervidor y el condensador parcial

q_s = Fracción del componente en el aceite pobre de una absorbadora sencilla o con rehervidor

S = Factor total de separación para el componente i

S_m = Factor de separación para el componente i , en la sección del fondo

S_n = Factor de separación para el componente i , en la sección superior

V = Gasto molar total efectivo de vapor en la sección superior

V' = Gasto molar total efectivo de vapor en la sección del fondo

X = Fracción molar en el líquido

Y = Fracción molar en el vapor

Fuentes

1. Smith, B. E., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, 1963.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

el tipo inorgánico

El diseño de absorbadoras inorgánicas comprende con bastante frecuencia un sistema cuyos parámetros principales están bien definidos, como el control de la película del sistema, las ecuaciones del coeficiente de transferencia de masa, etcétera. Ludwig¹ da datos de diseño para ciertos sistemas bien conocidos, como NH_3 -aire- H_2O , Cl_2 - H_2O , CO_2 en soluciones alcalinas, etcétera. Del mismo modo, los datos para empaquetaduras y se encuentran en el comercio están bien documentados, como los factores de las empaquetaduras, la HETP, la HTU, etcétera.

Control de la película. El diseñador necesita saber si su sistema es controlado por la película de gas o la de líquido. En los procesos comerciales, esto se sabe.

En general, una absorción es controlada por la película de gas, es decir, en esencia, toda la resistencia a la transferencia de masa está en esa película de gas. Esto sucede cuando el gas es bastante soluble en el líquido, o de fácil reacción con éste. Ludwig¹ da una lista de control de la película para varios sistemas comerciales. Si un sistema es en esencia por completo controlado por la película de gas o por la de líquido, es práctica común considerar sólo el coeficiente de transferencia de masa de la que ejerce el control. Norton² afirma que, para la absorción de gas, debe usarse el coeficiente de transferencia de masa del gas y a la separación se acostumbra usar el coeficiente de transferencia de masa del líquido.

Coefficientes de transferencia de masa. En diversas referencias, se dan ecuaciones generales para los coeficientes de transferencia de masa, si no se cuenta con valores específicos del sistema. Sin embargo, éstos se deben usar en conjunción con cosas como áreas interfaciales efectivas de la empaquetadura y fracciones de vacíos en las condiciones de operación, para la empaquetadura seleccionada en particular. Suele ser más fácil hallar K_{GA} para la empaquetadura usada con un sistema específico, que el área interfacial efectiva y la fracción de vacíos en la operación. Los datos o referencias de los fabricantes

de empaquetaduras, como Ludwig¹, pueden proporcionar datos de K_{GA} y K_{LA} de sistemas específicos. En las tablas 1-6 se dan datos típicos de K_{GA} para diversos sistemas y empaquetaduras de torres.

Si se dispone de valores de K_{GA} para un sistema conocido, se pueden obtener aproximaciones de los de un sistema desconocido por medio de

$$K_{GA}(\text{desconocido}) = K_{GA}(\text{conocido}) \left(\frac{D_v(\text{desconocida})}{D_v(\text{conocida})} \right)^{0.56}$$

en donde

K_{GA} = Coeficiente total de transferencia de masa de la película de gas, lb-mol/h (ft³) (atm)

D_v = Difusividad del soluto en el gas, ft²/h

Difusividades. La relación más sencilla de difusividad del gas es la Gilliland:

$$D_v = 0.0069 \frac{T^{3/2} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}}{P(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2}$$

en donde

T = Temperatura absoluta, °R

M_A, M_B = Pesos moleculares de los dos gases, A y B

P = Presión total, atm

V_A, V_B = Volúmenes moleculares de los gases, cm³/g mol

Altura de la unidad total de transferencia. Las alturas de las unidades de transferencia se encuentran como sigue:

$$H_{OG} = \frac{G_m}{K_{GA} P_{AVR}}$$

$$H_{OL} = \frac{L_m}{K_{LA} \rho_L}$$

Tabla 1
 K_{GA} para diversos sistemas⁴

Gas soluto	Líquido absorbente	K_{GA} lb-mol/(h · ft ³ · atm)
Br ₂	5 % NaOH	5.0
Cl ₂	Agua	4.6
Cl ₂	8 % NaOH	14.0
CO ₂	4 % NaOH	2.0
HBr	Agua	5.9
HCHO	Agua	5.9
HCl	Agua	19.0
HCN	Agua	5.9
HF	Agua	8.0
H ₂ S	4 % NaOH	5.9
NH ₃	Agua	17.0
SO ₂	Agua	3.0
SO ₂	11% Na ₂ CO ₃	12.0

Tabla 2
 K_{GA} relativo para diversas empaquetaduras⁴

Tipo de empaquetadura	Material	K_{GA} relativo
Super Intalox®	Plástico	1.00
Sillas Intalox®	Cerámica	0.94
Hy-Pak®	Metal	1.11
Anillos Pall	Metal	1.06
Anillos Pall	Plástico	0.97
Maspac	Plástico	1.00
Tellerettes	Plástico	1.19
Anillos Raschig	Cerámica	0.78

Tabla 3
**Coefficiente total de transferencia de masa,
sistema CO₂/NaOH⁵**

Empaquetaduras metálicas para torres	
Empaquetadura	K_{GA} lb-mol/(h · ft ³ · atm)
Empaquetadura IMTP® #25	3.42
Empaquetadura IMTP® #40	2.86
Empaquetadura IMTP® #50	2.44
Empaquetadura IMTP® #70	1.74
Anillos Pall de 1 in	3.10
Anillos Pall de 1½ in	2.58
Anillos Pall de 2 in	2.18
Anillos Pall de 3½ in	1.28
Empaquetadura Hy-Pak® #1	2.89
Empaquetadura Hy-Pak® #1½	2.42
Empaquetadura Hy-Pak® #2	2.06
Empaquetadura Hy-Pak® #3	1.45

Tabla 4
**Coefficiente total de transferencia de masa,
sistema CO₂/NaOH⁵**

Empaquetaduras de plástico para torres	
Empaquetadura	K_{GA} lb-mol/(h · ft ³ · atm)
Empaquetadura Super Intalox® #1	2.80
Empaquetadura Super Intalox® #2	1.92
Empaquetadura Super Intalox® #3	1.23
Empaquetadura Intalox® Snowflake®	2.37
Anillos Pall de 1 in	2.64
Anillos Pall de 1½ in	2.25
Anillos Pall de 2 in	2.09
Anillos Pall de 3½ in	1.23

Tabla 5
**Coefficiente total de transferencia de masa,
sistema CO₂/NaOH⁵**

Empaquetaduras de cerámica para torres	
Empaquetadura	K_{GA} lb-mol/(h · ft ³ · atm)
Sillas Intalox® de 1 in	2.82
Sillas Intalox® de 1½ in	2.27
Sillas Intalox® de 2 in	1.88
Sillas Intalox® de 3 in	1.11
Anillos Raschig de 1 in	2.31
Anillos Raschig de 1½ in	1.92
Anillos Raschig de 2 in	1.63
Anillos Raschig de 3 in	1.02

Tabla 6
**Coefficiente total de transferencia de masa,
sistema CO₂/NaOH⁵**

Empaquetaduras estructuradas para torres	
Empaquetadura	K_{GA} lb-mol/(h · ft ³ · atm)
Empaquetadura Intalox® estructurada 1T	4.52
Empaquetadura Intalox® estructurada 2T	3.80
Empaquetadura Intalox® estructurada 3T	2.76

en donde

H_{OG} , H_{OL} = Altura de la unidad de transferencia basada en los coeficientes totales de película del gas o del líquido, ft

G_m , L_m = Velocidad másica del gas o del líquido, lb-mol/(h)(ft²)

K_{LA} , K_{LA} = Coeficientes de transferencia de masa del gas o del líquido, unidades coherentes
 P_{PROM} = Presión total promedio en la torre, atm
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

Número de unidades de transferencia. Para soluciones dadas, el número de unidades de transferencia N_{OG} se obtiene

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(Y - Y^*)}}$$

donde

$(Y - Y^*)$ = Fuerza impulsora, expresada como fracciones molares
 Y = Fracción molar de uno de los componentes (soluto) en cualquier punto en la fase gaseosa

Y^* = Composición de la fase gaseosa, en fracciones molares) en equilibrio con una composición del líquido, X

X = Fracción molar en el líquido, en el mismo punto correspondiente en el sistema que Y

1, 2 = Entrada y salida del sistema, respectivamente

Fuentes

1. Ludwig, E. E., *Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1965.
2. *Norton Chemical Process Products*, Norton Company, Chemical Process Products Division.
3. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.
4. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1983.
5. Strigle, R. F., *Packed Tower Design and Applications*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1994.

5

Bombas

Leyes de afinidad	101
Caballaje	101
Eficiencia	101
Flujo mínimo	101
Sistema general de succión	102

NPSH disponible para el sistema de succión	
NPSH para el sistema de succión, para los estudios	
NPSH para el sistema de succión, con gas disuelto	
Impulsor más grande	
Materiales de construcción	

Leyes

Las

1.

Cabal

La

jar par

HP =

en don

Eficie

El :

eficien

Engin

Co. Se

vende

sa, per

Ef. =

+ :

en don

Ef. = I

F = C

G = I

Rango

F = 5

G = I

La e

respect

leyes de afinidad

Las bombas del tipo dinámico obedecen las leyes de afinidad:

1. La capacidad varía directamente con el diámetro y la velocidad del impulsor.
2. La carga varía directamente con el cuadrado del diámetro y de la velocidad del impulsor.
3. El caballaje varía directamente con el cubo del diámetro y de la velocidad del impulsor.

caballaje

La fórmula, relacionada con el caballaje, más fácil de manejar para un ingeniero de proceso es:

$$HP = GPM(\Delta P) / 1715(Ef)$$

donde

HP = Caballaje de la bomba

GPM = Galones por minuto

ΔP = Presión entregada (la de descarga menos la de succión), psi (lb/in²)

Ef = Eficiencia de la bomba, fracción

eficiencia

El autor desarrolló una ecuación, a partir de las curvas de eficiencia que aparecen en la octava edición de *The GPSA Engineering Data Book*¹, proporcionado por la M. W. Kellogg. Se encontró que las curvas comprobaban bien los datos del editor. Hay que admitir que la ecuación aparece voluminosa pero es fácil de usar:

$$E = 80 - 0.2855F + 3.78 \times 10^{-4} FG - 2.38 \times 10^{-7} FG^2 - 5.39 \times 10^{-4} F^2 - 6.39 \times 10^{-7} F^2G + 4 \times 10^{-10} F^2G^2$$

donde

Eficiencia de la bomba en porcentaje

Carga desarrollada, ft

Flujo, gpm

Condiciones de aplicabilidad:

50–300 ft

100–1000 gpm

La ecuación da resultados con una diferencia menor del 7% respecto a las curvas mencionadas para las bombas. Esto significa

que a menos del 7% de la válvula de la curva, no 7% absoluto; es decir, si la válvula de la curva es del 50%, la ecuación estará dentro del rango de $50 \pm 3.5\%$.

Para flujos en el rango de 25–99 gpm, se puede obtener una eficiencia aproximada, si se usa la ecuación para 100 gpm y, a continuación, se resta 0.35%/gpm multiplicado por la diferencia entre 100 gpm y los gpm del flujo bajo. Para flujos en lo más bajo del rango (25–30 gpm), esto dará resultados dentro de más o menos el 15%, para la mitad del rango de carga, y del 25%, en los extremos. Esto resulta adecuado para estimaciones aproximadas con estos flujos bajos. El caballaje en el nivel de 25–30 gpm por lo general está por debajo de 10.

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Natural Gas Processors Suppliers Association, 8a. edición, 1966, y 9a. edición, 1972.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

flujo mínimo

La mayor parte de las bombas necesitan protección en relación con el flujo mínimo, para protegerlas contra el cierre. En general, prácticamente todo el caballaje de la bomba se convierte en calor, lo cual puede vaporizar el líquido y dañar a la bomba. Esa protección relacionada con el flujo mínimo es particularmente importante para las bombas del agua de alimentación de calderas, que manejan agua cerca de su punto de

ebullición y son de etapas múltiples para dar una carga elevada. El flujo mínimo es uno más o menos constante que va de la descarga a la succión. En el caso de las bombas del agua de alimentación de calderas, de preferencia el flujo mínimo se conduce a través de tubos hacia el desaerador.

El ingeniero de proceso debe planear respecto a las medidas relacionadas con el flujo mínimo, al realizar los cálculos preli-

minares. Como solución preliminar, obténgase una aproximación del flujo mínimo requerido al suponer que todo el caballaje, en condiciones de bloqueo, se convierte en calor. Entonces, proporciónese un flujo mínimo suficiente para arrastrar este calor con un aumento de 15°F en la temperatura de la corriente de ese flujo.

Este enfoque dará lugar a un número bastante exacto para la planeación inicial. Para el diseño detallado, el ingeniero de proceso debe de trabajar en forma muy cercana con el ingeniero mecánico o el representante del vendedor que estén relacionados con el problema, o con ambos, con el fin de fijar los

requisitos exactos, incluyendo el tipo y tamaño del orificio para la línea de flujo mínimo. Asimismo, puede requerirse un enfriador en la línea de flujo o mínimo o puede ser necesario que se le conduzca hacia un recipiente. Para las bombas del agua de alimentación de calderas, a menudo se usa un orificio especial del tipo escalonado para control de la evaporación instantánea.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

Sistema general de succión

Ésta es una parte importante del sistema de bombeo y debe de considerarse como un diseño muy especializado de tubería. Debe prestarse una atención considerable a la tubería de succión de la bomba para garantizar una operación satisfactoria de esta última.

Una bomba se diseña para manejar líquido, no vapor. Por desgracia, en muchas situaciones, es fácil llevar vapor hacia la bomba, si el diseño no se realiza con cuidado. Se forma vapor, si la presión en la bomba cae por debajo de la presión de vapor del líquido. La presión más baja se tiene precisamente en la entrada del impulsor, en donde se presenta una brusca caída de la misma. El impulsor desarrolla con rapidez la presión, lo cual aplasta las burbujas de vapor, causando cavitación y daño. Esto debe evitarse al mantener una carga neta positiva de succión (NPSH, *net positive suction head*) suficiente, según las especificaciones del fabricante.

También debe evitarse el vapor en la tubería de succión que va hacia la bomba. Es posible tener lugares intermedios en el sistema, en donde la presión cae por debajo de la presión de vapor del líquido, si el diseño no se hace con cuidado.

Por lo tanto, el sistema de succión debe de realizar dos tareas importantes: mantener una NPSH suficiente y mantener la presión, en todos los puntos, por encima de la presión de vapor.

La NPSH es la presión de la que se dispone en la tobera de succión de la bomba, después de que se resta la presión de vapor. Se expresa en términos de carga del líquido. De este modo, refleja la magnitud de la pérdida de carga que la bomba puede sostener internamente antes que se alcance la presión de vapor. El fabricante especificará la NPSH que su bomba requiere para el rango de operación de flujos cuando se maneja agua. Normalmente, se usa esta misma NPSH para otros líquidos.

Para el trabajo de diseño, la presión conocida es la del recipiente del cual está extrayendo la bomba. Por lo tanto, deben calcularse la presión y la NPSH de las que se dispone en la brida de la succión de la bomba. Se suman la presión en el recipiente y la presión de la carga estática. De esto, debe restarse la pre-

sión de vapor y cualesquiera pérdidas de presión en el sistema completo de succión, como:

1. Pérdidas por fricción en el tubo recto, las válvulas y los accesorios
2. Pérdida del recipiente a la línea de succión
3. Pérdida a través del equipo que esté en la línea de succión (como un intercambiador de calor)

El requisito de NPSH debe cumplirse para todos los flujos anticipados. El flujo máximo suele tener una NPSH mayor que la del flujo normal. Para algunas bombas, los flujos en extremos bajos también pueden requerir una NPSH mayor.

Para el ingeniero de proceso suele ser necesario tener una idea de los requisitos de NPSH desde el principio en la fase de diseño de un proyecto. La NPSH fija las alturas de los recipientes e influye sobre otros aspectos del diseño. La elección de las bombas es resultado de un equilibrio económico que comprende los requisitos de NPSH y la velocidad de la bomba. La bomba de velocidad más baja suele tener requisitos de NPSH más baja y permite tener alturas más bajas de los recipientes. Una bomba de velocidad baja también puede tener un mejor registro de mantenimiento. Sin embargo, la bomba de velocidad más alta por lo general entregará la carga requerida en un paquete más barato.

La tubería del sistema de succión debe mantenerse tan sencilla como sea razonablemente posible y de tamaño adecuado. Por lo común, el tubo de succión debe de ser más grande que la tobera de succión de la bomba.

La segunda tarea importante del sistema de succión es mantener la presión, en todos los puntos, arriba de la presión de vapor. Es común que los puntos posibles de presión baja intermedia se presenten en el área de la tobera (toma) de salida del recipiente. Kern¹ da algunas reglas empíricas buenas sobre este particular:

1. La carga mínima de líquido arriba de la tobera de toma debe ser mayor que la resistencia a la salida de la tobera.

Con base en un factor de seguridad de 4 y un factor "K" de carga de velocidad de 0.5:

$$h_L = 2u^2/2g$$

en donde

h_L = Nivel del líquido hacia arriba de la tobera, ft

u = Velocidad en la tobera, ft/s

$$g = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Para un líquido saturado (en el punto de burbujeo), tiéndase el tubo verticalmente hacia abajo, desde la tobera de toma, tan cerca como se pueda de ésta. Esto da lugar a una carga estática máxima arriba de cualesquiera secciones horizontales o redes de tubería adelante de la bomba.

Debe proporcionarse un rompedor de vórtices para la toma del recipiente. Kern¹ muestra algunos tipos.

Algunas reglas empíricas relativas a la línea de succión son:

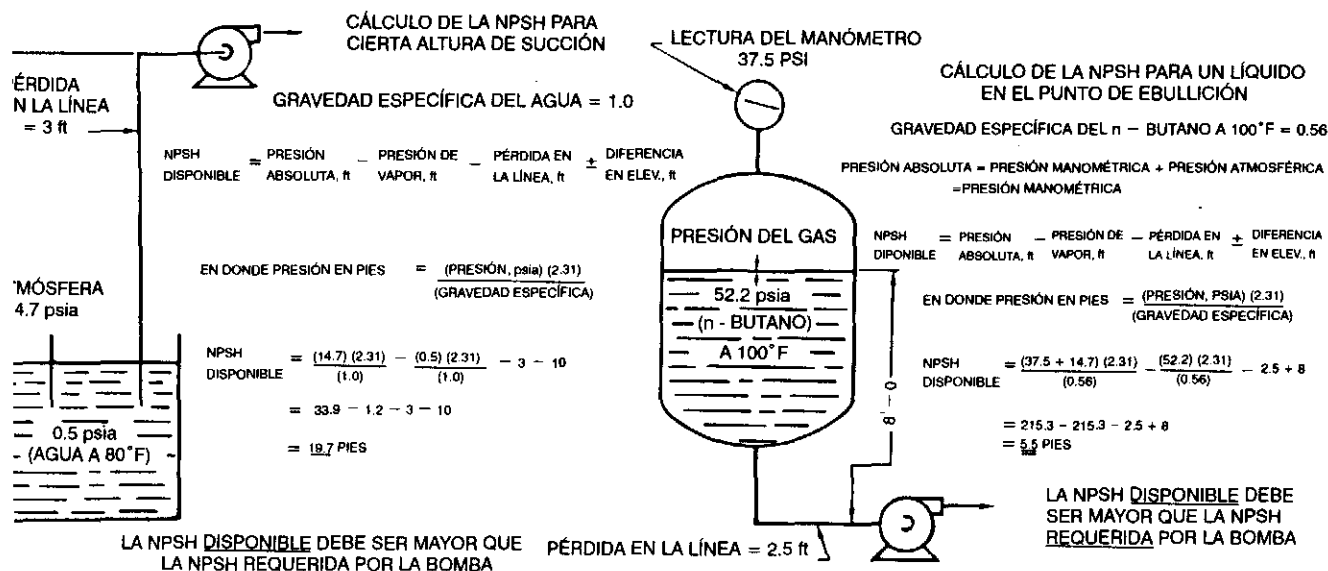
1. Manténgase corta y sencilla.
2. Evítense los circuitos o bolsas en los que se pudiera reunir vapor o suciedad.
3. Úsese un reductor excéntrico, con el lado plano hacia arriba (para prevenir que se atrape vapor) como la transición de la línea de succión más grande a la tobera de succión de la bomba.
4. Caídas de presión típicas en la línea de succión:
Líquidos saturados = 0.05 a 0.5 psi/100 ft
Líquidos subenfriados = 0.5 a 1.0 psi/100 ft (psi = lb/in²)

Fuentes

1. Kern, R., "How to Design Piping for Pump-Suction Conditions", *Chemical Engineering*, 28 de abril de 1975.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

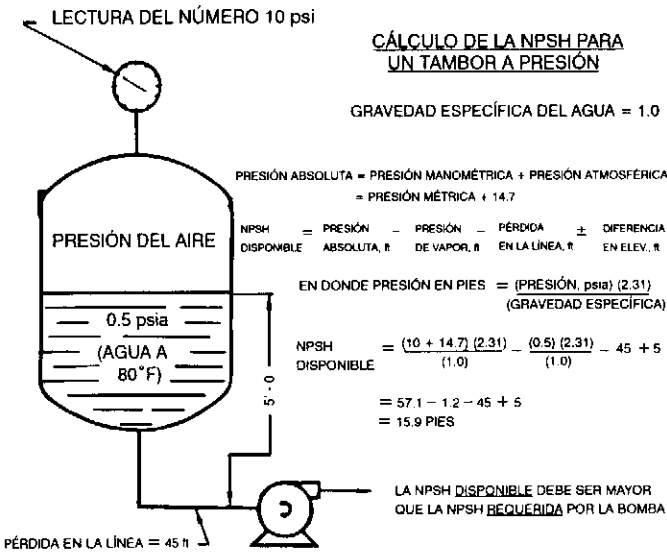
NPSH disponible para el sistema de succión

Los cálculos típicos de la NPSH mantienen la presión más allá de la bomba por debajo de la presión de vapor del líquido, se ilustra mediante los tres ejemplos siguientes:



1. Cálculo de la NPSH para cierta altura de succión. (psia = lb/in² absolutas.)

Figura 2. Cálculo de la NPSH para un líquido en el punto de ebullición. (psi = lb/in².)



Fuente

McAllister, E. W., *Pipe Line Rules of Thumb Handbook*, 3a edición, Gulf Publishing Co., 1993

Figura 3. Cálculo de la NPSH para un tambor a presión.

NPSH para el sistema de succión, para los estudios

Para los estudios o el diseño inicial, es bueno contar con estimaciones rápidas de la NPSH de la bomba. Evans analiza la fórmula general:

$$n(Q)^{0.5}/(NPSH)^{3/4} = C$$

en donde

n = Velocidad, rpm
Q = Capacidad, gpm
C = Una constante entre 7000 y 10 000

Evans trazó la gráfica de la relación, con C = 9000, lo que condujo a la gráfica siguiente para las estimaciones iniciales de la NPSH requerida.

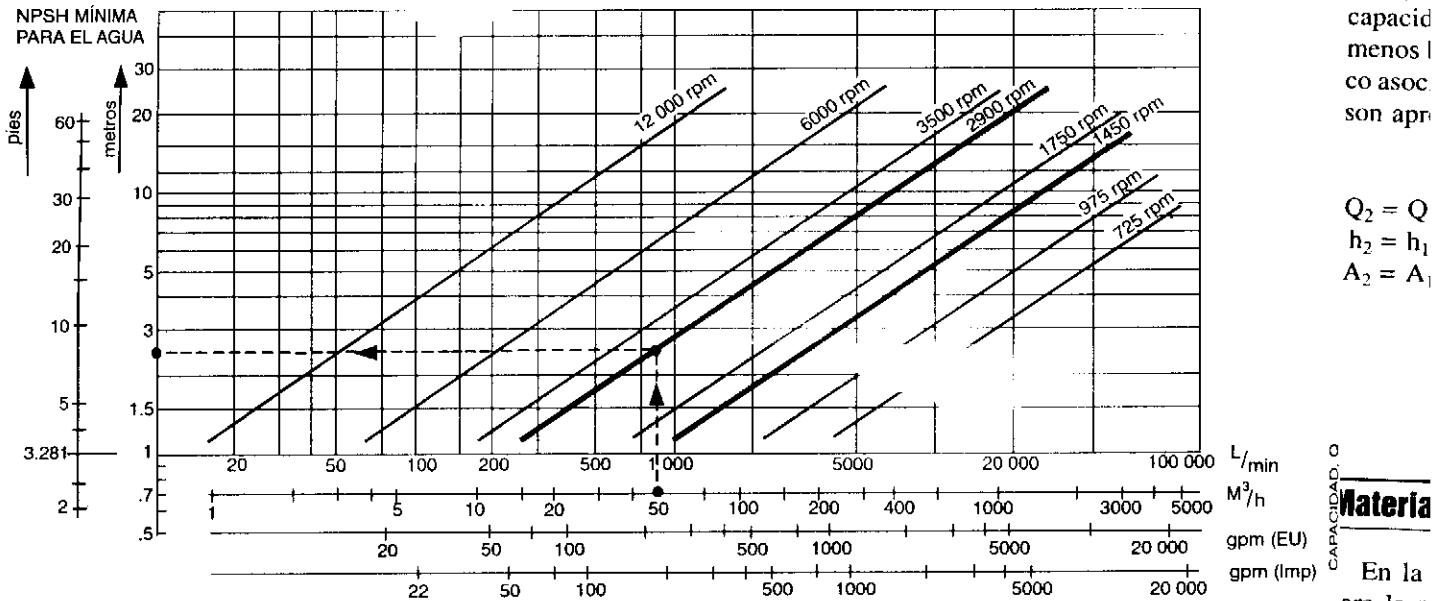


Figura 1. Úsense estas curvas para hallar la NPSH mínima requerida.

Fuente

ns, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

NPSH para el sistema de succión, con gas disuelto

Los cálculos de la NPSH podrían tener que modificarse si cantidades significativas de gas disuelto en el líquido de la bomba. Véase "NPSH disponible para el sistema de succión", en este manual, para los cálculos cuando no es necesario considerar el gas disuelto. En ese caso, la presión de vapor del líquido de la succión es un término de la ecuación. Los gases disueltos, a menudo la presión de saturación del gas es mucho más alta que la presión de vapor del líquido. Penney discute métodos contemporáneos para encargarse de los gases disueltos y hace recomendaciones de sus propios cálculos con plantas. Básicamente, sus recomendaciones son las siguientes: Cuando el interés primordial se centra en el

daño mecánico, úsese en los cálculos la presión de saturación del gas, en lugar de la de vapor del líquido. Éste es el método más seguro, pero el más caro. De lo contrario, úsese una presión más baja que permita no más del 3% en volumen de gas evaporado en forma instantánea en la succión de la bomba. Los ingenieros de procesos son los que cuentan con las mejores armas para realizar esos cálculos de equilibrio de fases.

Fuente

Penney, R. W., "Inert Gas in Liquid Mars Pump Performance", *Chemical Engineering*, 3 de julio de 1978, pág. 63.

Impulsor más grande

Cuando se considera un impulsor más grande para ampliar la capacidad de una bomba, inténtese permanecer dentro de la capacidad del motor. El cambio de los impulsores es más o menos barato, pero el reemplazo del motor y su equipo eléctrico asociado es caro. Los efectos de un diámetro (d) más grande se aproximan como sigue:

$Q_1(d_2/d_1)$	Gasto
$h_1(d_2/d_1)^2$	Carga entregada
$A_1(d_2/d_1)^3$	Amperaje tomado por el motor

Lieberman sugiere medir el amperaje del motor en el campo, con la válvula de control de la descarga de la bomba abierta por completo. Si se conoce el amperaje nominal del motor, incluyendo el factor de servicio (por lo general 10–15%), se puede hallar el impulsor de tamaño máximo que se puede usar con el motor existente.

Fuente

Lieberman, N. P., *Process Design For Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1988.

Materiales de construcción

En la tabla 1¹ se muestran los materiales de construcción para la planeación en general, cuando está faltando la experiencia en el servicio específico.

Tabla 1
Materiales de construcción para bombas
 Los materiales de la tabla son para uso general; se prefiere la experiencia en el servicio específico, cuando se cuenta con ella

Líquido	Carcasa y anillos de desgaste	Impulsor y anillos de desgaste	Flecha	Manguitos de la flecha	Tipo de sello	Jaula del sello	Collarín del prensaestopas	Observaciones	Lí
Amoníaco Anhidro y acuoso	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero al carbono	Acero al carbono	Mecánico		Hierro maleable	NOTA: Para algunos trabajos, los materiales de construcción que muestran serán revisados	Ácido dric Ácido dric (Alt tiva Metilo de Propil
Benceno	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero al carbono	Acero al níquel-molibdeno	Empaquetadura anular	Hierro fundido	Hierro maleable		Ácido
Salmuera (cloruro de sodio)	Recub. Ni*	Recub. Ni*	Monel K	Monel K	Empaquetadura anular	Recub. Ni**	Recub. Ni**	* El hierro fundido es aceptable ** El hierro maleable es aceptable	co, mer 55% Ácido rico 95% Ácido
Butadieno	Carcasa, acero al carb.; anillos, hierro fund.	Impulsor, hierro fund.; anillos, acero al carb.	Acero al carbono	Acero 13% cromo	Mecánico		Acero al carbono		co, i del ! Estiren
Carbono, tetracloruro de,	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero al carbono	Acero al carbono	Mecánico		Hierro maleable		Agua c Agua d
Cáustica, 50% (Temp. máx. 200°F)	Misco C	Misco C	Acero inoxidable 18-8	Misco C	Empaquetadura anular	Misco C	Acero al carbono	Misco C fabricado por Michigan Steel Casting Company Acero inoxidable 29 Cr-9 Ni o igual.	Judwi Peti
Cáustica, 50% (A más de 200°F) y 73%	Níquel	Níquel	Níquel o acero inoxidable 18-8	Níquel	Empaquetadura anular	Níquel	Níquel		
Cáustica, 10% (con algo de cloruro de sodio)	Hierro fundido	Acero inoxidable 23% Cr 52% Ni	Acero inoxidable 23% Cr 52% Ni	Acero inoxidable 23% Cr 52% Ni	Empaquetadura anular	Hierro fundido		También se usan las especificaciones para cáustica 50% (temperatura máxima de 200°F)	
Etileno	Acero fundido	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono	Mecánico	Hierro fundido	Hierro maleable		
Etileno, dicloruro de	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero	Monel K	Mecánico		Monel K		
Etilenglicol	Bronce	Bronce	Acero inoxidable 18-8	Acero inoxidable 18-8	Empaquetadura anular		Bronce		

(la tabla continúa en la página siguiente)

Tabla 1 (Continuación)
Materiales de construcción para bombas
 Los materiales de la tabla son para uso general; se prefiere la experiencia en el servicio específico,
 cuando se cuenta con ella

uido	Carcasa y anillos de desgaste	Impulsor y anillos de desgaste	Flecha	Manguitos de la flecha	Tipo de sello	Jaula del sello	Collarín del prensaestopas	Observaciones
clorhídrico, 32%	Carbón impregnado	Carbón impregnado	Acero inoxidable 18-8	Carbón impregnado	Mecánico		Carbón impregnado	
clorhídrico, 32%	Caucho revest. con hierro fundido	Caucho duro	Acero al carbono	Caucho o plástico	Empaquetadura anular	Caucho	Caucho	
cloruro	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero inoxidable 18-8	Acero inoxidable 18-8	Mecánico		Hierro maleable	
ácido nítrico	Carcasa, acero al carb.; anillos, hierro fund.	Impulsor, hierro fund.; anillos, acero fund.	Acero al carbono	Acero al carbono	Mecánico	Hierro fundido	Hierro fundido	
sulfúrico de los gases	Caucho duro revest. de hierro fundido	Caucho especial	Acero al carbono	Hastelloy C	Empaquetadura anular	Caucho especial	Caucho especial	
sulfúrico 55 a 65%	Hierro al Si fundido	Hierro al Si	Acero inox. tipo 316	Hierro al Si	Empaquetadura anular	Teflon	Hierro al Si	
sulfúrico más de 65%	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero al carbono	13% Cr	Mecánico		Hierro maleable	
ácido fosfórico	Hierro fundido	Hierro fundido	Acero al carbono	13% Cr	Empaquetadura anular	Hierro fundido	Hierro maleable	
ácido acético	Hierro fundido	Bronce	Acero inoxidable 18-8	Bronce	Mecánico	Hierro fundido	Hierro maleable	
ácido marino	Carcasa, 1-2% Ni, Cr 3-0.5%, hierro fundido; anillos, recub. Ni, 2B	Impulsor, Monel; anillos, Monel S	Monel K (envejecido)	Monel K o Al aleación 20	Empaquetadura anular	Monel o Al aleación 20	Monel o Al aleación 20	

Fuente

Fig. E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 1, Gulf, Publishing Co.

6

Compresoras

- Rangos de aplicación 109
- Z generalizado 109
- k generalizada 110
- Cálculo del caballaje 111
- Eficiencia 115
- Elevación de la temperatura 117
- Controles de las oscilaciones de la presión 117

Dimo
At
Hy

Z ge

Se
sibilid
figura

en doi

rangos de aplicación

La gráfica siguiente, tomada del *Compressor Handbook*, es una excelente guía rápida para comparar los rangos de aplicación para las compresoras centrífugas, recíprocantes y de flujo

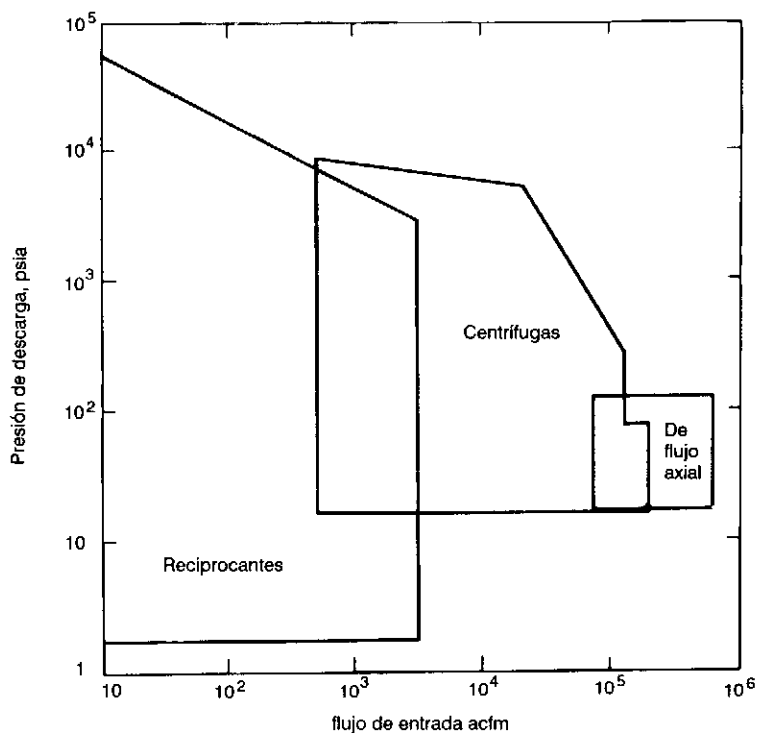


Figura 1. Rangos aproximados de aplicación para las compresoras recíprocantes, centrífugas y de flujo axial. (psia = lb/in² absolutas, acfm = ft³/min reales.)

Fuente

Wapton, William, "What Process Engineers Need To Know About Compressors", *Compressor Handbook for the Hydrocarbon Industries*, Gulf Publishing Co., 1979.

Generalizado

Se puede hacer una rápida estimación del factor de compresibilidad Z a partir del nomograma^{1, 2} que se muestra en la página 11;

onde

T = Temperatura en unidades absolutas coherentes

T_c = Temperatura crítica en unidades absolutas coherentes

$T_r = T/T_c$

P = Presión en unidades absolutas coherentes

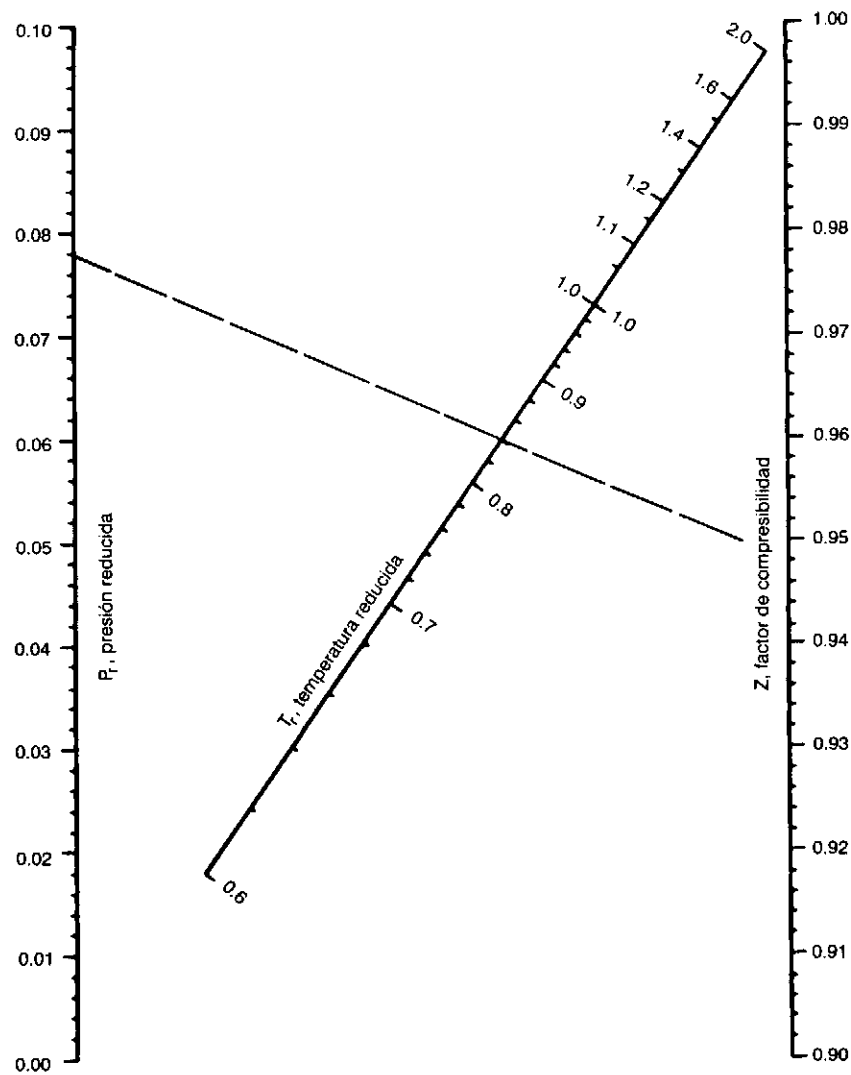


Figura 1. Factor generalizado de compresibilidad. (Reproducida con autorización de *Petroleum Refiner*, volumen 37, No. 11, Copyright 1961 Gulf Publishing Co., Houston.)

P_c = Presión crítica en unidades absolutas coherentes
 $P_r = P/P_c$

Se afirma tener una exactitud del 1%, pero se excluyen los gases siguientes: helio, hidrógeno, agua y amoníaco.

Fuentes

1. McAllister, E. W., *Pipe Line Rules of Thumb Handbook*, 3ª edición, Gulf Publishing Co., 1993.
2. Davis, D. S., *Petroleum Refiner*, 37, No. 11, 1961

k generalizada

La gráfica siguiente, de fácil manejo, tomada del *GPSA Engineering Data Book*, permite hacer una rápida estimación de la razón de las capacidades caloríficas del gas ($k = C_p/C_v$) conociendo únicamente el peso molecular del gas,

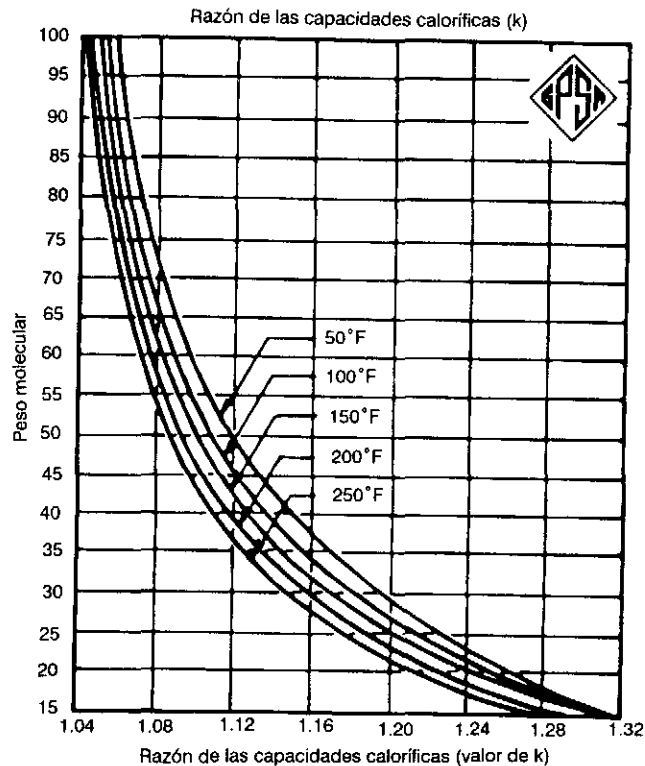


Figura 1. Razones aproximadas de las capacidades caloríficas de gases de hidrocarburos.

donde

C_p = Capacidad calorífica a presión constante, Btu/lb °F
 C_v = Capacidad calorífica a volumen constante, Btu/lb °F

Fuente

GPSSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen 1, 10a. edición, 1987.

Índice del caballaje

Para las compresoras centrífugas, normalmente se aplica el método que se da a continuación.

En primer lugar, se calcula la carga requerida. Se pueden usar la carga politrópica o la adiabática para calcular el caballaje, mientras se use la eficiencia politrópica o la adiabática con la carga correspondiente.

Carga politrópica

$$P_{poli} = \frac{ZRT_1}{(N-1)/N} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(N-1)/N} - 1 \right]$$

Carga adiabática

$$P_{AD} = \frac{ZRT_1}{(K-1)/K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right]$$

en donde

Z = Factor promedio de compresibilidad, si se usa 1.0 se obtendrán resultados conservadores

R = 1544/peso molecular

T_1 = Temperatura en la succión, °R

P_1, P_2 = Presiones de succión, de descarga, psia (lb/in² absolutas)

K = Exponente adiabático, C_p/C_v

N = Exponente politrópico, $\frac{N-1}{N} = \frac{K-1}{KE_p}$

E_p = Eficiencia politrópica

E_A = Eficiencia adiabática

Las eficiencias politrópica y adiabática están relacionadas como sigue:

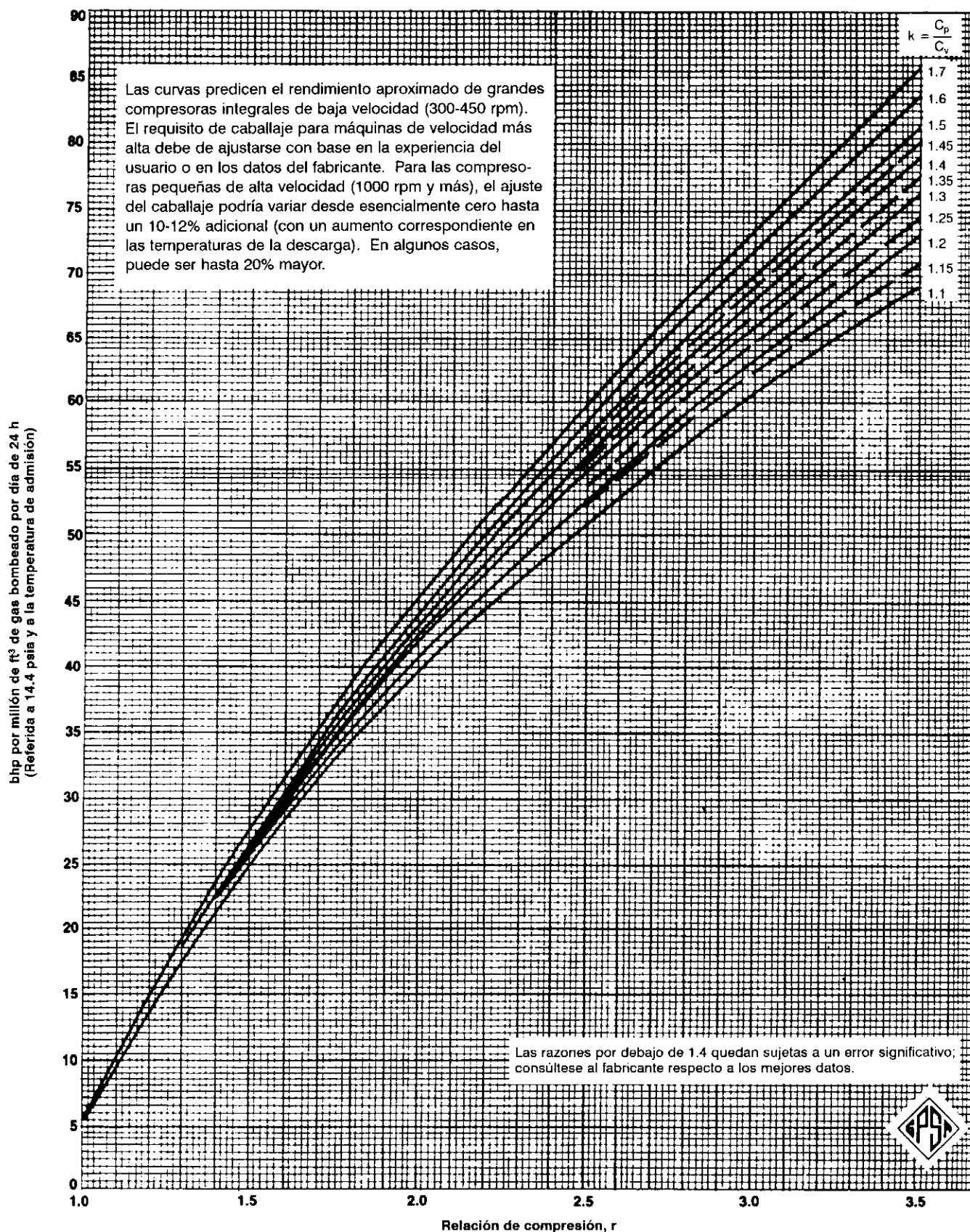


Figura 1. Curva de bhp (hp al freno) por millón, eficiencia mecánica del 95%, velocidad del gas a través de la válvula de 3000 ft/min (ecuación del API).

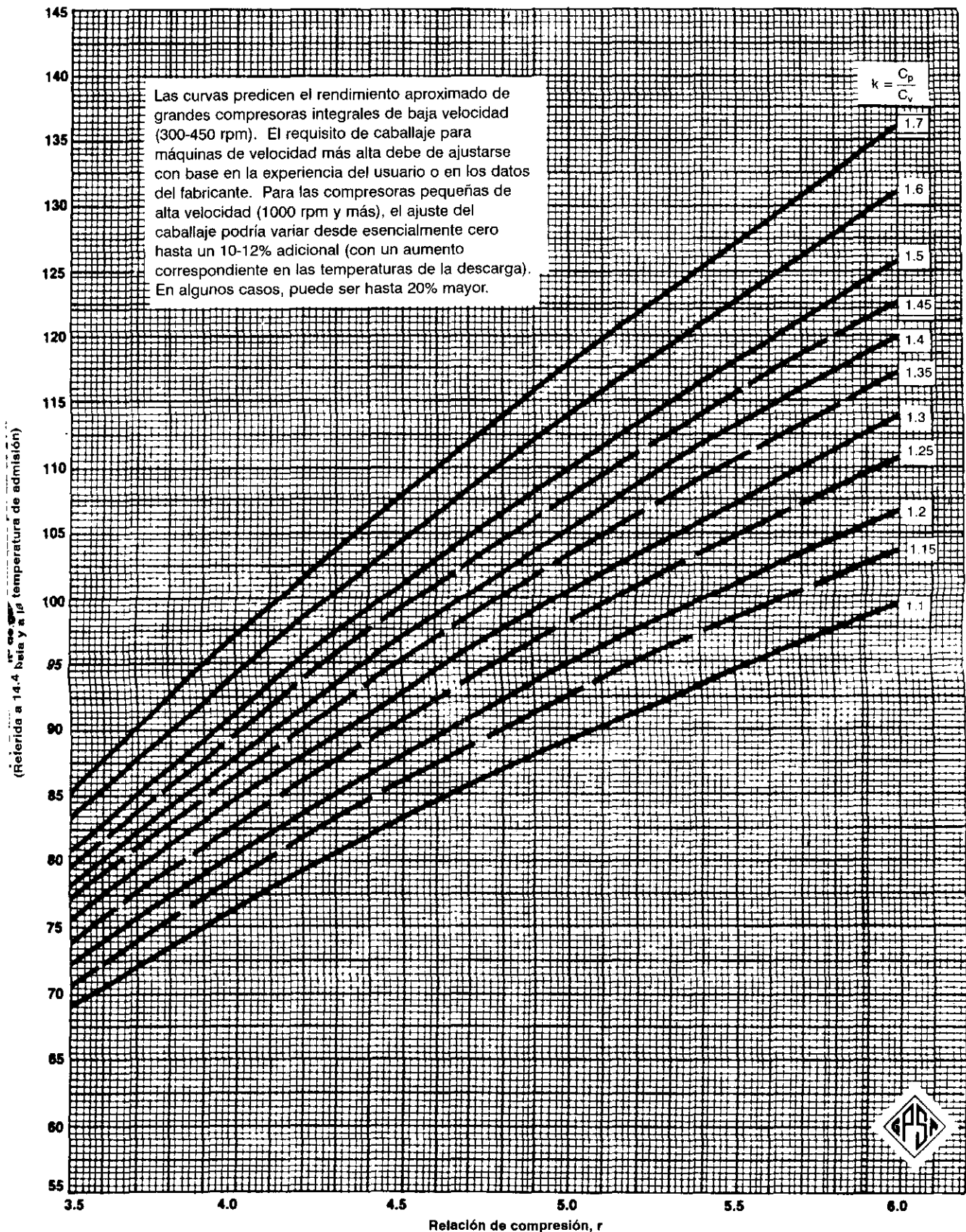


Fig. 2. Curva de bhp (hp al freno) por millón, eficiencia mecánica del 95%, velocidad del gas a través de la válvula de 3000 ft/min (ecuación del API).

$$E_A = \frac{\left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right]}{\left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(N-1)/N} - 1 \right]} = \frac{\left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right]}{\left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(N-1)/KE_p} - 1 \right]}$$

El caballaje del gas se calcula usando la carga y eficiencia que correspondan.

De la carga politrópica:

$$HP = \frac{W H_{poli}}{E_p 33\,000}$$

De la carga adiabática:

$$HP = \frac{W H_{AD}}{E_A 33\,000}$$

en donde

HP = Caballaje del gas
W = Flujo, lb/min

Aun cuando las ecuaciones antes dadas darán buenos resultados por igual para las compresoras reciprocantes, a menudo se usan las famosas curvas¹ del "caballaje por millón", en particular en la industria del gas natural. Véanse las figuras 1, 2 y 4.

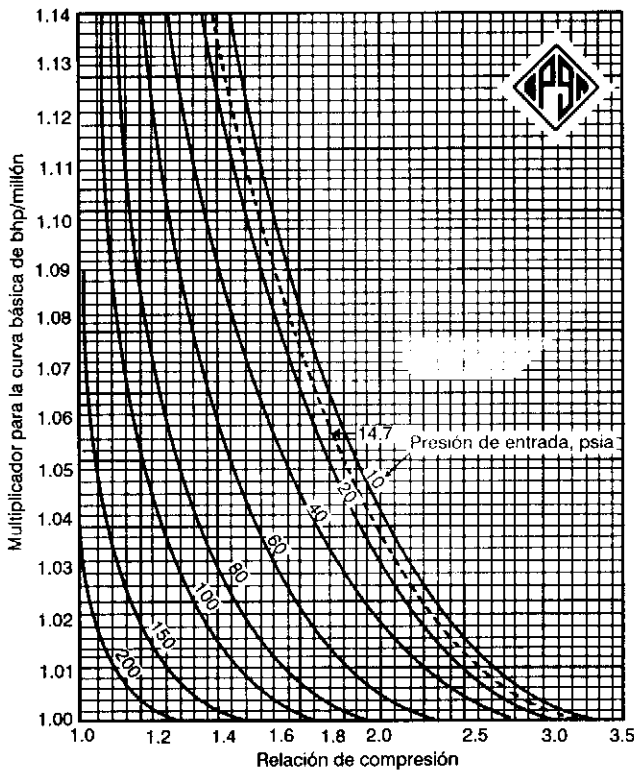


Figura 3. Factor de corrección por presión baja de admisión.

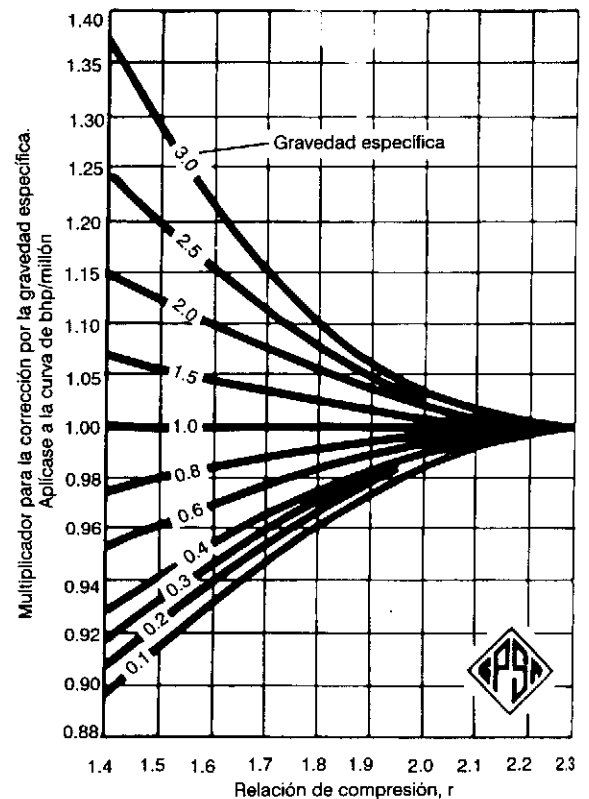


Figura 4. Factor de corrección por la gravedad específica.

Para desarrollar una ecuación que dará una aproximación de curvas del “caballaje por millón”, si se sustituye $Q_1 = RT_1/144P_1$ en las ecuaciones anteriores del caballaje, se tendrá:

$$= (144/33\,000)[k/(k-1)](P_1Q_1)[r^{(k-1)/k} - 1]/E_0$$

donde

= en donde la capacidad real, cfm (ft³/min)—medida a las condiciones de la admisión

= Presión en la succión, psia

= Relación de compresión = P_2/P_1

= Eficiencia total, fracción

bases para las curvas del “caballaje por millón” son:

= 694.44 cfm = 10⁶ ft³/día

= 14.4 psia

Eficiencia mecánica = 95%

(En este caso se usará una eficiencia total del 80%.)

$$HP = (144/33\,000 \times .8)[k/(k-1)](10\,000)[r^{(k-1)/k} - 1]$$

o bien,

$$HP = 54[k/(k-1)][r^{(k-1)/k} - 1]$$

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen 1, 10a. edición, 1987.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

eficiencia

Inseguida se dan algunas eficiencias aproximadas para ser las con las compresoras centrífugas, de flujo axial y recíprocas.

En la figura 2 se da la relación entre las eficiencias politrópica y adiabática.

Centrífugas y de flujo axial

En la figura 1 se dan las eficiencias politrópicas.

Recíprocas

En la figura 3 se dan las eficiencias de las compresoras recíprocas (véanse las tablas 1 y 2 respecto a los factores de corrección).

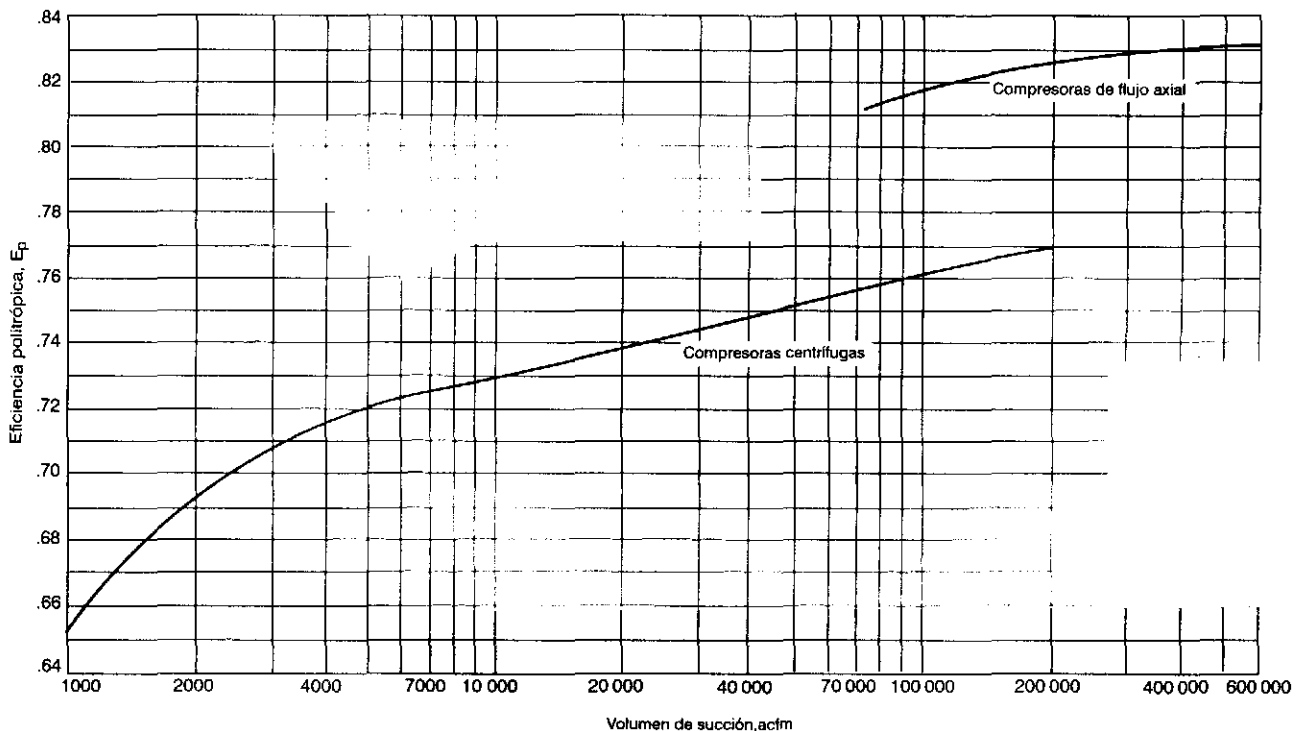


Figura 1. Eficiencias politrópicas para las compresoras centrífugas y de flujo axial. (acfm = ft³/min reales.)

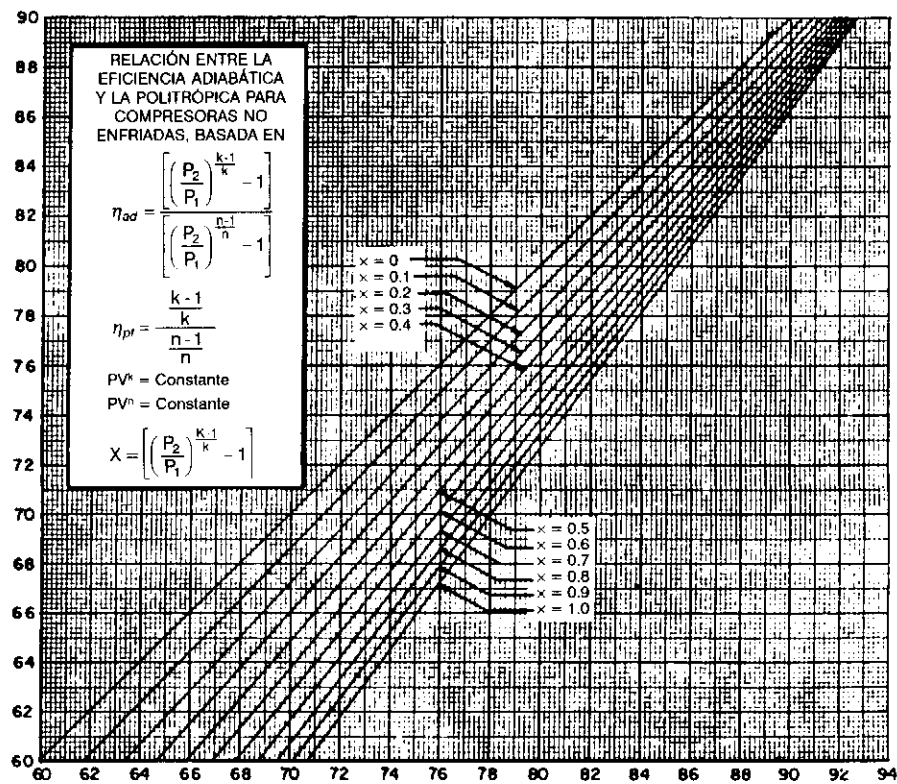


Figura 2. Relación entre la eficiencia adiabática y la politrópica para compresoras no enfriadas.

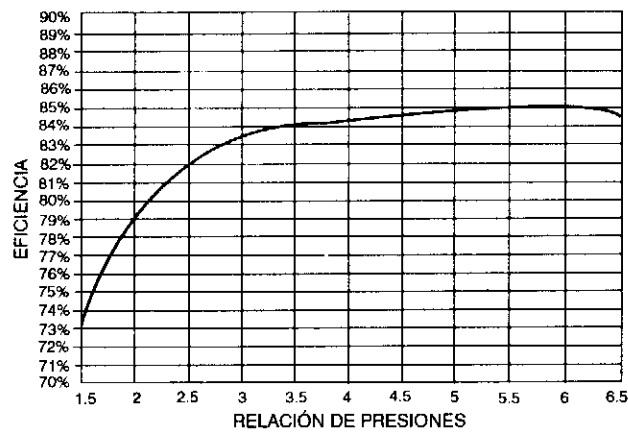


Figura 3. Eficiencias de las compresoras recíprocantes.

Tabla 1
Multiplicador de la eficiencia debido a baja presión

		Presión, psia							
r_p		10	14.7	20	40	60	80	100	150
3.0	.990	1.0	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
2.5	.980	.985	.990	.995	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
2.0	.960	.965	.970	.980	.990	1.00	1.00	1.00	1.00
1.5	.890	.900	.920	.940	.960	.980	.990	1.00	1.00

Fuente: Modificada por cortesía de la Gas Processors Suppliers Association y la Ingersoll-Rand.

Tabla 2
Multiplicador de la eficiencia relacionado con la gravedad específica

		Gravedad específica				
r_p		1.5	1.3	1.0	0.8	0.6
2.0	0.99	1.0	1.0	1.0	1.0	1.01
1.75	0.97	0.99	1.0	1.0	1.01	1.02
1.5	0.94	0.97	1.0	1.0	1.02	1.04

Fuente: Modificada por cortesía de la Gas Processors Suppliers Association.

Fuentes

1. *Compressor Handbook For The Hydrocarbon Processing Industries*, Gulf Publishing Co., 1979.
2. Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Evacuación de la temperatura

La razón entre las temperaturas a través de una etapa de compresión es

$$\begin{aligned} T_1 &= (P_2/P_1)^{(K-1)/K} && \text{Adiabático} \\ T_1 &= (P_2/P_1)^{(N-1)/N} && \text{Politrópico} \end{aligned}$$

donde

K = Exponente adiabático, C_p/C_v

N = Exponente politrópico, $(N - 1)/N = [(K - 1)/K]E_p$

P_2 = Presiones en la succión, descarga, psia (lb/in² absolutas)

T_2 = Temperaturas en la succión, descarga, °R

E_p = Eficiencia politrópica, fracción

Ludwig¹ afirma que la compresora centrífuga usual se enfría internamente y, por lo tanto, sigue una trayectoria politrópica.

A menudo debe limitarse la temperatura del gas. A veces, la temperatura se limita para dar protección contra la polimerización, como en las plantas de olefina y butadieno. A temperaturas mayores que 450–500°F, el límite mecánico aproximado, empiezan a presentar problemas de crecimiento de los sellos en la carcasa. Una temperatura elevada requiere una máquina especial y más costosa. La mayor parte de las aplicaciones etapas múltiples se diseñan para permanecer por debajo de 300°F.

Se puede usar interenfriamiento con el fin de mantener las temperaturas deseadas en las aplicaciones de relaciones totales elevadas de compresión. Éste se puede realizar entre etapas en una sola carcasa de la compresora o bien, entre carcasas en serie. A veces, los aspectos económicos, en lugar de un límite de temperatura, determinan el interenfriamiento.

En ocasiones, para aplicaciones de relaciones elevadas de compresión, no se puede realizar la tarea en una sola carcasa de la compresora. Por lo general, una carcasa contendrá no más de alrededor de ocho (8) etapas (ruedas). Existe una carga máxima que una etapa puede manejar. Esto depende de las propiedades del gas y de la temperatura de admisión. Por lo común, ésta irá de 7000 a 11 000 pies para una sola etapa. En lugar de los datos del fabricante, úsense ocho (8) etapas como máximo por carcasa. Entonces, réstese una etapa por cada tobera lateral, como la que va hacia un interenfriador o viene de éste, una inyección lateral de gas, etcétera. Para muchas aplicaciones, la relación de compresión a través de una carcasa irá de 2.5 a 4.0.

Fuentes

1. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 3, Gulf Publishing Co.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Controles de las oscilaciones de la presión

Una compresora presenta oscilaciones de la presión en ciertas condiciones de flujo bajo y el “mapa de la compresora”, gráfica de la carga contra el flujo, tiene una línea de oscilaciones de la presión que define los límites. Los controles de las oscilaciones de la presión ayudan a que la máquina evite esas oscilaciones al incrementar el flujo. Para una compresora de aire, basta un sencillo derrame hacia la atmósfera. En una compresora de hidrocarburos, se usa la recirculación a descarga hacia la succión.

Existen varios tipos de controles de oscilaciones de la presión y el ingeniero de proceso no tiene necesidad de estar familiarizado con todos ellos. Lo principal que debe evitarse es un mapa de bajo presupuesto que tiene un rango efectivo angosto especial para las compresoras grandes. El autor prefiere $\rho \text{ flujo}/\Delta P$, porque el flujo y la presión diferencial se relacionan con el mapa de la compresora y, de este modo, es fácil comprender y de trabajar con él. Este tipo de sistema de

control de las oscilaciones trabaja bien en una amplia gama de operaciones y, desde el principio en un arranque, puede cambiarse de control manual a automático.

El flujo correcto para usarse es el de la succión de la compresora. Sin embargo, un elemento de flujo, como un orificio en la succión de la compresora, puede robar un caballaje excesivo. Por lo tanto, a veces se mide el flujo de descarga y se calcula el de succión dentro del controlador, aplicando las mediciones de presión. Otras veces, se calibra la tobera de admisión de la compresora y se usa como un elemento de flujo. La ΔP correcta para ser usada es la presión de descarga menos la de succión.

Fuente

- Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1978.

7

Elementos motores

Motores: eficiencia	119
Motores: tamaños de los arrancadores	120
Motores: factor de servicio	120
Motores: ecuaciones útiles	121
Motores: costos relativos	121
Motores: sobrecarga	122

Turbinas de vapor: consumo de vapor	1
Turbinas de vapor: eficiencia	1½
Turbinas de gas: consumos de combustible	2
Motores de gas: consumos de combustible	3
Expansores de gases: energía disponible	5
	7½
	10
	15
	20
	25
	30
	40
	50
	60
	75
	100
	125
	150
	200

ores: eficiencia

En la tabla 1, del *GPSA Engineering Data Book*¹, se comparan los motores eléctricos estándar y de alta eficiencia. En la tabla 2, de la GPSA, se comparan los motores síncronos y los de inducción. En la tabla 3, de Evans², se muestra el efecto del rango grande de velocidades sobre la eficiencia.

Tabla 1
Tabla de evaluación de la energía
de motores de tamaño de armazón NEMA, de inducción

rpm aprox. a plena carga	Amperes basados en 460 V		Eficiencia en porcentaje a plena carga	
	Eficiencia estándar	Alta eficiencia	Eficiencia estándar	Alta eficiencia
1800	1.9	1.5	72.0	84.0
1200	2.0	2.0	68.0	78.5
1800	2.5	2.2	75.5	84.0
1200	2.8	2.6	72.0	84.0
1800	2.9	3.0	75.5	84.0
1200	3.5	3.2	75.5	84.0
1800	4.7	3.9	75.5	87.5
1200	5.1	4.8	75.5	86.5
1800	7.1	6.3	78.5	89.5
1200	7.6	7.4	78.5	87.5
1800	9.7	9.4	84.0	90.2
1200	10.5	9.9	81.5	89.5
1800	12.7	12.4	86.5	91.0
1200	13.4	13.9	84.0	89.5
1800	18.8	18.6	86.5	91.0
1200	19.7	19.0	84.0	89.5
1800	24.4	25.0	86.5	91.0
1200	25.0	24.9	86.5	90.2
1800	31.2	29.5	88.5	91.7
1200	29.2	29.1	88.5	91.0
1800	36.2	35.9	88.5	93.0
1200	34.8	34.5	88.5	91.0
1800	48.9	47.8	88.5	93.0
1200	46.0	46.2	90.2	92.4
1800	59.3	57.7	90.2	93.6
1200	58.1	58.0	90.2	91.7
1800	71.6	68.8	90.2	93.6
1200	68.5	69.6	90.2	93.0
1800	92.5	85.3	90.2	93.6
1200	86.0	86.5	90.2	93.0
1800	112.0	109.0	91.7	94.5
1200	114.0	115.0	91.7	93.6
1800	139.0	136.0	91.7	94.1
1200	142.0	144.0	91.7	93.6
1800	167.0	164.0	91.7	95.0
1200	168.0	174.0	91.7	94.1
1800	217.0	214.0	93.0	94.1
1200	222.0	214.0	93.0	95.0

Tabla 2
Síncronos comparados con los de inducción, trifásicos,
60 hertz, 2300 o 4000 volts

hp	Velocidad, rpm	Eficiencia del motor síncrono a plena carga, f. p. 1.0	Motor de inducción	
			Eficiencia a plena carga	Factor de potencia
3000	1800	96.6	95.4	89.0
	1200	96.7	95.2	87.0
3500	1800	96.6	95.5	89.0
	1200	96.8	95.4	88.0
4000	1800	96.7	95.5	90.0
	1200	96.8	95.4	88.0
4500	1800	96.8	95.5	89.0
	1200	97.0	95.4	88.0
5000	1800	96.8	95.6	89.0
	1200	97.0	95.4	88.0
5500	1800	96.8	95.6	89.0
	1200	97.0	95.5	89.0
6000	1800	96.9	95.6	89.0
	1200	97.1	95.5	87.0
7000	1800	96.9	95.6	89.0
	1200	97.2	95.6	88.0
8000	1800	97.0	95.7	89.0
	1200	97.3	95.6	89.0
9000	1800	97.0	95.7	89.0
	1200	97.3	95.8	88.0

Tabla 3
Eficiencias a plena carga

hp	3600 rpm	1200 rpm	600 rpm	300 rpm
5	80.0	82.5	—	—
	—	—	—	—
20	86.0	86.5	—	—
	—	—	—	82.7*
100	91.0	91.0	93.0	—
	—	—	91.4*	90.3*
250	91.5	92.0	91.0	—
	—	93.9*	93.4*	92.8*
1000	94.2	93.7	93.5	92.3
	—	95.5*	95.5*	95.5*
5000	96.0	95.2	—	—
	—	—	97.2*	97.3*

* Motores síncronos, f. p. 1.0

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen 1, 10a. edición.
2. Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición. Gulf Publishing Co., 1979.

Motores: tamaños de los arrancadores

Enseguida se dan los tamaños de los arrancadores (controladores) de los motores eléctricos.

Motores polifásicos

Tamaño NEMA	Caballaje máximo Arranque a pleno voltaje	
	230 volts	460-575 volts
00	1.5	2
0	3	5
1	7.5	10
2	15	25
3	30	50
4	50	100
5	100	200
6	200	400
7	300	600

Motores monofásicos

Tamaño NEMA	Caballaje máximo, arranque a pleno voltaje (Contactor bipolar)	
	115 volts	230 volts
00	1.3	1
0	1	2
1	2	3
2	3	7.5
3	7.5	15

Fuente

McAllister, E. W., *Pipe Line Rules of Thumb Handbook*, 3.ª edición, Gulf Publishing Co., 1993.

Motores: factor de servicio

A través de los años, los veteranos llegaron a esperar un factor de servicio de 10-15% para los motores eléctricos. Las cosas están cambiando, como se hace ver en la sección siguiente, tomada de Evans¹.

Durante muchos años, era práctica común dar a los motores abiertos estándar un factor nominal de servicio del 115%; es decir, el motor operaría a una temperatura segura con un 15% de sobrecarga. Esto ha cambiado para los motores grandes, los cuales están estrechamente ajustados a aplicaciones específicas. Los motores grandes, como se usan en lo que sigue, incluyen los motores síncronos y todos los motores de inducción con 16 polos o más (450 rpm a 60 Hz).

Los nuevos catálogos para los grandes motores de inducción se basan en motores estándar con aislamiento clase B de elevación de temperatura de 80°C por resistencia, factor de servicio de 1.0. Con anterioridad, fueron de elevación de temperatura de 60°C por termómetro, factor de servicio de 1.15.

En ninguna parte se menciona el factor de servicio en las normas NEMA para las máquinas grandes; no hay definición de él. No existe norma para la elevación de la temperatura ni para otras características en la sobrecarga del factor de servicio. De hecho, las normas se están cambiando para expresar que las tablas de elevación de la temperatura son para motores con factor de servicio de 1.0. Durante varios años no se ha incluido factor de servicio para los motores síncronos estándar ni para los de inducción cerrados.

En la actualidad, casi todos los motores grandes se diseñan específicamente para una aplicación en particular y para una máquina impulsada específica. Al dimensionar el motor para la carga, suele seleccionarse el caballaje de modo que no se re-

quiera capacidad adicional para sobrecarga. Por lo tanto, no debe de pedirse a los clientes que paguen por una capacidad que no requieren. Con la eliminación del factor de servicio, los precios base de los motores estándar se han reducido del 4-5% para reflejar los ahorros.

Los usuarios deben de especificar los caballajes nominales estándar, sin factor de servicio, por estas razones:

1. Todos los caballajes estándar mayores se encuentran en escalones de menos del 15%, o cercano a éste.
2. Como lo expresa la NEMA, si se usa el caballaje inmediato superior se evita sobrepasar la elevación estándar de temperatura.
3. Los caballajes nominales más grandes suministran un par de desenganche, un par máximo en el arranque y un par inicial de arranque mayores.
4. La práctica de usar motores de inducción con factor de servicio de 1.0 sería coherente con la que se sigue en general al seleccionar los requisitos de caballaje de los motores síncronos.
5. Para cargas en las que se requiere una sobrecarga ocasional, como el arranque de bombas con agua fría, seguidas por una operación continua con agua caliente, con cargas más bajas de caballaje, es probable que sea apropiado usar un motor con una sobrecarga nominal de corta duración.

Todavía se encuentran motores de inducción con un factor de servicio del 15%. Se encuentran motores abiertos grandes (excepto los protegidos contra salpicaduras), mediante un

ción del 5% al precio base, con una elevación de temperatura especificada de 90°C, para al aislamiento clase B, por resistencia en el caballaje de sobrecarga. Esto significa que el precio neto será más o menos el mismo. Con el caballaje de servicio (el que aparece en la placa de identificación), el motor especificado con factor de servicio por lo general tendrá menos una elevación de temperatura de 80°C por resistencia.

Asimismo, todavía se encuentran motores con un factor nominal de servicio más alto, como 125%, pero lo normal es que sean justificables. La mayor parte de los motores abiertos pequeños de inducción (es decir, de 200 hp y menos, 514 y más) todavía tienen el factor nominal de servicio de 1. Los motores en este rango de tamaños son máquinas

estándar, para servicio general, de régimen continuo, de diseño A o B y a prueba de goteo. Los motores en este rango de tamaños que normalmente tienen un factor de servicio del 100% son los motores por completo cerrados, los de régimen intermitente, los de diseño D de alto deslizamiento, la mayor parte de los de velocidades múltiples, los encapsulados y los que no son de 60 Hz.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co. 1979.

Formulas: ecuaciones útiles

Las ecuaciones siguientes son útiles en la determinación de corriente, el voltaje, el caballaje, el par y el factor de potencia para los motores de CA:

$$\begin{aligned} \text{I a plena carga} &= [\text{hp}(0.746)]/[1.73\text{E}(\text{ef.})(\text{FP})] \\ &\quad (\text{trifásicos}) \\ &= [\text{hp}(0.746)]/[E(\text{ef.})(\text{FP})] \\ &\quad (\text{monofásicos}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Entrada de kVA} &= \text{IE}(1.73)/1000 \text{ (trifásicos)} \\ &= \text{IE}/1000 \text{ (monofásicos)} \end{aligned}$$

$$\text{Entrada de kW} = (\text{Entrada de kVA})(\text{FP})$$

$$\begin{aligned} \text{Salida de hp} &= (\text{Entrada de kVA})(\text{ef.})/0.746 \\ &= \text{Par}(\text{rpm})/5250 \end{aligned}$$

$$\text{I a plena carga} = \text{hp}(5250 \text{ lb-ft})/\text{rpm}$$

$$\text{Factor de potencia} = \text{Entrada de kW}/\text{entrada de kVA}$$

en donde

E = Volts (entre fases)

I = Corriente (amperes)

FP = Factor de potencia (por unidad = FP en porcentaje/100)

ef. = Eficiencia (por unidad = ef. en porcentaje/100)

hp = Caballaje

kW = Kilowatts

kVA = Kilovoltamperes

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Formulas: costos relativos

Basadas en tablas, de fácil manejo, de costos relativos para los motores eléctricos, basados en los voltajes (tabla 1), en las velocidades (tabla 2) y en las cubiertas (tabla 3).

Tabla 1
Costo relativo, a tres niveles de voltaje,
de motores de 1200 rpm a prueba de goteo

	2 300-volts	4 160-volts	13 200-volts
500 hp	100%	114%	174%
300 hp	100	108	155
300 hp	100	104	145
300 hp	100	100	133
300 hp	100	100	129
300 hp	100	100	129

Tabla 2
Costo relativo, a tres velocidades,
de motores de 2300 volts a prueba de goteo

	3 600-rpm	1 800-rpm	1 200-rpm
1500 hp	124%	94%	100%
3000 hp	132	100	100
5000 hp	134	107	100
7000 hp	136	113	100
9000 hp	136	117	100
10 000 hp	136	120	100

Tabla 3
Costo relativo de motores de 1200 rpm, 2300 volts, con tres tipos de cubierta

	A prueba de goteo	Con ventilación forzada*	Por completo cerrados, llenos con gas inerte o aire**
1500 hp	100%	115%	183%
3000 hp	100	113	152
5000 hp	100	112	136
7000 hp	100	111	134
9000 hp	100	111	132
10 000 hp	100	110	125

* No se incluye el soplador ni el ducto para el suministro de aire externo.

** Con intercambiador de calor de tubo doble, gas hacia agua. El agua de enfriamiento dentro de las condiciones de las normas del fabricante de temperatura y presión.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Motores: sobrecarga

Cuando una bomba tiene un accionamiento de motor eléctrico, el ingeniero de proceso debe verificar que el motor no se sobrecargue por cambios extremos en el proceso. El caballaje para una bomba centrífuga aumenta con el flujo. Si la válvula de control en la línea de descarga se abre por completo o si un operario abre la desviación de la válvula de control, la bomba tenderá a "salirse de su curva", dando más flujo y requiriendo

más caballaje. El motor debe tener capacidad para absorber esto. **Figura 1**

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1978.

Turbinas de vapor: consumo de vapor

Se puede determinar el consumo teórico de vapor (a veces mencionado como el consumo de agua) para las turbinas de este tipo, a partir de las gráficas de Keenan y Keyes¹ o de Mollier, siguiendo una trayectoria de entropía constante. El consumo teórico de vapor¹ se da como lb/h/kW, lo cual se convierte con facilidad a lb/h/hp. Una observación pertinente: al usar la gráfica de Keenan y Keyes, las presiones de vapor se dan en *psig* (lb/in² manométricas). El nivel del mar es la base. A grandes altitudes, se deben hacer las correcciones apropiadas para las presiones bajas del vapor. Véase la sección sobre "Intercambiadores de calor enfriados por aire: caída de presión del lado del aire", en este manual, en relación con la

ecuación para corregir la presión atmosférica respecto a la altitud.

Entonces, el consumo teórico de vapor debe dividirse entre la eficiencia, para obtener el consumo real. Véase la sección "Turbinas de vapor: eficiencia".

Fuentes

1. Keenan, J. H. y Keyes, F. G., "Theoretical Steam Rate Tables", *Trans. A.S.M.E.* (1938).
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook* volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Turbinas de vapor: eficiencia

Evans¹ da la gráfica que se muestra enseguida relativa a las eficiencias de las turbinas.

Las turbinas más pequeñas pueden variar con amplitud respecto a la eficiencia, dependiendo mucho de la velocidad, el caballaje y las condiciones de presión. **Figura 2**

Tur

I
turb
Eva
para
seos

CONSUMO APROXIMADO DE CALOR, Btu/hp h

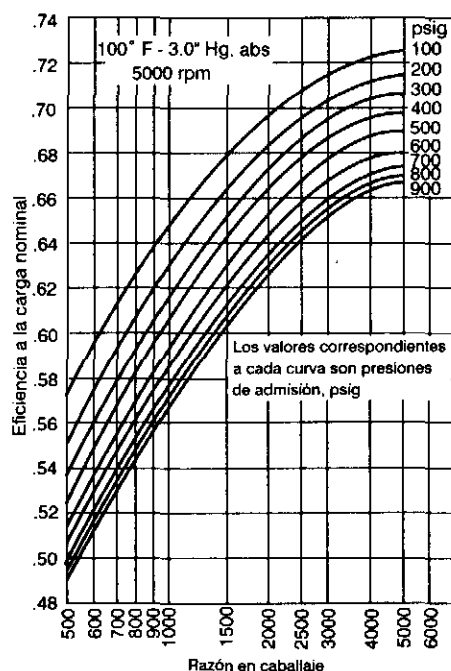


Fig. 1. Eficiencias típicas para turbinas de transmisión mecánica. (psig = lb/in² manométricas.)

Eficiencias muy aproximadas para ser usadas en la planeación inicial, por debajo de 500 hp a 3500 rpm, son:

Caballaje	Eficiencia, %
1-10	15
10-50	20
50-300	25
300-350	30
350-500	40

Algunos diseñadores limitan la velocidad de las turbinas pequeñas de vapor más baratas a 3600 rpm.

Fuentes

1. Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Turbinas de gas: consumos de combustible

Los consumos de combustible (consumos de calor) de las turbinas de gas varían de manera considerable; sin embargo, la estimación inicial. Está basada en combustibles gaseosos.

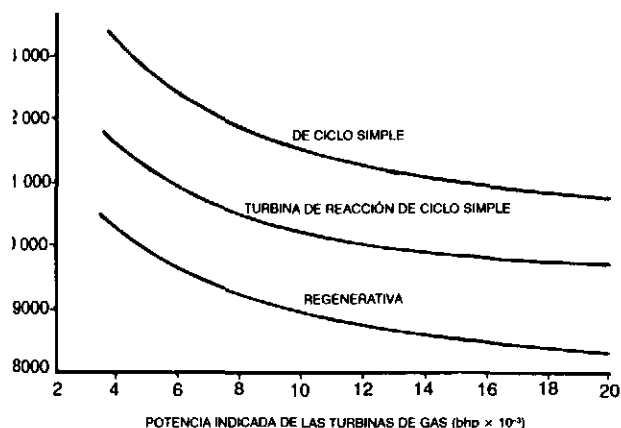


Fig. 1. Consumos aproximados de combustible de las turbinas de gas. (bhp = hp al freno.)

En el *GPSA Engineering Data Book*² se dan las cuatro gráficas mostradas más adelante (Figs. 2-5), en las que se muestran el efecto de la altitud, la pérdida de presión en la admisión, la pérdida de presión en el escape y la temperatura ambiente, sobre la potencia y el consumo de calor.

La *GPSA*² también da, en su sección 15, una tabla en la que se muestran las "1982 Performance Specifications" (Especificaciones del rendimiento de 1982) para una lista a escala mundial de turbinas de gas.

Fuentes

1. Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.
2. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen 1, 10a. edición.

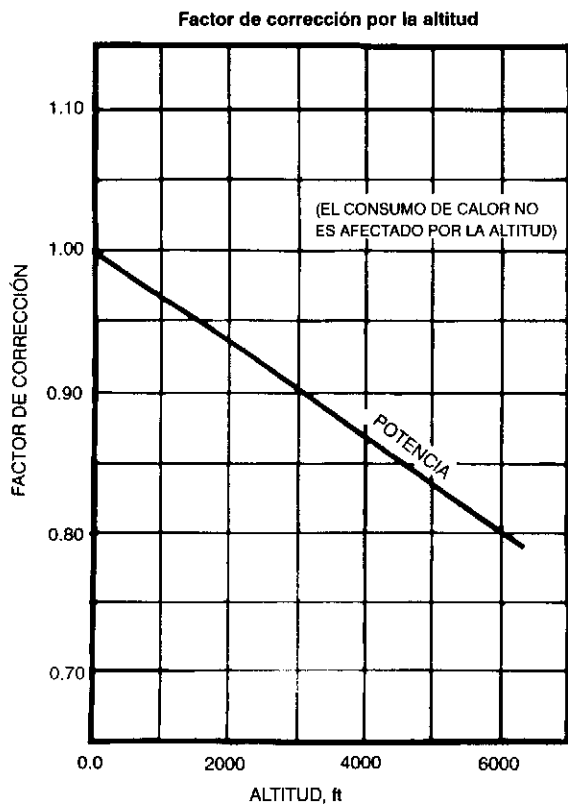


Figura 2. Factor de corrección por la altitud.

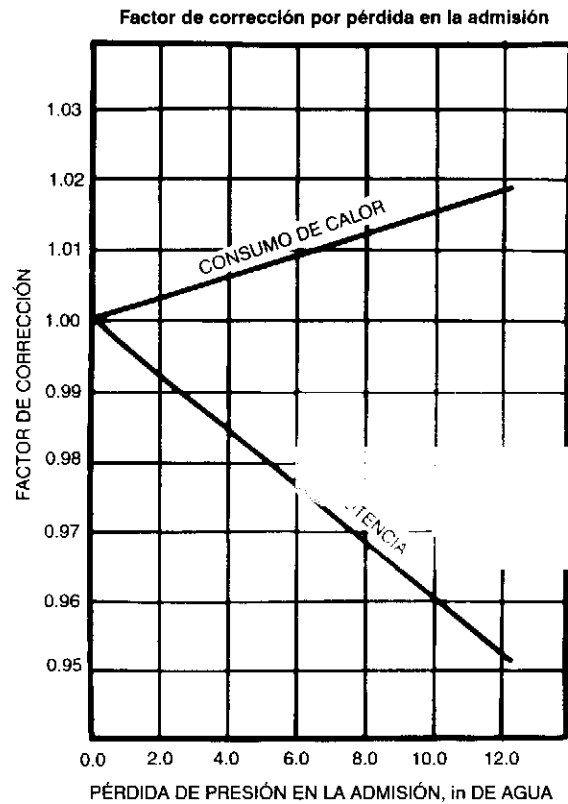


Figura 3. Factor de corrección por pérdida en la admisión.

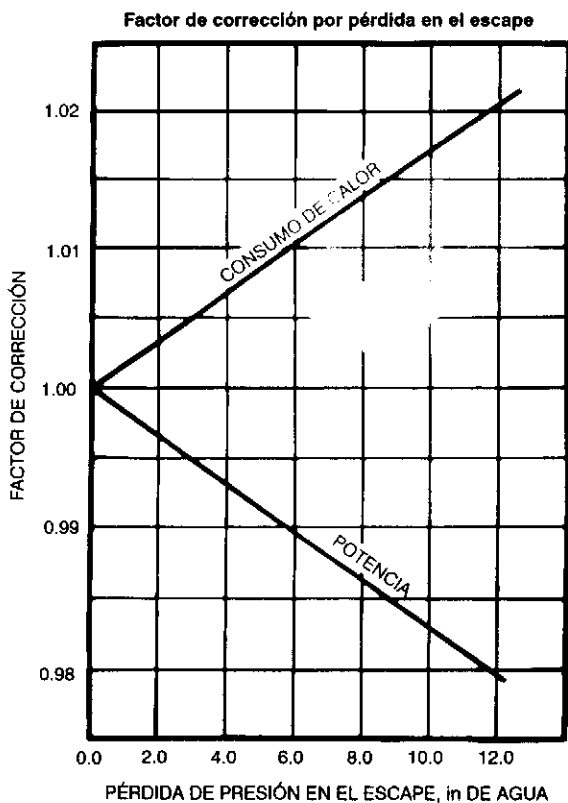


Figura 4. Factor de corrección por pérdida en el escape.

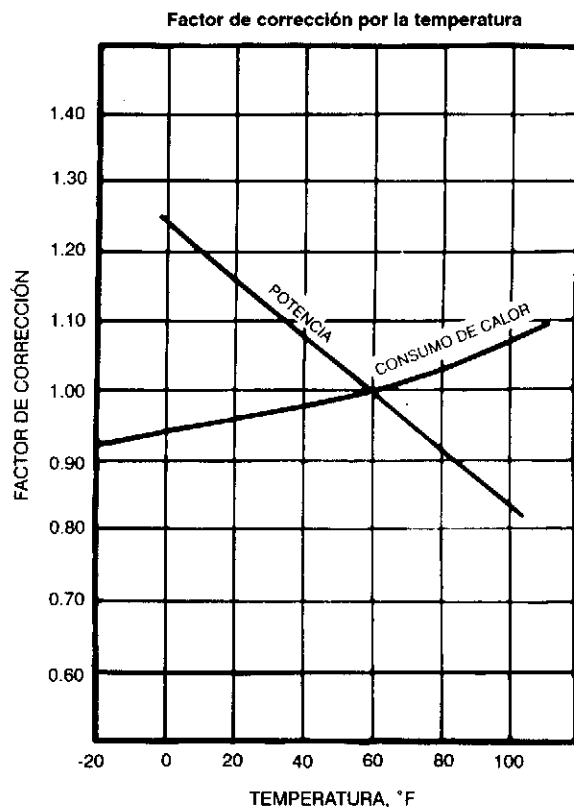


Figura 5. Factor de corrección por la temperatura.

tores de gas: consumos de combustible

Enseguida se dan los consumos de calor, para la estimación
ial, de los motores de gas.

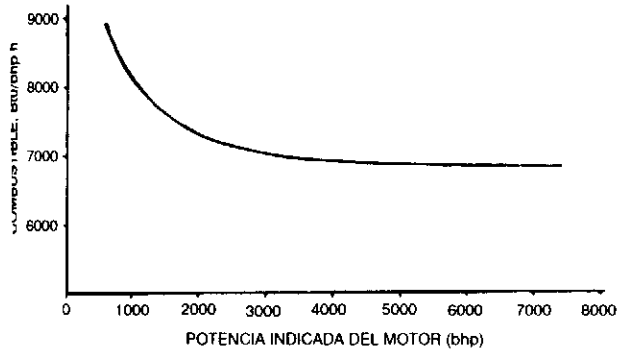


Figura 1. Factor de corrección por la altitud.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

ansores de gases: energía disponible

on los elevados costos de la energía, los expansores se
án usando más que nunca. Una estimación aproximada,
a aprisa, de la energía real disponible de un expansor es

$$= C_p T_1 \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} \right] 0.5 \quad (1)$$

onde

H = Energía real disponible, Btu/lb

C_p = Capacidad calorífica (a presión constante), Btu/lb °F

T_1 = Temperatura de admisión, °R

P_1, P_2 = Presiones de entrada, de salida, psia (lb/in² absolutas)

$\zeta = C_p/C_v$

ra obtener lb/h hp, divídase como sigue:

$$\frac{2545}{\Delta H}$$

o puede estimar una temperatura aproximada de salida por
o de

$$T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} + \left(\frac{\Delta H}{C_p} \right) \quad (2)$$

ra los grandes expansores, la ecuación 1 puede ser con-
dora. Se requiere una valoración completa, usando datos

del vendedor, para tener resultados exactos. Se puede usar la
ecuación 1 para ver si vale la pena una valoración más exacta.

Con fines de comparación, la temperatura de salida para el
gas en flujo crítico a través de un orificio se expresa por

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} = T_1 \left(\frac{2}{K+1} \right) \quad (3)$$

El expansor propuesto puede enfriar el fluido de trabajo por
debajo del punto de rocío. Hay que asegurarse de comprobar
esto último.

La ecuación del expansor (ecuación 1) se genera a partir del
cálculo de la carga del compresor estándar (véase "Compresores,
Cálculo del caballaje"), por medio de

1. La inversión de $[(P_2/P_1)^{(K-1)/K} - 1]$ (ya que trabajo = $-\Delta h$)
2. La sustitución de $C_p = (1.9865/\text{peso molecular})[K/(K-1)]$
 $= (1.9865/1544)R[K/(K-1)]$
3. La cancelación de 1.9865/1544 con 779 ft-lb/Btu
4. La suposición de que $Z = 1$.
5. El uso de una eficiencia del 50% de la casa de máquinas.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volu-
men 1, Gulf Publishing Co., 1976.

8

Separadores/acumuladores

Tiempo de residencia del líquido	127
Tiempo de residencia del vapor	128
Método de cálculo para vapor/líquido	129
Método de cálculo para líquido/líquido	131
Caída de presión	131
Espesor del recipiente	132
Lavadores de gas	132
Tanques de reflujo	132
Consejos generales sobre el diseño del recipiente	133

Tiempo de residencia del líquido

Para los separadores vapor/líquido, a menudo hay un tiempo de residencia (retención) del líquido, requerido por la oleada del proceso. En las tablas 1, 2 y 3 se dan diversas reglas empíricas para el trabajo aproximado. En el método de diseño del recipiente, que se presenta en este capítulo con el encabezado "Método de cálculo para vapor/líquido", se mezcla la oleada requerida de líquido con el espacio requerido para el vapor, para obtener el volumen total del separador. Por último, se hace una verificación para ver si la oleada dada de líquido tiene el tiempo suficiente para que se asiente toda el agua arrastrada.

Tabla 1
Tiempo de residencia para los líquidos

Condición de servicio (Referencia 1)	1/2 lleno (Referencia 1)	L _{NA} hasta L _{NE} (Referencia 2*)	1/2 lleno (Referencia 3)	Diversos
Producto de la refinería	Véase la tabla 2	5; con base en el flujo del reflujo	5 a 10; con base en el flujo total	—
Separadores de absorción	—	—	—	—
Producto de la refinería almacenado	Depende de la situación	Prod. de arriba de la fraccionadora: 2	—	—
Producto de la refinería a la cámara de cambio de calor con enfriadores	—	Prod. de arriba de la fraccionadora: 5	—	—
Producto de la refinería al reactor	—	Producto de arriba de la fraccionadora: 10	—	—
Agua de pensión para el reactor	—	—	—	10 mín. 20 máx.
Agua de refrigeración	—	—	—	5 mín. 10 máx.
Agua de enfriamiento	—	—	—	3 mín.

Este artículo sólo se trata de los tanques de reflujo. Úsese sólo el volumen más grande determinado del recipiente. No se sumen dos volúmenes, como reflujo más producto. Si se debe asentar una segunda oleada líquida, se necesita un tiempo adicional. Para agua en hidrocarburos, recomiendan 5 minutos adicionales.

Tabla 2
Reglas empíricas, en relación con la residencia del líquido, para los tanques de reflujo

Minutos, 1/2 lleno (referencia 1)						
Factor	Control del reflujo	Factor por los instrumentos		Factor por la mano de obra*		
		Con alarma	Sin alarma	B	R	M
Reglas empíricas para el tanque	CRF	1/2	1	2	3	4
base de reflujo	CRN	1	1 1/2	2	3	4
	CRT	1 1/2	2	2	3	4

Lo anterior se siente que es conservador. Para diseños apretados córtense los factores de la mano de obra en 50%. Lo anterior está basado en producto bruto de arriba.

Factor	Situación
Multiplicadores para parte del producto bruto de arriba, dependiendo de la operación del equipo externo que recibe ese producto de arriba	Con buen control 2.0 Con control regular 3.0 Con control malo 4.0 Alimentación hacia almacenamiento o que viene de éste 1.25

Factor	Situación
Multiplicadores para el producto bruto de arriba, si no se tiene registrador del nivel montado en tablero	Indicador de nivel en el tablero 1.5 Tubo indicador sólo en el equipo 2.0

Los factores de la mano de obra se suman a los de los instrumentos:
B = bueno, R = regular, M = malo.

Tabla 3
Reglas empíricas, en relación con la residencia del líquido, para el control automático apropiado del nivel de la interfaz (referencias 3 y 4)

Flujo (gal/min)	Capacidad del recipiente (gal/in de profundidad)
100	2
200	3
600	4
800	8
1000	10
1500	15
2000	24

Fuentes

1. Watkins, R. N., "Sizing Separators and Accumulators", *Hydrocarbon Processing*, noviembre de 1967.
2. Sigales, B., "How to Design Reflux Drums", *Chemical Engineering*, 3 de marzo de 1975.
3. Younger, A. H., "How to Size Future Process Vessels", *Chemical Engineering*, mayo de 1955.
4. Anderson, G. D., "Guidelines for Selection of Liquid Level Control Equipment", Fisher Controls Company.

Tiempo de residencia del vapor

Para los separadores vapor/líquido, éste suele expresarse en términos de la velocidad máxima, la cual está relacionada con la diferencia en las densidades del líquido y del vapor. La ecuación estándar es

$$U_{\text{vapor máx}} = K[(\rho_L - \rho_v)/\rho_v]^{0.5}$$

en donde

U = Velocidad, ft/s

ρ = Densidad del líquido o del vapor, lb/ft³

K = Constante del sistema

En la figura 1 se relaciona el factor K para un recipiente vertical (K_v) con:

$$W_L/W_v (\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

en donde

W = Gasto del líquido o del vapor, lb/s

Para un recipiente horizontal, $K_H = 1.25K_v$.

La figura 1 está basada en un 5% del líquido arrastrado por el vapor. Esto es adecuado para el diseño normal. Un eliminador de neblina puede hacer disminuir el arrastre hasta el 1%

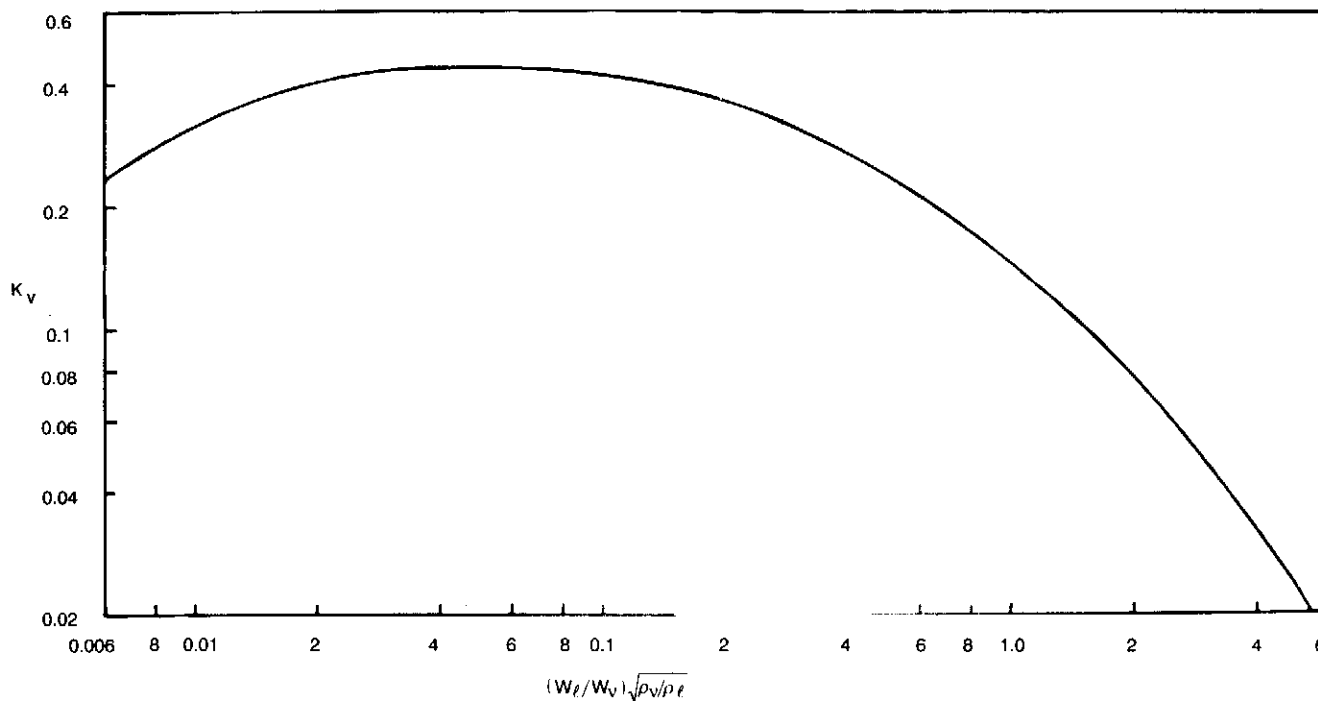


Figura 1. Factor de la velocidad de diseño del vapor para separadores verticales de vapor-líquido con 85% de inundación.

Se ha desarrollado una ecuación para la figura 1, como sigue:

$$X = W_L/W_v (\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

$$Y = K_v \text{ (Recuérdese que } K_H = 1.25K_v)$$

$$Y = \text{EXP} (A + BX + CX^2 + DX^3 + EX^4 + FX^5)$$

$$A = -1.942936$$

$$B = -0.814894$$

$$C = -0.179390$$

$$D = -0.0123790$$

$$E = 0.000386235$$

$$F = 0.000259550$$

Fuentes

1. Watkins, R. N., "Sizing Separators and Accumulators" *Hydrocarbon Processing*, noviembre de 1967.
2. La ecuación fue generada usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

Todo de cálculo para vapor/líquido

En recipiente en el que se manejan grandes cantidades de líquido, o bien, un volumen grande de oleada de líquido por lo común será horizontal. Asimismo, en donde debe separarse el líquido de hidrocarburos, el recipiente será horizontal. Recipiente con un volumen pequeño de oleada, como un deshidratador de una compresora, por lo general será vertical.

Tanque vertical

En este método se utiliza el factor de separación dado en la ecuación titulada "Tiempo de residencia del vapor". En los tres primeros pasos se usan las ecuaciones y una gráfica (o la ecuación alternativa) de esa sección, para obtener K_v y $U_{\text{vapor máx}}$. La nomenclatura se explica allí.

1. Calcúlese el factor de separación $= W_L/W_v (\rho_v/\rho_L)^{0.5}$.
2. Obténgase K_v a partir de la gráfica o de la ecuación.
3. Calcúlese $U_{\text{vapor máx}}$.
4. Calcúlese la sección transversal mínima del recipiente.
5. Fíjese el diámetro con base en incrementos de 6 pulgadas.
6. Obténgase una aproximación de la tobera de admisión del vapor-líquido, con base en los criterios siguientes:

$$(U_{\text{máx}}) \text{ en la tobera} = 100/\rho_{\text{mez}}^{0.5}$$

$$(U_{\text{mín}}) \text{ en la tobera} = 60/\rho_{\text{mez}}^{0.5}$$

en donde

$$U = \text{Velocidad máx, mín, ft/s}$$

$$\rho_{\text{mez}} = \text{Densidad de la mezcla, lb/ft}^3$$

7. Hágase un dibujo del recipiente. Para la altura arriba de la línea central de la tobera de alimentación hasta la costura superior, úsense 36" + 1/2 DE de la tobera de alimentación, o bien, 48" como mínimo. Para la distancia por debajo de la línea central de la tobera de alimentación hasta el nivel máximo del líquido, úsense 12" + 1/2 DE de alimentación, o bien, 18" como mínimo.
8. Selecciónese el volumen completo apropiado de la oleada en segundos. Calcúlese el volumen requerido del recipiente para la oleada

$$V = Q_L(\text{tiempo de diseño para llenar}), \text{ ft}^3$$

en donde

$$Q_L = \text{Flujo del líquido, ft}^3/\text{s}$$

9. La altura del líquido es

$$H_L = V (4/\pi D^2), \text{ ft}$$

10. Compruébense los aspectos geométricos. Manténgase

$$(H_L + H_v)/D$$

entre 3 y 5, en donde H_v es la altura del vapor en pies.

Para volúmenes pequeños de líquido, puede ser necesario suministrar más oleada de líquido que la necesaria para satisfacer la $L/D > 3$. De lo contrario, deben observarse estos criterios: Si el volumen requerido de la oleada de líquido es mayor que aquélla que es posible en un recipiente que tiene $L/D < 5$, debe suministrarse un tanque horizontal.

Tanque horizontal

Este método acompaña al del tanque vertical.

1. Calcúlese el factor de separación.
2. Obténgase K_H .
3. Calcúlese $U_{\text{vapor máx}}$.
4. Calcúlese el área requerida para el flujo de vapor.

$$(A_v)_{\text{mín}} = Q_v/U_{\text{vapor máx}}, \text{ ft}^2$$

5. Selecciónese el tiempo apropiado de diseño de la oleada y calcúlese el volumen completo de líquido. El resto del procedimiento de dimensionamiento se hace por tanteos, como en los pasos dados a continuación.
6. Cuando el recipiente está con volumen completo de líquido,

$$(A_{\text{total}})_{\text{mín}} = (A_v)_{\text{mín}}/0.2$$

$$D_{\text{mín}} = \sqrt{4(A_{\text{total}})_{\text{mín}}/\pi}, \text{ ft}$$

7. Calcúlese la longitud del recipiente:

$$L = \frac{\text{volumen completo de líquido}}{(\pi/4)D^2}$$

$$D = D_{\text{mín}} \text{ hasta las 6 pulgadas inmediatas más grandes.}$$

8. Si $5 < L/D < 3$, vuélvase a dimensionar.

Si hay agua que debe asentarse y extraerse del hidrocarburo, necesita comprobarse el tiempo de asentamiento de la misma. El requisito de asentamiento del agua, en lugar de otras consideraciones del proceso, podría fijar la capacidad de oleada de líquido. Por lo tanto, podría tener que incrementarse la capacidad de oleada del líquido que se ha estimado con anterioridad a partir de tablas.

A continuación se da una verificación rápida para el asentamiento del agua.

- Estímese la velocidad terminal de asentamiento del agua, usando:

$$U_T = 44.7 \times 10^{-8} (\rho_w - \rho_o) F_s / \mu_o$$

en donde

U_T = Velocidad terminal de asentamiento, ft/s

F_s = Factor de corrección por el asentamiento obstaculizado

ρ_w, ρ_o = Densidad del agua o del aceite, lb/ft³

μ_o = Viscosidad absoluta del aceite, lb/ft s

En esto se supone un diámetro de gotita de 0.0005 ft. F_s se determina a partir de

$$F_s = X^2 / 10^{1.82(1-X)}$$

en donde

X = Fracción volumétrica de aceite

- Calcúlese el número modificado de Reynolds, Re , a partir de:

$$Re = 5 \times 10^{-4} \rho_o U_T / \mu_o \text{ (por lo común } < 1.0)$$

En esto se supone un diámetro de gotita de 0.0005 ft.

- Calcúlese U_s/U_T , a partir de:

$$U_s/U_T = A + B(\ln Re) + C(\ln Re)^2 + D(\ln Re)^3 + E(\ln Re)^4$$

en donde

U_s = Velocidad real de asentamiento, ft/s

$$A = 0.919832$$

$$B = -0.091353$$

$$C = -0.017157$$

$$D = 0.0029258$$

$$E = -0.00011591$$

- Calcúlese la longitud de la sección de asentamiento como:

$$L = hQ/AU_s$$

en donde

L = Longitud de la zona de asentamiento, ft

h = Altura del aceite, ft

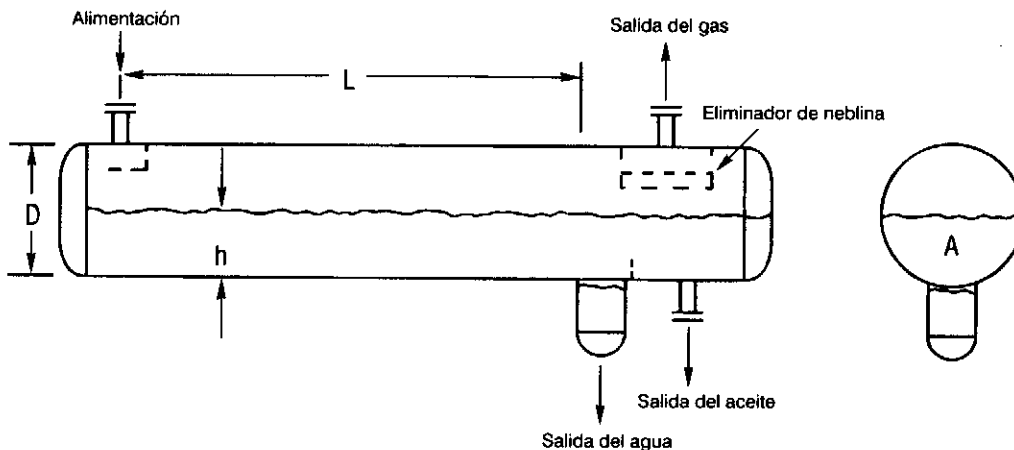
Q = Gasto, ft³/s

M = Área de la sección transversal de la zona de asentamiento del aceite, ft²

Esto permite que el agua caiga y se extraiga en el botaguas antes de que salga de la sección de asentamiento.

Fuente

- Watkins, R. N., "Sizing Separators and Accumulators" *Hydrocarbon Processing*, noviembre de 1967.
- Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook* volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.
- Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.



Método de cálculo para líquido/líquido

R. L. Barton ("Sizing Liquid-Liquid Phase Separators Empirically", *Chemical Engineering*, 8 de julio de 1974, Copyright © (1974) McGraw-Hill, Inc., usado con autorización) proporciona el método rápido siguiente para dimensionar empíricamente separadores de fases líquida-líquida.

La separación de las mezclas de líquidos inmiscibles constituye una de las operaciones importantes de la ingeniería química. Este diseño empírico ha probado ser satisfactorio a muchas separaciones de fases.

1. Calcúlese el tiempo de retención con la fórmula

$$T = 0.1 [\mu/(\rho_b - \rho_t)]$$

en donde

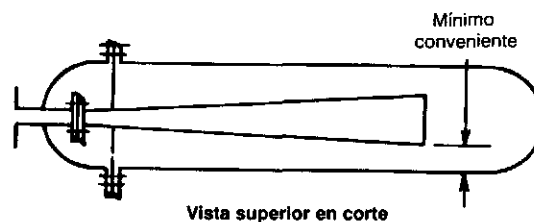
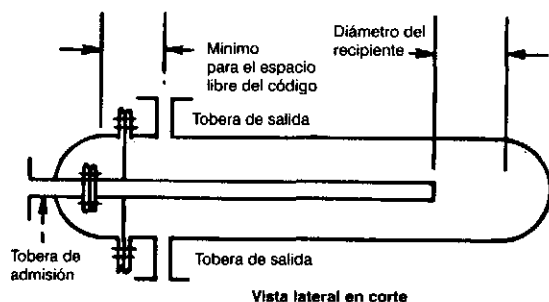
T = Tiempo de retención, horas

μ = Viscosidad de la fase continua, cp

ρ_b = Grav. esp. de la fase del fondo

ρ_t = Grav. esp. de la fase de arriba

2. Asígnese una razón de longitud a diámetro de 5 y dimensionese un tanque para absorber el tiempo requerido de retención.
3. Colóquense las toberas de admisión y de salida en uno de los extremos y un cono interno plano (véase las figuras a continuación).



Notas:

1. Para los recipientes grandes, se puede usar un registro de acceso y un cono desarmado internamente, en los casos en que resulte más económico.
2. Toberas de admisión y de salida dimensionadas para descarga con bomba.
3. El tubo indicador y los instrumentos de nivel deben ser ubicados en el extremo de admisión-salida.
4. Diseño mecánico para ajustarse respecto a los aspectos económicos en condiciones de operación.

Figura 1. Éste es el diseño recomendado para un separador de líquido-líquido.

Aun cuando este procedimiento de diseño es empírico, hay cierta razón de ser detrás de él. La relación entre la viscosidad y la diferencia en las gravedades específicas de las fases corresponde a las de las ecuaciones de la velocidad terminal de asentamiento, en la región de la ley de Stokes, y de velocidad de asentamiento libre de partículas isométricas. Asimismo, con las dimensiones del tanque y con el cono se reconoce que la forma de la turbulencia creada por las toberas que descargan hacia adentro los líquidos se despliega en un ángulo cuya pendiente es alrededor de 1 a 5.

Este diseño no es bueno para las emulsiones.

Fuente

Barton, R. L., "Sizing Liquid-Liquid Phase Separators Empirically", *Chemical Engineering*, 8 de julio de 1974.

Caída de presión

Caída de presión a través de un eliminador de neblina

Se requiere una caída de presión de 1" H₂O.

Caída de presión al entrar más la que hay a la salida del recipiente

Fuente

Un valor cercano es el de una carga de velocidad para la admisión y la mitad para la velocidad en el tubo de salida.

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Espesor del recipiente

En la ecuación 1 se da el espesor requerido del recipiente, basado en el radio interior del mismo. En la ecuación 2 se da el espesor con base en el radio exterior.

$$T = \frac{Pr_i}{SE - 0.6P} + C \quad (1)$$

$$T = \frac{Pr_i}{SE + 0.4P} + C \quad (2)$$

en donde

P = Presión, psig (lb/in² manométricas)
 r = Radio, in
 S = Esfuerzo admisible, psi
 E = Eficiencia de la soldadura, fracción
 Úsese 0.85 para el trabajo inicial
 C = Material adicional para la corrosión, in

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Lavadores de gas

Separación regular

$$G = 900\sqrt{\rho_V(\rho_L - \rho_V)}$$

Buena separación

$$G = 750\sqrt{\rho_V(\rho_L - \rho_V)}$$

en donde

G = Velocidad másica admisible, lb/h ft²
 ρ = Densidad, lb/ft³

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Tanques de reflujo

Sigales ha proporcionado un método de optimización para los tanques de reflujo. Enseguida se dan algunos comentarios útiles de ese artículo.

1. Los tanques de reflujo suelen ser horizontales porque la carga de líquido es importante.
2. Cuando está presente una pequeña cantidad de una segunda fase líquida, se coloca un vaso extractor (comúnmente conocido como botaguas) para facilitar la separación del líquido pesado (con frecuencia, agua). El diámetro del vaso por lo común es determinado por las velocidades de la fase pesada de 0.5 ft/min. La longitud mínima es de 3 ft, para las conexiones del controlador de nivel. El diámetro mínimo del vaso, para un tanque de

- reflujo de 4 a 8 pies de diámetro, es de 16 pulgadas. Para los tanques de reflujo con diámetro mayor que 8 pies, se usan diámetros del vaso de por lo menos 24 pulgadas. El vaso debe colocarse a una distancia mínima de la recta tangente que une el cabezal con el cuerpo del recipiente.
3. La altura mínima del espacio libre para vapor, arriba del nivel del líquido es de un 20% del diámetro del tanque. Si es posible, ésta debe ser mayor de 10 pulgadas.

Fuente

Sigales, B., "How to Design Reflux Drums", *Chemical Engineering*, 3 de marzo de 1975.

sejos generales sobre el diseño del recipiente

El ingeniero de proceso se ve envuelto en muchos aspectos técnicos del diseño del recipiente, como el espesor, el material adicional para la corrosión y los órganos internos. Enseguida se dan algunos peligros latentes respecto a los cuales hay que estar alerta a lo largo del procedimiento:

Hay que asegurarse de dejar una altura suficiente para el desprendimiento, arriba de los Demisters,¹ de lo contrario debe aplicarse una sana rebaja de la capacidad nominal.

Para los separadores de líquido/líquido, evítense las configuraciones geométricas severas para la tubería que pueden producir turbulencia y homogeneización. Colóquese un cono difusor en la admisión y evítense todo aquello que produce esfuerzo cortante, como ranuras o agujeros.

Evítense la entrada de vapor cerca de un nivel de líquido. El vapor del rehervidor debe entrar por el fondo de una fraccionadora, a una distancia de por lo menos el espaciamiento entre los platos arriba del nivel alto del líquido. Se pueden producir daños a los platos, si el líquido se perturba.

De ser posible, evítense las toberas extendidas o la tubería interna que el operario no puede ver.

5. Adquiérase la seguridad de que artículos como los tubos indicadores, los controles de nivel o las tomas de presión no reciban una carga de impacto debido a una corriente entrante.
6. Úse un codo estrechamente acoplado como extractor de los separadores por gravedad, para eliminar el retorno de la carga hidráulica.
7. Verifíquense los decantadores por gravedad para el sello del líquido y la línea igualadora del vapor (rompedor del sifón).
8. Para los tubos indicadores, es bueno contar con un desfogue en la parte superior, como también con un dren en el fondo. Éstos deben encontrarse en línea para la limpieza directa de un lado a otro.

Fuentes

1. "Performance of Wire Mesh Demisters[®]", boletín 635, Otto H. York Co., Inc.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

9

Calderas

Plantas de energía	135
Controles	135
Eficiencia térmica	136
Entalpía del gas de la chimenea	137
Cantidad de gas en la chimenea	138
Estabilidad del colector de vapor	139
Desfogue del desaerador	140

Alcalinidad del agua	141
Control de la purga	142
Impurezas en el agua	143
Conductividad en relación con los sólidos disueltos	144
Sílice en el vapor	145
Aquebradización cáustica	146
Calor de desecho	147

tas de energía

Battelle ha presentado un informe bien redactado en el que analiza con gran detalle la utilización del carbón mineral en plantas de energía. En él se da una eficiencia térmica de 80% para las plantas de generación de vapor y una de 37–38% para las de generación de energía eléctrica con la carga base (alrededor del 70%). Una planta para carga diseñada para alrededor de 400 MW y más operará con presiones de vapor de 3600 psi (lb/in²) y 1000 °F, con recalentamiento hasta 1000 °F y calentamiento regenerativo del agua de alimentación a medio del vapor extraído de la turbina. Puede tenerse una eficiencia térmica del 40% de una planta de ese tipo, a plena carga, y de 38% con un factor elevado de carga anual. El caso de 3600 psi es supercrítico y se conoce como caldera de paso rápido, porque no tiene colector de vapor. Las plantas dise-

ñadas para alrededor de 100–350 MW operan a alrededor de 1800 psi y 1000 °F, con recalentamiento de 1000 °F. Por debajo de 100 MW, una condición típica sería alrededor de 1350 psi y 950 °F, sin recalentamiento. Por debajo de un factor de carga del 60%, la eficiencia cae con rapidez. La eficiencia promedio para todas las plantas de vapor destinadas a la generación de energía eléctrica, en términos anuales, es alrededor del 33%.

Fuente

Locklin, D. W., Hazard, H. R., Bloom, S. G. y Nack, H., "Power Plant Utilization of Coal, A Battelle Energy Program Report", Battelle Memorial Institute, Columbus, Ohio, septiembre de 1974.

roles

Se analizarán tres partes básicas de controles de la caldera:

Control del nivel

Control de la combustión (también se aplica a los calentadores)

Control maestro

Para el control del nivel en el colector de vapor, debe diseñarse el sistema moderno de tres elementos: flujo del vapor, flujo del agua de alimentación y nivel en el colector. Los tres flujos del vapor y del agua de alimentación se comparan, corrigiéndose este último en consecuencia y corrigiéndose por la señal del nivel en el colector. Este sistema es mejor que el nivel en el colector controle en forma directa la alimentación, porque la formación de espuma o el cambio en las condiciones en el colector pueden causar una lectura engañosa del nivel. Asimismo, el controlador de los elementos responde con mayor rapidez a los cambios en la demanda.

Los controles de la combustión deben diseñarse para garantizar en todo momento, una mezcla rica en aire, en especial ante los cambios de carga hacia arriba o hacia abajo. La presión en el cabezal de vapor produce las señales para los roles de la combustión en una caldera. La señal hacia los controles de la combustión viene de un controlador maestro controlado por la señal de presión en el cabezal de vapor, si las calderas están operando en paralelo.

Los controles de la combustión que garantizan de la mejor manera una mezcla rica en aire se mencionan a menudo como roles del tipo dosificador, debido a que se dosifican el flujo de agua y de aire y, de este modo, se controla la relación combustible-aire. Esta relación es el factor más importante para una combustión segura y económica, de modo que es

mejor controlarla en forma directa. No hay que decidirse por los controladores de bajo presupuesto que intentan llevar a cabo esta tarea básica en forma indirecta (como mediante el control de la relación combustible-vapor o de otro tipo).

La idea respecto a un control seguro es hacer que el aire determine el combustible, al incrementarse la demanda, y que el combustible sea el que determine el aire, al disminuir esa demanda. En los aumentos de carga, el aire se incrementa antes que el combustible. En las disminuciones de carga, se disminuye el combustible antes que el aire. Esto se realiza con selectores de señal alta y baja.

Un selector de señal alta alimenta al controlador del flujo de aire, el cual a menudo ajusta los álabes directores en la admisión del ventilador del tiro forzado. El selector de señal alta compara las señales de la presión del vapor y del flujo de combustible, selecciona la más alta y las pasa al controlador del flujo de aire. En una disminución de la carga, la presión en la línea de vapor tiende a elevarse y su controlador reduce la cantidad de aire para la combustión que va hacia la caldera, pero no de inmediato. El selector de señal alta recoge la señal del flujo de combustible, en lugar de la señal de la presión del vapor, la cual ha disminuido. Por lo tanto, el flujo del aire esperará hasta que el combustible haya disminuido. En los aumentos de carga, la señal de la presión del vapor es mayor que la del combustible y, de inmediato, se incrementa el flujo de aire.

El lector puede determinar con facilidad cómo funciona un selector de señal baja para el controlador de flujo del combustible. Compararía las señales de la presión del vapor y del flujo de aire. Debe de instalarse un analizador de oxígeno en los gases de la combustión, para monitorear de manera continua e incluso ajustar el flujo de aire.

Se necesita un controlador maestro para controlar la presión en un solo cabezal de vapor de varias calderas en paralelo. Se

incrementa o se disminuye la carga en las calderas en conjunto. Existe una estación polarizadora en cada caldera, si se desea una respuesta desigual. También se puede usar el "controlador maestro de caldera", un aparato que se usa con amplitud, para controlar otras unidades de equipo en paralelo. Por lo tanto, no debe de concebirse sólo como un controlador de caldera si surgen otras aplicaciones, como el control de unidades de gasificación del carbón mineral en paralelo.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

Eficiencia térmica

Enseguida se tiene una gráfica en la que se muestra cómo se puede determinar la eficiencia térmica a partir del exceso de aire y la temperatura de los gases de la chimenea.

Fuente

GPSA *Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen I, 10a. edición.

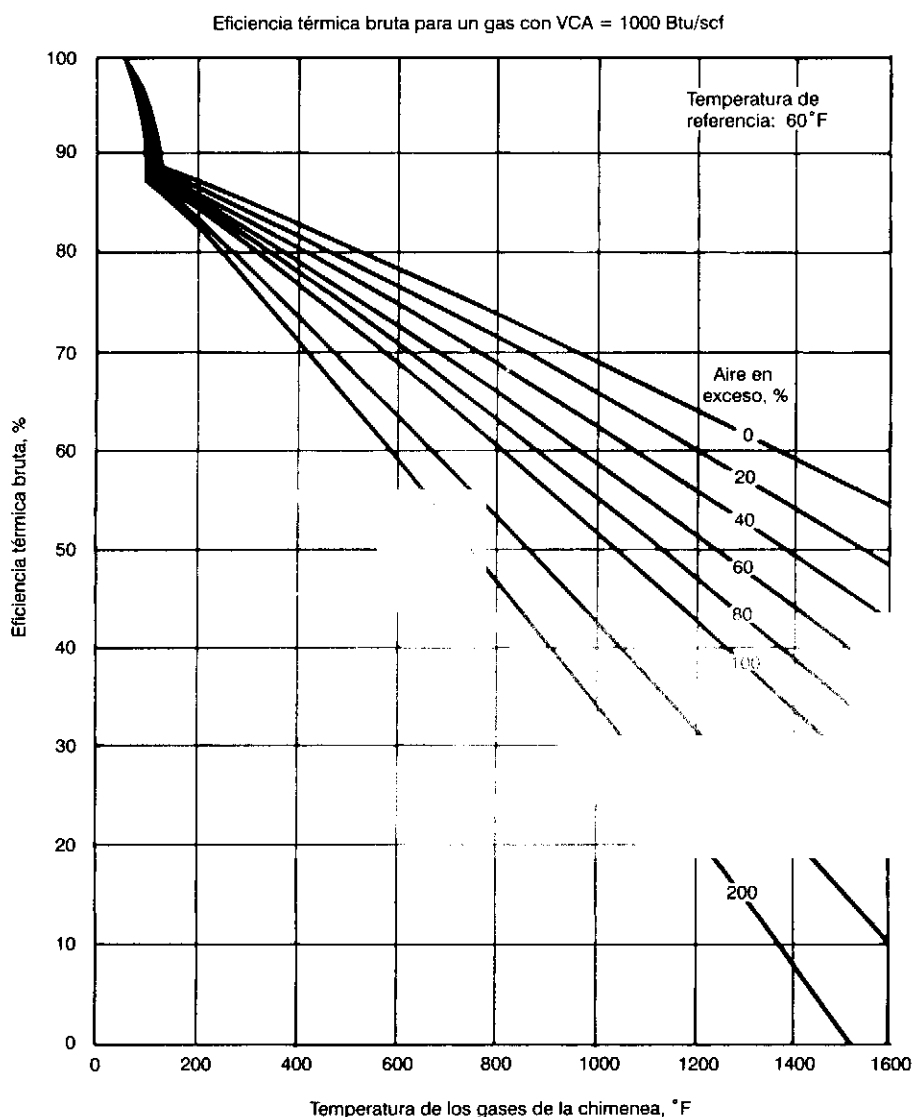


Figura 1. Determinación de la eficiencia térmica. (scf = ft³ estándar.)

Entalpía del gas de la chimenea

En la continuación se da una gráfica de fácil manejo relacionada con la entalpía de los gases de la chimenea, con combustión de gas natural.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen I, 10a. edición.

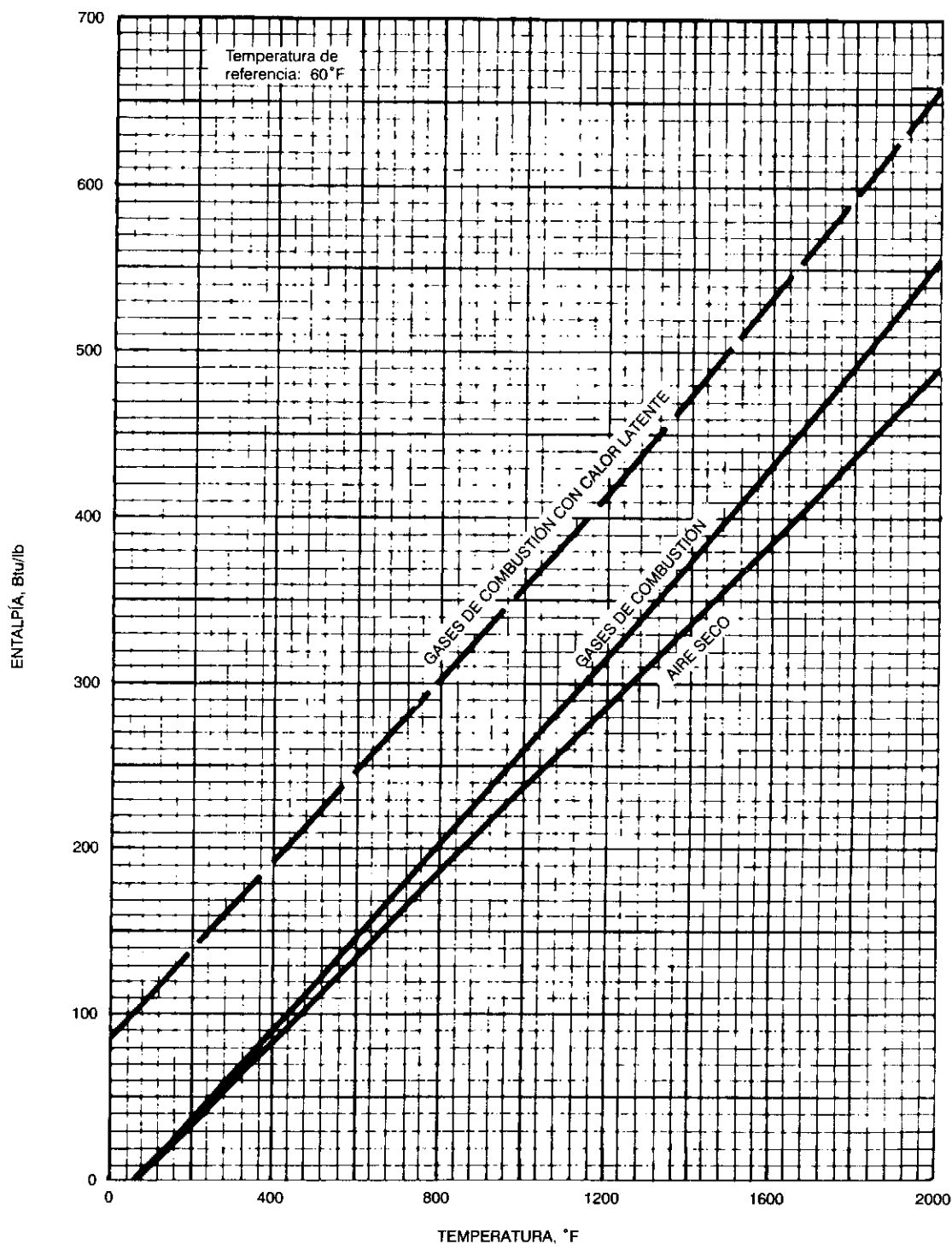


Figura 1. Entalpía típica de los gases de la combustión para un combustible de gas natural y 20% de aire en exceso.

Cantidad de gas en la chimenea

A continuación se da una gráfica de fácil manejo para estimar la cantidad de gases en la chimenea.

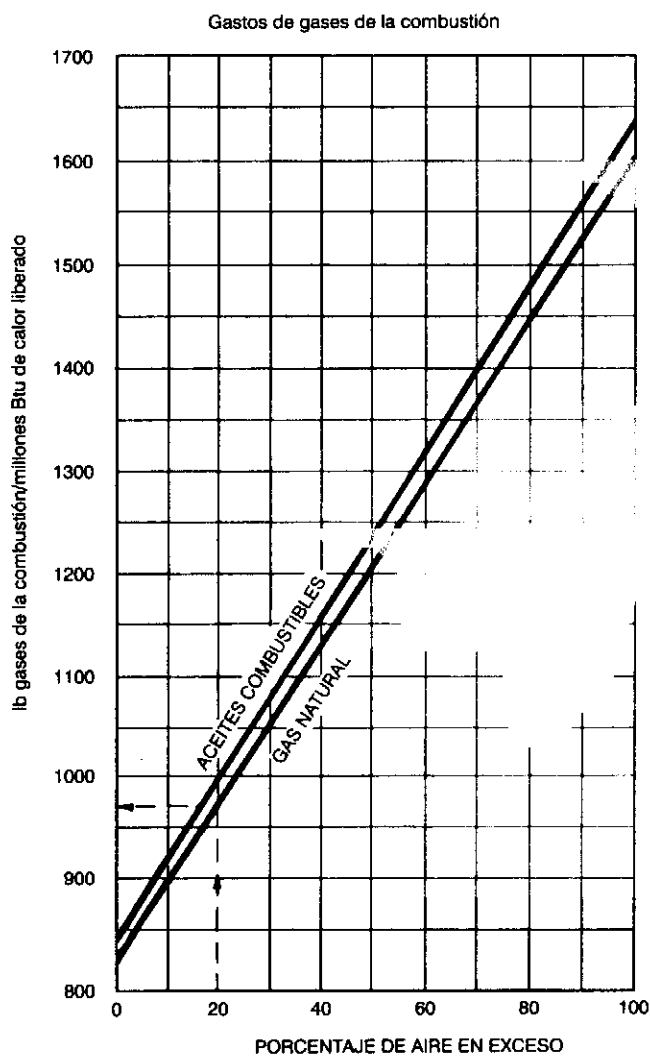


Figura 1. Estimación de la cantidad de gases en la chimenea.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen I, 10a. edición.

Estabilidad del colector de vapor

se ha publicado la existencia de un factor muy importante para el diseño del colector de vapor llamado factor de estabilidad del nivel en el colector. Del mismo modo que los ingenieros han aprendido cómo incrementar las capacidades de diseño de las calderas, los criterios para el diseño del colector de vapor se han quedado atrás. Los tres criterios referentes al diseño del colector han sido:

El colector se dimensiona para el gasto requerido de vapor.

El colector debe ser suficientemente grande como para contener los desviadores y separadores requeridos para mantener la separación y pureza del vapor.

El colector se debe extender cierta distancia mínima más allá del hogar para instalar mecánicamente los tubos.

El cuarto criterio necesita ser:

El colector debe tener una capacidad de contención de agua con reserva suficiente en el propio colector, de modo que todo el vapor que se encuentra en los conductos ascendentes, a plena carga, se reemplace por agua en el mismo colector sin dejar expuestas áreas críticas de los tubos.

Se puede cumplir con este cuarto criterio a un costo bajo del 1%. Sólo el 1% del costo de la caldera gastado en el colector hace que se cumpla. El cuarto criterio se satisface al que el factor de estabilidad del nivel en el colector sea igual a 1.0 como mínimo. Cuando éste existe, el colector será estable durante cambios amplios y rápidos en la operación.

E.N.C. se define como:

$$E.N.C. = V_a/V_m$$

donde

V_a = Capacidad real de contención de agua del colector entre nivel normal del agua y el nivel en el cual los tubos estarían críticamente expuestos, gal.

V_m = Capacidad mínima de contención de agua requerida para emplazar todas las burbujas de vapor en los conductos ascendentes, gal.

Se calcula con base en la figura 1, en la cual se usa, como "nivel crítico", una altura de una pulgada arriba del extremo del desviador del colector que separa los conductos ascendentes de los descendentes.

Se han deducido ecuaciones para simplificar el cálculo:

$$E.N.C. = \%SBV \cdot G(HR) / [4(150\,000)]$$

Las constantes están basadas en datos de pruebas

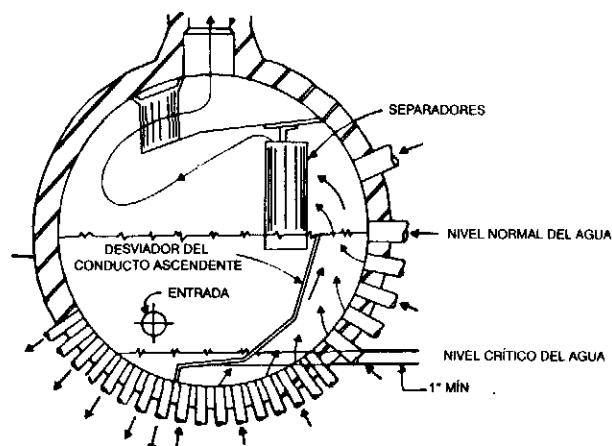


Figura 1. Configuración general del colector de vapor.

en donde

G = Volumen de agua requerido para llenar la caldera completa hasta el nivel normal del agua, gal

HR = Calor liberado por el hogar por pie cuadrado de superficie radiante proyectada efectiva (SRPE), Btu/ft²

$$\%SBV = V_s / [(C - 1)V_w + V_s], \text{ adimensional}$$

en donde

C = Razón promedio de circulación de la caldera a plena carga, lb de mezcla agua-vapor circulada en un circuito, por lb de vapor que sale de ese circuito. (C es el promedio de todos los circuitos en la caldera.)

V_s, V_w = Volumen específico de una libra de vapor (S), o de agua (W), a la temperatura y presión de saturación del colector de vapor a las condiciones de operación.

Ellison da el ejemplo siguiente:

Dados

Presión en el colector de vapor	= 925 psig
C (del fabricante)	= 18.5
G (del fabricante)	= 6000 gal
HR (del fabricante)	= 160 000 Btu/SRPE
V_a	= 1500 gal

Cálculos

$$V_w = 0.0214 \text{ ft}^3/\text{lb} \text{ (de las tablas de vapor)}$$

$$V_s = 0.4772 \text{ ft}^3/\text{lb} \text{ (de las tablas de vapor)}$$

$$\begin{aligned}\%SBV &= 0.4772/[(18.5 - 1)(0.0214) + 0.4772] \\ &= 0.56 \text{ (o bien, 56\% de vapor en volumen)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_m &= [(0.56)(6000)(160\,000)]/600\,000 \\ &= 896 \text{ gal}\end{aligned}$$

$$F.E.N.C = V_a/V_m = 1500/896 = 1.67$$

Este nivel en el colector de vapor sería muy estable (el F.E.N.C. bien arriba de 1.0).

Fuente

Ellison, G. L., "Steam Drum Level Stability Factor", *Hydrocarbon Processing*, mayo de 1971.

Desfogue del desaereador

Knox ha proporcionado las siguientes gráficas para estimar el vapor de desfogue requerido de los desaereadores del agua de alimentación de la caldera. El gasto de vapor de desfogue depende del tipo de desaereador (del tipo de aspersión o de platos) y el porcentaje de agua de reemplazo (como contraste al condensado de retorno). Gastos bajos de agua de reemplazo requiere gastos relativamente más bajos de desfogue de vapor, pero existe un gasto mínimo requerido para extraer el CO_2 del condensado de retorno.

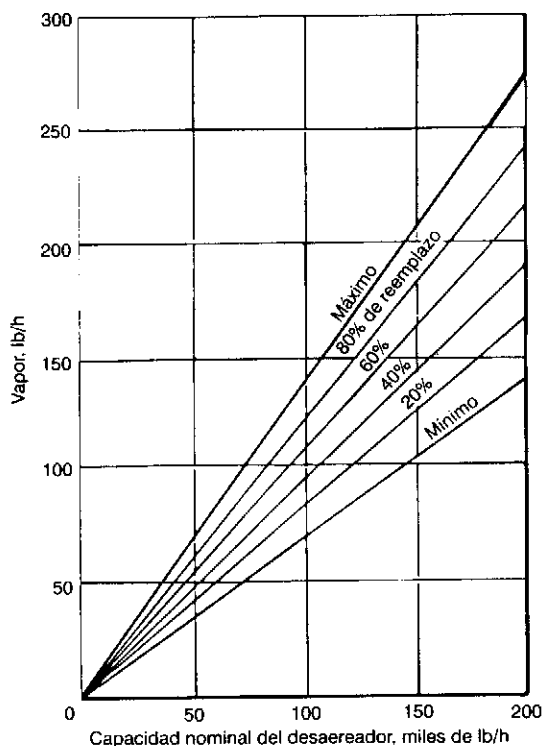


Figura 1. Gasto de desfogue de vapor en términos de la capacidad nominal del desaereador, para uno del tipo de aspersión.

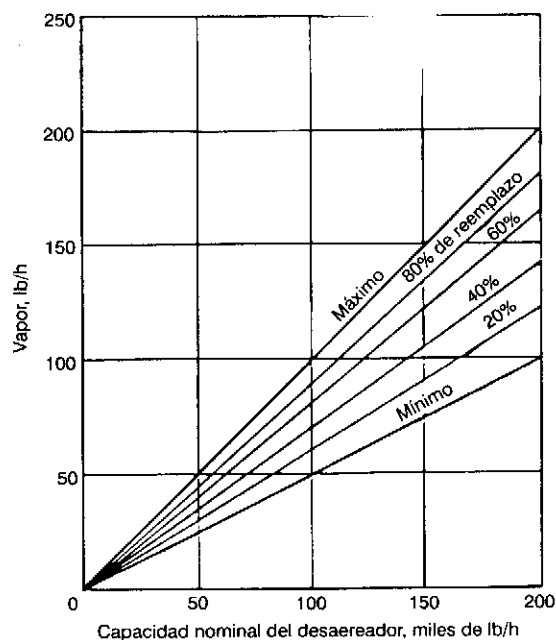


Figura 2. Gasto de desfogue de vapor en términos de la capacidad nominal del desaereador, para uno del tipo de platos.

Fuente

Knox, A. C., "Venting Requirements for Deaerating Heaters", *Chemical Engineering*, 23 de enero de 1984.

Alcalinidad del agua

La mayor parte de los resultados de los análisis del agua son bien fáciles de interpretar. Sin embargo, dos pruebas sencillas y útiles necesitan explicación. Éstas son las alcalinidades *M* y *P*. El agua se titula con HCl N/30 hasta el punto final de la titulación en pH 8.3. Ésta se conoce como alcalinidad *P*. La titulación semejante hasta el punto extremo del anaranjamiento de metilo en pH 4.3 se llama alcalinidad *M*. Se expresan en ppm de CaCO_3 .

Esto se aplica a las aguas que tienen alcalinidad causada por los iones siguientes, o todos:

Bicarbonato (HCO_3^-)

Carbonato (CO_3^{2-})

Hidróxido (OH^-)

En las aguas naturales, la alcalinidad suele ser causada por el bicarbonato. El carbonato y el hidróxido rara vez se encuentran en el agua no tratada. La alcalinidad *M* es igual a la suma de las formas de alcalinidad. La alcalinidad *P* es igual a $\frac{1}{2}$ de la

Tabla 1
Comparación de las alcalinidades *P* y *M*

	OH^-	CO_3^{2-}	HCO_3^-
$P = 0$	0	0	<i>M</i>
$P = M$	<i>M</i>	0	0
$P = M/2$	0	<i>M</i>	0
$P < M/2$	0	2 <i>P</i>	<i>M</i> -2 <i>P</i>
$P > M/2$	2 <i>P</i> - <i>M</i>	2(<i>M</i> - <i>P</i>)	0

alcalinidad por carbonato y a toda la alcalinidad por hidróxido. En la tabla 1 se muestra lo que se puede deducir a partir de las alcalinidades *P* y *M*.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Control de la purga

La American Boiler Manufacturers' Association (AMBA) ha establecido límites para la composición del agua para calderas. Estos límites se fijan para ayudar a asegurar un vapor de calidad (por ejemplo, la limitación del sílice en el vapor a 0.02–0.03 ppm). La purga normalmente se basa en el más bajo de estos límites, mostrados en la tabla 1.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Tabla 1
Límites de la AMBA para el agua para calderas

Presión de la caldera (psig)	Sólidos totales (ppm)	Alcalinidad (ppm)	Sólidos suspendidos (ppm)	Sílice (ppm)
0-300	3500	700	300	125
301-450	3000	600	250	90
451-600	2500	500	150	50
601-750	2000	400	100	35
751-900	1500	300	60	20
901-1000	1250	250	40	8
1001-1500	1000	200	20	2.5
1501-2000	750	150	10	1.0
más de 2 000	500	100	5	0.5

psig = lb/in² manométricas

Impurezas en el agua

Seguida se da una tabla en la que se muestran las impurezas principales del agua, las dificultades que causan y su tratamiento.

Fuente

GPSSA *Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen 11, 10a. edición.

Tabla 1
Características comunes e impurezas del agua

Constituyente	Fórmula química	Dificultades causadas	Medios de tratamiento
Turbidez	Ninguna, por lo común se expresa como unidades Jackson de turbidez	Imparte un aspecto desagradable al agua; se deposita en las líneas de agua, equipo de proceso, calderas, etc.; interfiere con la mayor parte de los usos en procesos	Coagulación, sedimentación y filtración
Color	Ninguna	El decaimiento del material orgánico y de los iones metálicos que producen color puede causar formación de espuma en las calderas; obstaculiza los métodos de precipitación como el de eliminación del hierro y el ablandamiento con fosfato en caliente; puede manchar el producto en el uso en procesos	Coagulación, filtración, cloración, adsorción por medio de carbón activado
Dureza	Sales de calcio, magnesio, bario y estroncio, expresadas como CaCO_3	Fuente principal de la formación de incrustación en el equipo intercambiador de calor, calderas, tuberías, etc.; forma grumos con el jabón; interfiere con el teñido, etcétera	Ablandamiento, destilación, tratamiento interno del agua de la caldera, agentes superficiales activos, ósmosis inversa, electrodiálisis
Alcalinidad	Bicarbonato (HCO_3^{-1}), carbonato (CO_3^{-2}) e hidroxilo (OH^{-1}), expresados como CaCO_3	Formación de espuma y arrastre de sólidos con el vapor; aquebradización del acero de la caldera; el bicarbonato y el carbonato producen CO_2 en el vapor, una fuente de corrosión	Ablandamiento con cal y cal-sosa, tratamiento con ácidos, ablandamiento con zeolita de hidrógeno, desmineralización, desalcalización por medio de intercambio de aniones, destilación, desgasificación
Ácido mineral libre	H_2SO_4 , HCl , etc., expresados como CaCO_3 , titulados hasta el punto final del anaranjado de metilo	Corrosión	Neutralización con álcalis
Bióxido de carbono	CO_2 Concentración del ion hidrógeno definida como $\text{pH} = \log \frac{1}{(\text{H}^{+1})}$	Corrosión en las líneas de agua y, en particular, en las líneas de vapor y de condensado El pH varía de acuerdo con la concentración de sólidos acidógenos o alcalinos en el agua; la mayor parte de las aguas naturales tienen un pH de 6.0-8.0	Aereación, desaereación, neutralización con álcalis, formación de películas y neutralización con aminas El pH se puede incrementar por medio de álcalis o disminuir por medio de ácidos
Sulfato	$(\text{SO}_4)^{-2}$	Se suma al contenido de sólidos en el agua pero, en sí mismo, no suele ser significativo; se combina con el calcio para formar incrustación de sulfato de calcio	Desmineralización, destilación, ósmosis inversa, electrodiálisis
Cloruro	Cl^{-1}	Se suma al contenido de sólidos e incrementa el carácter corrosivo del agua	Desmineralización, destilación, ósmosis inversa, electrodiálisis
Nitrato	$(\text{NO}_3)^{-1}$	Se suma al contenido de sólidos, pero no suele ser significativo desde el punto de vista industrial; resulta útil para el control de la aquebradización del metal de la caldera	Desmineralización, destilación, ósmosis inversa, electrodiálisis
Fluoruro	F^{-1}	No suele ser significativo desde el punto de vista industrial	Adsorción con hidróxido de magnesio, fosfato de calcio o carbón de hueso; coagulación con alumbre; ósmosis inversa; electrodiálisis
Sílice	SiO_2	Forma incrustación en las calderas y en los sistemas de agua de enfriamiento; forma depósitos insolubles en los álabes de las turbinas debido a la vaporización de la sílice	Eliminación por proceso en caliente con sales de magnesio; adsorción por medio de resinas para intercambio de aniones intensamente básicas, en conjunción con desmineralización; destilación
Hierro	Fe^{+2} (ferroso) Fe^{+3} (férrico)	Decolora el agua al precipitarse; fuente de depósitos en las líneas de agua, calderas, etc.; interfiere con el teñido, con el curtido, con la fabricación de papel, etcétera	Aereación, coagulación y filtración, ablandamiento con cal, intercambio de cationes, filtración de contacto, agentes superficiales activos para la retención del hierro
Manganeso	Mn^{+2}	Lo mismo que el hierro	Lo mismo que el hierro
Aceite	Se expresa como aceite o materia de cloroformo que puede extraerse, en ppm en peso	Forma incrustación, lodo y espuma en las calderas; impide el intercambio de calor; indeseable en la mayor parte de los procesos	Separadores a base de desviadores, calderas, coagulación y filtración, filtración en tierra de diatomeas
Oxígeno	O_2	Corrosión de las líneas de agua, equipo de intercambio de calor, calderas, líneas de retorno, etcétera	Desaereación, sulfito de sodio, inhibidores de la corrosión, hidrazina o sustitutos adecuados

(la tabla contin.)

Tabla 1 (Continuación)
Características comunes e impurezas del agua

Contaminante	Fórmula química	Dificultades causadas	Medios de tratamiento
de sulfuro	H ₂ S	Causa de olor a "huevo podrido"; corrosión	Aereación, cloración, intercambio fuertemente básico de aniones
de amonio	NH ₃	Corrosión de las aleaciones de cobre y de zinc por la formación de un ion complejo soluble	Intercambio de cationes con zeolita de hidrógeno, cloración, desaereación, desmineralización en lecho mezclado
Conductividad	Expresada como micromhos, conductancia específica	La conductividad es el resultado de los sólidos ionizables en solución; la alta conductividad puede incrementar las características corrosivas de un agua	Cualquier proceso que haga disminuir el contenido de sólidos disueltos hará decrecer la conductividad; ejemplos son la desmineralización, el ablandamiento con cal
Sólidos disueltos	Ninguna	"Sólidos disueltos" es medida de la cantidad total de materia disuelta, determinada por evaporación; las concentraciones elevadas de sólidos disueltos son objetables debido a su interferencia con los procesos y como una causa de formación de espuma en las calderas	Varios procesos de ablandamiento, como el ablandamiento con cal y el intercambio de cationes por medio de la zeolita de hidrógeno, reducirán los sólidos disueltos; desmineralización; destilación; ósmosis inversa; electrodiálisis
Sólidos suspendidos	Ninguna	"Sólidos suspendidos" es la medida de materia no disuelta, determinada en forma gravimétrica; los sólidos suspendidos obstruyen las líneas, causan la formación de depósitos en el equipo de intercambio de calor, calderas, etcétera	Asiento, filtración, por lo común precedida por coagulación y sedimentación
Sólidos totales	Ninguna	"Sólidos totales" es la suma de los sólidos disueltos y los suspendidos, determinada en forma gravimétrica	Véanse "Sólidos disueltos" y "Sólidos suspendidos"

Actividad en relación con los sólidos disueltos

Para hacer una rápida estimación de los sólidos totales disueltos (STD) en el agua, se puede hacer una medición de la actividad. La unidad para la medición es la mho/cm. Un mho es el recíproco de un ohm. La International Organization of Standards dio el nuevo nombre de siemens (símbolo, S) al tanto mho/cm como S/cm se aceptan como términos válidos. En los suministros de agua (superficial, pozo, etc.) la actividad será más o menos de 10^{-6} S/cm, o sea, 1 μ S/cm. Si no se cuenta con datos, el factor para la conductividad STD es:

$$\text{ppm} = \text{Conductividad } (\mu\text{S/cm})/2$$

Sin embargo, con frecuencia el proveedor local del agua proporcionará los datos acerca de los STD y la conductividad, lo que se puede obtener el factor correcto para una zona. En la tabla 1 se dan los factores de conductividad para las sales comunes que se encuentran en los suministros de agua.

Fuente

McPherson, Lori, "How Good Are Your Values for Total Dissolved Solids?" *Chemical Engineering Progress*, noviembre de 1995.

Tabla 1
Calidad del agua: Factores de conductividad de iones que se encuentran comúnmente en el agua

Ion	$\mu\text{S/cm}$ por ppm
Bicarbonato	0.715
Calcio	2.60
Carbonato	2.82
Cloruro	2.14
Magnesio	3.82
Nitrato	1.15
Potasio	1.84
Sodio	2.13
Sulfato	1.54

Reproducida con autorización del American Institute of Chemical Engineers, Copyright 1995 AIChE, todos los derechos reservados.

Sílice en el vapor

En la figura 1, tomada de la GPSA, se muestra cómo el contenido de sílice del agua para la caldera afecta el contenido de este compuesto en el vapor. Por ejemplo, a 1600 psia (lb/in² absolutas), 100 ppm de sílice en el agua de la caldera causa 0.9 ppm de sílice en el vapor. Si este vapor se expandiera hasta 100 psia, siguiendo la línea de vapor hacia abajo (las curvas de saturado y sobrecalentado convergen en el momento en que alcanzan 100 psia), la solubilidad del sílice disminuye hasta 0.1 ppm. Por lo tanto, la diferencia (0.8 ppm) tendería a depositarse sobre los álabes de la turbina.

La American Boiler Manufacturers' Association presiona por tener menos de 0.02–0.03 ppm de sílice en el vapor y limitar esa cantidad de sílice en el agua para la caldera. Véase la sección titulada "Control de la purga".

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.

Aquebradización cáustica

El agua de una caldera puede tener características de producción de aquebradización cáustica. Sólo una prueba en la que se use el detector de aquebradización de la U. S. Bureau of Mines mostrará si éste es el caso. Si se encuentra que el agua produce aquebradización, resulta recomendable agregar inhibidor de nitrato de sodio para que no sea atacada un área débil de la caldera.

La cantidad de nitrato de sodio requerida se especifica como la razón $\text{NaNO}_3/\text{NaOH}$, calculada como sigue:

$$\text{Razón} = (\text{Nitrato})(2.14)/(\text{Alcalinidad M} - \text{fosfato})$$

en donde

$$\text{Razón} = \text{Razón } \text{NaNO}_3/\text{NaOH}$$

$$\text{Nitrato} = \text{Nitrato como } \text{NO}_3, \text{ ppm en peso}$$

$$\text{Alcalinidad M} = \text{Alcalinidad M como } \text{CaCO}_3, \text{ ppm en peso}$$

$$\text{Fosfato} = \text{Fosfato como } \text{PO}_4, \text{ ppm en peso}$$

Véase la sección sobre Alcalinidad del agua respecto a una explicación de la alcalinidad M.

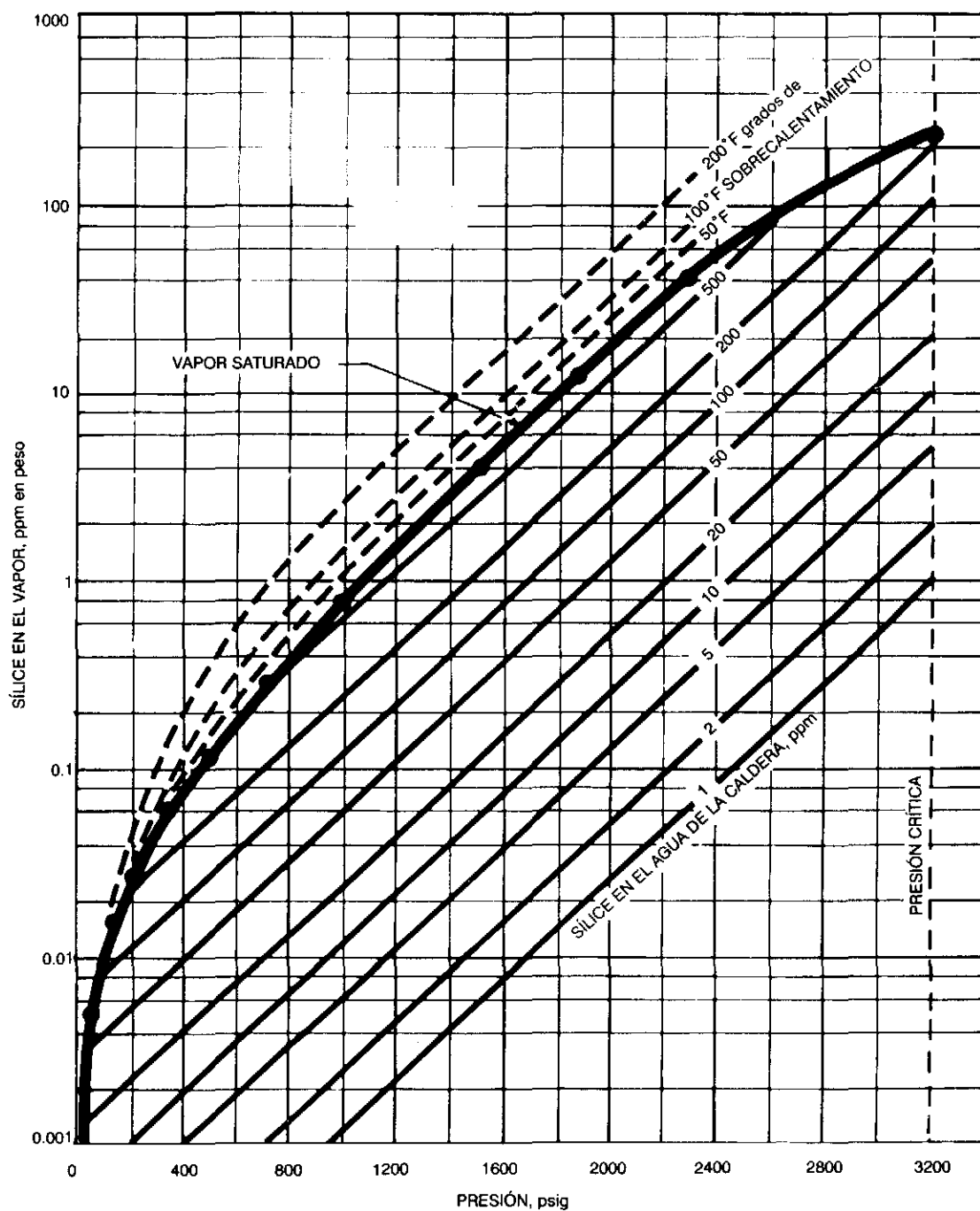
La U. S. Bureau of Mines recomienda que la razón $\text{NaNO}_3/\text{NaOH}$ sea como sigue:

Presión de la caldera (psig)	Razón
0-250	0.20
250-400	0.25
400-700	0.40

(psig = lb/in² manométricas).

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.



. Relaciones entre la presión de la caldera, el contenido de sílice en el agua de la caldera y la solubilidad del sílice en el vapor.
b/in² manométricas.)

Calor de desecho

Con este método se determina con rapidez el área superficial requerida para la transferencia de calor y cómo influirán las cargas cambiantes sobre el rendimiento

Las calderas de tubos de humo se usan con amplitud para recuperar la energía de las corrientes de gas de desecho que es común encontrar en las plantas químicas, refinerías y plantas generadoras de energía eléctrica. Ejemplos típicos son los gases de escape de las turbinas de gas y de los motores Diesel, como también los efluentes de las plantas de ácido sulfúrico, de ácido nítrico y de hidrógeno. En general, se usan para generación de vapor a baja presión. En la figura 1 se muestra una disposición típica de una caldera de tubos de humo. El dimensionamiento de las calderas de calor de desecho es un procedimiento un tanto complicado. Sin embargo, si se aplica el método que se describe a continuación, se puede estimar el rendimiento de la caldera en diversas condiciones de carga, además de diseñar la superficie de transferencia de calor para un servicio dado. Se afirma que este procedimiento tiene varias ventajas, como se ve a continuación.

Método de diseño. La energía transferida, Q , se expresa como:¹

$$Q = W_g C_p (T_1 - T_2)$$

$$= UA \frac{\{(T_1 - t_s) - (T_2 - t_s)\}}{\ln \left(\frac{T_1 - t_s}{T_2 - t_s} \right)} \quad (1)$$

en donde U , el coeficiente total de transferencia de calor, se expresa por:

$$U = 0.95 h_i \quad (2)$$

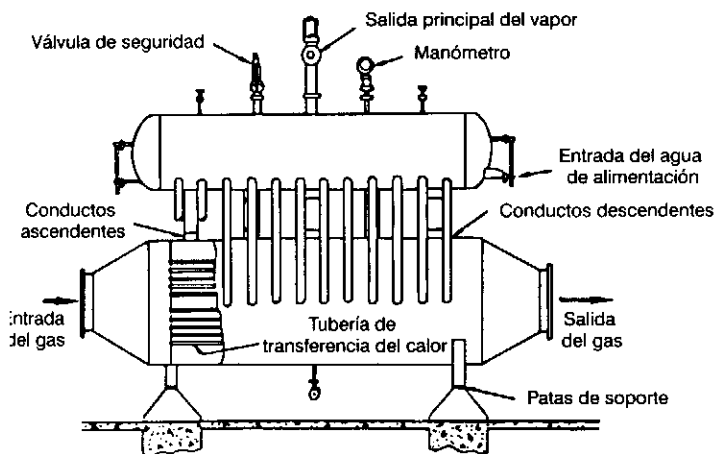


Figura 1. Calderas típicas para recuperación de calor de desecho.

El coeficiente interior de transferencia de calor, h_i , se expresa por:

$$NU = (h_i d_i) / 12k = 0.023 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.4} \quad (3)$$

A partir de las ecuaciones anteriores, al hacer las sustituciones $A = \pi d_i NL$ y $w = W_g / N$, queda

$$\ln \left(\frac{T_1 - t_s}{T_2 - t_s} \right) = \frac{UA}{W_g C_p}$$

$$= \frac{0.62L k^{0.6}}{d_i^{0.8} w^{0.2} C_p^{0.6} \mu^{0.4}} = \frac{0.62L F(t)}{d_i^{0.8} w^{0.2}} \quad (4)$$

en donde $F(t) = (k^{0.6} / C_p^{0.6} \mu^{0.4})$

En la figura 2 se ha trazado la gráfica de la ecuación antes dada. En la misma figura se ha calculado $F(t)$ para corrientes de gases de la combustión que es común encontrar y se han trazado en la misma figura.

Las ventajas de la figura 2 son:

- Se puede hallar (diseñar) el área superficial, A , requerida para transferir una Q dada.
- Puede hallarse la temperatura del gas de salida, T_2 , y Q en cualquier condición fuera de diseño (rendimiento).
- Si se tienen limitaciones de espacio para la caldera (L o el diámetro del casco pueden estar limitados en algunos casos), se puede usar la gráfica para obtener un diámetro diferente del casco, dado por $D_s = 1.3 \sqrt{N}$.
- No es necesario calcular el coeficiente de transferencia de calor.
- No es necesario hacer referencia a las propiedades de los gases de la combustión.

De este modo, se puede ahorrar una cantidad considerable de tiempo al usar esta gráfica. Las propiedades del gas deben de evaluarse a la temperatura promedio del mismo. En el caso de diseño, se conocen las temperaturas del gas a la entrada y a la salida y, por consiguiente, se puede hallar el promedio. En el caso de evaluación del rendimiento, sólo se conocerá la temperatura de admisión del gas y, como consecuencia, una buena estimación de la temperatura promedio del gas es $0.6(T_1 + t_s)$. Asimismo, un buen valor de partida de w , para el diseño, es 80 a 150 lb/h.

Ejemplo 1. Se va a diseñar una caldera de calor de desecho con el fin de enfriar 75 000 lb/h de gases de combustión, desde 1625°F hasta 535°F, generando vapor a 70 psia. Se deben usar tubos cuyo tamaño es de DE de 2 in y DI de 1.8 in. Estímese el

superficial y la configuración geométrica, usando 120 lb/h flujo por tubo. Encuéntrese Q y W_s , si el agua de alimentación entra a 180°F.

Solución: Calcúlese $(T_1 - t_s)/(T_2 - t_s) = (1625 - 303)/(535 - 180) = 5.7$. Únase $w = 120$ con $d_i = 1.8$ y prolongúese la recta hasta cortar la recta 1 en "A". Únase $t = (1625 + 535)/2 = 1080$ con $(T_1 - t_s)/(T_2 - t_s) = 5.7$ y prolongúese la recta hasta cortar la recta 2 en "B". Únase "A" y "B" para cortar la escala L en De donde, la longitud del tubo es de 16 ft. Número de s , $N = 75\,000/120 = 625$. Área superficial, $A = 1.8(16)(\pi/12) = 4710 \text{ ft}^2$. Nótese que esto es sólo un diseño y en tenerse otras posibilidades al cambiar w y L . Si L tiene limitarse, se puede trabajar sobre la gráfica a la inversa para el valor de w .

$$Q = 75\,000(0.3)(1625 - 535) = 24.52 \text{ millones Btu/h}$$

$$W_s = 24.52(10^6)/(1181 - 148) = 23\,765 \text{ lb/h}$$

(1181 y 148 son las entalpías del vapor saturado y del agua de alimentación.)

Ejemplo 2. ¿Cuál es el servicio y la temperatura del gas de salida en la caldera, si entran a ésta 60 000 lb/h de gases de combustión a 1200°F? La presión del vapor es la misma que la del ejemplo 1.

Solución: Únase $w = (60\,000/625) = 97$ con $d_i = 1.8$ y prolongúese la recta hasta cortar la recta 1 en "A". Únase con $L = 16$ y prolongúese la recta hasta cortar la recta 2 en "B". La

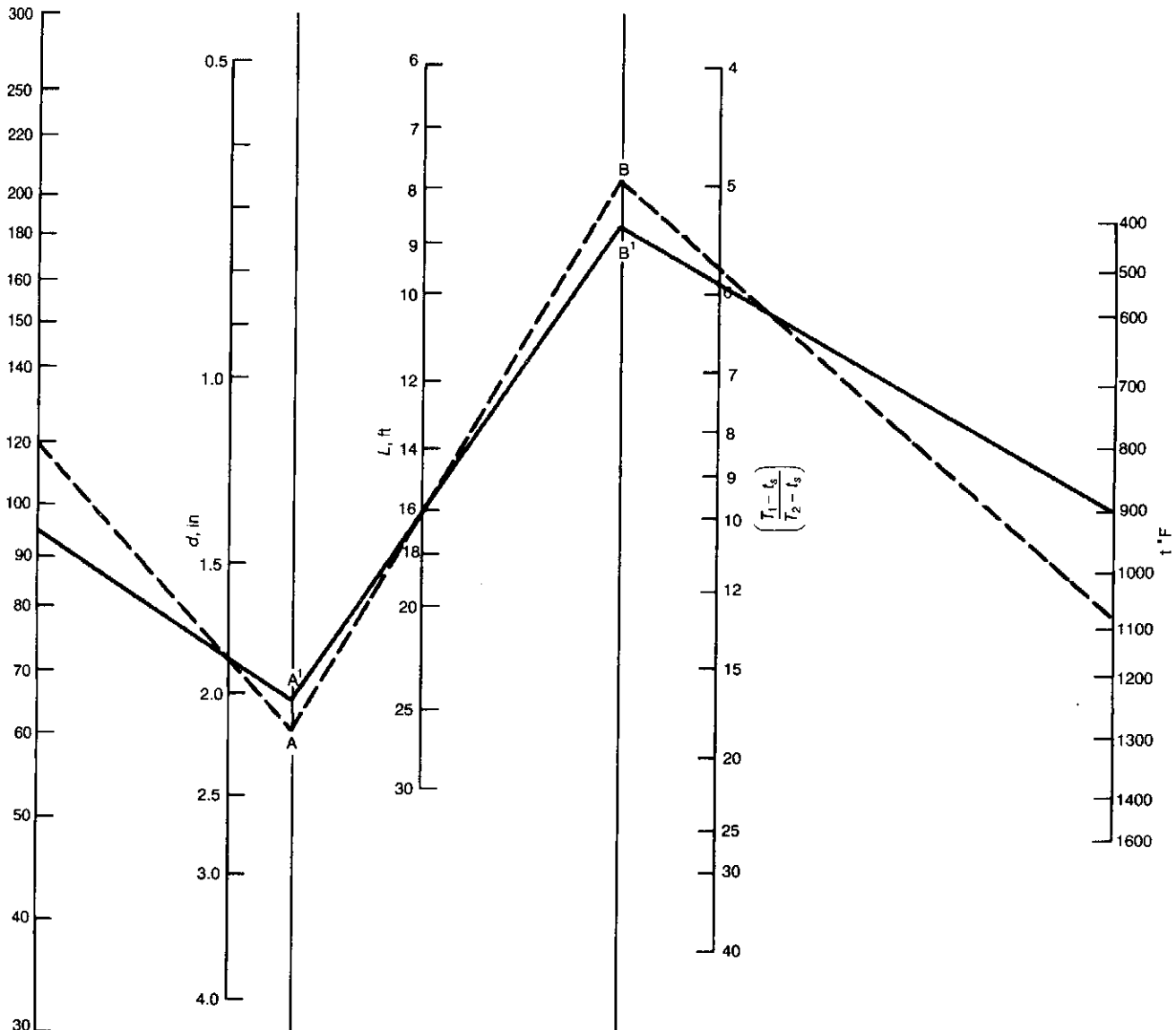


Figura 2. Gráfica para la evaluación del rendimiento.

temperatura promedio del gas es de $0.6 (1200 + 303) = 900^\circ\text{F}$.
Únase "B" con $t = 900$ para cortar la escala $(T_1 - t_s)/(T_2 - t_s)$ en 5.9. De donde, $t = 455^\circ\text{F}$.

Si se supone un C_p de 0.285, $Q = 60\,000 (0.285)(1200 - 455) = 12.74$ millones Btu/h. $W_s = 12.74(10^6)/(1181 - 148) = 12\,340$ lb/h (se puede obtener una aproximación de C_p por medio de $(0.22 + 7.2(10^{-5})t)$, en el rango de temperaturas de 600 a 1500°F).

Nomenclatura

A = Área superficial, ft^2 , basada en el DI del tubo
C = Calor específico del gas, Btu/lb $^\circ\text{F}$
 d_i = Diámetro interior del tubo, in
k = Conductividad térmica del gas, Btu/ft-h $^\circ\text{F}$
L = Longitud del tubo, ft
N = Número total de tubos en la caldera
Pr = Número de Prandtl del gas

Q = Servicio de la caldera, Btu/h
Re = Número de Reynolds del gas
 t_g, t_s = Temperatura promedio del gas y de saturación de vapor, $^\circ\text{F}$
 T_1, T_2 = Temperatura del gas al entrar y salir de la caldera, $^\circ\text{F}$
U = Coeficiente total de transferencia de calor, Btu/ft ^{2} h $^\circ\text{F}$ (basado en el DI del tubo)
 μ = Viscosidad del gas, lb/ft h
 W_g, W_s = Flujo total del gas y del agua, lb/h
w = Flujo por tubo, lb/h

Fuentes

1. Ganapathy, V., "Size or Check Waste Heat Boilers Quickly". *Hydrocarbon Processing*, septiembre de 1984.
2. Ganapathy, V., *Applied Heat Transfer*, PennWell Books 1982.



10

torres de enfriamiento

Balances del sistema	150
Datos de temperaturas	150
Rendimiento	152
Estimación del rendimiento: historia de un caso	154
Unidades de transferencia	154

Balances del sistema

Para determinar los flujos en los sistemas de agua de enfriamiento, úsese un balance de calor y materiales y uno de cloruro (la razón de concentración suele calcularse a partir de las concentraciones de cloruros).

$$D = C (500) \text{ lb/h (1) Btu/lb } ^\circ\text{F } (\Delta T) ^\circ\text{F} \quad (1)$$

$$= 500 C \Delta T \text{ Btu/h}$$

$$E \approx \frac{D \text{ Btu/h}}{1000 \text{ Btu/lb (500) lb/h/gpm}} = \frac{C \Delta T}{1000} \quad (2)$$

$$CR = \frac{Cl^-_B}{Cl^-_M}; \text{ también } MCl^-_M = BCl^-_B \quad (3)$$

de modo que

$$CR = M/B \quad (4)$$

$$M = E + B \text{ (balance global de materiales)} \quad (5)$$

$$E = M - B = CR (B) - B = B (CR - 1) \quad (6)$$

por tanto

Tabla 1
Pérdida por efecto del viento

Tipo del dispositivo de enfriamiento	Pérdida por efecto del viento como un porcentaje del gasto en circulación del sistema
Estanque de aspersión	3
Torre atmosférica de enfriamiento	0.7
Torre de enfriamiento de tiro mecánico (Los eliminadores de deriva pueden mejorar el 0.2)	0.2

$$B = \frac{E}{CR - 1} \quad (7)$$

$$M = E \left(\frac{CR}{CR - 1} \right) \quad (8)$$

Úsese la ecuación (2) para obtener E, enseguida la 7 para obtener B y, por último la 5 o la 8 para obtener M.

En donde

D = Servicio del sistema de enfriamiento, Btu/h

C = Gasto de circulación del sistema, gpm

ΔT = Diferencia de temperatura en el sistema de enfriamiento (agua caliente de retorno menos agua fría del suministro), $^\circ\text{F}$

E = Razón de evaporación del sistema de enfriamiento, gpm

CR = Razón de concentración del sistema de enfriamiento

Cl^- = Concentración de cloruro en el reemplazo o en la purga

M = Gasto de reemplazo del sistema de enfriamiento

B = Purga total del sistema de enfriamiento, gpm. Ésta incluye la purga planeada más las pérdidas (o deriva) por efecto del viento del sistema de enfriamiento (por supuesto, toda fuga del sistema cuenta como parte de la purga "planeada")

Para determinar la cantidad requerida de purga planeada, réstense las pérdidas por acción del viento de B. Úsese la tabla 1 para determinar las pérdidas por acción del viento, en lugar de los datos del fabricante o cualesquiera otros de prueba.

Cuando se tratan los sistemas de enfriamiento, los productos químicos se agregan por inyecciones, en lugar de en forma continua. En la ecuación 9 se da la vida media de un producto químico en un sistema de enfriamiento:

$$T_{1/2} = \frac{S}{B} (.693) \quad (9)$$

en donde

$T_{1/2}$ = Vida media, min

S = Capacidad del sistema, gal

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Datos de temperaturas

En la figura 1, tomada del *GPSA Engineering Data Book*, se dan las temperaturas de diseño de bulbo húmedo y de bulbo seco para Estados Unidos continental.

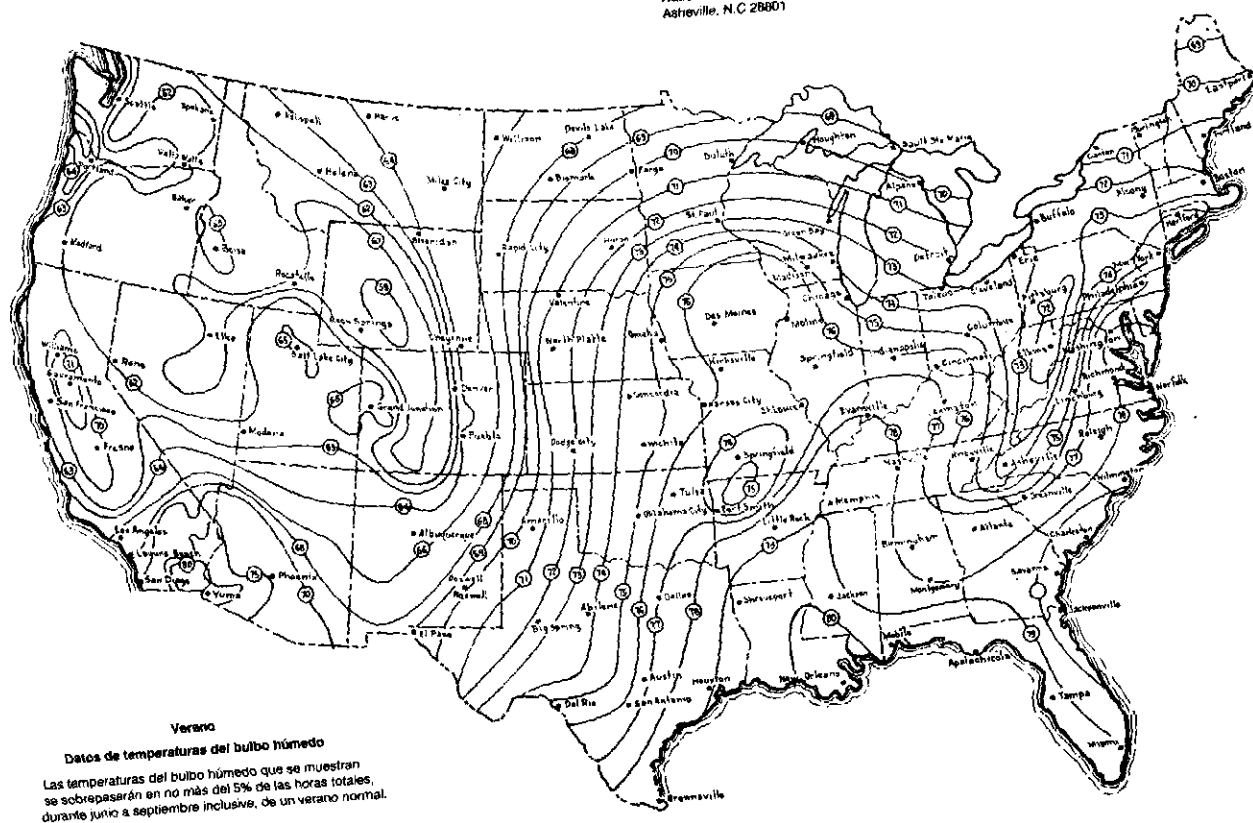
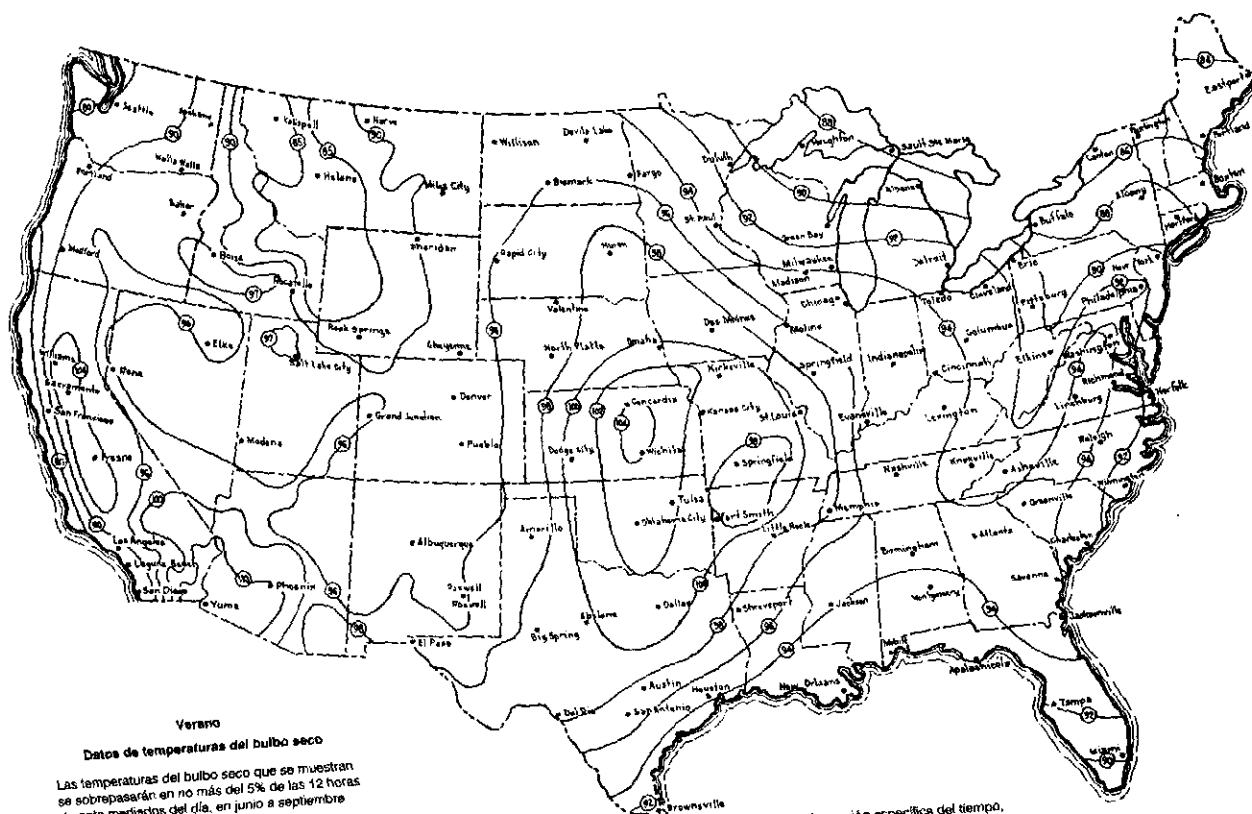


Figura 1. Datos de temperaturas del bulbo seco/bulbo húmedo.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, volumen I, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Rendimiento

La GPSA proporciona un nomograma extremadamente fácil de manejar para la evaluación del rendimiento de las torres de enfriamiento. El uso del nomograma es casi autoc evidente, en especial con los ejemplos que da la GPSA y que se condensan enseguida.

Datos base para los ejemplos:

Circulación = 1000 gpm

Agua caliente = 105°F

Agua fría = 85°F

Bulbo húmedo = 75°F

Rango = 105 - 85 = 20°F

Acercamiento = 85 - 75 = 10°F

Ejemplo 1. Efecto de la variación en la temperatura del bulbo húmedo

Cambio: Bulbo húmedo = 60°F

Procedimiento: Éntrese a la temperatura del agua fría de 85°F

Recórrase horizontalmente hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Recórrase verticalmente hacia abajo hasta la temperatura del bulbo húmedo de 60°F

Léase 76°F como nueva temperatura del agua fría

Ejemplo 2. Efecto de la variación en el rango

Cambio: Rango = 30°F

Procedimiento: Éntrese a la temperatura del agua fría de 85°F

Recórrase horizontalmente hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Recórrase verticalmente hacia arriba hasta el rango de 20°F

Recórrase horizontalmente hasta el rango de 30°F

Recórrase verticalmente hacia abajo hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Léase 87.5°F como nueva temperatura del agua fría

Ejemplo 3. Efecto de la variación en la circulación

Cambio: Circulación = 1500 gpm

Procedimiento: Éntrese a la temperatura del agua fría de 85°F

Recórrase horizontalmente hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Recórrase verticalmente hacia arriba hasta el rango de 20°F

Léase el factor de rendimiento = 3.1

Calcúlese el nuevo factor de rendimiento
 $3.1(1500/1000) = 4.65$

Recórrase horizontalmente hacia la izquierda, desde 4.65 hasta el rango de 20°F

Recórrase verticalmente hacia abajo hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Léase 90.5°F como nueva temperatura del agua fría

Ejemplo 4. Efecto de la variación en la temperatura del bulbo húmedo, en el rango y en la circulación

Cambios: Temperatura del bulbo húmedo = 60°F

Rango = 25°F

Circulación = 1250 gpm

Procedimiento: Éntrese a la temperatura del agua fría de 85°F

Recórrase horizontalmente hasta la temperatura del bulbo húmedo de 75°F

Recórrase verticalmente hacia arriba hasta el rango de 20°F

Léase el factor de rendimiento = 3.1

Calcúlese el nuevo factor de rendimiento

$3.1(1250/1000) = 3.87$

Recórrase horizontalmente, desde 3.87 hasta el rango de 25°F

Recórrase verticalmente hacia abajo hasta la temperatura del bulbo húmedo de 60°F

Léase 82°F como la nueva temperatura del agua fría

Ejemplo 5. Efecto de la variación en el caballaje del ventilador

Cambio: Pártase de las condiciones del ejemplo 4 y elévese el caballaje del ventilador de 20 a 25

Procedimiento: Calcúlese la razón del flujo de aire nuevo/viejo $(25/20)^{1/3} = 1.077$

Calcúlese el nuevo factor de rendimiento

$3.87/1.077 = 3.6$

Recórrase horizontalmente, desde 3.6 hasta el rango de 25°F

Recórrase verticalmente hacia abajo hasta la temperatura del bulbo húmedo de 60°F

Léase 81°F como la nueva temperatura del agua fría

Ejemplo 6. Úsese el aumento en el caballaje del ventilador para elevar la circulación en lugar de bajar la temperatura del agua fría

Procedimiento: Razón del flujo de aire (ejemplo 5) = 1.077

Calcúlese el incremento admisible en la circulación (manténgase la temperatura del agua fría de 82°F) $1250(1.077) = 1346$ gpm

Nomograma de características del rendimiento

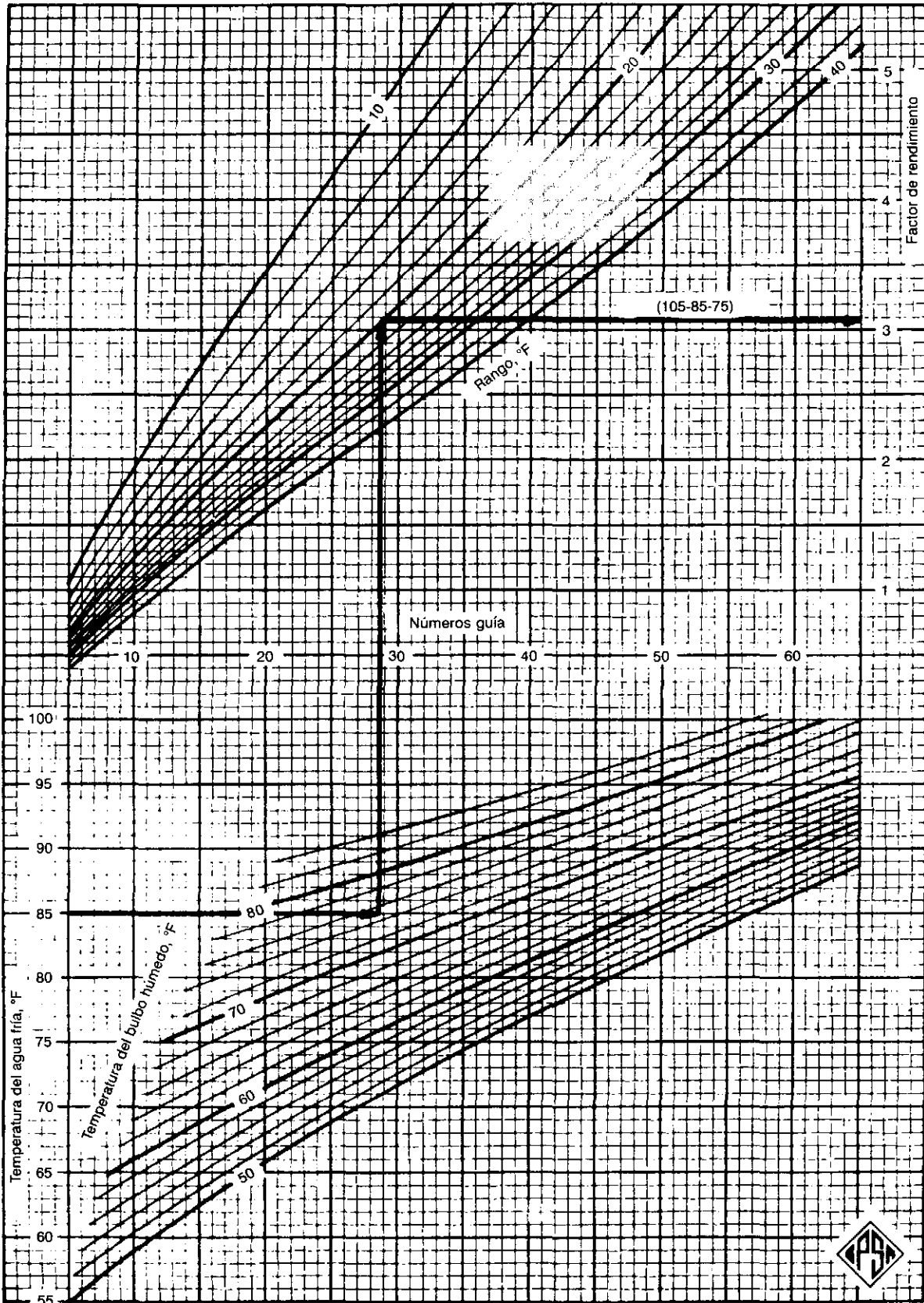


Figura 1. Nomograma de características del rendimiento.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, volumen 1, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Estimación del rendimiento: historia de un caso

En un invierno, se colocó una carga adicional temporal de calor en la torre de enfriamiento de una planta de olefina. El personal de operaciones hizo la pregunta: "¿Qué hará la torre de enfriamiento el próximo verano con la carga adicional?" Por supuesto, la torre entregaría la eliminación de calor, de modo que la pregunta real era: "¿Cuál será la temperatura del agua fría el próximo verano?"

El autor determinó la capacidad de la torre y, a continuación, aplicó el nomograma de la GPSA dada en la sección anterior, titulada "Rendimiento", para determinar la temperatura máxima del agua fría en el verano siguiente. Cuando el autor orgullosamente presentó los resultados entonces, por supuesto, el personal de operaciones preguntó: "¿La planta operará rindiendo la producción necesaria con la temperatura del agua fría que calculó?"

Para simular la condición en el verano siguiente, se hizo operar la planta con el índice deseado de producción y se apagaron dos ventiladores de la torre de enfriamiento. Resultó que la temperatura del agua fría se elevó ligeramente por encima de la que se predijo para el verano siguiente. Un examen completo de las temperaturas críticas y de la operación de la planta indicó que esta última escasamente lo haría en ese verano siguiente. Las temperaturas laterales del proceso estaban a alrededor de las máximas deseadas, con una alarma ocasional de temperatura alta del aceite en las máquinas grandes.

La decisión que se tomó fue parar esa primavera para limpiar el lado del agua de los enfriadores críticos. En el verano siguiente nos congratulamos de que lo hubiéramos hecho.

Unidades de transferencia

La sección sobre "Rendimiento" proporciona un nomograma fácil de manejar para la evaluación rápida de la torre de enfriamiento. El análisis más detallado requiere el uso de las unidades de transferencia. Entonces, el análisis sobre el rendimiento lleva a hacerse dos preguntas:

1. ¿Cuántas unidades de transferencia corresponden a la necesidad del proceso?
2. ¿Cuántas unidades de transferencia en realidad puede llevar a cabo la torre de enfriamiento con la que se cuenta o una nueva propuesta?

El número de unidades de transferencia se expresa por:

$$N_{\log} = \int_{H_1}^{H_2} dH / (H_{\text{sat}} - H)$$

en donde

H = Entalpía del aire, Btu/lb de aire seco

H_1 = Entalpía del aire que entra, Btu/lb de aire seco

H_2 = Entalpía del aire de salida, Btu/lb de aire seco

H_{sat} = Entalpía del aire saturado, Btu/lb

La ecuación 1 por lo común se integra por medios gráficos o numéricos, utilizando el balance global de materiales y la curva de entalpía del aire saturado.

Khodaparast ha dado una ecuación para H_{sat} que permite una evaluación más sencilla de la ecuación 1:

$$H_{\text{sat}} = (-665.432 + 13.4608t - 0.784152t^2)/(t - 212) \quad (2)$$

Esta ecuación es buena si la temperatura del aire es de 50°F o superior, el acercamiento a la torre de enfriamiento a la temperatura del bulbo húmedo es de 5°F o más y $N_{\log}$ se encuentra dentro de un rango de más o menos 0.1 a 8.

Tabla 1
La ecuación 3 es bastante exacta para calcular el número de unidades de transferencia para la torre de enfriamiento del ejemplo

G/L	$N_{\log}$	
	Ecuación 5	Solución numérica
0.75	4.500	4.577
0.85	3.341	3.369
0.95	2.671	2.682
1.05	2.231	2.234
1.20	1.793	1.791
1.40	1.423	1.419
2.0	0.883	0.878
5.0	0.306	0.304
10.0	0.147	0.146

Calcúlese $N_{\log}$

El cálculo se inicia con la evaluación de varios parámetros:

$$\begin{aligned} &-(L/G_s) - 0.784152 \\ &-H_1 + (L/G_s)(t_1 + 212) + 13.4608 \\ &-665.432 + 212 [H_1 - (L/G_s)t_1] \\ &t_{ac} - b_2 \end{aligned}$$

Si L/G_s es excesivamente pequeña o grande, la línea de operación se intersecará con la curva de entalpía del aire saturado y será negativo. Por lo tanto, el valor de la integral depende del signo de d , como sigue:

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{L}{G_s} \right) \left[\frac{1}{2a} \ln \left(\frac{at_2^2 + bt_2 + c}{at_1^2 + bt_1 + c} \right) \right. \\ &\quad \left. - \left(212 + \frac{b}{2a} \right) e \right] \end{aligned} \quad (3)$$

nde:

$$\frac{1}{d} \left[\arctan \left(\frac{(2at_2 + b)}{\sqrt{d}} \right) - \arctan \left(\frac{(2at_1 + b)}{\sqrt{d}} \right) \right]$$

> 0;

$$\frac{1}{-d} \times \ln \left[\frac{(2at_2 + b - \sqrt{-d})(2at_1 + b + \sqrt{-d})}{(2at_2 + b + \sqrt{-d})(2at_1 + b - \sqrt{-d})} \right]$$

< 0, y

$$\left[\frac{1}{\left(t_1 + \frac{b}{2a} \right)} - \frac{1}{\left(t_2 + \frac{b}{2a} \right)} \right]$$

na vez $d = 0$.

Ejemplo

Con el fin de comparar los resultados de la correlación presentada en este artículo y una solución numérica exacta, consideremos el caso en el que se usa aire con una temperatura del bulbo húmedo de 70°F, para enfriar agua desde 120°F hasta 80°F. En la tabla 1 se resumen los resultados para razones diferentes de gasto de aire a gasto de agua.

Nomenclatura

C_p = Capacidad calorífica del agua, Btu/lb °F

G_s = Gasto de aire considerándolo estando seco, lb/h

H = Entalpía del aire considerándolo estando seco, Btu/lb de aire seco

H_1 = Entalpía del aire que entra, Btu/lb de aire seco

H_2 = Entalpía del aire que sale, Btu/lb de aire seco

H_{sat} = Entalpía del aire saturado a 1 atm, Btu/lb

L = Gasto de agua, lb/h

$N_{\log}$ = Número de unidades de transferencia

t = Temperatura del agua, °F

t_1 = Temperatura del agua de salida, °F

t_2 = Temperatura del agua de entrada, °F

Literatura citada

1. Treybal, R. E., *Mass Transfer Operations*, 3a. edición, McGraw-Hill, pág. 247 (1981).
2. Perry, R. H., *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6a. edición, McGraw-Hill, págs. 12-14 (1984).

Fuente

Calcúlese $N_{\log}$ y la tabla 1 tomados de "Predict the Number of Transfer Units for Cooling Towers", por Kamal Adham Khodaparast, *Chemical Engineering Progress*, volumen 88, No. 4, págs. 67-68 (1992). Reproducido con autorización del American Institute of Chemical Engineers. © 1992 AIChE.

S E C C I Ó N D O S
Diseño del proceso

11

Refrigeración

Tipos de sistemas	159
Estimación del caballaje por tonelada	159
Caballaje y servicio del condensador para refrigerantes específicos	160
Reemplazos de refrigerantes	178
Sistema en cascada de etileno/propileno	179
Necesidades para las unidades de chorro de vapor	179
Necesidades para las unidades del tipo de absorción de amoníaco	182

os de sistemas

En la tabla siguiente se muestran los tres sistemas de refrigeración más usados y los rangos aproximados de temperaturas.

Tabla 1
Tipos de sistemas de refrigeración

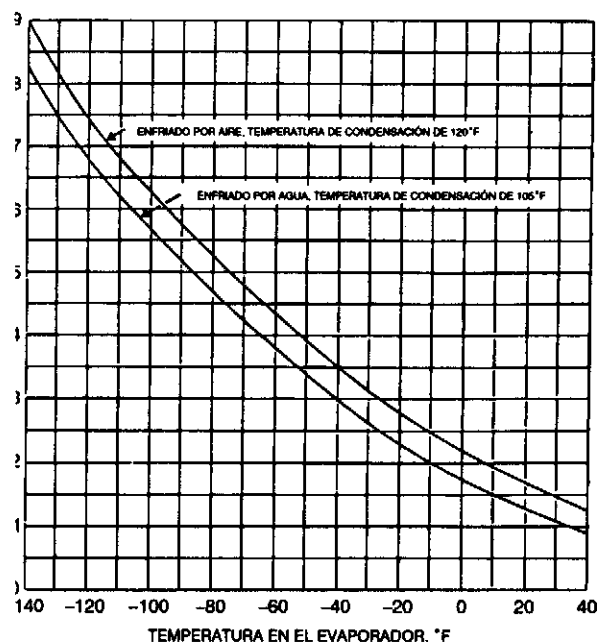
	Rango aprox. de temp., °F	Refrigerante
orro de vapor sorción	35° a 70°	Agua
ua-bromuro de	40° a 70°	Solución de bromuro de litio
oniaco	-40° a +30°	Amoniaco
mpresión cánica	-200° a +40°	Amoniaco, hidrocar- buros halogena- dos, propano, etileno y otros
iciprocante o itrífuga)		
Rangos más comunes de temperaturas para enfriamiento con refrigerantes ligeros son:		
o		-200 a -300°F
y etileno		-75 a -175°F
no y propileno		+40 a -50°F

Fuente

Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 3, 2a. edición, Gulf Publishing Co., pág. 201.

nación del caballaje por tonelada

Esta gráfica, rápida pero exacta, se indica al ingeniero de cuánto caballos de potencia se requieren para los sistemas mecánicos de refrigeración, usando el refrigerante más adecuado para el rango de temperatura deseado.



■ 1. Necesidades de caballaje por tonelada de refrigeración.

Ejemplo. Una unidad enfriada por agua con una temperatura en el evaporador de -40°F requerirá 3 caballos de potencia/tonelada de refrigeración. Una tonelada de refrigeración es igual a 12 000 Btu/h.

A continuación se dan las ecuaciones para estas curvas en la forma:

$$y = A + Bx + Cx^2 + Dx^3 + Ex^4$$

en donde

y = Caballos de potencia/tonelada de refrigeración

x = Temperatura en el evaporador, °F

Temperatura en el condensador

°F	A	B	C	D	E
105	1.751	-2.686e-2	1.152e-4	3.460e-8	1.320e-9
120	2.218	-2.882e-2	1.036e-4	3.029e-7	3.961e-9

Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

Fuente

Ballou, Lyons y Tacquard, "Mechanical, Refrigeration Systems", *Hydrocarbon Processing*, junio de 1967, pág. 127.

Caballaje y servicio del condensador para refrigerantes específicos

La literatura técnica tiene gráficas de varios de los refrigerantes de uso más frecuente. Un poco más adelante se tiene un conjunto de gráficas para el caballaje y servicio del condensador por cada 10^6 Btu/h de servicio de refrigeración. Los parámetros son las temperaturas en el evaporador y de condensación. Se incluyen sistemas de una sola etapa, de dos etapas y de tres etapas para propano, propileno, etano y etileno.

Ejemplo. Un sistema de refrigeración con propano, de dos etapas y 50 toneladas tiene una temperatura en el evaporador de 40°F y una temperatura de condensación del refrigerante de 120°F . Encuéntrese la necesidad de caballaje del gas y el servicio del condensador.

Si se usan las gráficas para el propano con dos etapas con una temperatura del evaporador de 40°F y una temperatura de condensación de 120°F , la necesidad de caballaje del gas es de $100 \text{ hp}/10^6 \text{ Btu/h}$. Una unidad de 50 toneladas es equivalente a $50 \times 12\,000 = 600\,000 \text{ Btu/h}$, de modo que el caballaje requerido por el gas es $100 \times 0.6 = 60$. La lectura del servicio del condensador tomada de la gráfica adjunta para el propano, con dos etapas, es $1.25 \times 0.6 = 0.75$ millón Btu/h.

Si se desean ecuaciones, las curvas se pueden ajustar con exactitud usando polinomios. Enseguida se dan las ecuaciones para las gráficas del caballaje requerido por el propano, en una etapa; por ejemplo

$$y = A + Bx + Cx^2 + Dx^3 + Ex^4$$

en donde

x = Temperatura en el evaporador, $^\circ\text{F}$

y = Caballos de potencia/ 10^6 Btu/h de servicio de refrigeración

Temperatura en el condensador

$^\circ\text{F}$	A	B	C	D	E
60	87.8	-1.786	9.881e-3	-7.639e-5	—
70	103.4	-1.916	1.101e-2	-6.944e-5	—
80	121.3	-2.121	1.253e-2	-6.250e-5	—
90	138.3	-2.294	1.530e-2	-7.986e-5	—
100	160.8	-2.545	1.570e-2	-6.345e-5	—
110	183.0	-2.816	1.741e-2	-6.376e-5	—
120	208.4	-3.047	2.009e-2	-1.054e-4	2.422e-7
130	240.9	-3.447	2.285e-2	-1.220e-4	3.205e-7
140	279.9	-3.939	2.657e-2	-1.390e-4	3.451e-7

Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

(el texto continúa en la página 177)

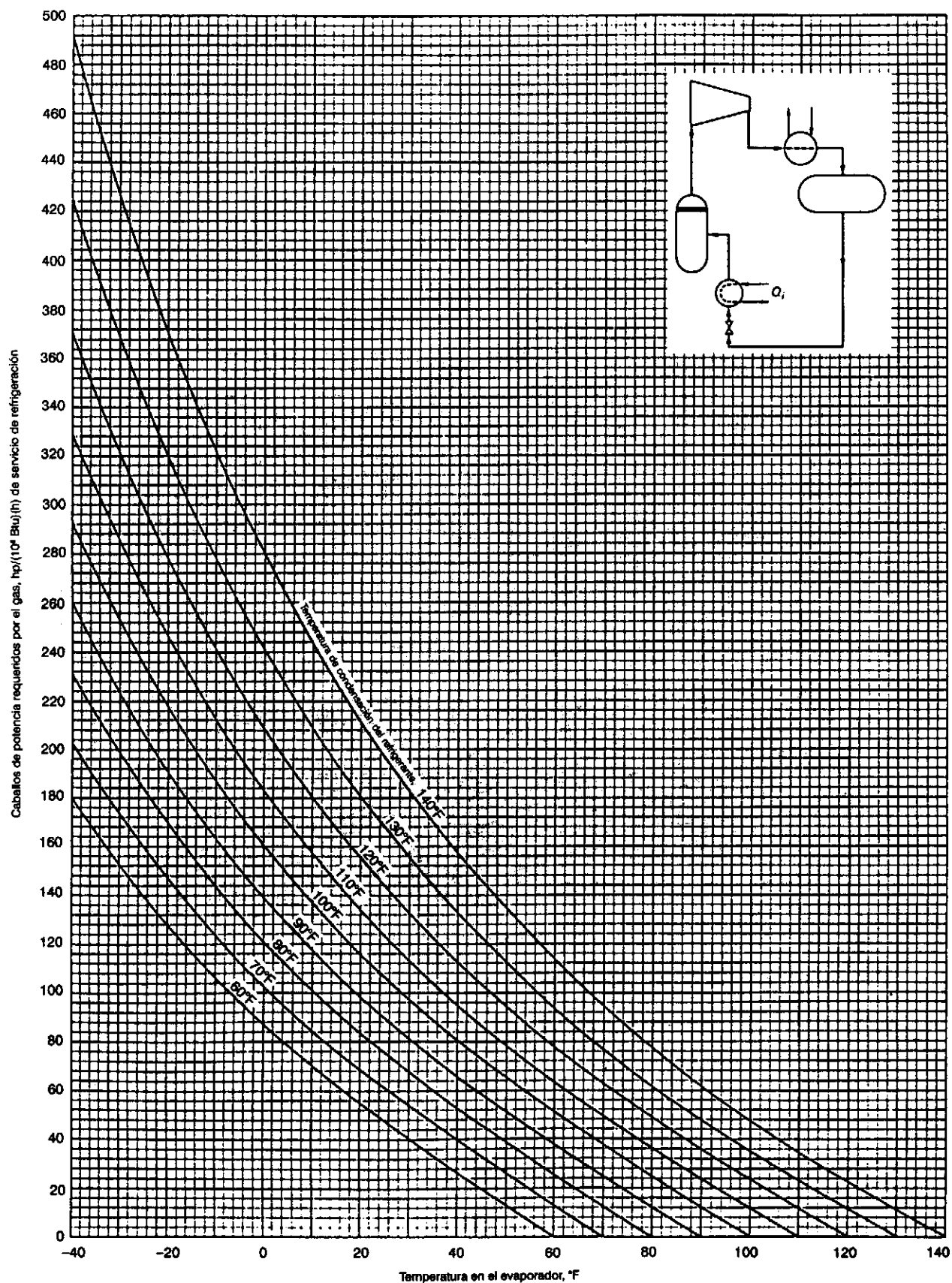


Figura 1. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propano y de una sola etapa.

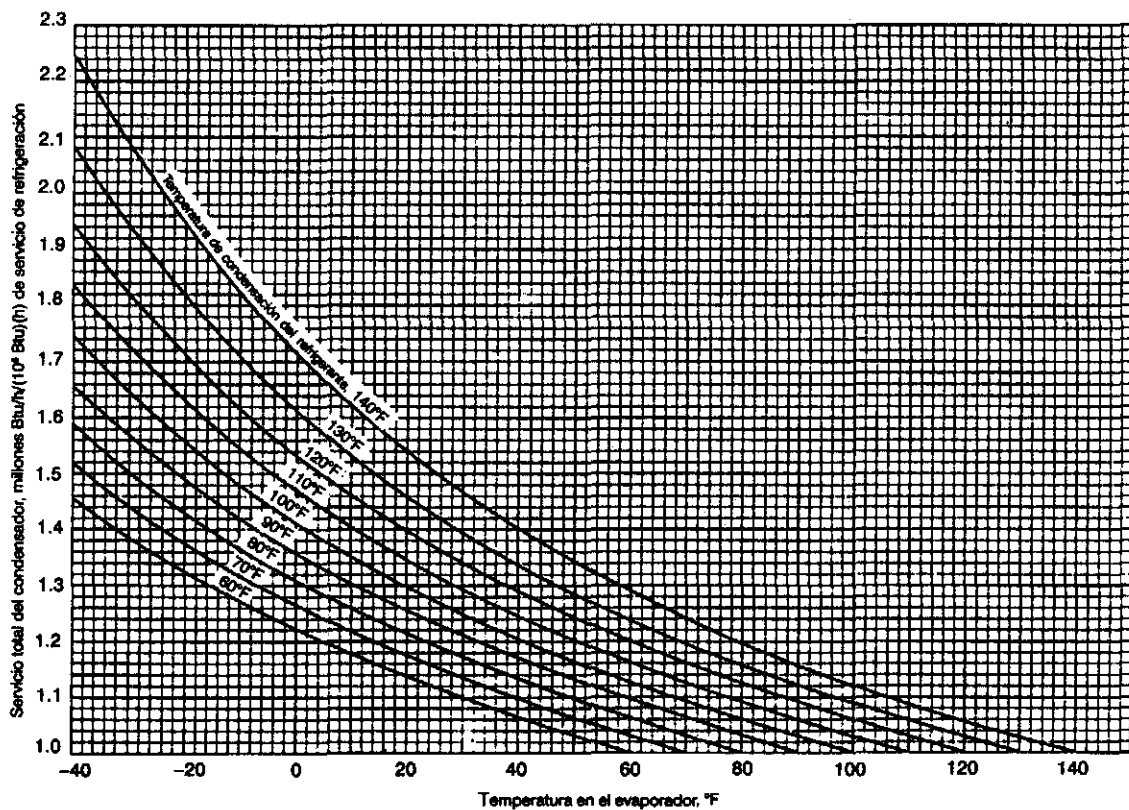


Figura 2. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propano y de una sola etapa.

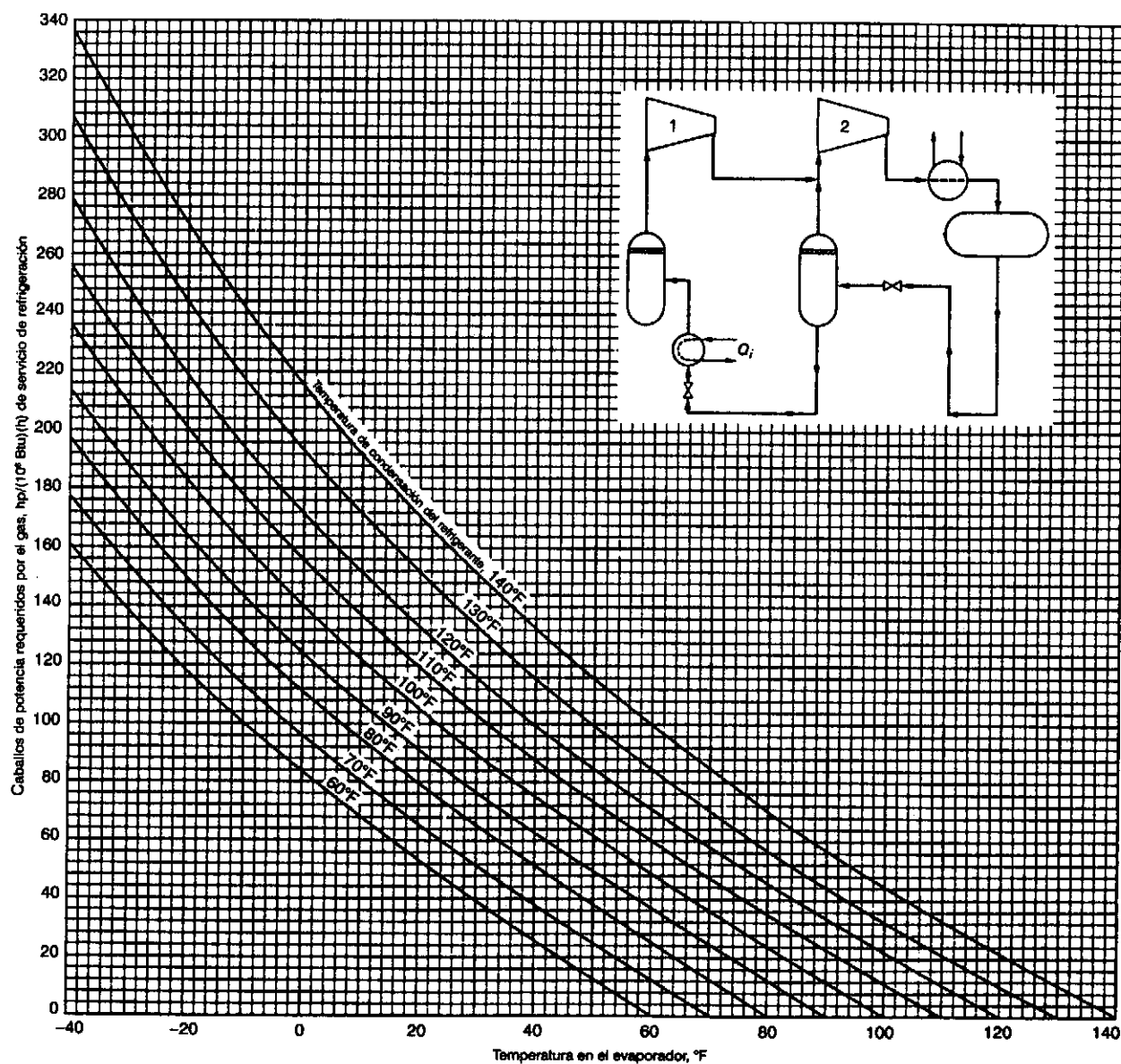


Figura 3. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propano y de dos etapas.

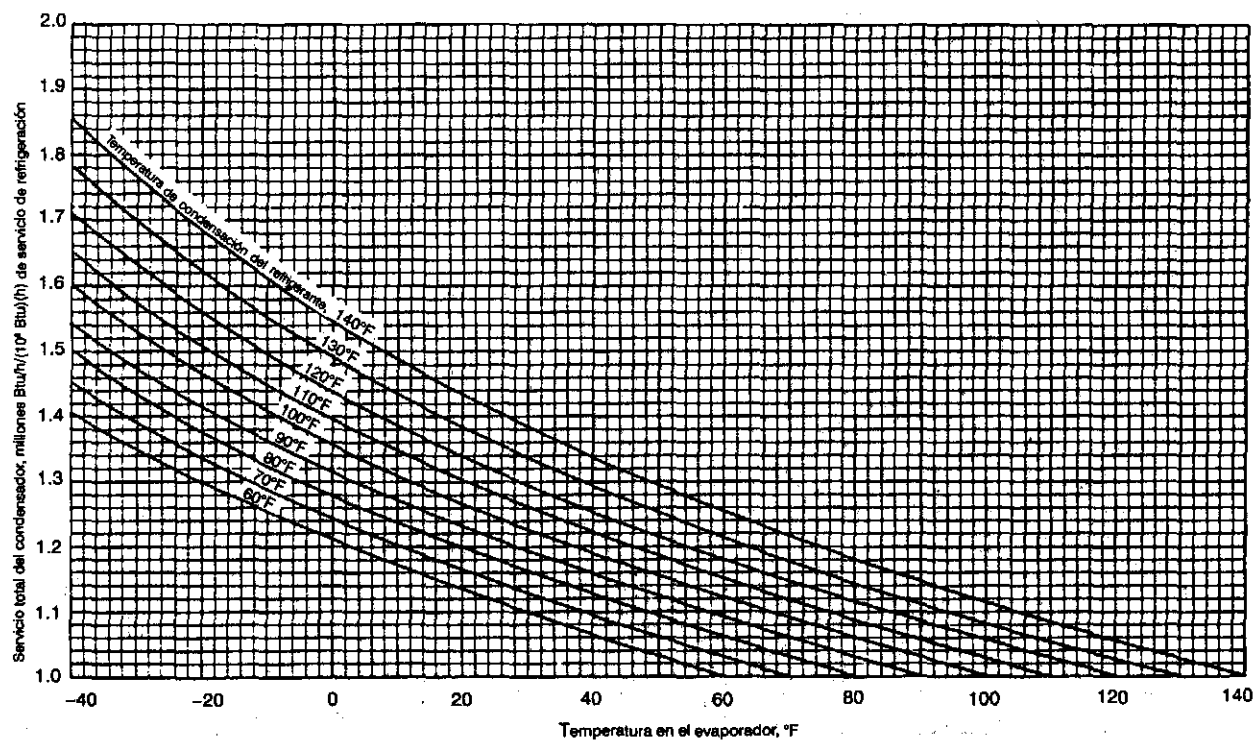


Figura 4. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propano y de dos etapas.

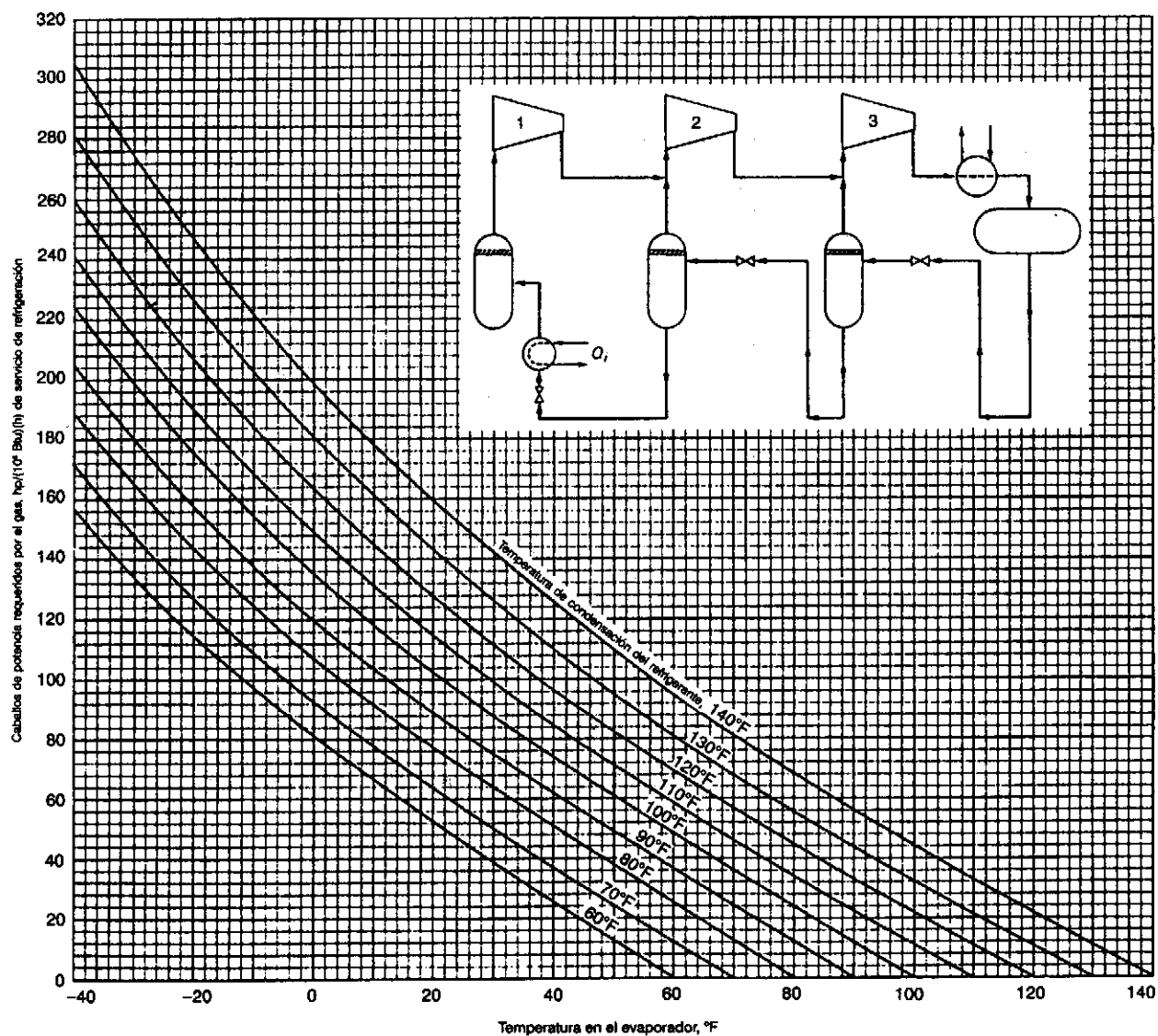


Figura 5. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propano y de tres etapas.

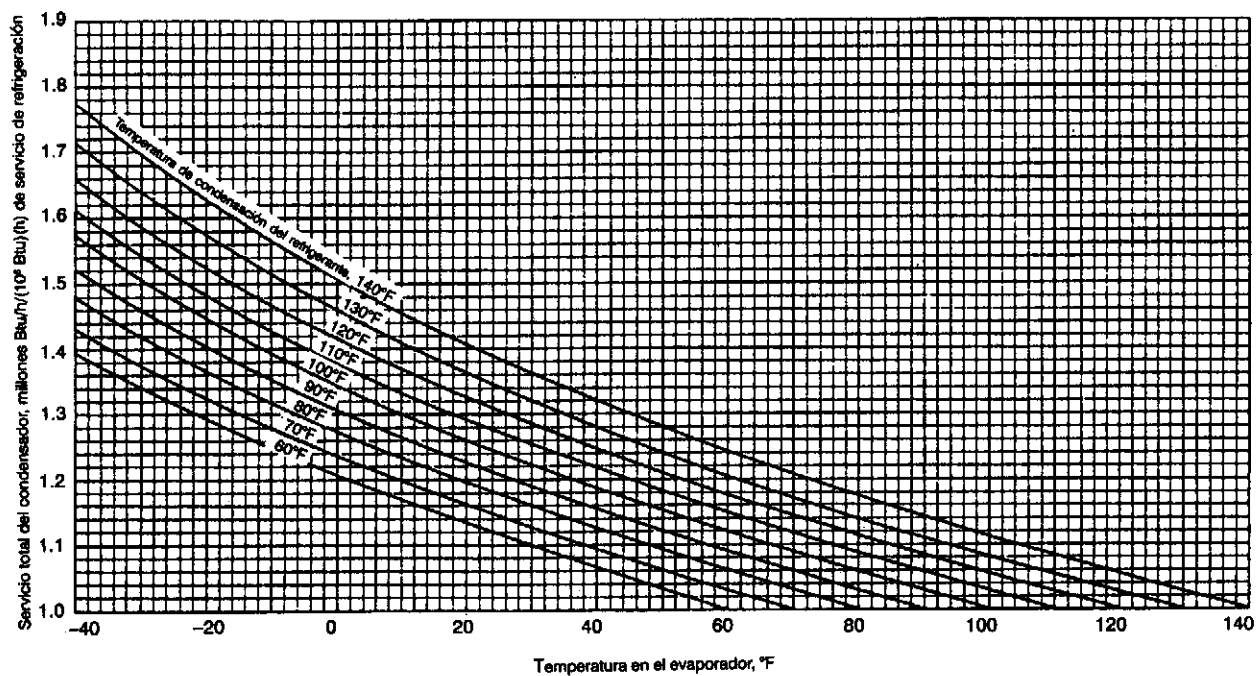
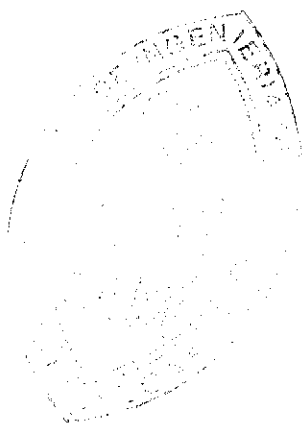


Figura 6. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propano y de tres etapas.



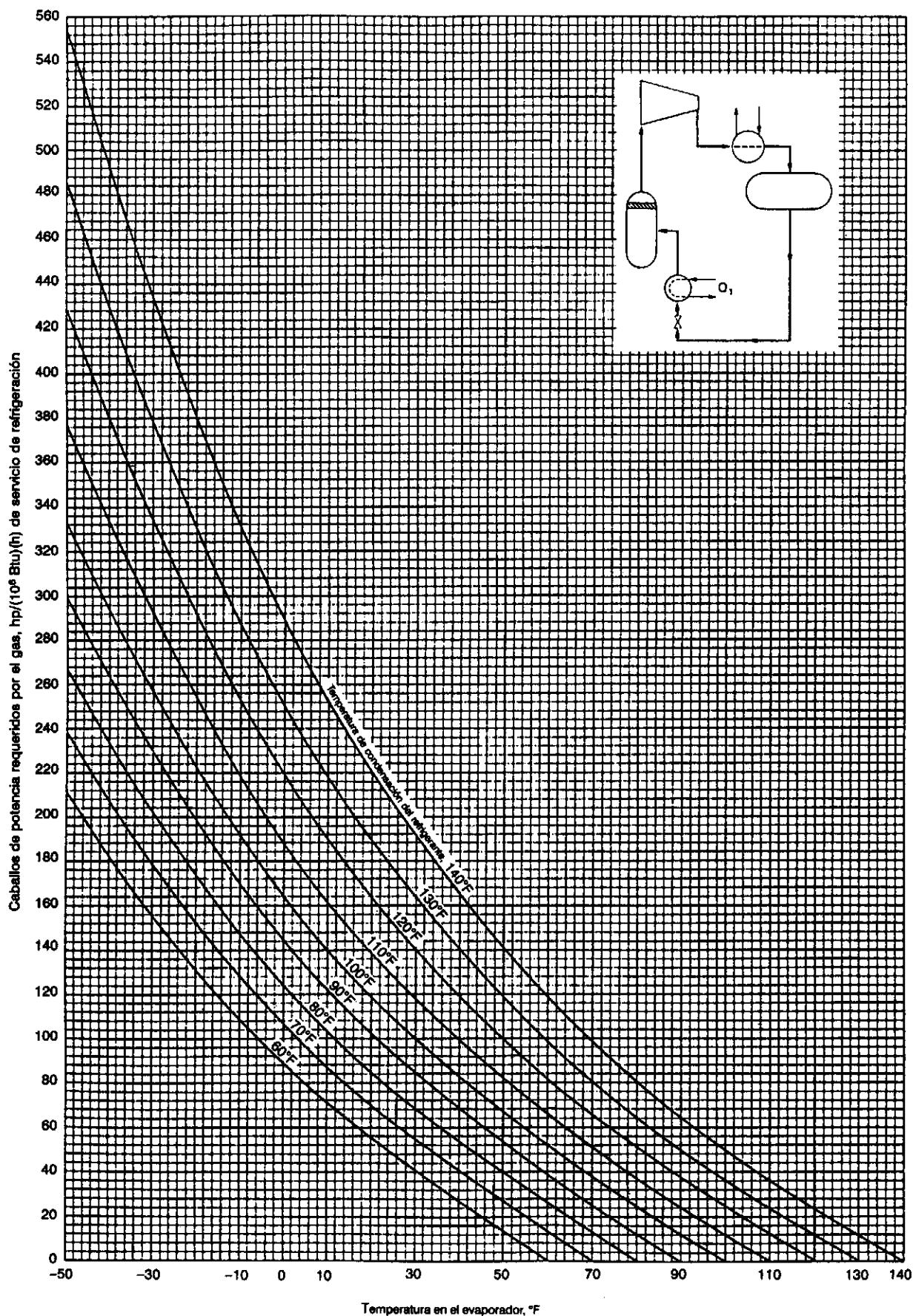


Figura 7. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propileno y de una sola etapa.

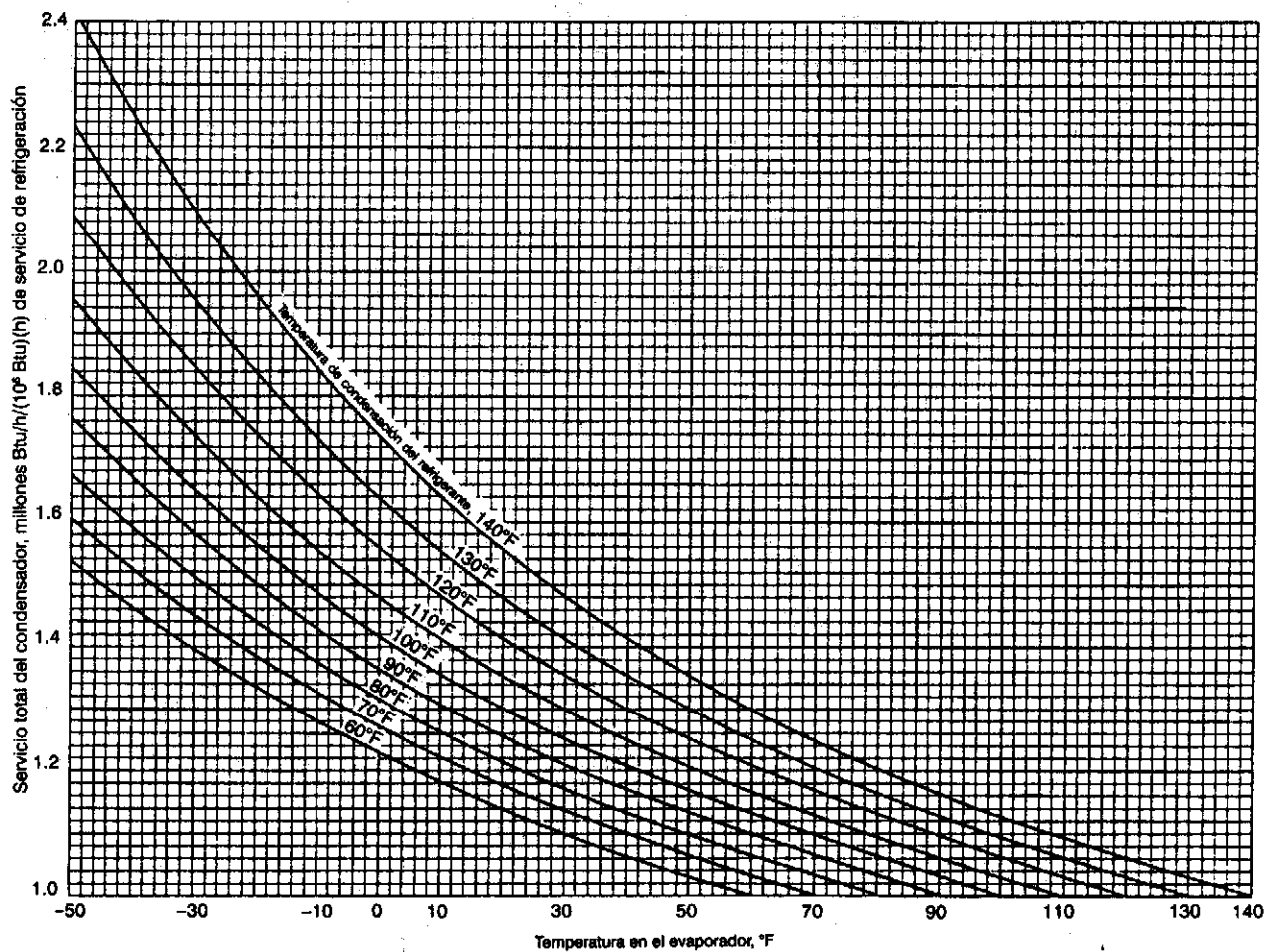


Figura 8. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propileno y de una sola etapa.

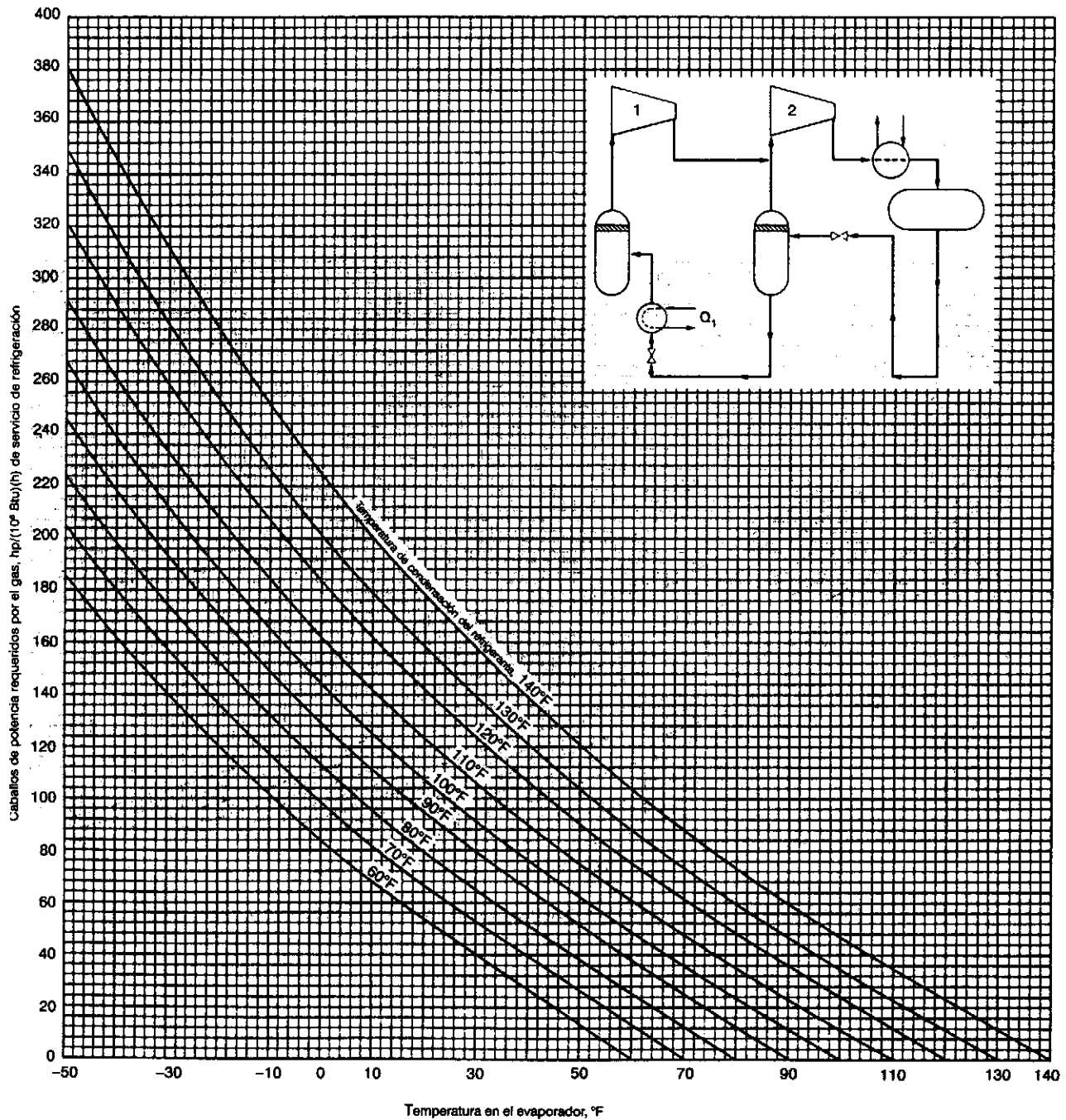


Figura 9. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propileno y de dos etapas.

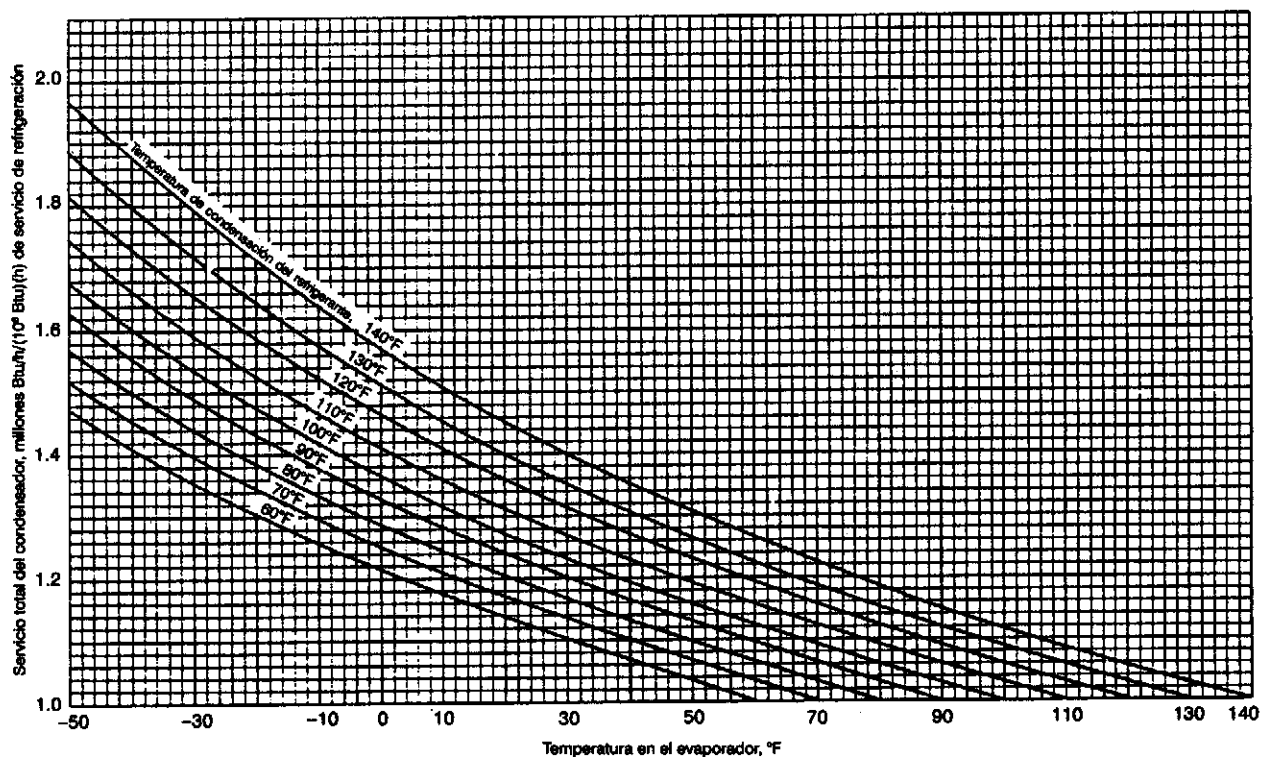


Figura 10. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propileno y de dos etapas.

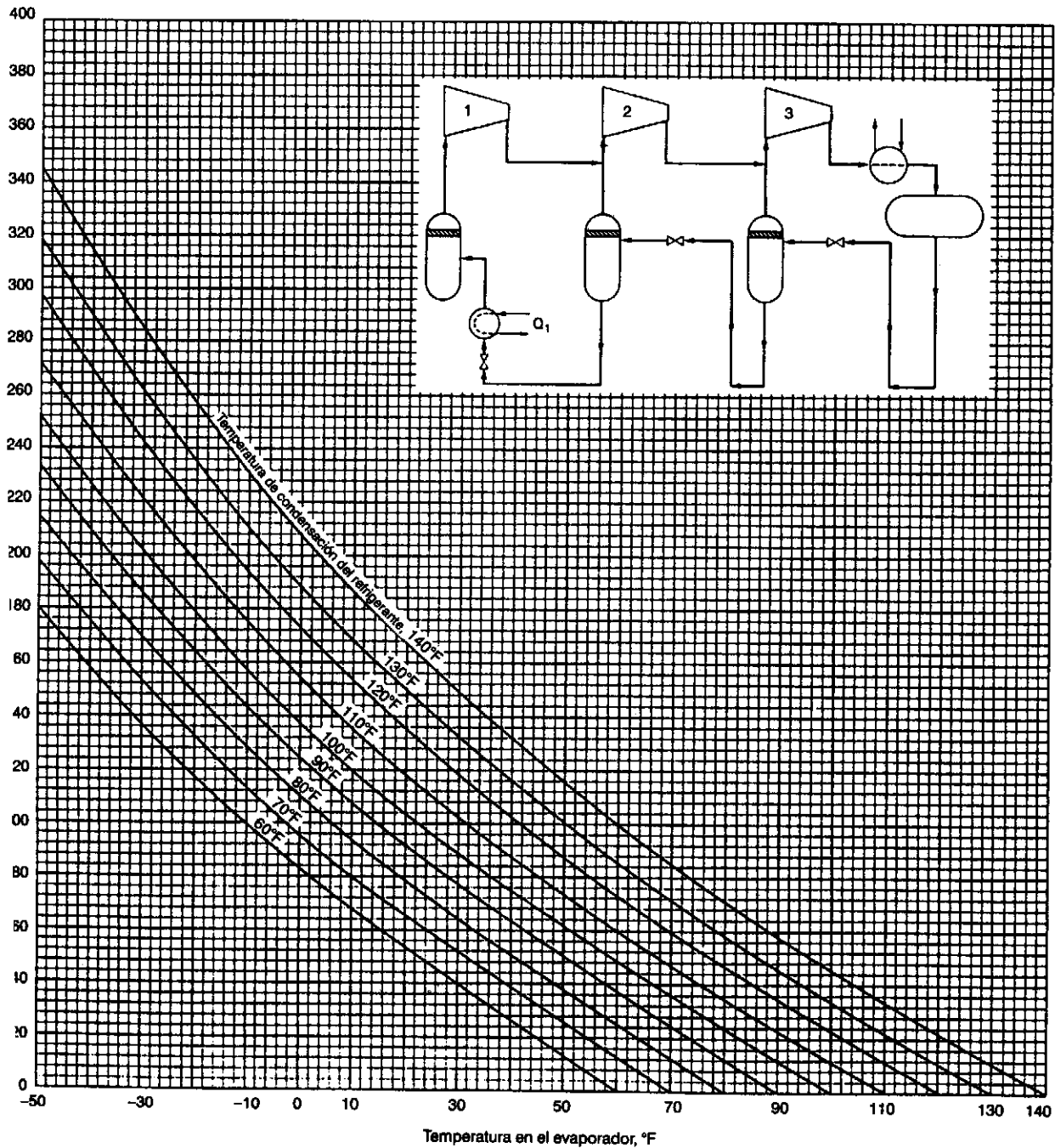


Figura 11. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con propileno y de tres etapas.

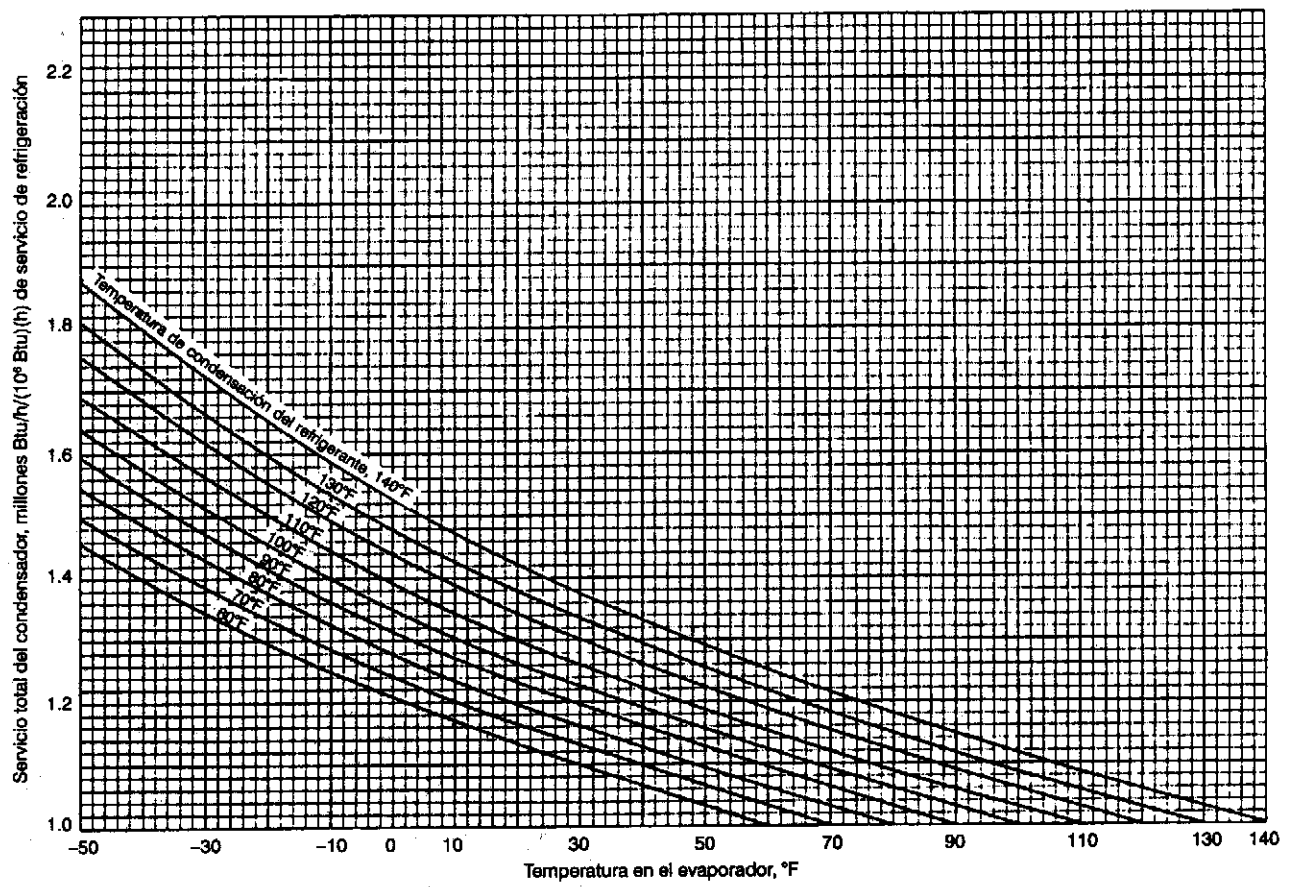
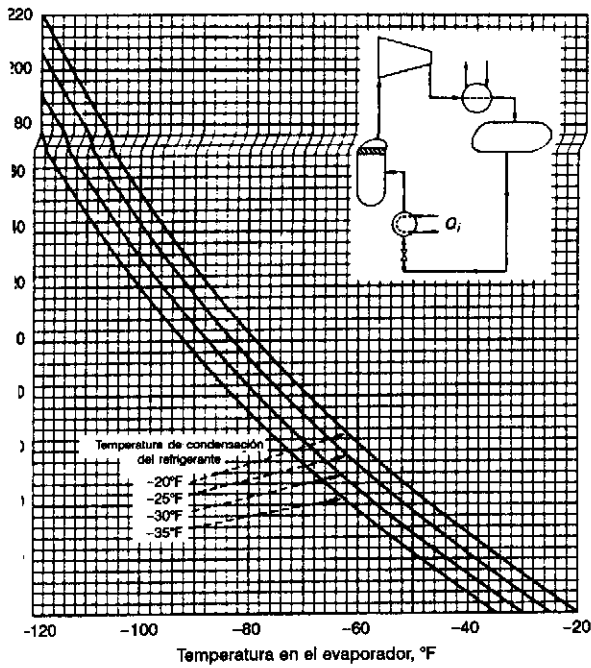


Figura 12. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con propileno y de tres etapas.



13. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con etano y de una sola etapa.

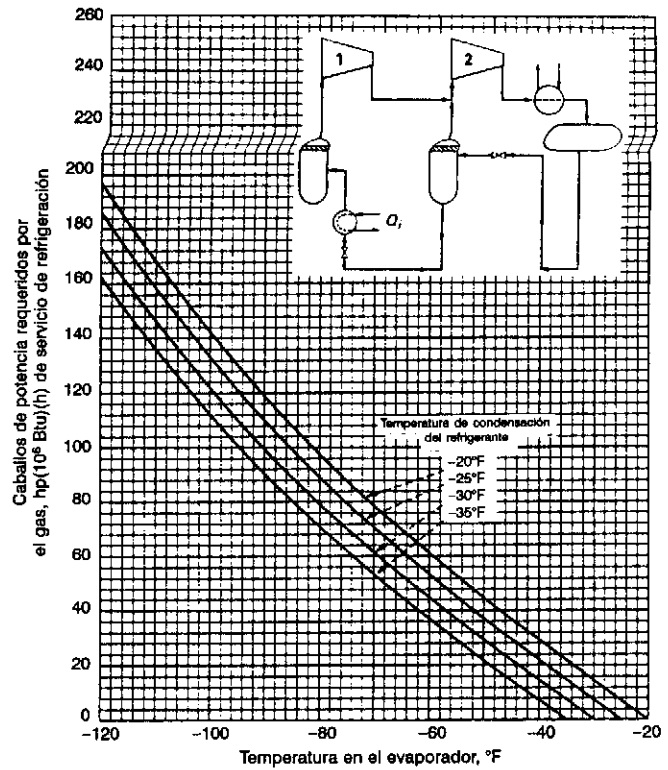
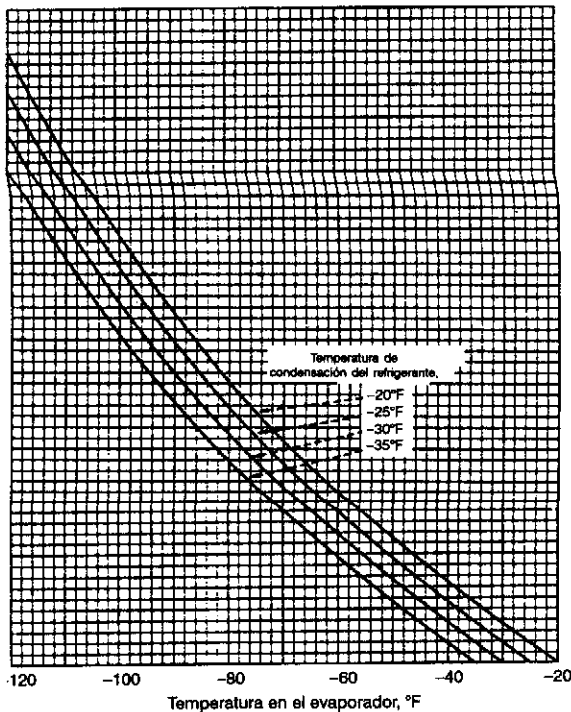


Figura 15. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con etano y de dos etapas.



4. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con etano y de una sola etapa.

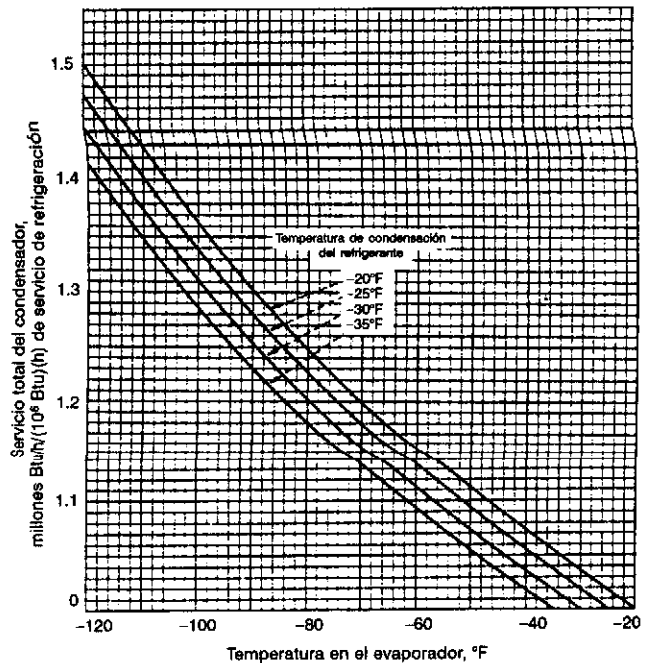


Figura 16. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con etano y de dos etapas.

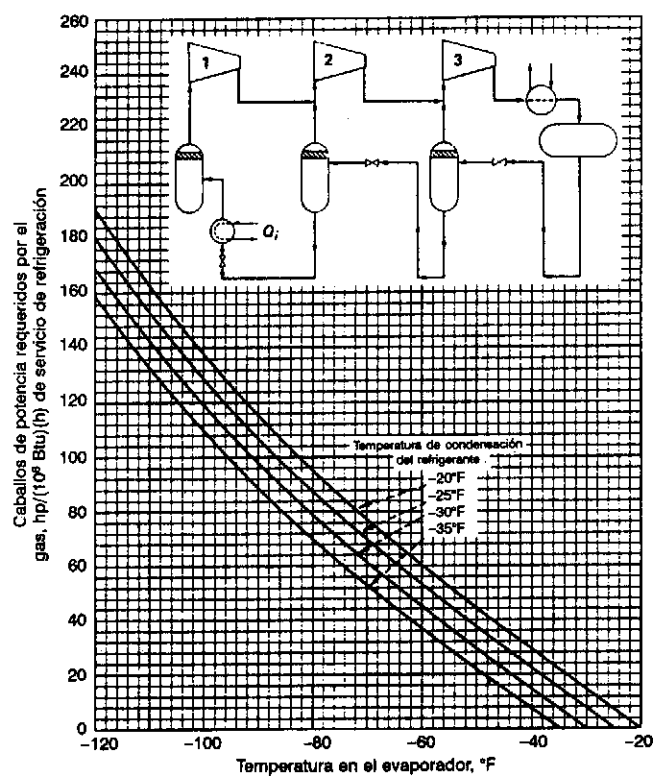


Figura 17. Caballaje requerido por el gas para un sistema de refrigeración con etano y de tres etapas.

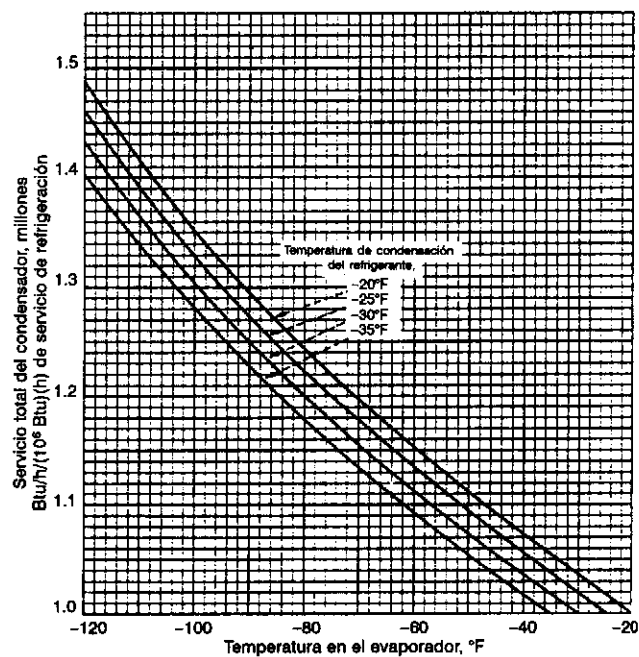


Figura 18. Servicio del condensador para un sistema de refrigeración con etano y de tres etapas.

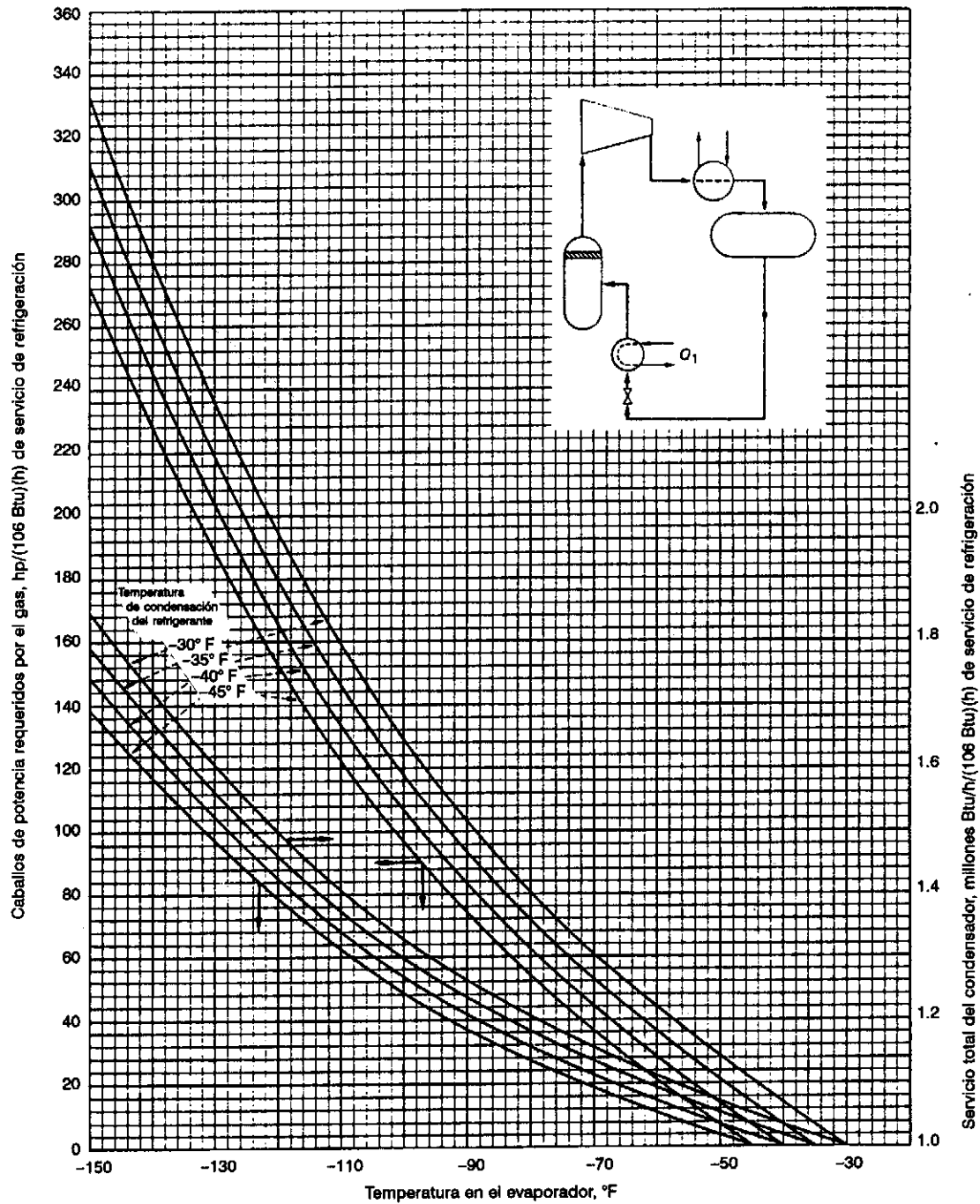


Figura 19. Sistema de refrigeración con etileno y de una sola etapa.

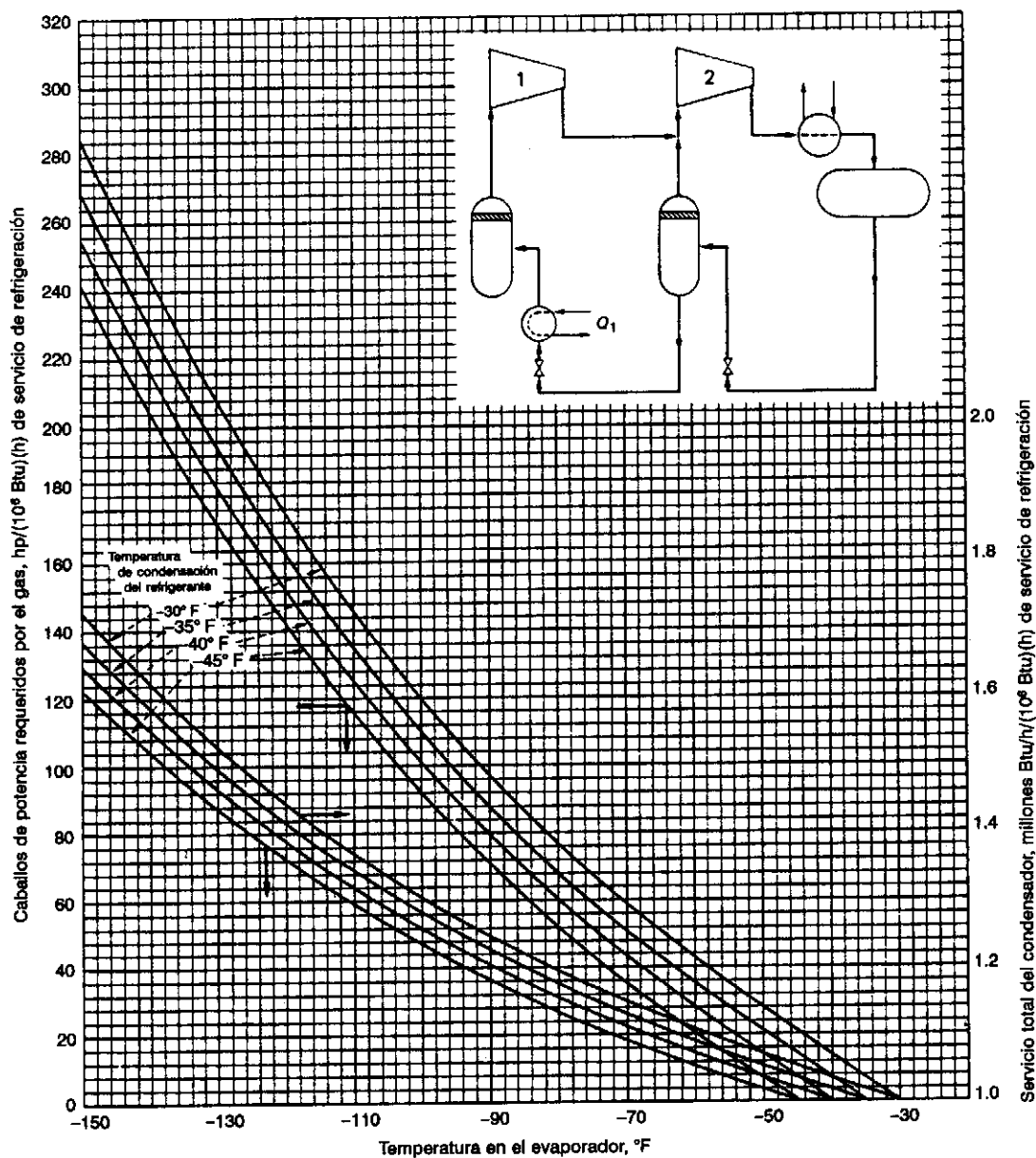


Figura 20. Sistema de refrigeración con etileno y de dos etapas.

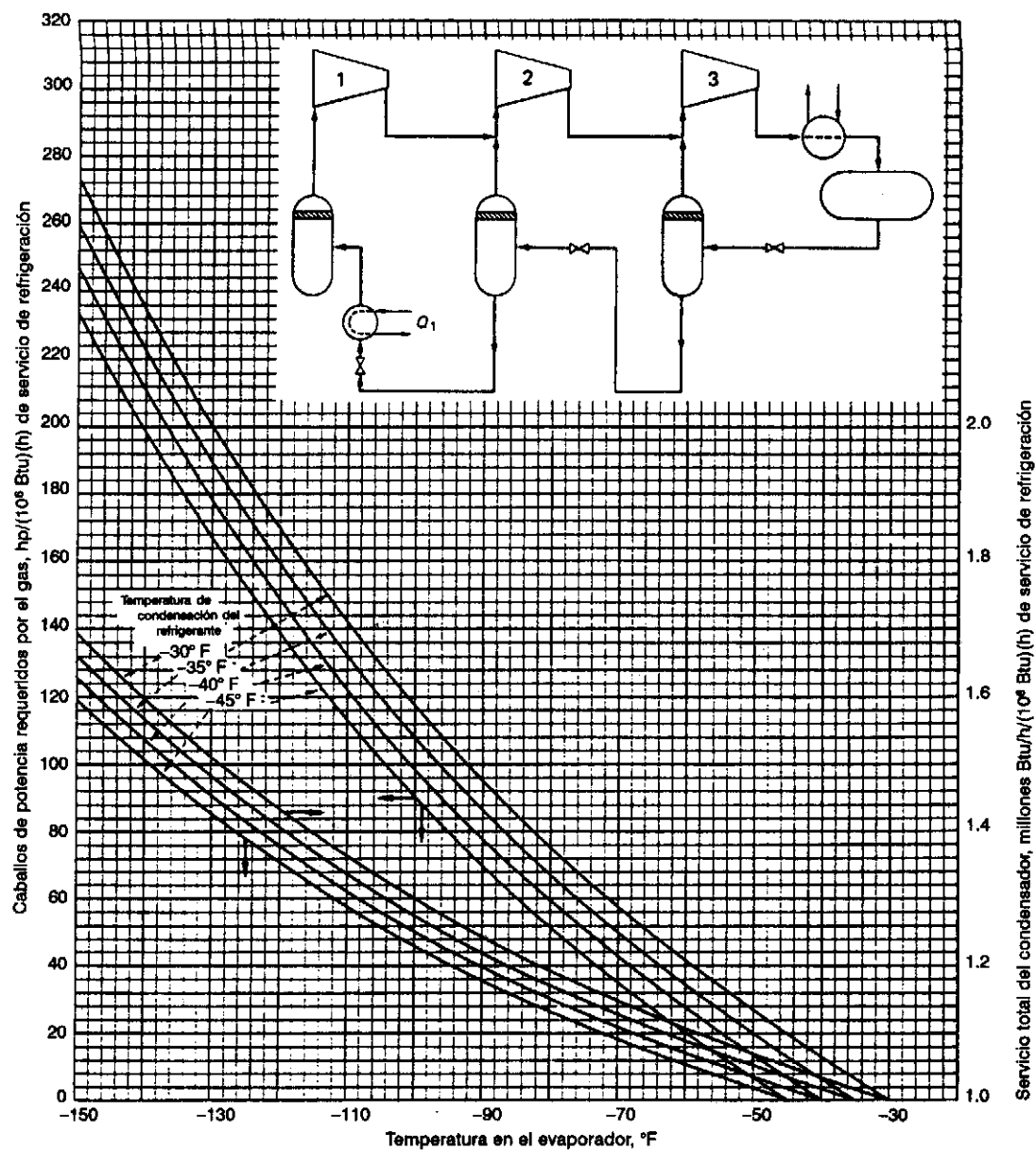


Figura 21. Sistema de refrigeración con etileno y de tres etapas.

(continuación del texto de la página 160)

Fuente

Mehra, Y. R., "Hydrocarbon Refrigerants Series", partes 1, 2, 3 y 4, *Chemical Engineering*, 18 de diciembre de 1978, 15 de enero de 1979, 12 de febrero de 1979 y 26 de marzo de 1979.

Reemplazos de refrigerantes

Como el lector sabe, la mayor parte de los países están eliminando por fases ciertos refrigerantes para disminuir el daño a la capa de ozono. Los productos químicos que se están eliminando son los clorofluorocarbonos (CFC) y los hidroclorofluorocarbonos (HCFC). Los reemplazos son hidrofluorocarbonos (HFC) y ciertas mezclas. En el sitio web de DuPont (www.dupont.com) se da la tabla 1, de fácil manejo, de los refrigerantes recomendados de reemplazo para diversas aplicaciones.

DuPont también proporciona un programa de computadora para simular el comportamiento de diferentes refrigerantes

en un sistema en particular. Se llama "DuPont Refrigeration Expert" (DUPREX).

Véase la sección "Propiedades" en relación con una descripción de los datos físicos de los que se dispone.

Fuente

Sitio web de E. I. DuPont de Nemours and Company (www.dupont.com), "Selection of DuPont Refrigerants" reimpresso con autorización.

Tabla 1
Refrigerantes de DuPont

Aplicación	Refrigerantes CFC/HCFC	Modificación	Sistema nuevo
Acondicionamiento del aire (A/A) en edificios y control industrial de la temperatura	R-11	SUVA®123	SUVA®123
	R-12	SUVA® 134a SUVA® MP39	SUVA® 134a
	R-22	SUVA® 9000	SUVA® 9000 SUVA® 9100
Sistemas de A/A de división y ventana	R-22	SUVA® 9000	SUVA® 9000 SUVA® 9100
Sistemas de A/A para aire y marinos	R-114, R-12B1	SUVA®124	SUVA®124
Acondicionamiento del aire en automóviles	R-12	SUVA®134a	SUVA®134a
		SUVA® MP 52	
Almacenamiento de alimentos frescos, arriba de 0°C	R-12	SUVA® MP 39	SUVA® 134a
Refrigeradores domésticos, enfriadores de bebidas refrescantes, almacenamiento de alimentos fríos no congelados en comercios y restaurantes	R-12	SUVA® MP 39	SUVA® 134a

Tabla 1 (Continuación)

Aplicación	Refrigerantes CFC/HCFC	Modificación	Sistema nuevo
Refrigeración comercial ligera	R-22	SUVA® HP62	SUVA® HP62 SUVA® HP62
Almacenamiento de alimentos congelados, por debajo de -18°C	R-502	SUVA® HP80 SUVA® HP81	SUVA® HP62
Transporte refrigerado	R-12	SUVA® MP66	SUVA® 134a
Transporte de baja temperatura	R-502	SUVA® HP80	SUVA® HP62
Refrigeración comercial a temperatura mediana	R-12, R-500	SUVA® MP39 SUVA® MP66	SUVA® 134a
Refrigeración comercial a temperatura de baja a mediana	R-22	SUVA® HP62	SUVA® HP62
Temperatura muy baja	R-13B1	SUVA® 9100	SUVA® 9100
	R-13	HFC-23	HFC-23
	R-503	SUVA®95	SUVA®95

* La elección de un refrigerante SUVA® dependerá de la aplicación así como del tipo de CFC que se va a reemplazar.

Se pretende que esta tabla sea una guía, para cubrir las situaciones que se van a encontrar con más frecuencia. El propietario del equipo puede solicitar el uso del refrigerante permanente o "Sistema nuevo" en una modificación, por lo común para garantizar el ODP más bajo. Por supuesto se puede hacer una modificación directamente hacia un refrigerante SUVA® HFC, pero es más tardado y cuesta más que el cambio sencillo hacia una mezcla SUVA®.

ma en cascada de etileno/propileno

información siguiente se usó en los estudios del caso de nta de olefina, para determinar si los sistemas de refrige- en cascada de etileno/propileno tenían caballaje sufi- para diversas operaciones de la planta. El propileno se nsó contra agua de enfriamiento a 110°F y el etileno idensó contra propileno a -20°F. Con fines de compara- también se muestran las necesidades de caballaje para efrigerante por separado.

datos se presentan en la siguiente forma de ecuación:

$$+ Bx + Cx^2$$

de

ballos de potencia/tonelada de refrigeración

nteratura en el evaporador, °F

Ejemplo. Con el sistema en cascada del ejemplo, a una tem- a en el evaporador de -100°F, la necesidad de caballaje .2 hp/tonelada de refrigeración. Una tonelada de refri- n es igual 12 000 Btu/h.

Sólo propileno a la temperatura de condensación de 110°F

A	B	C	Rango, °F
1.98	-1.991e-2	1.691e-5	-40 a 110

Sólo etileno a la temperatura de condensación de -20°F

A	B	C	Rango, °F
4.67	-1.256e-2	7.778e-5	-150 a -60

Cascada con etileno condensándose a -20°F y propileno condensándose a 110°F

A	B	C	Rango, °F
3.47	-2.289e-2	4.444e-5	-150 a -60

Las ecuaciones se generaron usando FLEXCURV, versión 2.0, Gulf Publishing Co.

Fuente

Los datos en bruto de los caballos de potencia por tonelada provienen de una fuente privada.

idades para las unidades de chorro de vapor

as gráficas siguientes, para una temperatura disponible l agua de enfriamiento y una temperatura entregada del friada, se dan las necesidades de vapor y de agua de iento para unidades de refrigeración barométricas de le vapor. Las gráficas son para vapor motriz a 100 psig anométricas). Para vapor de 30 a 50 psig, la cantidad a se incrementará en un factor de más o menos 2, para friada a 40°F, y en un factor de 1.5, para agua enfriada

Ejemplo. Para producir 20 toneladas de refrigeración al mis- po que se entrega agua enfriada a 50°F, el consumo de pende de la cantidad y temperatura del agua de enfria-

miento. Si se tienen 140 gpm (gal/min) de agua de enfriamiento a 85°F, en el eje y se busca 7 gpm/tonelada de refrigeración. En el eje x se encuentra que el consumo de vapor es de más o menos de 17 lb/h de vapor por tonelada de refrigeración. Una tonelada de refrigeración es igual a 12 000 Btu/h.

Fuente

Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 3, 2a. edición, Gulf Publishing Co., págs. 208, 209.

(el texto continúa en la página 182)

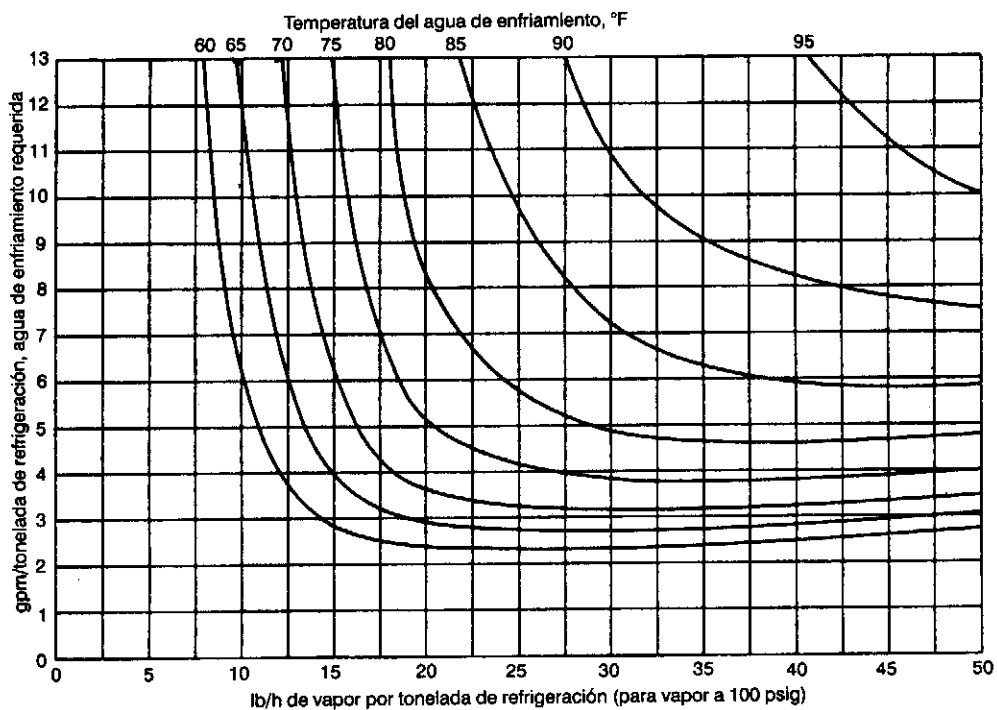


Figura 1. lb/h de vapor por tonelada de refrigeración (para vapor a 100 psig) para agua enfriada a 40°F.

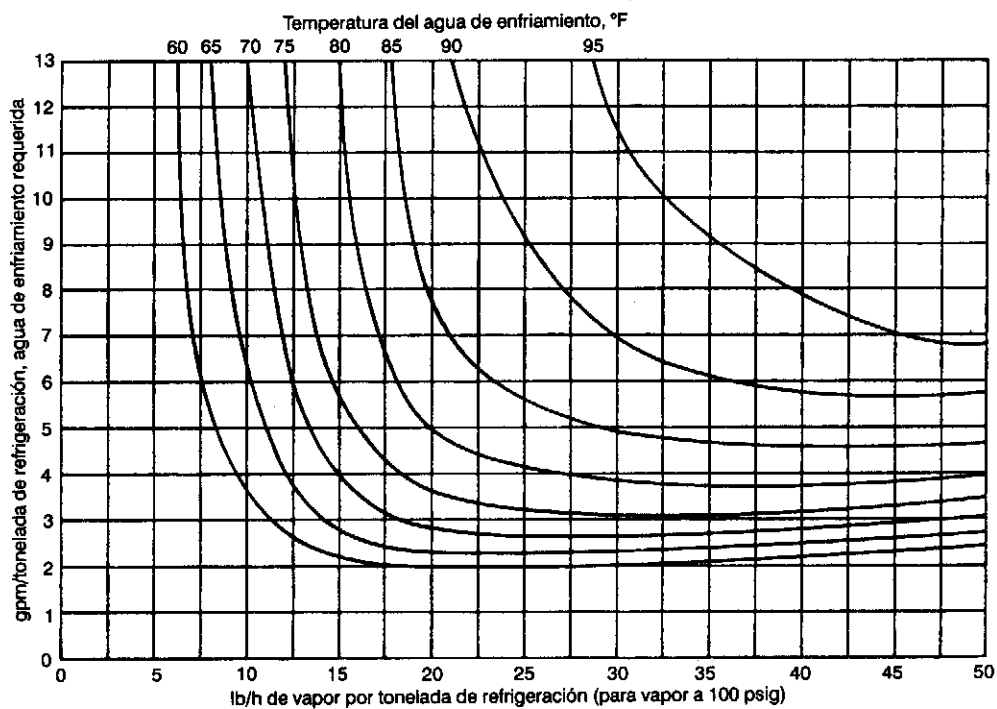


Figura 2. lb/h de vapor por tonelada de refrigeración (para vapor a 100 psig) para agua enfriada a 45°F.

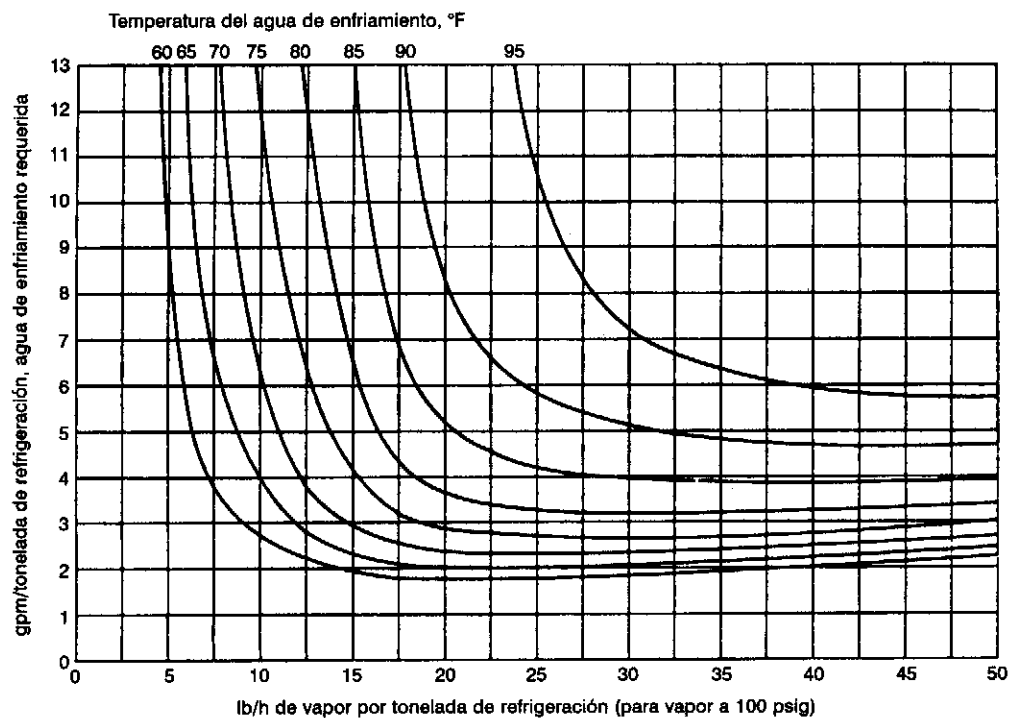


Figura 3. lb/h de vapor por tonelada de refrigeración (para vapor a 100 psig) para agua enfriada a 50°F.

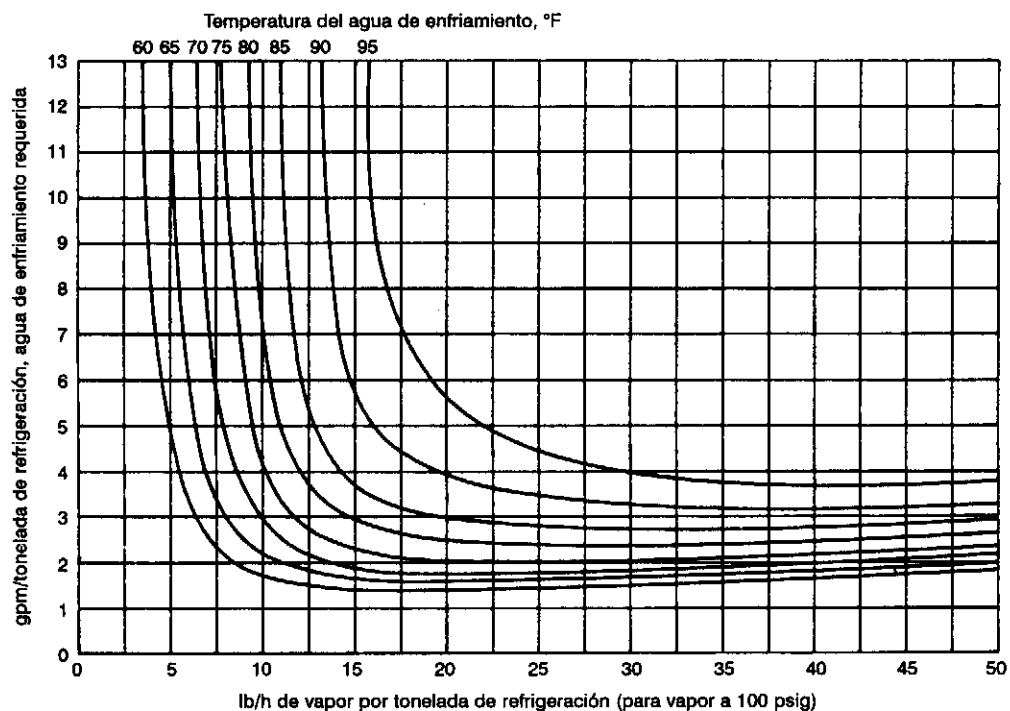


Figura 4. lb/h de vapor por tonelada de refrigeración (para vapor a 100 psig) para agua enfriada a 60°F.

(continuación del texto de la página 179)

Necesidades para las unidades del tipo de absorción de amoníaco

En la tabla 1 se muestran las necesidades de vapor y de agua de enfriamiento para refrigeración por absorción de amoníaco, para unidades de una etapa y de dos etapas. Las tablas se basan en agua de enfriamiento hacia el condensador de 85°F, con temperatura de condensación de 100°F. El agua del condensador se usa en los absorbedores.

Ejemplo. Para una temperatura en el evaporador de -10°F, se requiere un gasto de vapor (temperatura de saturado de 300°F en los generadores) de 33.6 lb/h/tonelada de refrigeración. Asimismo, en este sistema se requieren 5.4 gpm (gal/min) de agua de enfriamiento/tonelada de refrigeración, suponiendo una elevación en la temperatura de 7.5°F a través del condensador.

Fuente

Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 3, 2a. edición, Gulf Publishing Co., pág. 214, tabla 11-2.

Tabla 1
Vapor y agua de enfriamiento requeridos para los sistemas de refrigeración de absorción de amoníaco

Una etapa				
Temp. en el evap., °F	Temp. del vapor sat. °F, requerida en los generadores	Btu/min requeridos en el generador por ton de refrig. (200 Btu/min)	Gasto de vapor, lb/h/ton de refrig.	Gasto de agua a través del cond. (elevación de temp. de 7.5°F), gpm/ton
50	210	325	20.1	3.9
40	225	353	22.0	4.0
30	240	377	23.7	4.1
20	255	405	25.7	4.3
10	270	435	28.0	4.6
0	285	467	30.6	4.9
-10	300	507	33.6	5.4
-20	315	555	37.3	5.9
-30	330	621	42.5	6.6
-40	350	701	48.5	7.7
-50	370	820	57.8	9.5

Dos etapas			
Temp. del vapor sat., °F, requerida en los generadores	Btu/min requeridos en el generador por ton de refrig.	Gasto de vapor, lb/h/ton de refrig.	Gasto de agua a través del cond. (elevación de temp. de 7.5°F), gpm/ton
175	595	35.9	4.3
180	625	37.8	4.5
190	655	40.0	4.6
195	690	42.3	4.9
205	725	44.7	5.3
210	770	47.5	5.7
220	815	50.6	6.3
230	865	54.0	6.9
240	920	58.0	7.8
250	980	62.3	9.0
265	1050	67.5	11.0

12

Tratamiento de gases

Introducción	184
Procesos de tratamiento de gases	184
Tratamiento de gases del tipo de reacción	186
Tratamiento de gases con solventes físicos	187
Del tipo físico/químico	187
Del tipo de carbonato	188
Del tipo intermitente con solución	188
Del tipo intermitente en lecho	188

Introducción

Un estudio del tratamiento de gases puede ser muy confuso porque existen una gran cantidad de procesos. Los análisis en este capítulo pretenden explicar las diferencias entre algunos de los procesos más populares. La comprensión de los diferentes procesos ayudará en la selección de alguno de ellos.

El tratamiento de gases se define en lo que sigue como la eliminación de H_2S y de CO_2 . En donde resulta pertinente, se discuten otros compuestos de azufre. No se incluyen las deshidratación y la producción de azufre, excepto para analizar la producción de azufre en el proceso Stretford y para la eliminación selectiva del H_2S . El H_2S debe de eliminarse del gas natural y de las corrientes de procesos por razones de salud y de prevención de la corrosión. Las especificaciones de las tuberías de gas natural requieren no más de $\frac{1}{4}$ grano/100 scf (ft³ estándar). Esto es equivalente a 4 ppm en volumen o 7 ppm en peso (para un gas con gravedad específica de 0.65). Para fines de comparación, la nariz humana puede detectar 0.13 ppm en volumen y el valor límite de umbral para una exposición prolongada es de 10 ppm en volumen.

El CO_2 debe eliminarse para prevenir la corrosión y debido a que disminuye el valor de calentamiento del gas natural. En algunas situaciones de tratamiento, se desea eliminar en forma selectiva el H_2S y "resbalar" la mayor parte del CO_2 . Si el CO_2 se puede tolerar corriente abajo, a menudo se puede

proporcionar una planta de tratamiento más económica que sólo elimine el H_2S . A veces se practica la eliminación selectiva del H_2S para enriquecer el contenido de este gas en la corriente de gas ácido que se alimenta a una planta de recuperación de azufre. La concentración de CO_2 debe de mantenerse por debajo del 80% en ese gas ácido que se alimenta a una planta de recuperación de azufre. En el diseño de una planta de gasificación de carbón mineral, la energía y el vapor se produjeron usando turbinas de gas alimentadas con gas de bajas Btu. Se dejó pasar el CO_2 hacia las turbinas porque el flujo másico de este gas contenía una energía significativa de alta presión.

En resumen, algunas de las razones para la eliminación selectiva del H_2S son:

- Diseño económico (costos del capital y de operación)
- Enriquecimiento en H_2S para recuperación del azufre
- Casos especiales, como recuperación de energía.

Fuente

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.

Procesos de tratamiento de gases

Existen tantos procesos de tratamiento de gases que se hace difícil saber por dónde empezar. Eso dificulta la selección de un proceso para una situación dada. Al final, los aspectos económicos determinarán la decisión, pero se requiere cierta discriminación inicial aproximada para eliminar un estudio desordenado. He intentado condensar la masa de información que se encuentra en la literatura en algunas directrices breves y de uso fácil para realizar un corte aproximado.

Los procesos populares seleccionados se agrupan como sigue: Del tipo de reacción: MEA, DEA, MDEA, DGA, Stretford (con el que también se produce azufre)

Del tipo de solvente físico: Solventes flúor (por ejemplo, el carbonato de propileno), Selexol

Del tipo físico/químico: Sulfinol

Del tipo de carbonato: Carbonato de potasio

Del tipo intermitente con solución: Lo-Cat, Chemsweet

Del tipo intermitente en lecho: Esponja de hierro, tamiz molecular

Se debe de usar la figura 1 en el proceso de selección, como uno de los parámetros importantes. Los procesos que se listan dentro de la gráfica se encuentran en orden de preferencia.

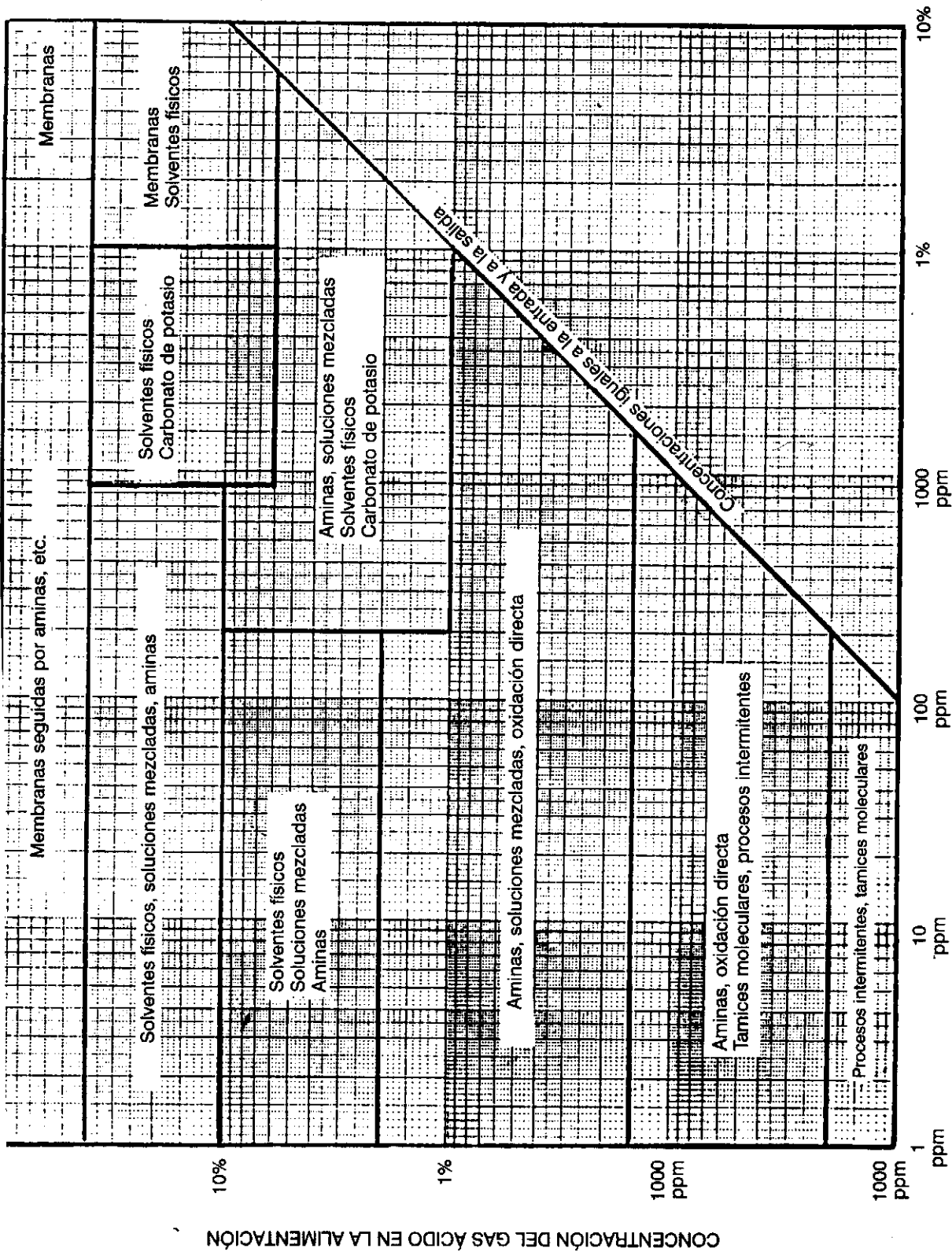


Figura 1. Guía para seleccionar los procesos de endulzado de los gases.

Fuente

Ball, T., Ballard, D. y Manning, W., "Design Techniques for Amine Plants", presentada en PETRO ENERGY, octubre de 1988.

Tratamiento de gases del tipo de reacción

Las aminas (MEA, DEA, MDEA, DGA) son las soluciones más populares para realizar el tratamiento. En un tiempo, MEA, y más tarde MEA y DEA, dominaron el mercado. En general, las aminas deben de considerarse para:

- Presiones parciales bajas del gas ácido (producto de la presión del sistema y la concentración de los gases ácidos, H_2S y CO_2 , en la alimentación) de aproximadamente 50 psi (lb/in²) y menos. Otra manera de considerar la selección con base en la concentración del gas ácido es la figura 1³ de la sección anterior, titulada "Procesos de tratamiento de gases".
- Concentraciones bajas del gas ácido en el producto gaseoso de más o menos 4–8 ppm en volumen (0.25–0.50 grano/100 scf) (scf = ft³ estándar)
- Hidrocarburos más pesados presentes (proporcionan mejor filtración para la DGA)
- Para la extracción del CO_2 sin H_2S , una presión parcial del CO_2 de 10–15 psi⁴

Si se desea planear la operación de una planta de amina, hay que asegurarse obtener una copia del artículo clásico de Don Ballard.⁵

Entre las aminas, se prefiere la MEA para presiones bajas en el contactor y especificaciones estrictas acerca del gas ácido, como H_2S muy por debajo de 0.25 grano/100 scf y CO_2 tan bajo como 100 ppm en volumen.¹ La MEA es degradada por el COS y el CS_2 , siendo la reacción sólo parcialmente reversible con un recuperador.

Se prefiere la DEA cuando la presión del sistema está por arriba de 500 psi.¹ La concentración de 0.25 grano/100 scf es más difícil de producir con la DEA. El COS y el CS_2 tienen pocos efectos perjudiciales sobre ésta. Esto y las elevadas cargas de solución le dan ventajas sobre la MEA. Lo normal es que se use la DEA para las corrientes de gas de refinería y fabricado que tienen COS y CS_2 .²

La MDEA se prefiere para la eliminación selectiva del H_2S y falta de degradación proveniente del COS y del CS_2 .

Se prefiere la DGA para los climas fríos y, por aspectos económicos, para altas concentraciones de la solución (50–70% en peso). Como comparación, la concentración de la solución para la MEA es de 15–25% en peso y para la DEA, de 25–35% en peso.² Proporcionese una buena filtración para la

DGA porque tiene una mayor afinidad para los hidrocarburos pesados que las otras aminas. El gas de alimentación debe tener por lo menos un 1% de gas ácido para que la DGA presente un ahorro por encima de la MEA.² El autor entiende que se seleccionó la DEA para tratar el gas proveniente de las vetas de carbón mineral, con 7–8% de CO_2 (este nivel no se considera un CO_2 elevado).

Con el proceso Stretford se endulza y también se produce azufre. Es bueno para bajas concentraciones de H_2S en el gas de alimentación.⁴ Desde el punto de vista económico, el proceso Stretford es comparable a una planta de amina más una planta Claus de recuperación de azufre. Por lo general, la combinación amina/Claus resulta favorecida, por encima de Stretford, para las plantas grandes.⁴ El Stretford puede extraer de manera selectiva el H_2S , en presencia de elevadas concentraciones de CO_2 . Éste es el proceso usado en el ejemplo de gasificación del carbón mineral de la "Introducción".

Nomenclatura

- MEA = Monoetanol amina
 DEA = Dietanol amina
 MDEA = Metidietanol amina
 DGA = Diglicol amina © Jefferson Chemical Co., proceso patentado Fluor (Econamine)

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.
3. Ball, T., Ballard, D. y Manning, W., "Design Techniques for Amine Plants", presentada en PETRO ENERGY, octubre de 1968.
4. Tennyson, R. N. y Schaap, R. P., "Guidelines Can Help Choose Proper Process for Gas-Treating Plants", *Oil and Gas Journal*, 10 de enero de 1977.
5. Ballard, Don, "How to Operate An Amine Plant", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1966.

Tratamiento de gases con solventes físicos

Los tipos de tratamiento de gases con solventes físicos se ven en general cuando los gases ácidos en la alimentación encuentran arriba de 50-60 psi (lb/in²).^{1,3} Esto indica una presión elevada y de alta concentración de gas. Los hidrocarburos pesados en la alimentación desalientan el uso de los solventes físicos, pero no el COS y el CS₂ que degradan. Por lo común, los solventes físicos pueden ser el COS, el CS₂ y los mercaptanos.¹ Los solventes son económicos por que se tiene la regeneración por absorción instantánea o por separación, lo cual requiere energía.¹

El Selexol®, cuyo permiso para su aplicación es emitido por la Norton Company, se usa el éter dimetílico o el etilenglicol. Se puede diseñar una planta Selexol® para dar cierta selectividad por el H₂S.² Por ejemplo, se puede diseñar la planta para suministrar gas de calidad en la tubería (menos de 0.25 grano de H₂S/100 scf) (scf = ft³ estándar) al mismo tiempo que se deja pasar 85% del CO₂.¹

El solvente Fluor, carbonato de propileno, se usa principalmente para la extracción del CO₂ de corrientes de gas a alta

presión.² El autor está familiarizado con una planta en la que se usa carbonato de propileno con 15-20% de CO₂ en la alimentación, a alrededor de 800 psi. La corriente de gas libre de CO₂ se usó para acrecentar la recuperación de aceite. El carbonato de propileno pierde incentivo económico por debajo de más o menos el 12% de gas ácido en la alimentación.

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.
3. Tennyson, R. N. y Schaap, R. P., "Guidelines Can Help Choose Proper Process for Gas-Treating Plants", *Oil and Gas Journal*, 10 de enero de 1977.
4. Comunicación privada con una compañía en operación.

Proceso físico/químico

El proceso Sulfinol® de la Shell Development Company es un ejemplo del tipo físico/químico de proceso. En él se usa un solvente físico en una amina para obtener las ventajas de ambos. El solvente físico es Sulfolane® (dióxido de rotiofeno) y la amina suele ser la DIPA (diisopropanol). El esquema de flujo es el mismo que el de una planta física.¹

Ventajas del proceso Sulfinol®

El solvente físico Sulfolane®, como otros solventes físicos, tiene una capacidad más alta para el gas ácido a menores presiones parciales de ese gas. A estas presiones parciales más elevadas, el proceso Sulfinol® tiene gastos de circulación más bajos (carga más elevada de la solución) y una mayor economía que la MEA.² El Sulfinol® muestra ser más ventajoso al compararse contra la MEA cuando la razón H₂S/CO₂ es mayor que 1:1¹, al mismo tiempo que a presiones parciales más altas del gas ácido. Por lo pronto, en la solución, la amina DIPA es capaz de dar gas de calidad en la tubería (0.25 grano de H₂S/100 scf) (scf = ft³ estándar).

- Se extraen el COS, el CS₂ y los mercaptanos. El CO₂ degrada ligeramente la DIPA, pero la recuperación es fácil.¹
- Baja corrosión del acero al carbono.²
- Poca formación de espuma.²
- Pérdidas bajas de vapor.²

Las desventajas incluyen:

- Las mismas desventajas con los hidrocarburos pesados en la alimentación que los otros solventes físicos.
- Los productos químicos son de precio elevado así como las regalías por la aplicación del proceso, pero las pérdidas son bajas y quien obtiene la licencia recibe muchos servicios de ingeniería.²

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.

Del tipo de carbonato

El tratamiento con carbonato de potasio en caliente (230–240°F) se patentó en Alemania, en 1904, y fue perfeccionado hasta llevarlo a satisfacer las necesidades comerciales modernas por la U. S. Bureau of Mines.² Entonces, esta oficina estaba trabajando en la síntesis de gas de Fischer-Tropsch.² El tratamiento con carbonato de potasio requiere elevadas presiones parciales del CO_2 . Por lo tanto, no se puede tratar con éxito gas que sólo contenga H_2S .¹

Las corrientes de gas natural se han tratado en forma económica con carbonato de potasio. Las concentraciones medianas a elevadas de los gases ácidos combinadas con las altas presiones de las líneas de transmisión del gas natural proporcionan las altas presiones parciales requeridas de esos gases ácidos.

Para especificaciones más estrictas de H_2S o CO_2 en la salida, pueden requerirse diseños especiales o un proceso de dos etapas.¹ Maddox² afirma que, típicamente, se usaría un proceso de dos etapas para concentraciones de gas ácido en la alimentación de 20–40%. El mismo autor da las reglas empíricas siguientes para la selección del esquema de flujo del proceso:

- El proceso de una etapa llevará la concentración de CO_2 hasta 1.5% en el gas tratado.

- Una modificación de enfriamiento de corriente dividida producirá 0.8% de CO_2 .
- El proceso de dos etapas, o este proceso con enfriador, alcanzará una concentración por debajo de 0.8% de CO_2 .

Maddox² muestra cómo, en el diseño y operación de un proceso de carbonato en caliente, se deben satisfacer las inquietudes principales acerca del propio proceso de corrosión, erosión e inestabilidad de la columna. Estos conceptos se reflejarán en los costos del capital y de operación/mantenimiento.

En varios procesos se intenta mejorar el proceso básico del carbonato de potasio mediante el uso de activadores para incrementar la rapidez de absorción del CO_2 , como son los procesos Catacarb, Benfield y Giammarco-Vetrocoke.

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.

Del tipo intermitente con solución

El proceso Lo-Cat[®] se puede usar para endulzar o para convertir H_2S en azufre. Sólo extrae el H_2S pero no extraerá el CO_2 , el COS, el CS_2 o los mercaptanos. El hierro se mantiene en solución diluida (elevados gastos de circulación) por medio del agente quelante común EDTA (ácido etileno-diamina-tetra ácido). El hierro oxida el H_2S para llevarlo a azufre. La solución se circula en forma intermitente hacia un oxidante para su regeneración.

El Chemsweet, de la C. E. Natco, es otro proceso sólo para el H_2S . En él se usa una dispersión en agua de óxido de zinc y de acetato de zinc para oxidar el H_2S y formar sulfuro de zinc.

El proceso puede manejar H_2S hasta 100 granos/100 scf (ft³ estándar), a presiones desde 75 hasta 1400 psig (lb/in² manométricas). Las concentraciones de mercaptanos arriba del 10% de la de H_2S pueden causar problemas al formar mercapturos de zinc. El lodo resultante puede causar la formación de espuma.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, volumen II, 10a. edición.

Del tipo intermitente en lecho

El proceso de la esponja de hierro es muy antiguo (se introdujo en Inglaterra a mediados del siglo XIX) y muy sencillo. Sólo elimina el H_2S y los mercaptanos. Sólo es bueno para corrientes que contengan bajas concentraciones de H_2S , a presiones de 25 a 1200 psig (lb/in² manométricas).¹ El óxido de hierro hidratado que contiene agua y de pH adecuado es soportado sobre virutas de madera o cualquier otro material. El agua se inyecta con el gas.

Se puede realizar la regeneración con aire, mediante la adición continua o periódica de pequeñas cantidades de este último. Ambas se deben hacer con cuidado debido a que la reacción es exotérmica. La regeneración nunca es completa, de modo que llega un momento en que los lechos deben cambiarse. Esto se debe llevar a cabo con cuidado debido a la naturaleza pirofórica (se enciende de manera espontánea) del sulfuro de hierro. En primer lugar, se moja el lecho completo.

procesos con tamices moleculares se pueden desarrollar para casi cualquier cosa que se desee: extraer el H_2S , y deshidratar al mismo tiempo, extraer el CO_2 , extraer aptanos, etcétera. La regeneración se hace al conmutar enviar gas caliente hacia el lecho en regeneración. Se usan dos, tres o cuatro torres para dejar tiempo suficiente a realización del proceso, la regeneración, el enfriamiento, etcétera. El diseño es complicado y, por lo tanto, es necesario ponerse en contacto con los fabricantes (la Linde Division Union Carbide o la Davison Chemical Company de W. R. Grace and Co.) al considerar una aplicación.

Existe una evaluación del Gas Research Institute (GRI) de una barredora de base sólida (Sulfa Treat®). Se han conducido evaluaciones a tamaño natural en una planta de producción en el centro de Texas. La referencia es GRI-95/0161.

Fuentes

1. *GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association*, volumen II, 10a. edición.
2. Maddox, R. N., *Gas and Liquid Sweetening*, Campbell Petroleum Series, 1977.

13

Sistemas al vacío

Chorros para producción de vacío	191
Sistemas típicos de chorro	192
Suministro de vapor	193
Medición de la infiltración de aire	194
Tiempo para hacer el vacío	194
Recomendaciones de diseño	195
Hoja de especificaciones del eyector	196

ros para producción de vacío

diseño de los chorros (o chiflones) normalmente es mayor por el vendedor. Sin embargo, el ingeniero de proceso especificar el sistema en los cuales se incorporan los chorros también debe suministrarle al vendedor las condiciones de operación, las cuales incluyen:

Los flujos de todos los componentes que se van a purgar del sistema (a menudo aire con vapor de agua).

La temperatura y la presión con las que se entra a los chorros y la presión a la que se sale, si no es la atmosférica. La temperatura y la presión del vapor de agua del que se dispone para accionar los chorros.

La temperatura del agua de enfriamiento y la cantidad de la que se dispone de ésta para los intercondensadores. Asimismo, la caída de presión admisible en el agua de enfriamiento para los intercondensadores.

más, el ingeniero de proceso debe estar enterado de las prácticas de diseño para los chorros al vacío.

El vendedor convertirá los datos de los flujos componentes en "equivalente de aire". Dado que los chorros están clasificados en relación con su capacidad para manejar aire, entonces se requiere un sistema con base en sus accesorios estándar. El vendedor debe proporcionar los datos de la capacidad equivalente de aire con el equipo que surte. La determinación del efecto de aire se puede hacer con la ecuación 1:

$$\sqrt{0.0345(MW)} \quad (1)$$

e

Razón de arrastre (o equivalente de aire). Es la razón del peso de gas manejado al peso de aire que sería manejado por el mismo eyector, operando en las mismas condiciones.

Peso molecular del gas

1.00, para MW de 1-30

1.076 - 0.0026(MW), para MW de 31-140

La ecuación 1 dará resultados con una diferencia menor del 5% respecto de los de la curva de razón de arrastre dada en la figura 1.

El efecto de la temperatura se muestra mediante las ecuaciones 2 y 3:

$$1.017 - 0.00024T \quad (2)$$

$$1.023 - 0.00033T \quad (3)$$

e

Razón del peso del aire a 70°F al peso del propio aire a una temperatura más alta que sería manejado por el mismo eyector, operando en las mismas condiciones.

ERTS = Lo mismo que lo anterior para el vapor de agua

T = Temperatura del gas, °F

Esta información está basada en la referencia 1.

El vendedor también debe proporcionar los datos del consumo de vapor. Sin embargo, para la planeación inicial, el ingeniero de proceso necesita tener una estimación. Úsen las ecuaciones siguientes para calcular el caballaje requerido para comprimir los componentes, no en condensación, desde la presión y temperatura de entrada del chorro hasta la presión de salida:

$$HP = \frac{WH_{poli}}{E_p 33\,000}$$

$$HP = \frac{WH_{AD}}{E_A 33\,000}$$

en donde

HP = Caballaje requerido por el gas

W = Flujo, lb/min

H_{poli} = Carga politrópica

H_{AD} = Carga adiabática

E_p = Eficiencia politrópica

E_A = Eficiencia adiabática

$$E_{poli} = \frac{ZRT_1}{(N-1)/N} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/N} - 1 \right]$$

$$H_{AD} = \frac{ZRT_1}{(K-1)/K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} - 1 \right]$$

en donde

Z = Factor promedio de compresibilidad; si se usa 1.0 se obtendrán resultados conservadores

R = 1544/peso molecular

T_1 = Temperatura de succión, °R

P_1, P_2 = Presiones de descarga, de succión, psia (lb/in² absolutas)

K = Exponente adiabático, C_p/C_v

$$N = \text{Exponente politrópico, } \frac{N-1}{N} = \frac{K-1}{KE_p}$$

Si se tiene vapor de agua del proceso manejado por los chorros, con intercondensación, calcúlese el caballaje sólo para la primera etapa. Después de la primera etapa, el condensador llevará al sistema al mismo equilibrio que se hubiera tenido sin el vapor de agua del proceso. Úse una eficiencia adiabática del 7%, para los casos con intercondensadores de

chorro, y del 4%, para los casos sin condensación. Estímese el consumo de vapor como la cantidad teórica que se puede entregar con el caballaje total antes calculado, usando las condiciones de entrada y de salida del vapor de agua del sistema de chorro. Se pueden usar estos resultados estimados hasta que lleguen los datos del vendedor. Este procedimiento dará resultados conservadores para los casos con gran cantidad de vapor de agua del proceso, en comparación con las curvas de Ludwig² para el consumo de vapor.

Las siguientes son algunas reglas empíricas para los chorros:

1. Para determinar el número de etapas requeridas, supóngase una relación máxima de compresión de 7:1, por etapa.
2. No debe permitirse que varíen mucho las condiciones del vapor de alimentación. Una presión por debajo de la de diseño puede disminuir la capacidad. Una presión arriba de la de diseño no suele incrementar la capacidad e incluso puede disminuirla.
3. Úsese Stellite o cualquier otro material superficial duro en la tobera del chorro. Por ejemplo, el acero inoxidable 316 no es suficiente.

4. Colóquese siempre un vaso deshidratador adecuado antes de los chorros. Las gotitas de agua pueden dañar considerablemente un chorro. El vapor debe de entrar al vaso tan gradualmente. Todo condensado sale por una trampa de vapor en el fondo. Es buena idea colocar un desviador de forma anular cerca de la parte superior para hacer retroceder toda agua que se deslice hacia arriba por las paredes del recipiente.
5. Las ramas barométricas de los chorros deben ir en línea recta hacia el tanque de sello. Una pendiente de 60° a 90° respecto de la horizontal es la mejor.

Fuentes

1. *Standards for Steam Jet Ejectors*, 3a. edición, Heat Exchange Institute, Nueva York, N. Y.
2. Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen I, Gulf Publishing Co.
3. Jackson, D. H., "Selection and Use of Ejectors", *Chemical Engineering Progress*, 44, 347 (1948).
4. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen I, Gulf Publishing Co., 1976.

Sistemas típicos de chorro

En la figura 1 se hace una comparación conveniente de la capacidad y de los rangos de la presión de succión para los sistemas comerciales típicos de chorro de vapor que manejan

cualquier gas no condensable, como aire. La figura 1 está basada en cada uno de los diseños, usando la misma cantidad de vapor motriz a 100 psig (1b/in² manométricas). Cada punto en

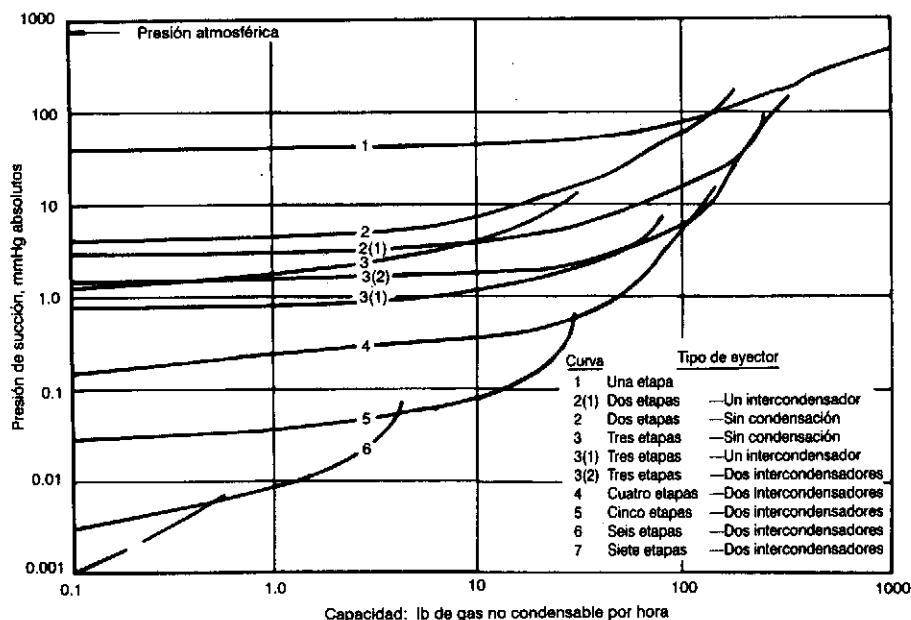


Figura 1. Se puede lograr un amplio rango de presiones al usar diversas combinaciones de eyectores y condensadores. En esta ilustración se usa el mismo consumo de vapor para cada diseño. Nota: Las curvas están basadas en agua en condensación a 85°F. Si se usa agua más caliente, las curvas se desplazan hacia la izquierda; con agua más fría, el desplazamiento es hacia la derecha.

a una de las curvas representa un punto de eficiencia máxima. Por lo tanto, las curvas representan un conjunto continuo de diseños, en lugar de uno solo. Lo normal es que un solo diseño no operaría sobre los amplios rangos que se muestran. Por ejemplo, un rango razonable para una buena eficiencia es 150–115% de la capacidad de diseño.

Fuentes

1. Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen I, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.
2. Berkley, F. D., "Ejectors Have Wide Range of Uses", *Petroleum Refiner*, diciembre de 1958, pág. 95.

Alimento de vapor

Los chorros de vapor requieren una alimentación de vapor a una presión constante para obtener el mejor de los rendimientos. Si, comúnmente, una presión por debajo de la de diseño hará bajar el rendimiento y una arriba de la de diseño por lo general no aumentará la capacidad e incluso puede disminuirla. Lieberman recomienda una manera inteligente de manejar el problema: una presión variable en el vapor, la cual se muestra en la Figura 1. El vapor que va hacia el chorro se controla a una

presión ligeramente por debajo de la presión más baja de la alimentación, de modo que el chorro tenga una presión constante de vapor. Lieberman señala que es difícil que haya un inconveniente en relación con el vapor al proporcionar éste mejor sistema de operación. Por ejemplo, un chorro diseñado para vapor a 130 psig (lb/in² manométricas) sólo usará alrededor de 15% más de vapor que uno diseñado para un vapor a 150 psig.

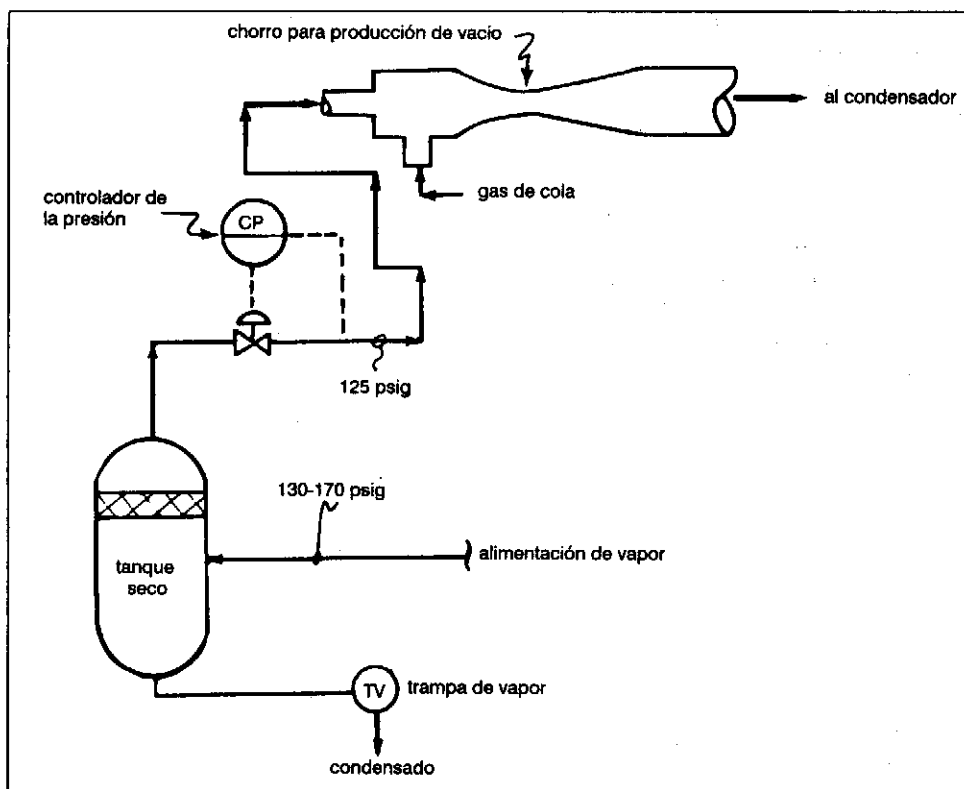


Figura 1. Un vapor húmedo de presión variable arruinará el rendimiento de un chorro de vapor para producción de vacío.

Fuente

Manan, N. P., *Process Design For Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1988.

Medición de la Infiltración de aire

El aire suele ser el componente básico de la carga para un eyector y las cantidades de vapor de agua del proceso o de vapor no condensable, o de ambos, por lo común son directamente proporcionales a la carga de aire. Por desgracia, no existe método confiable para determinar con precisión la capacidad básica óptima de aire de los eyectores. Es conveniente seleccionar una capacidad que minimice los costos totales de la eliminación de los gases no condensables que se acumulen en un sistema al vacío de un proceso. Un eyector de dimensiones mayores que las necesarias cuesta más y utiliza cantidades innecesariamente grandes de vapor motriz y de agua de enfriamiento. Si las dimensiones de un eyector son más pequeñas que las necesarias, se requiere un monitoreo constante de las infiltraciones de aire para evitar trastornos costosos.

La experiencia con un sistema similar es la guía más confiable al dimensionar un eyector. Es posible medir la infiltración de aire en un sistema existente que tenga un eyector con condensación de etapas múltiples al purgar vapor que llegue a la succión de la primera etapa, a través de una válvula manual o controlada que sirva para controlar la presión en el sistema. A continuación, obsérvese la presión en la última etapa y véase la curva de rendimiento para estimar la carga de aire, o bien, médase el volumen de los gases de desfogue de un postcondensador de superficie.

Para determinar la cantidad de infiltración de aire en un sistema existente, estímesse el volumen total del sistema. Opérese el eyector para asegurar una presión algo menor que 15 pulgadas de Hg absolutas. Entonces, álsese el eyector del sistema. Médase el tiempo requerido para una elevación en la presión en el recipiente (digamos 2 pulgadas de Hg). Es esencial que, durante este tiempo, la presión absoluta no se eleve por encima de 15 pulgadas de Hg absolutas. Entonces, la fórmula siguiente dará la infiltración:

$$WL = 0.15 V (\Delta p)/t$$

en donde

W_L = Infiltración, lb/h

V = Volumen del sistema, ft³

Δp = Elevación en la presión, in Hg

t = Tiempo, min

Si no se conoce el volumen del sistema, todavía se puede determinar la infiltración, pero se requerirán dos pruebas. En

primer lugar, se debe efectuar la prueba antes descrita. Enseguida, debe introducirse al sistema una infiltración conocida de aire. Esto se puede hacer por medio de un orificio calibrado de aire. Se hace una segunda prueba, obteniendo una elevación en la presión y un tiempo nuevos. Entonces la fuga desconocida se expresa por:

$$W_1 = W'/[(\Delta p't)/(\Delta p't')]-1$$

en donde

W' = Fuga conocida, lb/h

$\Delta p'$ = Segunda elevación en la presión, in Hg

t' = Segundo tiempo, min

Si la infiltración de aire es mayor que la carga para la cual se diseñó el chorro, las posibilidades son corregir las infiltraciones o usar un eyector más grande. El eyector debe ser suficientemente grande como para manejar no sólo las infiltraciones sino la carga normal del proceso.

Para sistemas de procesos químicos, pequeños (digamos de 500 ft³) y moderadamente herméticos, resulta adecuada una capacidad de aire del eyector de 10 lb/h. Para sistemas grandes, úsese 20 lb/h. Para sistemas pequeños, muy herméticos, una capacidad de aire de 2-5 lb/h resulta razonable.

El diseñador debe de considerar el precio del eyector y sus costos de operación cuando especifica la capacidad de aire. Las capacidades más grandes pueden resultar económicas con eyectores de una etapa, por ejemplo.

En ocasiones es aplicable una filosofía inversa en el dimensionamiento de los eyectores para un sistema en el cual incluso una pequeña cantidad de infiltración de aire trastornará la operación o contaminará el producto. En un sistema de este tipo, puede resultar conveniente instalar un eyector que tenga una capacidad deliberadamente limitada de manejo de aire, de modo que no se pueda operar el sistema hasta que no se corrija un índice dañino de infiltración de aire.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Tiempo para hacer el vacío

Con el fin de estimar el tiempo requerido para que un eyector haga el vacío en un sistema, desde la presión atmosférica hacia abajo, hasta la presión de diseño, supóngase que la capacidad promedio de manejo de aire durante el periodo de eva-

cuación es el doble de la capacidad de diseño de manejo de aire. Supóngase también que la infiltración real de aire hacia el sistema durante la evacuación es despreciable. El tiempo aproximado para hacer el vacío es

2.3 V/C_a

onde

=Tiempo para hacer el vacío en un sistema, desde la presión atmosférica hasta la presión de diseño de un inyector, min

Volumen del sistema, espacio de vapor, ft^3

Capacidad de aire de diseño del eyector, lb/h

este periodo aproximado para hacer el vacío es demasiado, se puede acortar al agregar una última etapa más al eyector, o bien, al agregar un eyector sin condensación en paralelo con el eyector primario. Se puede usar un eyector sin condensación como un eyector para hacer el vacío y de repuesto que sirva a varios sistemas adjuntos. El rendimiento en hacer el vacío se especifica al indicar el volumen del sistema, el tiempo deseado de evacuación y la presión absoluta a la cual el sistema debe llevarse por debajo de la atmosférica.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen I, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Recomendaciones de diseño

En primer lugar, se debe considerar la infiltración de aire o gas hacia el sistema de vacío. Por supuesto, se debe hacer todo tipo de esfuerzo para mantenerlo tan hermético sea posible. El autor tiene conocimiento de puntos posibles de infiltración que se han sellado con poliestireno, lo cual es un sello excelente. Cuando no se pueden hacer pruebas deben aplicarse reglas empíricas. Existen muchas de esas reglas de estimación aproximada.

Un amigo cercano, con años de experiencia en el diseño y operaciones de sistemas al vacío, afirma que un sistema se puede hacer muy hermético cuando se diseña con propiedad. Comienza por purgar los tubos que van hacia los instrumentos con nitrógeno. El gasto es 1 scfm (ft^3 estándar/min) como máximo por conducto. Ha diseñado y operado con éxito varios sistemas al vacío, con previsiones para la purga requerida de instrumentos multiplicadas por un factor de seguridad de 4. El factor es una contingencia para cosas como cambios de peso de carga que pudieran introducirse en la alimentación accionadora, que ha sido separada en forma deficiente. Las recomendaciones son:

Para lograr un buen control, diseñese la caída de presión para la válvula de control que se encuentra entre el sistema de fraccionamiento y el sistema de chorro para la velocidad sónica (aproximadamente una razón de presiones de 2:1). Esto significa que debe diseñarse la succión de los chorros para la mitad de la presión absoluta del sistema al vacío.

Incluso en un sistema fraccionador grande, en las condiciones siguientes:

- Condensador diseñado con propiedad
- Hermético al vacío
- Velocidad sónica a través de la válvula de control
- Alimentación bien separada

el ajuste de la válvula de control rara vez sobrepasa $\frac{3}{4}$ " y suele ir hasta $\frac{1}{2}$ ".

- Ajustese el controlador de la presión para una banda proporcional baja.
- Para aplicaciones en las que se tenga control de la temperatura en la columna arriba del punto de alimentación, pónganse los elementos de medición para los controladores de la temperatura y de la presión en el mismo plato. Esto contribuirá a tener un buen control de la composición en las cargas variables de la columna (al hacer variar la presión diferencial en la columna). En los sistemas al vacío, un cambio ligero en la presión producirá grandes cambios en la temperatura de equilibrio.
- Para líneas de vapor y condensadores grandes (los cuales son frecuentes en los sistemas al vacío) aíslese siempre la línea, el condensador y la parte superior de la columna. De lo contrario, la lluvia o los frentes fríos repentinos cambiarán el control de la columna. Es posible tener más superficie en la línea elevada que en el condensador.
- Nunca se usen accesorios roscados en ningún sistema al vacío, sin importar el tamaño.
- En la figura 1 se muestra la instalación de una derivación para medición del controlador de presión.
- Evítense las trampas para líquidos en la tubería de los sistemas al vacío, nunca yendo hacia arriba después de haber hecho un tendido horizontal.
- Pónganse las válvulas de control de los sistemas al vacío en el punto más alto de un tramo horizontal y la desviación (*bypass*) de la válvula de control en el mismo plano horizontal. Esto concuerda con lo expresado en el concepto 8.

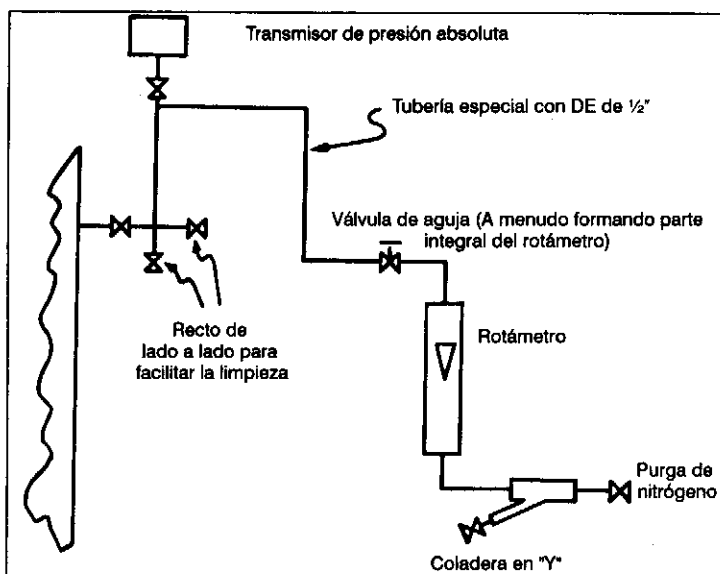


Figura 1. En esta ilustración se muestra una instalación para medición de vacío.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen I, Gulf Publishing Co., 1976.

Hoja de especificaciones del eyector

Enseguida se da una hoja de especificaciones para eyectores de chorro de vapor y de chorro de líquido. Ésta contiene datos necesarios para que el fabricante diseñe y cotee un eyector para una aplicación específica.

Eyector de chorro de vapor

Aplicación _____

Presión absoluta que debe ser mantenida por el eyector _____

Fluidos que van a ser manejados por el eyector _____

Gases no condensables, lb/h _____ P. M. _____

Vapor de agua del proceso, lb/h _____

Otros vapores condensables que no sean vapor de agua:

lb/h _____ P. M. _____

Temperatura del fluido de carga, °F _____

Presión disponible del vapor motriz en el eyector, psig _____

Temperatura del vapor motriz en el eyector, °F _____

Costo del vapor motriz (si se conoce), dólares/1000 lb _____

¿Se dispone de agua de enfriamiento para la intercondensación? _____

¿Fuente del agua de enfriamiento? Torre de enfriamiento ☐

Suministro de la ciudad ☐ Pozo ☐

Temperatura del agua de enfriamiento en el eyector, °F _____

Presión del agua de enfriamiento en el eyector, psig _____

Costo del agua de enfriamiento (si se conoce), dólares/1000 gal _____

¿El agua de enfriamiento está relativamente limpia? _____

Turbidez (si se conoce) _____

Si el tiempo para hacer el vacío, con el fin de establecer la presión absoluta requerida en el sistema es importante, dígame entonces el volumen neto en el que debe hacerse el vacío, ft³ _____

Tiempo permitido para hacer el vacío, minutos _____

¿El sistema en el que se hará el vacío será húmedo o seco? _____

Si será húmedo, dígame el líquido que estará presente y la cantidad que debe extraerse por evaporación. _____

La altitud en la instalación es anormalmente grande _____

Presión de descarga en la etapa final _____

¿Tipo de intercondensador preferido? _____

De superficie ☐ De contacto de directo ☐

¿Se requiere un postcondensador? _____

Tipo: De superficie ☐ De contacto directo ☐

¿Se debe reforzar la economía de la operación? _____

¿Se debe reforzar un costo inicial bajo del eyector? _____

¿Alguna limitación en la alimentación de vapor disponible que podría influir sobre el diseño del eyector? _____

¿Alguna limitación en el suministro de agua disponible que podría influir sobre el diseño del eyector? _____

¿La instalación va a ser en el interior o en el exterior? _____

¿Se requiere la construcción del código de la A.S.M.E. en los intercondensadores y los postcondensadores? _____

¿Existen otros códigos de construcción que se requieran? _____

¿Existe alguna pintura especial que se requiera? _____

¿Existe alguna orientación especial de los componentes que debe considerarse? _____

¿Existe alguna limitación de espacio que debe considerarse? _____

¿Existe alguna limitación en el peso que debe considerarse?
 ¿Tipo de la conexión de la succión, del sistema al eyector?
 ¿Existe alguna estructura especial de soporte que debe proporcionarse?

¿Tipo accesorio que debe proporcionarse con el eyector:

Válvulas para vapor, coladeras y tubería de interconexión para el vapor

Bombas para el condensado

Carga requerida en la descarga

Energía eléctrica de la que se dispone:

Ciclos volts fases

¿Los motores eléctricos deben ser: A prueba de goteo ☐

A prueba de salpicaduras ☐ TEFC ☐ A prueba de explosión ☐

Purificador del vapor

Controles del nivel del líquido para el depósito de agua caliente del intercondensador

Escalas

Piezas de repuesto

Otro equipo

Material: Difusor y cámara de succión:
 Estándar Especial

Boquilla de vapor: Estándar Especial

Asco del intercondensador y del postcondensador:
 Estándar Especial

¿Si es de casco y tubos) Tubos: Adm Especial

¿Si es de casco y tubos) Placa de tubos: Acero Especial

¿Los materiales estándares se eligen para resistir la corrosión ordinaria del vapor de agua y del agua. Si intervienen vapores o líquidos corrosivos, dígame qué material especial ha contratado el cliente que es el mejor para su operación. ¿Se requiere empaque para exportación?

Eyector de chorro de agua o de líquido

Presión en la succión que debe mantenerse

Presión en la descarga

Carga total de fluido, lb/h Temp., °F

Fluido de carga: Líquido, lb/h P. M.

No condensables, lb/h P. M.

Vapor condensable, lb/h P. M.

Líquido impulsor

Presión del líquido impulsor, psig

Temperatura del líquido impulsor (máxima), °F

Propiedades del líquido impulsor (si es otro que no sea agua)

Gravedad específica

Calor específico, Btu/lb °F

Presión de vapor en la admisión, temperatura, psia

Materiales de construcción:

Cámara de succión Difusor

Tobera de vapor Camisa de vapor

Accesorios:

Válvula del líquido impulsor

Coladera del líquido impulsor

Otro equipo (si se requiere alguno)

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, volumen I, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

14

Transportación neumática

Tipos de sistemas	199
Presiones diferenciales	200
Dimensionamiento del equipo	200

os de sistemas

En este capítulo se considera la transportación de sólidos por aire. Los materiales transportados con aire varían mucho en sus propiedades, requiriendo a menudo consideraciones especiales. Por lo tanto, en este capítulo sólo se darán medios para un dimensionamiento aproximado preliminar y la selección del equipo. Con frecuencia, el sistema completo de transportación neumática para una planta se compra como un paquete de un vendedor especializado en ese equipo. Incluso en ese caso, resulta útil para el ingeniero de proceso estar familiarizado con los métodos aproximados de dimensionamiento del equipo. Ese conocimiento puede ayudarle a planear cosas como el área del terreno y los dibujos de la instalación, en la etapa inicial de diseño. Ese conocimiento también puede resultar útil en el arranque posterior o en la detección de fallas. Los dos que se describen son principalmente los de las referencias 1, 2 y 3.

Los siguientes son los tipos generales de sistemas y sus

Sistema negativo (al vacío); normalmente se usa cuando se transporta desde varios puntos de captación hacia un punto de descarga.

Sistema de presión positiva; normalmente se usa cuando se transporta desde un punto de captación hacia varios puntos de descarga.

Sistema combinado, a presión y negativo (de empuje y tracción); normalmente se usa cuando se transporta desde varios puntos de captación hacia varios puntos de descarga.

El venturi, los sistemas de productos o los tanques de soplado no se analizarán en lo que sigue.

La selección final queda determinada por los aspectos económicos o por alguna demanda especial del material.

Sistema negativo

En el sistema negativo se succiona sobre un ciclón o sobre un rotor/receptor, o sobre ambos, montados arriba de la tolva o sobre receptores. Los sólidos suelen enviarse hacia abajo, a la tolva, con un alimentador rotatorio con esclusa neumática. El aire se succiona hacia adentro del tubo o ducto de captación, en el extremo de captación del sistema. Se pueden usar diversos alimentadores para introducir los sólidos en el flujo de aire que fluye, como alimentadores rotatorios con esclusa neumática, múltiples del tipo de artesas debajo de las tolvas de los vagones de ferrocarril, descargadores de tolvas de los vagones de ferrocarril del tipo de paletas, transportadores de cinta, etcétera.

Sistema de presión positiva

En el sistema de presión positiva se sopla aire hacia adentro del ducto de captación, con frecuencia hacia arriba, a un ciclón con desfogue atmosférico. Por lo común, los sólidos se introducen a la corriente transportadora de aire con un alimentador rotatorio con esclusa neumática. En el envío de los sólidos hacia abajo, al depósito de almacenamiento desde el ciclón, se puede usar una simple conexión de surtidor en lugar del alimentador rotatorio con esclusa neumática requerido en el sistema de presión negativa. En el sistema de presión positiva no se necesita un recipiente al vacío en cada lugar de recepción. Asimismo, en el sistema de presión positiva que transporta hacia varias tolvas, un simple paño del tipo de bolsa puede servir como filtro. De modo que para transportar de un lugar de captación hacia varios lugares de recepción, el sistema de presión positiva resulta a menudo más barato que el sistema negativo.

Sistema a presión y negativo

El sistema a presión y negativo es ideal para descargar vagones de ferrocarril y también para transportar materiales polvorientos ligeros, porque la succión en la entrada ayuda al producto a entrar en la línea transportadora. Los sistemas positivos son más malos que los negativos para manejar materiales de ese tipo, ya que la alimentación hacia la línea de presión puede ser difícil y puede presentar un problema de recolección de polvo en el lugar de captación, debido al soplo hacia atrás o fuga de aire a través de la válvula rotatoria. Asimismo, el autor ha notado que el sistema negativo trabaja mejor en los casos en los que hay terrones en el extremo de captación. El sistema de presión positiva tiende a compactar el terrón, en tanto que el sistema negativo a menudo mantendrá sólidos en movimiento alrededor de ese terrón y, gradualmente, lo desgastará.

Para el sistema a presión y negativo se puede usar un solo soplador, tanto para el lado negativo como para el positivo del sistema. Sin embargo, la falta de flexibilidad con un solo soplador suele imponer la necesidad de sopladores separados para los lados positivo y negativo.

Fuentes

1. Fisher, John, "Practical Pneumatic Conveyor Design", *Chemical Engineering*, 2 de junio de 1958.
2. Gerchow, Frank J., "How to Select A Pneumatic Conveying System", *Chemical Engineering*, 17 de febrero de 1975.
3. Perkins, Don E. y Wood, Jim E., "Design and Select Pneumatic Conveying Systems", *Hydrocarbon Processing*, marzo de 1974.

Presiones diferenciales

Si las necesidades de presión diferencial del sistema son bajas, a veces se puede usar un ventilador. Un ventilador está limitado a un máximo de alrededor de 65 pulgadas de agua [un poco más de 2 psi (lb/in²)], en el servicio de vacío, o 77 pulgadas de agua, en el servicio a presión (un poco menos de 3 psi). Para estimar el caballaje del ventilador, úsen las ecuaciones del capítulo 6, en la sección titulada "Cálculo del caballaje". En lugar de los datos del fabricante, úsese una eficiencia adiabática del 50% para el trabajo inicial.

Para presiones diferenciales más altas (o presiones diferenciales más bajas en donde se prefiere no usar un ventilador), se usan sopladores rotatorios de desplazamiento positivo. Éstos son excelentes para los sistemas de transportación ya que proporcionan:

1. Un volumen razonablemente constante a una descarga de presión variable.
2. Vacíos de alrededor de 8 psi (algunos pueden llegar hasta 11 psi, con inyección de agua) y diferenciales de presión de 15 psi.
3. Un resbalamiento bajo con mejor eficiencia.

Las presiones diferenciales más altas permiten el uso de líneas más largas y, a veces, más pequeñas que para los ventiladores. Para estimar el caballaje del soplador, úsen las ecuaciones del capítulo 6, en la sección titulada "Cálculo del caballaje". En lugar de los datos del fabricante, úsese una eficiencia adiabática del 80% para el trabajo inicial.

Aun cuando es posible obtener 15 psi de un soplador, la mayor parte de los sistemas de presión positiva se limitan a una presión diferencial de 10–12 psi, debido a los límites de las válvulas del alimentador rotatorio con esclusa de aire (las deflexiones en la flecha y los cojinetes puede aumentar el soplado hacia atrás de aire).

Fuentes

1. Fisher, John, "Practical Pneumatic Conveyer Design", *Chemical Engineering*, 2 de junio de 1958.
2. Gerchow, Frank J., "How to Select A Pneumatic Conveying System", *Chemical Engineering*, 17 de febrero de 1975.
3. Perkins, Don E. y Wood, Jim E., "Design and Select Pneumatic Conveying Systems", *Hydrocarbon Processing*, marzo de 1974.

Dimensionamiento del equipo

Para obtener de manera aproximada los tamaños de las líneas y la caída de presión para dimensionar el ventilador o el soplador, aplíquese el siguiente método rápido:

1. De manera arbitraria, supóngase una velocidad del aire de 5000 ft/min (bueno para el 90% de las situaciones de transportación).
2. Úsese la tabla 1.
3. Calcúlese la caída de presión. Esto es en dos partes:
 - a. Pérdidas por los materiales
 - E_1 = Pérdidas por la aceleración
 - E_2 = Energía de levantamiento
 - E_3 = Pérdidas horizontales
 - E_4 = Pérdidas en cambios de dirección y codos
 - b. Pérdidas por el aire
4. En primer lugar, obténganse las pérdidas por los materiales en ft-lb/min

$$E_1 = MU^2/2g = 108M \text{ a } 5000 \text{ ft/min}$$

$$E_2 = M(H)$$

$$E_3 = M(L)(F)$$

$$E_4 = MU^2/gR(L)(F)(N) = 342(M)(F)(N), \text{ para codos de } 90^\circ \text{ con radio de } 48''. \text{ Supóngase que éste va a ser el caso.}$$

en donde

M = Sólidos transportados, lb/min

U = Velocidad, ft/min

$$2g = 2.32 \times 10^5 \text{ ft/min}^2$$

H = Levantamiento vertical, ft

L = Longitud horizontal del ducto, ft

R = Radio del codo de 90° , ft

F = Coeficiente de fricción y tangente del "ángulo de resbalamiento" o "ángulo de reposo" de los sólidos. Como estimación inicial, úsese 0.8 en lugar de los datos de los sólidos

N = Número de codos de 90° . Para los de 45° , 30° , etc., exprese como codos equivalentes de 90° , por razón directa (por ejemplo, un codo de 30° es 0.33 de uno de 90°)

5. A partir de la tabla 1 y el gasto de sólidos, estímesese el tamaño del ducto y el flujo en scfm (pies cúbicos estándar por minuto).
6. Expresense las pérdidas materiales en pulgadas de agua:

$$\frac{\text{ft-lb/min}}{\text{ft}^3/\text{min} \times 5.2} = \text{in H}_2\text{O}$$

. Calcúlense las pérdidas por el aire.

a. Calcúlese la longitud equivalente de tubo recto al sumar, a la longitud real del tubo recto, una tolerancia de 1 ft de tubo/in de diámetro, por los codos de 90° del tipo de transportación (por ejemplo, codo de 90°, de 4" = 4 ft de tubo).

b. Supónganse las pérdidas siguientes para los otros conceptos, en pulgadas de agua:

Pérdida en la entrada del ducto	1.9
Ramal en Y	0.3
Ciclón	3.0
Recipiente colector	3.0
Filtro	6.0

Súmense las pérdidas por los materiales y por el aire. Calcúlese el caballaje del ventilador o soplador, como se explicó con anterioridad.

Téngase presente usar la presión atmosférica de succión en el sitio. Las capacidades nominales normales de los sopladores se dan al nivel del mar.

Tabla 1
Rango de capacidades

Diám. del ducto, in	scfm de flujo a 5000 ft/min	Pérdida por fricción, in H ₂ O/100 ft	Capacidad usual	
			Miles de lb/h Negativo	Positivo
4	440	11.0	2-6	12-40
5	680	8.0	3-10	15-60
6	980	6.3	4-15	20-80
8	1800	4.5	15-30	30-160

Fuentes

1. Fisher, John, "Practical Pneumatic Conveyer Design", *Chemical Engineering*, 2 de junio de 1958.
2. Gerchow, Frank J., "How to Select A Pneumatic Conveying System", *Chemical Engineering*, 17 de febrero de 1975.
3. Perkins, Don E. y Wood, Jim E., "Design and Select Pneumatic Conveying Systems", *Hydrocarbon Processing*, marzo de 1974.

15

Mezclado

Mezcladoras de una sola etapa	203
Mezcladoras de etapas múltiples	203
Puesta en contacto de gas/líquido	204
Mezclado de líquido/líquido	204
Mezclado de líquido/sólido	204
Aplicaciones de las mezcladoras	205
Tobera mezcladora con aro de refuerzo	206

Mezcladoras de una sola etapa

En las mezcladoras fijas o portátiles, hasta de 5 hp, normalmente se usan impulsores y funcionan a velocidades de 1150 a 1800 rpm, con accionamiento directo, o a velocidades entre 100 y 420 rpm, con transmisión con un solo engrane de reducción. Se pueden sujetar sobre el borde de tanques abiertos, o montarse con un armazón fijo para su operación en tanques abiertos o cerrados. Estas mezcladoras son las más económicas y suelen usarse en tanques sin desviadores. Son rotatorias y de larga duración.

Las mezcladoras de entrada lateral se usan para combinar. La mezcladora del tipo de impulsor con entrada lateral es económica y establece un patrón efectivo de flujo en casi cualquier tamaño de tanque. Debido a que el sello de la flecha está por debajo del nivel del líquido, su uso en fluidos sin propiedades erosivas ni erosivas suele ser ideal.

Las mezcladoras de entrada por arriba son equipo de servicio pesado. Suelen fijarse a una estructura rígida o montaje en tanque. Se pueden usar turbinas de flujo radial o de flujo axial. Las velocidades varían desde 50 hasta 100 rpm y, por lo común, requieren un doble juego de engranaje helicoidal o un juego de tornillos sin fin para lograr estas bajas velocidades. Por lo tanto, son más caras que las mezcladoras con una reducción.

Los impulsores de espacio libre estrecho y de baja velocidad se usan cuando se mezclan materiales muy viscosos. En aplicación se usan impulsores helicoidales o del tipo de paleta con espacio libre estrecho, a velocidades de 5 a 20 rpm. En la tabla 1 se compara la potencia requerida y el costo para turbinas convencionales de flujo axial y el tipo helicoidal.

Tabla 1
Turbina de flujo axial en comparación con el impulsor helicoidal

Tipo de impulsor	Caballaje (Costo de op. y calor agregado en el mezc.)	N rpm	Par	Costo Inicial
Turbina de flujo axial	1	1	1	1
Impulsor helicoidal	¼	¼	2	3

D/T = 0.5

Espacio libre radial de ½ pulgada

Tiempo de mezclado: igual

Coefficiente de transferencia de calor: igual

Una mezcladora en línea es aquella que se coloca directamente en la tubería del proceso, cuando se requieren tiempos de mezclado de varios segundos. En una mezcladora en línea, la agitación es suficiente para perturbar el patrón de flujo a través del tubo, de modo que se realizan una o dos etapas de mezclado. Los diseñadores deben poner mucha atención a la caída de presión en este tipo de mezcladora, al seleccionar las bombas para el sistema de tuberías.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Mezcladoras de etapas múltiples

Se especifican estas mezcladoras cuando debe disolverse uno en otro, deben mezclarse un sólido y un líquido, se debe hacer reaccionar un líquido de alta viscosidad, se debe mezclar un líquido ligero de una mezcla de líquidos pesados y otros o cuando se debe absorber gas en un líquido. Para seleccionar la mezcladora apropiada, se deben conocer ciertas propiedades de los fluidos:

Se requieren: Gravedad específica de los componentes y de la mezcla.

Viscosidad de los fluidos: Para los fluidos newtonianos (una viscosidad constante a todas las velocidades del impulsor), resultan satisfactorias viscosidades aproximadas hasta de 5000 centipoises. Por arriba de 5000 centipoises, los errores de estimación del 20 al 50% pueden significar que el agitador se dimensiona en defecto o en exceso.

Para los fluidos no newtonianos, los datos acerca de la viscosidad son muy importantes. Todos los impulsores tienen una razón promedio de esfuerzo cortante sobre el fluido, relacionada con la velocidad. Por ejemplo, para un impulsor de turbina de paletas planas, la razón promedio del esfuerzo cortante sobre el fluido en la zona del impulsor es 11 veces la velocidad de operación. El método más exacto para obtener la viscosidad es mediante el uso como viscosímetro de un tanque y un impulsor estándares de mezclado. Al medir la respuesta de potencia en una mezcladora de pequeña escala, se obtiene la viscosidad a razones del esfuerzo cortante semejantes a las que se encuentran en la unidad de tamaño natural.

- Debe de conocerse la fase que se va a dispersar.
- Para los sistemas sólido-líquido, debe de contarse, a partir de cálculos o de mediciones, con las velocidades de sedimentación del 10, 50 y 90%, en fracciones en peso, de la distribución del tamaño de partícula.

- Con los gases, debe contarse con los gastos a la temperatura y presión estándar, así como con la temperatura y presión reales. Debe darse el rango de flujo del gas, como también si la mezcladora se va operar a todo su caballaje para todos los rangos de ese flujo, o bien operarse con relación a éste.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Puesta en contacto de gas/líquido

Las dispersión de un gas en un líquido comprende la absorción del gas en el líquido, o la desabsorción del gas del líquido, más una reacción química. Un elemento clave es el aspecto de la dispersión gas/líquido, porque indica el tipo de salpicadura o de formación de espuma que ocurrirá en la superficie y el volumen de gas que estará contenido en la mezcla. A medida que el gas se expande por todo el recipiente, libera energía. Esta energía se puede calcular y está relacionada con la velocidad superficial del gas.

Si el gas debe estar íntimamente disperso en el líquido, la entrada de potencia a la mezcladora será varias veces el nivel de energía necesaria para el gas. En otras palabras, debe compararse el nivel de potencia de la mezcladora con el nivel requerido por el gas para tener la certeza de que se logra el grado requerido de mezclado.

Para la transferencia de masa gas/líquido, se toma un punto dato en un nivel particular de potencia y con un gasto de gas. Este punto se obtiene a partir de una aplicación similar o de los datos obtenidos en el laboratorio o en una planta piloto.

El proceso gas/líquido puede ser con flujo intermitente de líquido, con flujo continuo de líquido o con flujo continuo de líquido en etapas múltiples. Si el proceso se realiza en esta última forma, el flujo de gas debe especificarse como en el mismo sentido de la corriente o a contracorriente.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Mezclado de líquido/líquido

Un ejemplo de mezclado de líquido/líquido es la polimerización en emulsión, en donde el tamaño de las gotitas puede ser el parámetro más importante que influya en la calidad del producto. El tamaño de partícula queda determinado por la velocidad en la punta del impulsor. Si se impide la coagulación y la estabilidad del sistema es satisfactoria, esto determinará el tamaño final de partícula. Sin embargo, si la dispersión que se está produciendo en la mezcladora se usa como un paso intermedio para llevar a cabo una extracción de líquido/líquido y la emulsión debe sedimentarse de nuevo, se produce una dispersión dinámica. Entonces, el esfuerzo cortante máximo producido por el impulsor determina la razón promedio de ese esfuerzo y el tamaño global promedio de partícula en la mezcladora.

Para las extracción líquido/líquido, se requieren datos sobre la velocidad de transferencia de masa del sistema en las condiciones típicas de operación. Asimismo, se requiere una curva aplicable de equilibrio líquido/líquido y datos sobre las reacciones químicas que ocurren en la mezcladora, después de la transferencia de masa.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Mezclado de líquido/sólido

Los sólidos suspendidos constituyen a menudo el objetivo del proceso que requiere un grado específico de uniformidad. Las cinco directrices para lograr un mejor mezclado líquido/sólido son:

- La uniformidad completa implica 100% de uniformidad del sólido suspendido en el líquido. Es muy difícil llevar a la capa superior del líquido en la mezcladora hasta el

100% de suspensión. El problema es obtener partículas con velocidades de sedimentación superiores a 6 ft por minuto, suspendidas de manera uniforme en la parte superior del tanque, porque el patrón principal del flujo horizontal no puede mantener en suspensión sólidos con velocidades altas de sedimentación.

- La suspensión completa cerca del fondo significa mover todas las partículas separándolas de este último.

- b. El movimiento completo en el fondo del tanque se refiere a todas las partículas suspendidas arriba del fondo o rodando sobre éste.
- c. Un filete es un depósito estancado de sólidos que por lo común se encuentra en la periferia exterior del fondo, en donde éste se une al tanque. Sin embargo, se podría presentar en cualquier parte del tanque, en donde el patrón de flujo es estacionario. Se permite la formación de filetes, pero no es admisible la acumulación progresiva en estos últimos. La razón es que cuesta menos dejar que algo de los sólidos se sedimenten formando filetes que suministrar caballaje adicional a la mezcladora para eliminar esos filetes.
- d. La altura de la suspensión es aquella hasta la cual están suspendidos los sólidos en el tanque. Por lo general, se expresa como el porcentaje de sólidos de cada una de las fracciones de tamaños de partícula que se encuentran a diversas alturas del líquido, a partir del fondo, o bien, como la distribución de los tamaños de partícula en las muestras tomadas en diversos puntos.

En operaciones de flujo continuo, se agrega y se extrae en la continua una pasta aguada de una mezcladora de una a. No debe ocurrir la acumulación progresiva en filetes y la composición de la descarga de la mezcladora debe ser igual a la composición de entrada. La descarga del tanque se tiene en un punto particular de decantación, el único punto en el que en el que se requiere que la mezcla tenga la misma posición de la de la entrada.

Si se tiene una agitación suficiente como para mantener un tamaño uniforme de partícula en cada etapa, el tiempo de residencia de los sólidos será el mismo que el tiempo promedio de retención de la mezcla total que pasa por el tanque. Si no se tiene una uniformidad completa de las partículas en la mezcla, la concentración promedio de los sólidos dentro del tanque será menor que la concentración en la alimentación y en la descarga. Por lo tanto, el tiempo de residencia de los sólidos será menor que el tiempo promedio calculado de retención.

Entre mayor sea la razón del diámetro del impulsor al diámetro del tanque, menor será la potencia requerida en la mezcladora. Los impulsores grandes y de baja velocidad requieren menos caballaje para una capacidad dada de bombeo, y la suspensión de los sólidos queda determinada por la razón de circulación en el tanque.

Podría parecer que la mezcladora más económica sería la que tuviera un impulsor grande y bajo caballaje en la mezcladora. Sin embargo, el par requerido para hacer girar impulsores grandes a menudo es mayor que para los impulsores más pequeños, aun cuando la potencia requerida para los más grandes sea menor. En otras palabras, el costo de la mezcladora queda regido en gran parte por el par requerido para impulsar la mezcladora.

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

Consideraciones de las mezcladoras

Las aplicaciones de las mezcladoras en las operaciones de mezclado varían desde aquellas pequeñas para laboratorio hasta los grandes tanques de petróleo para varios millones de galones. Tres operaciones comunes de mezclado son:

1. Combinar dos materiales de viscosidad semejante hasta un punto especificado de mezclado.
2. Combinar materiales de baja y de alta viscosidad hasta un punto especificado de mezclado.
3. Fomentar la uniformidad en la temperatura al controlar el tiempo que una masa de reacción tarda en alejarse de una superficie de enfriamiento o de calentamiento.

Cuando se requiere una transferencia bifásica de masa para suministrar reactivos, mediante mezclado, para una reacción química, el factor más importante a considerar es si la transferencia de masa controla la operación o si la que la controla es

la reacción química. Esto se puede hacer al incrementar la velocidad de la mezcladora hasta un punto en donde los efectos de la transferencia de masa se vuelven muy elevados y la operación se ve limitada por la reacción química.

En la mayor parte de los sistemas, sólo se necesitan datos sobre las propiedades térmicas del fluido para calcular los coeficientes de los lados de la mezcladora. Para los fluidos no newtonianos debe estimarse la superficie de transferencia de calor y obtenerse una viscosidad adecuada. Conforme decrece el número de Reynolds, se tiende al área de transición. Al acercarse a impulsores de espacio libre estrecho, el mecanismo de la transferencia de calor cambia de convección forzada al de conducción a través de una película estancada. Las mediciones indican que el coeficiente de transferencia de calor queda dado por la conducción a través de una película que tiene un espesor de la mitad del espacio libre radial. Para un espacio libre radial de media pulgada, en un fluido orgánico, se obtiene un coefi-

ciente de 4 a 5 Btu/h °F ft², sin importar la velocidad del impulsor ni la viscosidad del fluido.

Si se agrega un raspador, se duplicará o triplicará un coeficiente, al mismo tiempo que también se duplica o triplica el consumo de potencia del impulsor.

Tobera mezcladora con aro de refuerzo

En esta sección se analiza un método simple de mezclado en tanque, de bajo costo. Se conoce como el sistema de tobera mezcladora con aro de refuerzo y funciona bastante bien. El aro de refuerzo hace que la tobera del chorro arroje una gran cantidad de fluido alrededor, mejorando el mezclado. En la figura 1 se muestra un diagrama simplificado de la parte de la tobera.

Hágase que la tobera apunte hacia arriba, formando un ángulo tal que si se traza una recta como prolongación de la propia tobera chocaría con la superficie del líquido en un punto separado de la pared de $\frac{1}{2}$ a $\frac{3}{4}$ del diámetro del tanque. La idea es fomentar la circulación de arriba hacia el fondo. Sin embargo, inclínese ligeramente la tobera hacia la izquierda para provocar un ligero efecto de remolino. Apúntese la tobera hacia un punto a más o menos $\frac{1}{3}$ de un radio a partir del centro.

Las reglas empíricas siguientes se aplican principalmente a la situación en donde en un tanque final se requiere mezclado después de la transferencia desde tanques agotados, y quizá durante ésta.

1. Tamaño base del tanque de 10 000 barriles.
2. Úse una bomba de circulación de más o menos 25 hp.
3. Proporcionése una carga estática de 50–75 pies o un poco más.
4. Para un tamaño diferente al de 10 000 barriles, obténgase el caballaje por proporción directa.
5. El gasto de circulación, en gpm (gal/min) se puede calcular a partir del caballaje y de la carga.

A menudo, en el almacenamiento refrigerado, se trata con hidrocarburos ligeros que tienen un gran cambio en la gravedad con la temperatura. Esta condición hace que ese almacenamiento sea relativamente fácil de estratificar. Adquiérase la certeza de no poner un bomba mezcladora demasiado grande para el almacenamiento refrigerado. Esto no sólo representa un desperdicio de caballaje en la bomba mezcladora, sino que se agrega calor adicional al fluido que debe ser extraído por el sistema de refrigeración (un castigo doble). A menudo, los operarios tienden a dejar funcionando los sistemas mezcladores a tiempo completo.

Proporcionése un medio para llenar el tanque hasta el nivel de operación, antes de hacer funcionar el sistema de tobera

Fuente

Evans, F. L., *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plants*, volumen 1, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1979.

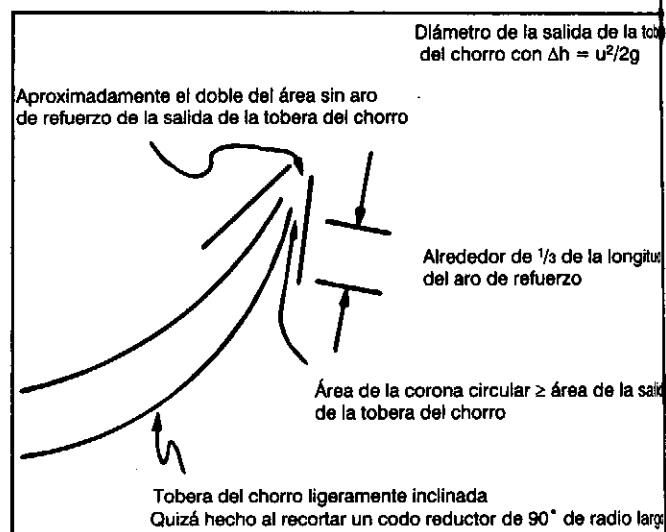


Figura 1. Se puede mejorar el mezclado mediante un sistema de tobera mezcladora con aro de refuerzo, porque la tobera del chorro arroja una gran cantidad de fluido alrededor.

mezcladora. Podrían producirse daños al descargar el chorro de alta velocidad en un tanque vacío.

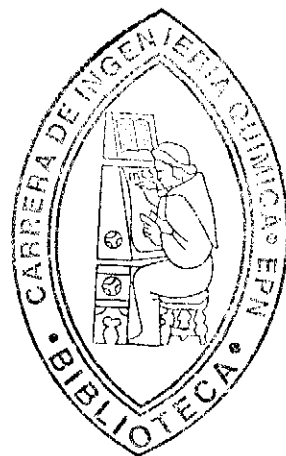
Cuando se está produciendo la circulación con el sistema mezclador y se está transfiriendo de tanques agotados al mismo tiempo, puede existir la posibilidad de dirigir la corriente que se está transfiriendo hacia la succión de la bomba de circulación, con el fin de lograr un mezclado adicional en esta última.

Nomenclatura

Δh = Pérdida de carga, en pies, del fluido que está fluyendo
 u = Velocidad, en ft/s
 g = 32.2 ft/s²

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.



S E C C I Ó N T R E S
Diseño de la planta

16

valuación de procesos

roducción	210	Inversiones de capital	227
nición del estudio	210	Costos de operación	234
nición del proceso	212	Conceptos económicos	237
ificaciones de los límites de la batería	220	Financiamiento	241
ificaciones de las instalaciones adicionales	223		

Introducción

Una de las actividades más importantes dentro de una compañía es la selección de proyectos. Una aventura perdedora puede borrar la trayectoria de varios ganadores. Por lo tanto, quienes evalúan los proyectos deben tener cuidado en obtener la mejor y la más completa información posible de modo que los conceptos económicos modelen con exactitud la situación futura del "mundo real". Las faltas de exactitud posibles en el

modelo deben cubrirse mediante análisis de riesgos. Este trabajo es difícil y exigente, pero quienes se comprometan en él pueden recibir el crédito de ayudar a mantener intacto el "renglón financiero" de la compañía así como la salud de la economía de la nación. En este negocio, el renglón financiero es el mundo real.

Definición del estudio

En la resolución de problemas y en los estudios de procesos, el trabajo de primera línea es importante. La definición apropiada y la dirección que se desarrolle al principio garantizará el cumplimiento a tiempo de las metas corporativas. En esta sección, se establece el tipo de ejemplo de estudio que se va a usar para ilustrar los principios y la filosofía y se presentan los conceptos básicos necesarios para iniciar ese estudio.

Presentación y aspectos de evaluación

Las discusiones en esta sección se centran en torno a los estudios relacionados con una nueva planta propuesta o una adición importante a una ya existente. En las aplicaciones prácticas se manejan situaciones en donde un proceso comercialmente probado o que se ha sujeto con amplitud a otros tipos de pruebas se ofrece para su evaluación, por parte de una organización que otorgaría el permiso para usarlo, como un paquete de diseño más o menos detallado a una compañía que lo operaría. Muchos de los principios que se desarrollan se pueden aplicar a otras situaciones, como la evaluación de procesos fundamentales en la investigación o las etapas a mitad de los trabajos.

Al seguir el desarrollo de la dirección del estudio, en la evaluación se describen los esfuerzos relacionados con la obtención y validación de la información del proceso y, a continuación, se discuten las especificaciones del equipo y una estimación de factibilidad del costo o del tipo de presupuesto; es decir, con los costos de la planta en términos de los factores provenientes del material principal. Por último, la evaluación se completa con los conceptos económicos y el financiamiento del proyecto.

Deben responderse algunas preguntas fundamentales, antes de lanzarse a los detalles del estudio.

¿Quién debe de hacer la evaluación?

Por lo general, la evaluación es realizada por personal interno de la compañía, un contratista, o una combinación de ambos. Respecto a la estimación del costo de capital es difícil ganarle a un contratista. Éste necesariamente contará con un

grupo excelente especializado en la estimación de costos que está familiarizado con una amplia gama de procesos y que es considerado en primer término por muchos vendedores de equipo, quienes le proporcionarán las cotizaciones.

De igual importancia es que el equipo de estimación de costos del contratista habrá establecido un enfoque sistemático y bien refinado, incluyendo todas las listas correctas de verificación, formas y formatos de informes con el fin de evitar los descuidos. El equipo habrá desarrollado la disciplina, como resultado de la competencia en licitar, para producir la clase de informe final que se ajusta correctamente a cualquier tipo de evaluación económica.

Los contratistas también son eficaces en la etapa de definición del proceso. Cosas como la verificación del paquete de concesión de la licencia para ver que esté completo, fijarse en los balances de los servicios generales y la validación de los datos de entrada son su pan de cada día. Para esta etapa de la evaluación, funcionaría bien un equipo de ingenieros de la compañía junto a un contratista. Se podrían hacer comentarios semejantes para desarrollar las especificaciones finales del equipo.

Lo relacionado con los *costos de operación* se hace de la mejor manera en el interior de la compañía, porque su personal está familiarizado con las filosofías corporativas en relación con el personal directivo, el mantenimiento, las operaciones del laboratorio de control, los requisitos administrativos y muchos otros aspectos de apoyo para hacer funcionar la empresa. Si se organiza con los funcionarios adecuados, el grupo interno de estudio debe de manejar los costos de operación, en lugar de intentar enseñar a un contratista las necesidades de la compañía.

Del mismo modo, los *conceptos económicos del proyecto* y los *estudios de financiamiento* deben de realizarse en el interior de la compañía y, en este caso, las razones son incluso más fuertes que para los costos de operación. Cada compañía, sea que aplique conceptos económicos de una empresa privada o del tipo de empresa regulada de servicio público, tiene peque-

diferencias dentro de sus métodos detallados de análisis económico. Es importante que la corporación mantenga herencia entre todos sus estudios de evaluación. Asimismo debe mantenerse la confidencialidad en los conceptos económicos y financieros, definitivamente no es adecuado ducir a un extraño para que ayude.

En resumen, ciertas partes del estudio deben de asignarse al personal interno y se puede buscar ayuda en las otras partes, si los funcionarios o especialistas de la compañía necesitan apoyo.

¿Cuál debe de ser el tamaño de la planta?

Debe tomarse la decisión acerca de este parámetro antes de proceder a la evaluación. Los procesos comerciales populares establecieron tamaños, como se muestra en la referencia 1; sin embargo, una compañía podría optar por un cambio de tamaño, como desear una planta de olefina de dos trenes, en vez de la estándar de tren sencillo. Violentar una tendencia al establecer debe de evaluarse con cuidado. A menudo, las compras fijan el tamaño máximo o estándar de una planta; los diseñadores han desarrollado paquetes estándar para plantas de tamaño natural, o bien, los trenes de media capacidad pueden requerir desarrollo y un mayor desembolso.

La planta total, sea de tren sencillo o de trenes múltiples, simplemente debe de ser del tamaño comercial máximo establecido. De lo contrario, sin la economía máxima de la escala será difícil competir en el mercado.

A veces, los procesos se prestan a varios trenes de equipo de tamaño limitado. Dos ejemplos importantes se encuentran en plantas de gasificación del carbón mineral y en las de GNL. En el caso de una planta Lurgi de gasificación del carbón mineral limitado por el tamaño del gasificador. Se ha incrementado de manera significativa el tamaño máximo con los gasificadores Mark V, de 15 ft de diámetro, que se instalaron por primera vez en 1980 (referencia 5). Los trenes de las plantas de GNL, con refrigerante mixto, lo normal es que sean limitados por el tamaño del intercambiador principal. En 1968, en Skikda, Argelia, Technip de Francia empleó compresores axiales por primera vez en servicio de hidrocarburos para una potencia nominal de 110 000 bhp (caballos de potencia) (referencia 2). Para este diseño, la compresora fijó el límite del tamaño del tren.

En un proceso fundamentalmente nuevo, el tamaño de la planta es una variable que requiere un amplio estudio que se encuentra fuera del alcance de este libro. En la referencia 4 se trata la determinación de ese tipo de "núcleo de viabilidad" de un proyecto.

¿Cuáles estudios laterales se requieren?

A menudo se requieren estudios laterales para tomar las decisiones principales y un buen ejemplo se encuentra en el estudio de comparación de las turbinas de gas en relación con el vapor para las plantas de GNL (referencia 3). Las indicaciones son en el sentido de que, con los impulsores de turbi-

na de gas, está asociada una mayor inversión de capital que con las turbinas de vapor, para el servicio del tren de licuefacción, pero que la mayor inversión de capital para las turbinas de gas demuestra resultar provechosa en la mejor utilización de la existencia de gas de alimentación, si el costo del gas natural es elevado. Inversamente, las turbinas de gas generan una menor inversión de capital en el área de servicios generales.

Otro ejemplo es un estudio de las calderas en las que se quemaba carbón mineral en comparación con las turbinas de gas de bajas Btu, para la generación de potencia en una planta nueva de gasificación del carbón mineral. Un estudio de ese tipo es complicado y la decisión a la que se llegue podría ser irreversible, ya que intervienen consideraciones ambientales. Los estudios laterales de menor escala podrían comprender cosas como torres de fraccionamiento empacadas en comparación con las de platos, la filosofía del manejo de las piezas de repuesto, el enfriamiento con aire en comparación con el realizado con agua, o bien, las calderas unitarias en comparación con las erigidas en el campo. En cualquier caso, debe de decidirse con prontitud la realización de los estudios laterales importantes que se requieran.

¿Quién debe de hacer los estudios laterales?

Si es posible, los estudios laterales deben de ser realizados por personal interno de la compañía. Si las comunicaciones no son perfectas, es fácil que un contratista proporcione un estudio sobre base errónea. A menudo, no se comunica al contratista la filosofía de diseño y operación, así como económica, de la compañía, con el desperdicio consecuente de tiempo. En cualquier caso, como se discutió con anterioridad, los conceptos económicos deben ser hechos por personal interno. Por lo tanto, el uso de un contratista se limita a las mismas partes del estudio lateral que para la evaluación global.

Bibliografía

1. Corrigan, T. E. y Dean, M. J., "Determining Optimum Plant Size", *Chemical Engineering*, 14 de agosto de 1967, pág. 51.
2. Dolle, J. y Gilbourne, D., "Startup of the Skikda LNG Plant", *Chemical Engineering Progress*, enero de 1976, pág. 39.
3. DiNapoli, R. N., "LNG Costs Reflect Changes in Economy and Technology", *Oil and Gas Journal*, 4 de abril de 1983, pág. 138.
4. Hackney, J. W., "How to Explore the Profitability of Process Projects", *Chemical Engineering*, 18 de abril de 1983, pág. 99.
5. Schad, M. K. y Hafke, C. F., "Recent Developments in Coal Gasification", *Chemical Engineering Progress*, mayo de 1983, pág. 45.
6. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1984.

Definición del proceso

En esta fase del estudio se determinará con exactitud lo que está proponiendo quien concede la licencia, se validarán sus afirmaciones y se realizarán los estudios laterales principales para tomar decisiones acerca de cambios o adiciones al proceso. La necesidad de completar esta fase del proceso, antes de la especificación detallada del equipo, es autoevidente.

Establecimiento de los detalles de la propuesta

Debe tenderse el puente entre el paquete de propuesta estándar de quien concede la licencia y las necesidades específicas de la compañía operadora. Sin embargo, la compañía operadora también debe asegurarse de que los conceptos básicos están incluidos en el paquete estándar. Quien concede la licencia puede ya haber incluido los conceptos específicos del sitio, pero a menudo quedarán cabos sueltos.

Balance cerrado de calor y de materiales. Se supondría que este concepto de lo más básico estaría incluido de manera automática en el paquete de quien concede la licencia. De hecho, por lo general se incluye un balance de calor y de materiales, de varias clases. La compañía operadora debe asegurarse de que los balances están hechos con meticulosidad para los flujos totales de corrientes y por componente. Un redondeo incoherente o al azar puede dar resultados ridículos para corrientes cuyos flujos se obtienen por diferencia. Esas corrientes pueden ser pequeñas y parecer insignificantes, pero tienen gran importancia en la determinación de cosas como la disposición de desechos o el control de la contaminación del aire. Un ejemplo sería una corriente lateral de licor gaseoso proveniente de una planta de gasificación de carbón mineral.

La compañía operadora también debe asegurar contra riesgos las emisiones asociadas con la planta a través del informe del impacto ambiental. Esa consideración se ha convertido en una parte importante del diseño. En lugar de pasar por alto la necesidad de contar con un balance cerrado de calor y de materiales en la etapa de estudio de un proyecto, es mejor tener este trabajo realizado tan pronto como sea posible. A veces se requiere persistencia.

Balances de servicios generales. La compañía operadora también debe de pedir un balance para cada servicio general de la planta. El más complicado de los balances de servicios generales suele ser la tabulación del vapor de alimentación y de demanda, en la que se muestren todos los niveles de vapor y de condensado, como también sus interacciones. En esta etapa casi siempre se pide el *balance de vapor* para cualesquiera estudios laterales que se requieran. El balance de vapor influye sobre muchos parámetros de diseño, como el tamaño y el margen para contingencias de la caldera, los gastos de agua tratada de reemplazo, los gastos de disposición de las purgas, el uso de productos químicos y el tamaño del condensador de superficie.

Un *balance eléctrico* también es importante, ya que afecta muchas áreas de la planta. A menudo se estudia la generación de la energía eléctrica en comparación con la compra de la misma. Incluso con una generación total en el sitio, con frecuencia se tiene un respaldo de la energía de la comunidad. Esto debe intervenir como factor en la estimación de costos, especialmente si la planta tiene que compartir costos por una nueva generación importante para la comunidad o por equipo alimentador. La ubicación geográfica de las cargas eléctricas influye en la ubicación de las subestaciones de los centros de control y, por consiguiente, en los costos.

En esta etapa también se necesitan los balances o resúmenes de los otros servicios generales, como el agua de enfriamiento y el gas combustible.

Diagrama preliminar de flujo del proceso. En éste se mostrarán el equipo y las líneas principales, los detalles preliminares del equipo (diámetro de los recipientes, número de platos, flujo de la bomba y caballaje impulsor, etc.), la instrumentación principal y, es de esperar, tener un balance de materiales en la parte inferior de cada dibujo con los flujos en correspondencia con un sistema de numeración en el diagrama. Los diagramas de flujo del proceso deben de cubrir tanto el lado del "proceso" como el de los "servicios generales" de la planta.

Hojas de especificaciones del proceso. En el apéndice se tienen las hojas típicas de especificaciones del proceso, para el material importante. Un juego completo de éstas, proveniente de quien concede la licencia, será inapreciable para cualesquiera estudios laterales. Para los intercambiadores de calor, en particular, la hoja de especificaciones se convierte en el caso base contra el cual se pueden aplicar una vasta teoría de relaciones de razones que conducen a pequeñas desviaciones del diseño. Por ejemplo, con los intercambiadores de calor de casco y tubos, los coeficientes de película del lado del casco y del lado del tubo varían con las potencias 0.6 y 0.8 de los gastos, respectivamente. En la referencia 1 se analiza el extenso uso de esas razones de intercambio de calor para el diseño de intercambiadores de calor de casco y tubos. En la misma referencia 1 también se encuentran gráficas de fácil manejo para cambiar la capacidad de las torres de enfriamiento. Debe quedar claro cuando, en esta etapa del estudio, se analizan las hojas de especificaciones que se está haciendo referencia al tipo de proceso, en lugar de tipos que se relacionan estrictamente con la integridad mecánica y metalúrgica.

Además de ser útiles para los estudios laterales, las hojas de especificaciones del proceso se pueden usar como un archivo para capturar la concepción más reciente de cada unidad por separado del material principal, para la estimación de costos y el diseño final. Se facilitan las cotizaciones de los vendedores, si los datos se les proporcionan en hojas de especificaciones del proceso, tipo estándar.

Condiciones del sitio. Si el paquete de quien concede la licencia se encuentra en la etapa de diseño según el pedido, es importante revisar las condiciones del sitio para que se usen en los cálculos. Existen datos meteorológicos para la mayor parte de los sitios que se proponen o, por lo menos, para áreas no lejanas. Es necesario decidir acerca de cómo aplicar los datos meteorológicos; por ejemplo, usar un valor igual al 95%, o al 99% de los extremos de temperaturas (el 95% es para los extremos relativos a la precipitación de nieve en los últimos 50 o 100 años. Para zonas remotas, puede hacerse la recolección de datos complementarios acerca del sitio, incluyendo la instalación temporal de cierto equipo. También es posible que se necesite la recolección de otros datos relativos al medio ambiente. Estas actividades pueden ser costos suficientemente grandes como para incluirse en las estimaciones de factibilidad de los costos.

En el diseño estructural, debe especificarse la base de zona sísmica. Los datos acerca del suelo son importantes, en especial en los casos en los que se requiera un uso extenso de pilotes de cimentación, con un impacto importante en los costos. Para las primeras estimaciones de los costos no se considerará la disponibilidad de materiales de agregado o de lago natural, estabilización, cercanos al sitio, pero debe tenerse presente la planeación futura, si al proyecto se le da luz verde.

Especificaciones analíticas críticas. El balance de materia mostrará cantidades en porcentaje en las corrientes del proceso. Muchas especificaciones críticas se darán en partes por mil o menores. Para una planta de GNL, en el tratamiento de alimentación se extraen H_2S y CO_2 y se seca con tamices moleculares en los que se extrae agua a niveles muy bajos. Por el contrario, podría presentarse taponamiento en las partes más frías del proceso. Sin el acondicionamiento inicial de alimentación, el proceso se pararía rápidamente y se dañaría el equipo caro, como la rotura de tubos en lugares difíciles de acceder. Incluso las alteraciones ligeras en la sección de acondicionamiento inicial de la alimentación exigen una pronta acción por parte de los operarios, para salvar el tren. En la gasificación Lurgi del carbón mineral, un ejemplo de punto de amontonaamiento en extremo importante se encuentra en el paso de oxidación del azufre, antes de la metanación, en donde el gas se envenena incluso con pequeñas trazas de compuestos de azufre. El paso de eliminación del azufre es un concepto de costo relativamente elevado, tanto de capital como de operación.

Se le da una importancia primordial asegurarse de que la compañía operadora tiene una comprensión plena de todas las especificaciones analíticas del producto y de las materias primas que encuentran dentro de la planta, en la etapa más temprana del estudio. Esas especificaciones tienen un impacto importante sobre los costos de capital y de operación.

Costos de servicio de la planta. Para este análisis, una parte importante de la planta se amontona con este encabezado. Los costos antes discutidos son tan básicos que deben de estar

incluidos en la propuesta de quien concede la licencia, en todas las etapas de su diseño. Los detalles comprendidos en la categoría de áreas de servicio de la planta podrían no estar incluidos en la propuesta de quien concede la licencia, en sus primeras etapas del diseño, pero todavía deben definirse antes de la estimación de costos. Esto implica un trabajo considerable para la compañía operadora, pero es trabajo que se debe hacer. No se pretende que esta sección sea una lista completa de verificación (como la lista que se da en la referencia 2 para la estimación de costos y los conceptos económicos), sino más bien es un análisis de algunos de los subgrupos más importantes de servicios de la planta.

Contaminación del aire y disposición de desechos. En el paquete de quien concede la licencia deben de incluirse algunas provisiones respecto a la contaminación del aire y la disposición de desechos; incluso los concedentes de fuera de E. U. entienden que, en este país, las reglas son estrictas. Sin embargo, la compañía operadora tendrá que realizar una verificación considerable en esta área. A menudo, las reglas estatales o locales son más estrictas que las nacionales, y las condiciones locales pueden presagiar gastos considerables con problemas como elevadas emisiones existentes, influencias geográficas del smog o acuíferos cercanos de la comunidad. Un ejemplo de un desembolso importante para la disposición de desechos se encuentra en la extracción del fenol del licor gaseoso en la gasificación del carbón mineral. Este proceso requiere un área considerable y cara de la planta.

Los expertos ambientales, tanto internos como externos, deben de integrarse al estudio en una etapa temprana. Al contar con estas personas "sobre el terreno", el análisis de factibilidad, las estimaciones de costos y los estudios del impacto ambiental serán más exactos, con menos sorpresas más adelante en el proyecto.

Sistemas secundarios. Es fácil que los sistemas secundarios se conviertan en huérfanos, incluso en etapas avanzadas del diseño final. Cosas como el aire de la planta, el aire para los instrumentos, el nitrógeno, el agua cerrada de enfriamiento, el enfriamiento del collarín del prensaestopas de la bomba, el agua de servicio, la vía del vapor y el aceite hidráulico son sistemas secundarios y la lista puede crecer casi de manera infinita. Esos sistemas son importantes para la operación de la planta y se extienden hacia muchas áreas de la misma. Ya que a menudo las personas tienden a dar por supuestos esos sistemas, es difícil generar la clase de interés que estas áreas merecen hasta bien entrado el proyecto.

Dado que los estudios que se están considerando tienen las estimaciones de costos influidas por factores provenientes del material principal, en esta etapa los sistemas secundarios tienen un impacto relativamente más pequeño que en las posteriores, cuando se realizan estimaciones de costos más definitivas. En esta etapa, resulta adecuado adquirir una sensación acerca de lo completo del diseño del concedente de la licencia con respecto a los sistemas secundarios.

Los contratistas a menudo tienden a comprar ciertos sistemas secundarios como paquetes completos, como lo es un sistema neumático completo con compresoras, receptores, secadores e instrumentación, o bien, una planta de nitrógeno. Aun cuando esto puede ser eficaz respecto a los costos, se pueden crear problemas para la compañía operadora, como tener indicado el sistema del paquete secundario en los dibujos sencillamente como un cuadrado, sin detalles, y sin tener hojas de especificaciones del proceso para el material principal, dentro del paquete comprado. Estos dos problemas estorban la comparación de costos entre los vendedores, así como la detección de fallas una vez que se construye la planta.

Otro problema que se observa con frecuencia una vez que se construye la planta es la incompatibilidad de los materiales (intercambiadores de calor, accesorios de tuberías especiales, válvulas y accesorios para tubos estándar, etc.) dentro del paquete comprado de sistemas secundarios con los materiales de la planta principal. Con bastante frecuencia, equipo como los condensadores y evaporadores de una unidad integral de refrigeración es de diseño para servicio más ligero que el del sistema principal. En la referencia 15 se analiza el arranque de los sistemas en paquete.

Sistemas de seguridad. En este caso, los gastos importantes incluyen el sistema de hogueras (las estructuras de las hogueras y las grandes líneas que se extienden por toda la planta) y el sistema de agua contra incendios (bombas de alta capacidad y una extensa tubería). Por fortuna, a los sistemas de seguridad se les suele conceder una atención particular. En esta fase del estudio, el esfuerzo principal debe de ser la verificación de lo completo de las listas del concedente de la licencia, para fines de estimación de los costos.

Instalaciones adicionales que no son servicios generales. Ya se han analizado los servicios generales. La compañía operadora desempeñará un papel importante en decidir acerca de otras instalaciones adicionales. Las necesidades de almacenamiento y de descarga, las instalaciones a un costado de las vías de ferrocarril y edificios como los talleres de mantenimiento, las instalaciones de control y de laboratorios satélites y el alojamiento del personal administrativo constituyen el tipo de instalaciones que dependen principalmente de la manera en que la compañía operadora maneja su empresa. La compañía operadora tendrá sus filosofías únicas propias de operación y mantenimiento, así como sus filosofías sobre la operación de los laboratorios de control, la cantidad requerida de almacenamiento del producto y los alojamientos de su personal. Por lo tanto, la compañía operadora, quizá con la ayuda de un contratista, debe de completar estas listas y especificaciones para los fines de la estimación de costos.

Terreno. En este punto, debe de ser posible determinar cuánto terreno se requerirá. No hay que olvidar incluir cosas como estanques de retención, el área de amortiguamiento ambiental, las instalaciones de alojamientos temporales y los de-

rechos de vía o servidumbres. Puede resultar adecuado dejar algún margen para contingencias en las estimaciones iniciales de costos, relacionado con un aumento en las necesidades de terreno cuando se cuente con información más definitiva respecto al diseño.

Validación de la entrada

Habiendo obtenido una declaración completa por parte del concedente de la licencia, la compañía operadora se debe a sí misma consumir algo de tiempo en analizar con precisión las afirmaciones y especificaciones principales. Incluso si todo está perfecto, se desarrolla una mejor comprensión del proceso.

Datos básicos acerca de la producción. Éste es un buen lugar para empezar a hacer preguntas. Si en el proceso se aplica una reacción catalítica, ¿las producciones representan catalizador nuevo o catalizador regenerado varias veces? Para una reacción térmica como la de una craqueadora con vapor de una planta de olefina, se podrían hacer preguntas acerca del tiempo que se puede dejar pasar el vapor entre descoquizaciones. Por lo tanto, ¿cuánto margen para contingencias se tiene en el número especificado de craqueadoras que se requieren?

Para un diseño de gasificación de carbón mineral, de origen extranjero, probado comercialmente, se podría hacer la pregunta: "¿Cómo se comportará con mi carbón (productos, manejo de cenizas, etcétera.)?" Podrían ya haberse dado un conjunto de productos como representativos del carbón de una compañía en particular. Pregúntese cómo se obtuvieron estos productos: en unidades comerciales, en comparación una a la otra, cargando carbón semejante, o en operaciones en planta piloto o a escala de prueba. Una vez discutidos plenamente los datos que se nos dan, se puede aceptar un valor al pie de la letra o se pueden hacer arreglos para realizar una producción de prueba con el carbón propio en un lugar en ultramar en donde existan estas plantas. Por lo menos, esto es lo que ha hecho una compañía que sintió que el gasto valía la pena.

Si se aceptan las producciones sin pruebas a plena escala, pueden y deben de surgir preguntas por lo que toca a qué margen de imprevistos existe en las producciones (ya que, después de todo, se obtuvieron por correlaciones de carbones similares o, quizá, por medio de pruebas a pequeña escala con el carbón propio, por ejemplo). Al menos para un estudio, se encontró que las producciones de este tipo presentadas inicialmente representaban un caso conservador y, a al ser solicitado, las producciones revelaron que estaban más cercanas a las esperanzas del concedente de la licencia, sin margen para imprevistos. Debe contarse con un margen para contingencias en el diseño; pero, para hacer esto de manera inteligente, debe identificarse toda contingencia posible en la producción.

Para un nuevo proceso, debe analizarse con el concedente de la licencia la base que se use para llevar el reactor hasta la escala real. Aumentar la escala del resto del equipo también puede requerir análisis.

Termodinámica. Junto con las producciones que se expresen las necesidades de calor para el reactor. Debe de comprobarse la termodinámica para esta operación, como el autor una vez lo hizo para un proceso propuesto de deshidrogenación del benceno. Se alimentaban etilbenceno y vapor de agua al reactor y, de éste, salían etilbenceno sin reaccionar y vapor, y con el producto deseado, estireno y ocho productos laterales.

Para hacer los cálculos necesarios de la termodinámica, se deben y balancean ecuaciones plausibles de la reacción para producción de los flujos molares expresados de todos los efectos del reactor. Dado el calor de reacción para cada reacción aplicable, se puede determinar el calor total de reacción y compararse con el que se afirma que es. Sin embargo, a menudo no se dispone con facilidad de los calores de reacción reportados. Se pueden determinar aquellos de los cuales no se ponga a partir de los calores de combustión, al combinar ecuaciones de combustión de tal manera que, por diferencia, obtengan las ecuaciones de las reacciones deseadas. Es un ejercicio que vale la pena la verificación de esta básica del proceso.

Fraccionamiento y absorción. Es una buena idea hacer una estimación rápida de las separaciones de las columnas de fraccionamiento y de absorción, para ver si parecen razonables.

Las columnas de fraccionamiento y de absorción son puntos importantes del costo y las usuarias principales de servicios generales. En el capítulo 3 se pueden comprobar estimaciones de la fraccionadora y la absorbidora.

Existen servicios comerciales de computación para realizar cálculos rigurosos de la destilación. Tal vez el concedente de licencia proporcionará copias de las ejecuciones rigurosas de computadora, para validar sus balances. En forma alternativa una compañía operadora puede hacer esas ejecuciones. Aquellos sistemas fuertemente no ideales, tal vez haya que buscar datos en la literatura para parejas binarias. En algunos casos es posible que tengan que obtenerse datos de laboratorio relacionados con el equilibrio, en forma interna a la compañía, o contratarse una de varias organizaciones o universidades que están en este negocio.

Si se carece de tiempo y dinero, y el sistema es bastante simple, los servicios comerciales de computación de que puede disponer la compañía podrían contar con métodos abreviados, en lugar de las rutinas rigurosas más caras. Por último, se recordarán métodos para comprobar a mano las separaciones.

Para determinar lo razonable de las composiciones en la parte superior y en el fondo de una columna de fraccionamiento, la gráfica de Hengstebeck es rápida y fácil (referencia 4). En primer lugar, selecciónese un componente clave pesado y se usará la volatilidad relativa (α) de todos los componentes de la columna, respecto al clave pesado. La α puede ser determinada, o, quizá con más exactitud, $\alpha = (\alpha_{\text{superior}} / \alpha_{\text{fondo}})^{0.5}$. En una gráfica $\ln D/B$ contra $\ln \alpha$ y los puntos compuestos deben de caer cercanos a una recta. Si no resulta una

línea bastante recta, las composiciones son sospechosas. Al final de este capítulo se da una tabla acerca de la nomenclatura.

Un método más cuantitativo y largo, pero todavía muy útil para comprobaciones del tipo de la que aquí se requiere, es el de Smith-Brinkley (referencia 5). En él se aplican dos conjuntos de factores de separación, para las partes superior y del fondo de la columna, para una fraccionadora o un absorbidora con rehervidor, y un factor global de separación, para una absorbidora simple. El método está hecho a la medida para el análisis del diseño de una columna o de una columna instalada en el campo. En el método de Smith-Brinkley se parte de los parámetros de la columna y se calculan las composiciones de los productos resultantes, a diferencia de otros métodos en los que se requiere el conocimiento de las composiciones para determinar el reflujo requerido.

Para el componente i en una columna de destilación:

$$f = \frac{(1 - S_n^{N-M}) + R(1 - S_n)}{(1 - S_n^{N-M}) + R(1 - S_n) + h S_n^{N-M} (1 - S_m^{M+1})}$$

en donde

$$f_i = (BX_B / FX_F)_i$$

$$S_{ni} = K_i V / L$$

$$S_{mi} = K'_i V' / L'$$

h = Factor de correlación definido por la ecuación 1 o la 2; si la alimentación es en su mayor parte líquido, úsese la ecuación 1, y si es en su mayor parte vapor, úsese la 2.

$$h_i = (K'_i / K_i) (L / L') [(1 - S_n) / (1 - S_m)]_i \quad (1)$$

$$h_i = (L / L') [(1 - S_n) / (1 - S_m)]_i \quad (2)$$

Para determinar K_i y K'_i , se usan las temperaturas efectivas en las secciones superior y del fondo. Aquéllas se usan, junto con los gastos molares del líquido y del vapor en esas secciones, para determinar S_n y S_m . Las temperaturas de las secciones son, para la sección superior, el promedio de las temperaturas de diseño en la parte superior y de la alimentación, y para la sección del fondo, el promedio de las temperaturas de diseño en el fondo y de la alimentación, o bien, datos promediados del perfil de la columna, si se dispone de ellos. Los flujos molares se pueden obtener al suponer un derrame molar igual, o bien, con datos promediados del perfil de la columna, si se dispone de ellos.

Si se desea estimar los flujos molares en el producto de arriba y en el residuo de un solo componente, esto se puede hacer sin realizar el cálculo completo. Ésta es otra ventaja del método de Smith-Brinkley.

Para el componente i de una absorbidora con rehervidor:

$$f = \frac{(1 - S_n^{N-M}) + q_s (S_n^{N-M} - S_n)}{(1 - S_n^{N-M}) + h S_n^{N-M} (1 - S_m^{M+1})}$$

Los cálculos se manejan de manera semejante a una columna de destilación. El único elemento nuevo que se introduce es q_s , la fracción del componente en el aceite pobre.

Para el componente i de una absorbidora simple:

$$f = \frac{(1 - S^N) + q_s(S^N - S)}{1 - S^{N+1}}$$

Tratamiento previo. El tratamiento previo para el gas ácido (H_2S , CO_2) o la extracción del agua (glicol, tamices moleculares) siempre son importantes, pero lo es aún más para procesos como el del GNL, en virtud de las temperaturas extremadamente bajas. Algunos servicios comerciales de computación proporcionan cálculos rigurosos del tratamiento para el gas ácido, con la aplicación de varios métodos estándares, como la MEA y la DEA. Si el concedente de la licencia no puede suministrar soluciones por computadora, valdrá la pena ejecutar algunos casos de diseño.

La mayor parte de las compañías tienen un equipo extenso de tratamiento y secado. El caso de diseño se puede comparar con el equipo existente en el campo, como una comprobación aproximada acerca de la capacidad y de posibles omisiones. Respecto a una verificación global rápida del diseño de las plantas de amina y de glicol, las referencias 8 y 9 son las más útiles. En la referencia 7 se encuentra un buen panorama general de los parámetros típicos de diseño para las secadoras de tamiz molecular. En el capítulo 9 del libro de Branan⁶ se da un rápido panorama del diseño en general de la absorción.

Intercambiadores de calor. En esta etapa del estudio se deben de revisar varios aspectos del diseño de los intercambiadores de calor, ya que afectan la facilidad para realizar el trabajo y el costo.

Se debe de realizar una comprobación para asegurarse de que el concedente de la licencia no ha incluido situaciones de cruce de temperaturas en el diseño de los intercambiadores de calor de casco y tubos. En la figura 1 el fluido más frío que se está calentando sale más caliente que la temperatura de salida del otro fluido. Ésta es una situación imposible en el mundo real, o tan cercana de ser imposible como para ser indeseable para el diseño de la planta.

Otra comprobación conveniente es observar los tipos de intercambiadores seleccionados para cada servicio. Para el di-

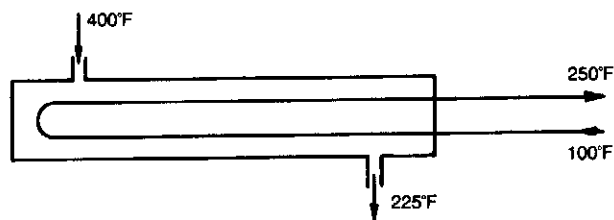


Figura 1. En esta figura se muestra un ejemplo de un cruce de temperaturas.

seño de intercambiador de calor de casco y tubo con placa de tubos fija, hay que asegurarse que se incluye una junta de expansión para los casos en donde existan grandes diferencias entre las temperaturas del lado del casco y del lado de los tubos. En el libro de Branan⁶ se da una idea para el análisis de esta situación. El costo adicional de las juntas de expansión, si se requieren, se puede sumar a las estimaciones posteriores. Asimismo, hay que asegurarse que, para las unidades de placa de tubos fija, el fluido del lado del casco esté suficientemente limpio para este diseño. Si no es así, puede requerirse el diseño más caro de haz desmontable. Del mismo modo, cuando haya necesidad de limpiezas frecuentes del lado del casco puede requerirse el espaciado cuadrado más caro, entre tubos, en lugar del triangular, para contar con franjas derechas para la limpieza.

Hay que asegurarse de considerar con cuidado las resistencias de las incrustaciones usadas para clasificar el intercambiador de calor según su capacidad nominal. Desempeñan un papel importante en el cálculo del coeficiente del intercambiador de calor y, por tanto, en la determinación de la superficie requerida para la transferencia de ese calor. La referencia 10 es una buena fuente para comprobar las resistencias de las incrustaciones.

La metalurgia es otro factor del costo en comparación con las condiciones de operación, para los intercambiadores de calor. Por ejemplo, para servicio con agua de mar, algunas compañías especifican, como mínimo, los tubos de Cu-Ni 90/10 y no admiten los más baratos, pero más susceptibles a la corrosión, de latón de aluminio. Incluso se puede considerar ir hasta el Cu-Ni 70/30 o hasta uno de los aceros inoxidables modernos de alto rendimiento (referencia 14) o, aún más, hasta el titanio, si se requiere una resistencia superior a la corrosión y se dispone de dinero. Empero, cualquiera que sea el material que se especifique, se necesitan buenas prácticas de operación y de mantenimiento, como las de no sobrepasar las velocidades máximas del lado de los tubos, especificadas para el material en particular:

	ft/s
Cu-Ni 70/30	14
Cu-Ni 90/10	8-10
Latón de aluminio	7-8

No se debe dejar agua de mar estancada adentro durante los periodos de paro. Esto se debe resolver en esta etapa, ya que repercute en el costo.

Otros ejemplos de decisiones relacionadas con la metalurgia son los tubos de latón rojo en comparación con los de metal admiralty, con agua dulce del lado de los tubos y sospecha de condiciones de agrietamiento por corrosión con esfuerzo del lado del casco, y acero inoxidable en comparación con acero al carbono, cuando están presentes cloruros. Debe de intervenir un buen metalurgista cuando es necesario tomar este tipo de decisiones.

Para los condensadores, en especial unidades refrigeradas grandes diferencias en las temperaturas, se debe de combatir la tendencia a la formación de niebla. En el capítulo 7 libro de Branan⁶ se indica cómo hacer esto.

Compresoras y expansores. Los ingenieros de procesos pue-verse involucrados en la revisión del diseño de compresoras y expansores. Las temperaturas de salida constituyen una de características de diseño. Para las compresoras, la temperatura de salida para la mayor parte de las operaciones de etapas simples está diseñada para permanecer por debajo de 250°F. La temperatura elevada requiere una máquina especial y es costosa. Por esta razón, los ingenieros mecánicos estarán evitando la temperatura de diseño a la salida. El ingeniero de proceso debe de asegurarse que la temperatura de salida permanente de cualesquiera límites del proceso. A veces, por ejemplo, la temperatura se limita para protegerse contra la polimerización, como en las plantas de olefina o de butadieno. Para los expansores, el ingeniero de proceso debe de estar atento respecto a las temperaturas en el rango del punto de rocío. Cuando se tengan cambios en los parámetros de diseño, en modos alternos propuestos de operación, el ingeniero de proceso es el que se encuentra mejor equipado para seguir la tendencia.

Es una mala idea que el ingeniero de procesos se familiarice con los controles de oscilaciones de la presión de las compresoras. La interacción de los controles de las oscilaciones de la presión con las válvulas de control del proceso que se encuentran corriente abajo puede volverse más tarde en un área problemática, y esta fase del estudio no es demasiado anticipado para poner esas ideas en una lista de verificación. Mantenga a la mente el recuerdo de una planta de GNL en donde se presentó un problema de operación de ese tipo.

Temperaturas de enfriamiento e Intercambiadores de calor enfriados

B. La recirculación es el enemigo de las torres de enfriamiento y de los intercambiadores de calor enfriados por aire. La recirculación de aire húmedo hacia la entrada de las torres de enfriamiento, como también la recirculación de aire caliente a la entrada de los intercambiadores de calor enfriados por agua, deben definirse en la etapa de diseño.

En las torres de enfriamiento, se especifican la temperatura de entrada del agua fría y el servicio de calor. Por lo común, el punto de partida es la temperatura máxima del bulbo húmedo en el área en el 95% de las horas de verano. Para esto, se necesita una tolerancia relacionada con la recirculación, al elevar la temperatura del bulbo húmedo (digamos, de 1 a 3°F). Desde fijar la temperatura de diseño en la admisión del bulbo húmedo del aire, se especifica la diferencia de temperatura de enfriamiento del agua fría a esta temperatura del bulbo húmedo (10°F).

Por ejemplo, si en el área no se sobrepasa una temperatura del bulbo húmedo de 72°F durante el 95% de las horas de verano, una temperatura conservadora de diseño en la admi-

sión de bulbo húmedo del aire sería de 75°F. Entonces, para una aproximación de 10°F, la temperatura de diseño del agua fría sería de 85°F.

Entonces, ésta es la condición de diseño que no presentará contingencias (al menos se siente que existe cierto margen en los 3°F sumados a la temperatura del bulbo húmedo). Con el paso de los años se pueden presentar deterioro e incrustación en la torre de enfriamiento, de modo que se necesita algún margen sólo para mantenerla balanceada. Además, puede ser que se desee añadir cierto margen para los aumentos en el servicio del proceso. El autor ha visto ejemplos suficientes de plantas con temperatura del agua fría más alta que la de diseño durante años en las que se siente que un aumento fortuito de 20-30% en el servicio de calor de la torre no es causa de alteración.

Para los intercambiadores de calor enfriados por aire, la recirculación es más difícil de definir o de relacionar con las prácticas estándar. Bancos de enfriadores de aire se instalan en diversas configuraciones de modo que, para una instalación particular propuesta, puede requerirse un estudio por parte de especialistas. Este estudio de la recirculación probablemente se haría más adelante en el proyecto, aun cuando los resultados repercutan sobre los costos. Existe un límite práctico para el número de estudios frontales y éste es uno que se puede diferir hasta que la configuración esté mejor definida.

Uso de vendedores. Durante la fase de validación del estudio, se pueden emplear vendedores con eficacia. Con frecuencia, los vendedores proporcionarán estudios gratis bien detallados, de buena voluntad o con la esperanza de una venta posterior. Los contratistas utilizan de manera rutinaria la ayuda de los vendedores para los diseños o estudios de procesos. En la presentación de los resultados del contratista se suele dar crédito a cualquier participación de vendedores.

Realización de estudios laterales

La gerencia podría emitir ciertas disposiciones para el estudio principal: mantener los costos en un mínimo; maximizar el enfriamiento por aire; asegurarse de que se cumplan o se mejoren las normas referentes a la calidad del aire; no proporcionar medios de reserva o desviaciones —si se tiene un problema, se parará un tren—; todas las compresoras grandes serán impulsadas por vapor; contar por lo menos con dos calderas de reserva; toda la instrumentación será neumática. La lista puede seguir aumentando. Es buena práctica documentar todas esas decisiones para que no se olviden, en especial cuando se nombran nuevos gerentes.

Un contratista que ayude con el estudio definitivamente documentará esas decisiones. De hecho, la tarea más difícil de un contratista es extraer las decisiones importantes, como las que provienen de la gerencia de la compañía operadora. Será diligente en documentar aquellas que se le manejan sobre charola de plata.

Las decisiones de la gerencia podrían no ser muy definitivas. Por ejemplo, ¿cómo se maximiza el enfriamiento por aire? Lo normal es que un estudio revele la temperatura óptima de cruce entre el enfriamiento por aire y el enfriamiento por agua (a menudo, el enfriamiento por aire mostrará ser más económico arriba de 140°F). Lo que en realidad desea la gerencia en este caso es enfriamiento por aire, dondequiera que se pueda usar de manera económica.

Algunos estudios laterales son muy comunes y se hacen en la mayor parte de los proyectos, en tanto que otros dependen de las circunstancias locales. Algunos de los más comunes son:

- Temperatura óptima del enfriamiento por aire en comparación con la del enfriamiento por agua
- Calderas integrales en comparación con las erigidas en el campo
- Turbinas de gas en comparación con las de vapor
- Platos en comparación con empaquetadura para el fraccionamiento y la absorción
- ¿Qué equipo debe respaldarse con reserva?
- Bombas eléctricas en comparación con las impulsadas por vapor
- Instrumentación electrónica en comparación con la neumática
- Sistema eléctrico en estrella con el neutro a tierra en comparación con el delta sin el neutro a tierra
- Energía eléctrica autogenerada en comparación con la comprada

En muchos diseños se aplica una combinación de los conceptos elegidos, como enfriamiento por aire y por agua, bombas impulsadas por vapor y eléctricas, e instrumentación electrónica y neumática. Hasta donde sea posible, este tipo de decisiones se deben de tomar por los resultados de los estudios laterales, en lugar de por simple decreto.

Estudios laterales "clásicos" y sus resultados. Analicemos con brevedad los estudios laterales "clásicos" e, incluso, ¡predigamos los que podrían ser los resultados finales! Para el enfriamiento por aire en comparación con el enfriamiento por agua, la temperatura óptima probablemente se encontrará en el rango 120–150°F, de modo que se puede ahorrar tiempo por la construcción de casos iniciales en esto.

Para las calderas integrales en comparación con las erigidas en el campo suelen seleccionarse estas últimas cuando se requieren un diseño conservador y alta confiabilidad. Las erigidas en el campo son más caras, pero presentan una menor densidad de calor, colectores de vapor más grandes, órganos internos más elaborados de separación en el colector de vapor y, por lo general, son para servicio más pesado o de diseño robusto. Si se seleccionan calderas integrales, se recomiendan de manera preponderante las de pantalla de agua completa. El refractario aplicado en la fábrica a menudo no soporta bien el

embarque y es difícil de restaurar en forma correcta en el sitio. Asimismo, los controles deben de ser del tipo de medición, en lugar del tipo de posicionamiento, como se explica en la referencia 11. En la referencia 13 se analiza la especificación de las calderas integrales. Un diseño alternativo de las calderas sería las de construcción modular, que se está empezando a usar.

Las turbinas de gas en comparación con las de vapor pueden comprender un estudio lateral importante. Los resultados pueden ser diferentes para los lados del proceso y de los servicios generales, como se hace ver en la referencia 12. Para el caso de las turbinas de gas se pueden estudiar las de ciclo simple en comparación con las calderas de calor de desecho. Por lo general ganarán estas últimas, a menos que la planta se encuentre en un país en el que el gas es barato. Si se seleccionan turbinas de gas para la generación de energía eléctrica, la posibilidad de arranque sin esta última suele ser una buena inversión.

Los platos en comparación con empaquetadura para el fraccionamiento puede ser indiferente si la compañía operadora admite un gran número de pasos de platos para las torres grandes de fraccionamiento. Con frecuencia, las que decidirán serán las preferencias de la compañía. El concedente de la licencia también puede tener preferencias basadas en la experiencia de campo.

Por lo común, las bombas principales se respaldan con equipo de reserva, incluso si se adopta la filosofía de parar un tren completo. A menudo, otros equipos de reserva o desviaciones son omitidos por una filosofía de ese tipo pero, de lo contrario, lo normal es que se incluyan las desviaciones estándar (válvulas de control, válvulas principales de bloque, etcétera). El área de servicios generales tendrá equipo normal de reserva (por ejemplo, tres generadores eléctricos de 2/3 de capacidad), incluso si el área de proceso queda regida por la filosofía de paro del tren.

Para las bombas, es común tener unidades principales impulsadas por vapor, con bombas de reserva eléctricas que tengan la capacidad inherente de arranque rápido. A menudo, los servicios generales mezclados permiten que se continúen las operaciones, en cierto modo, cuando falla uno de ellos.

La instrumentación se está volviendo con rapidez más electrónica. Sin embargo, muchos usuarios prefieren la neumática y existe compatibilidad con las computadoras en cualquiera de los dos casos; aun cuando en general se prefiere la interfaz electrónica con las computadoras. En una compañía de gasificación de carbón mineral se prefiere la neumática porque sienten que la atmósfera corrosiva inherente, en torno a esas plantas, no es buena para el equipo electrónico.

Muchas compañías se están dando cuenta de las ventajas de los circuitos en delta sin el neutro a tierra sobre los circuitos en estrella con el neutro a tierra. Al personal de operaciones les gusta el circuito en delta porque permite que la planta siga en operación si una de las fases se va a tierra. Con mucho, es mejor para el gerente de operaciones poder elegir el momento

un paro ordenado que tener a la planta "desplomándose a rededor" en forma repentina. El daño al equipo y otras cosas son menores en el caso del paro ordenado.

La energía eléctrica autogenerada en comparación con la comprada con frecuencia se inclina en favor de la autogenerada, en especial cuando es posible la venta de energía proveniente de un ciclo de cogeneración, con un generador para uso de urgencia, impulsado por diesel, y el respaldo de energía comprada. Los bancos de baterías con inversores proporcionan el alumbrado crítico y la energía para la instrumentación durante las fallas de energía. Paquetes de turbinas de gas accendidos automáticamente alimentan la energía de urgencia para los hoteles y hospitales, pero el autor no está familiarizado con algunas aplicaciones a procesos.

Identificación de los cuellos de botella

El cuello de botella de la planta en total o del proceso principal probablemente será identificado por el concedente de la licencia, como el gasificador para un tren de gasificación de carbón mineral, el intercambiador principal para el tren de la planta de GNL de refrigerante mixto, o bien, las compresoras del gas craqueado para una planta de olefina. En primer lugar y ante todo, debe adquirirse la seguridad de que el contenido de la licencia no ha hecho un cuello de botella de los servicios generales. Esto nunca puede permitirse, ya que los servicios generales sobrecargados podrían paralizar repetidamente todo el complejo en forma desastrosa, lo que causaría un impacto de manera adversa sobre los conceptos económicos.

La vez que se define el cuello de botella como un detalle de la planta de proceso, no es mala idea identificar los cuellos de botella secundarios. Si el segundo cuello de botella llegara a ser el casco de una columna de fraccionamiento, podría resultar ventajoso incrementar ligeramente el diámetro, si se siente que el planteamiento del cuello de botella principal es conservador.

Si el segundo cuello de botella fuera un intercambiador de calor, podría dejarse espacio para otra unidad posterior. La identificación de los cuellos de botella secundarios es un ejercicio que vale la pena, incluso si la búsqueda no produce cambios en el diseño. Por lo menos, se consigue una mejor comprensión del proceso, con la posible obtención de dividendos en las operaciones posteriores.

Nomenclatura

- = Gasto molar de los residuos
- = Gasto molar del destilado
- = Gasto molar de la alimentación
- = Razón de Smith-Brinkley del gasto molar del componente i en los residuos al gasto de este componente en la alimentación
- = Factor de correlación de Smith-Brinkley definido por las ecuaciones 1 y 2

K_i = Constante de equilibrio del componente i en la sección superior, es igual a Y/X

K'_i = Constante de equilibrio del componente i en la sección del fondo, es igual a Y/X

L = Gasto molar efectivo del líquido en la sección superior de la columna

L' = Gasto molar efectivo del líquido en la sección del fondo de la columna

M = Etapas totales de equilibrio por debajo de la etapa de alimentación

N = Etapas totales de equilibrio, incluyendo el rehervidor y el condensador parcial

q_s = Fracción del componente en el aceite pobre de una absorbadora simple o con rehervidor

R = Razón real de reflujo

S = Factor total de separación de Smith-Brinkley para el componente i

S_{mi} = Factor total de separación de Smith-Brinkley para el componente i en la sección del fondo

S_{ni} = Factor total de separación de Smith-Brinkley para el componente i en la sección superior

V = Gasto molar efectivo del vapor en la sección superior de la columna

V' = Gasto molar efectivo del vapor en la sección del fondo de la columna

X = Fracción molar en el líquido

Y = Fracción molar en el vapor

α_i = Volatilidad relativa del componente i en términos del componente clave pesado

Bibliografía

1. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, revisión más reciente.
2. Perry, R. H. y Chilton, C. H., *Chemical Engineers' Handbook*. Nueva York: McGraw-Hill, Inc., 1973.
3. Branan, C., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1978.
4. Hengstebeck, R. J., *Trans. A.I.Ch.E.* 42, 309, 1946.
5. Smith, B. D., *Design of Equilibrium Stage Processes*. Nueva York: McGraw-Hill, Inc., 1963.
6. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1976.
7. Barrow, J. A., "Proper Design Saves Energy", *Hydrocarbon Processing*, enero de 1983, pág. 117.
8. Ballard, D., "How to Operate an Amine Plant", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1966.
9. Ballard, D., "How to Operate a Glycol Plant", *Hydrocarbon Processing*, junio de 1966.
10. Normas de la Tubular Exchanger Manufacturers Association (edición más reciente). Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc. (TEMA), 707 Westchester Ave., White Plains, Nueva York 10604.
11. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, vo-

- lumen 2: *Process Systems Development*. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1983.
12. DiNapoli, R. N., "LNG Costs Reflect Changes in Economy and Technology", *Oil and Gas Journal*, 4 de abril de 1983, pág. 138.
 13. Hawk, C. W. Jr., "Packaged Boilers for the CPI", *Chemical Engineering*, 16 de mayo de 1983, pág. 89.
 14. Redmond, J. D. y Miska, K. H., "High Performance Stainless Steels for High-Chloride Service"; parte I, *Chemical Engineering*, 25 de julio de 1983, pág. 93. Parte II, *Chemical Engineering*, 22 de agosto de 1983, pág. 91.
 15. Gans, M., Kiorpes, S. A. y Fitzgerald, F. A., "Plant Startup—Step by Step by Step", *Chemical Engineering*, de octubre de 1983, pág. 99 (Intercalación: Algunas ideas tardías sobre los arranques.)
 16. Edmister, W. C. y Lee, B. I., *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*, volumen 1, segunda edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1984.
 17. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1984.

Especificaciones de los límites de la batería

El paquete de diseño del concedente de la licencia se ha digerido, validado, cambiado en donde fue necesario y completado según se necesitó. Se tomaron las decisiones principales. El esfuerzo ahora comprende la finalización de las especificaciones del equipo, en particular el dimensionamiento de los artículos de costo elevado y la generación de una lista completa del material principal dentro de los límites de la batería, con hojas de especificación del proceso, tan completas como se pueda para esta etapa del estudio.

Reactores

La base del concedente de la licencia para dimensionar ya ha sido analizada y se ha convenido en ella o se ha cambiado. Para una planta de olefina, el número de craqueadoras por vapor del tamaño estándar del concedente es firme. Para un nuevo proceso, se ha convenido en los métodos para llevar el reactor al tamaño natural. Para una planta de gasificación de carbón mineral, se fijan el tamaño del gasificador, el número y las producciones. Por lo tanto, queda poco por hacer en esta fase del estudio que no sea finalizar las hojas de especificaciones del proceso.

Fraccionamiento y absorción

En lo que sigue, los métodos para dimensionar con rapidez el diámetro de una columna de fraccionamiento y absorción de platos se han reducido a ecuaciones, para facilitar la programación en calculadoras o computadoras. Se discuten tres métodos y no es mala idea comparar los resultados con los tres.

Souders-Brown. El método de Souders-Brown (referencias 1 y 2) se basa en los casquetes de burbujeo, pero es de fácil manejo para los platos modernos, ya que se puede evaluar el efecto de la tensión superficial y se incluyen factores para comparar diversos servicios de la fraccionadora y absorbadora. Se pueden encontrar estos mismos factores para aplicarlos en la comparación de los servicios, cuando se usan platos de válvu-

las o perforados. En la referencia 2 se encuentra una copia de la gráfica del factor C de Souders-Brown.

La ecuación desarrollada para el factor C de Souders-Brown es

$$C = (36.71 + 5.456T - 0.08486T^2) \ln S - 312.9 + 37.62T - 0.5269T^2$$

Los rangos de la correlación son

$$C = 0 \text{ a } 700$$

$$S = 0.1 \text{ a } 100$$

$$T = 18 \text{ a } 36$$

Al final de este capítulo se incluye una tabla de nomenclatura.

La velocidad másica máxima admisible para la sección transversal total de la columna se calcula como sigue:

$$W = C [\rho_v (\rho_L - \rho_v)]^{1/2}$$

El valor de W está pensado para aplicaciones generales y debe multiplicarse por factores, para aplicaciones específicas, como sigue:

Absorbedoras: 0.55

Sección de fraccionamiento de la separadora de petróleo de la absorbadora: 0.80

Columna de petróleo: 0.95

Estabilizadora o separadora: 1.15

Se pueden verificar las secciones de la parte superior, del fondo y de la alimentación de la columna, con el fin de ver cuál da el diámetro máximo.

En la correlación de Souders-Brown se considera el arrastre como el factor controlador. Para las situaciones de elevada carga de líquido y para el diseño final, se requieren cálculos hidráulicos completos del plato.

En la referencia 2 se afirma que el método de Souders-Brown parece ser conservador para un rango de presiones de 5 a 250 psig (lb/in² manométricas), permitiendo que W sea multiplicada por 1.05 a 1.15, si se aplican el buen juicio y la precaución.

Factor F. En la referencia 3 se muestra el uso del factor F para una estimación rápida del diámetro de una columna de fraccionamiento. La ecuación desarrollada para el factor F es:

$$(547 - 173.2T + 2.3194T^2) 10^{-6}P + 0.32 + 0.0847T 0.000787T^2$$

Los rangos de correlación son:

$$= 0.8 \text{ a } 2.4$$

$$= 0 \text{ a } 220$$

$$= 18 \text{ a } 36$$

El factor F se usa en la expresión $U = F/(\rho_V)^{0.5}$, para obtener la velocidad superficial admisible del vapor, con base en el área de la sección transversal de la columna (área total de la columna menos el área del conducto descendente). Para sistemas con formación de espuma, el factor F debe de multiplicarse por 0.75.

Para estimar el área del conducto descendente, en la referencia 3 se da una correlación del tráfico de diseño del líquido mínimos del espaciamiento de los platos. La ecuación desarrollada es:

$$= 6.667T + 16.665$$

La velocidad del líquido claro (ft/s) por el conducto descendente se encuentra al multiplicar DL por 0.00223. La correlación es válida si $\rho_L - \rho_V$ es menor que 30 lb/ft³ (sistemas de fracción muy elevada). Para sistemas con formación de espuma, DL debe de multiplicarse por 0.7. En la referencia 3 se recomiendan conductos descendentes segmentarios de por lo menos el 5% del área total de la sección transversal de la columna, sin importar el área obtenida por esta correlación. Para el diseño final, se requiere cálculos hidráulicos completos de los platos.

Smith-Dresser-Ohlswager

Smith⁴ usa la altura de sedimentación como un factor de correlación, el cual se pretende se use con diversos tipos de sistemas. La correlación se muestra en la figura 1. Las curvas se trazaron para un rango de alturas de sedimentación de 2 a 18 pulgadas. En este caso, U es la velocidad del vapor arriba del plato no ocupado por conductos descendentes. Las ecuaciones desarrolladas para las curvas son (el índice de Y es la altura de sedimentación en pulgadas):

$$A + BX + CX^2 + DX^3$$

Smith recomienda obtener la altura de sedimentación (espaciamiento entre los platos menos la profundidad del líquido) mediante la aplicación de la conocida fórmula del método de Francis. Para nuestros fines, de verificación rápida del diámetro de la columna, se necesita un método más rápido.

	A	B	C	D
Y ₃₀	-1.68197	-67671	-129274	-0046903
Y ₂₄	-1.77525	-56550	-083071	+0005644
Y ₂₂	-1.89712	-59868	-080237	+0025895
Y ₂₀	-1.96316	-55711	-071129	+0024613
Y ₁₈	-2.02348	-54666	-067666	+0032962
Y ₁₆	-2.19189	-51473	-045937	+0070182
Y ₁₄	-2.32803	-44885	-014551	+0113270
Y ₁₂	-2.47561	-48791	-041355	+0067033
Y ₁₀	-2.66470	-48409	-040218	+0064914
Y ₈	-2.78979	-43728	-030204	+0071053
Y ₆	-2.96224	-42211	-030618	+0056176
Y ₄	-3.08589	-38911	+003062	+0122267
Y ₂	-3.22975	-37070	-000118	+0110772

Para aplicaciones que tienen un espaciamiento de 24 in entre los platos, el autor ha observado que el uso de una altura de sedimentación de 18 pulgadas es bastante bueno para una verificación aproximada. El cálculo proporciona una velocidad superficial del vapor que se aplica a la sección transversal de la torre no ocupada por los conductos descendentes. Lo mínimo es un área del conducto descendente del 10% del área de la columna, excepto para casos especiales de carga baja de líquido.

Para las situaciones de carga alta de líquido y para el diseño final, se requieren cálculos hidráulicos completos del plato.

Columnas empacadas

Para las columnas empacadas, véanse las reglas empíricas en el capítulo 3, "Fraccionadoras", en la sección "Columnas empacadas".

Intercambiadores de calor

En la sección "Definición del proceso", se validó el diseño del intercambiador de calor al eliminar la posibilidad de condiciones de cruce de temperaturas, la comprobación de la aplicación de los tipos, señalando con certeza los factores de incrustación, estableciendo la metalurgia e investigando las tendencias a formación de niebla. Para esta fase del estudio se hará una comprobación final de las hojas de especificación del proceso suministradas por el concedente de la licencia para dar la conformidad acerca de los coeficientes totales de transferencia de calor y las especificaciones resultantes de las superficies de transferencia, en preparación para la estimación de costos. Para los rehervidores y otras aplicaciones de hervido, la superficie de transferencia de calor se fijará por el flujo admisible de calor.

Se pueden usar coeficientes típicos de película para desarrollar coeficientes totales aproximados de transferencia de calor. En la mayor parte de los casos, esto debe de bastar para establecer que el diseño se encuentra dentro de una exactitud aceptable. Más adelante, para el diseño final, se comprobarán con detalle ciertos servicios críticos. En el capítulo 2, "Intercambiadores de calor", se dan resistencias típicas de película para

los intercambiadores de calor de casco y tubos y coeficientes totales de transferencia de calor para los intercambiadores de calor enfriados por aire.

Si tienen dudas acerca del diámetro del casco del intercambiador, véase la sección "Diámetro del casco" del capítulo 2, "Intercambiadores de calor". Además, en este libro se da un método aproximado de determinación de la capacidad nominal para los intercambiadores enfriados por aire.

Recipientes

Respecto a una verificación aproximada del dimensionamiento de los separadores vapor/líquido y de los acumuladores, véase el método Fluor en la sección "Método de cálculo para vapor/líquido" del capítulo 8, "Separadores/acumuladores".

El espesor del recipiente se comprueba con rapidez usando las ecuaciones estándar:

$$T = \frac{Pr_i}{SE - 0.6P} + C$$

$$T = \frac{Pr_o}{SE + 0.4P} + C$$

Bombas y elementos motores

El caballaje se comprueba en forma conveniente al usar:

$$HP = \frac{GPM(\Delta P)}{1715(E_f)}$$

La eficiencia de la bomba se puede aproximar con el uso de la ecuación (referencia 6):

$$E_f = 80 - 0.2855F + 3.78 \times 10^{-4}FG - 2.38 \times 10^{-7}FG^2 + 5.39 \times 10^{-4}F^2 - 6.39 \times 10^{-7}F^2G + 4 \times 10^{-10}F^2G^2$$

Rangos de aplicabilidad: $F = 50\text{--}300$ ft

$G = 100\text{--}1000$ gpm (gal/min)

Para flujos en el rango de 25–99 gpm, se puede obtener una eficiencia aproximada si se usa esta ecuación para 100 gpm y, a continuación, se resta 0.35%/gpm veces la diferencia entre 100 gpm y el número de gpm para el flujo bajo.

Compresoras y elementos motores

La mejor manera de determinar el caballaje de la compresora es aplicar el cálculo del caballaje que se da en el capítulo 6. Para las compresoras para refrigeración se puede obtener una aproximación del caballaje de otra manera que puede probar ser más sencilla. El caballaje de la compresora por carga de tonelada de refrigeración depende de las temperaturas en el evaporador y el condensador. Véase, en el capítulo 11, "Estimación del caballaje por tonelada".

Secadoras de tamiz molecular

La referencia 8 es valiosa para realizar una comprobación rápida de un sistema secador de tamiz molecular, dando un ejemplo de una instalación típica.

Nomenclatura

- C = Factor de velocidad másica admisible de Souders-Brown o material adicional para corrosión, in
- DL = Tráfico del líquido de diseño en el conducto descendente, gpm/ft²
- E = Eficiencia de la soldadura, fracción (úsese 0.85 para el trabajo inicial)
- Ef = Eficiencia de la bomba
- F = Factor para la velocidad admisible en el fraccionamiento, factor de empaquetadura de una columna empacada o carga desarrollada por la bomba, ft
- G = Gasto del vapor en la fraccionadora, lb/h, gasto del gas en una columna empacada, lb/ft² s, o flujo en la bomba, gpm
- GPM = Flujo en la bomba, gpm
- K = Factor de velocidad admisible en el recipiente
- K_H = Factor de velocidad admisible en un recipiente horizontal
- K_V = Factor de velocidad admisible en un recipiente vertical
- L = Gasto del líquido en la fraccionadora, lb/h, o gasto del líquido en una columna empacada, lb/ft² s
- P = Presión, psia (lb/in² absolutas), para el factor de correlación, F, o psig (lb/in² manométricas), para el cálculo del espesor del recipiente
- r_i = Radio interior, in
- r_o = Radio exterior, in
- S = Tensión superficial, dinas/cm, para la correlación de Souders-Brown, o esfuerzo admisible, psi, para el cálculo del espesor del recipiente
- T = Espaciamiento entre los platos, in, o espesor del recipiente, in
- U = Velocidad, ft/s
- W = Velocidad másica máxima admisible, lb/(ft² de sección transversal total)(h)
- W_L = Gasto del líquido, lb/s
- W_V = Gasto del vapor, lb/s
- X = Abscisa de la correlación de Smith-Dresser-Ohlswager, abscisa de la correlación generalizada de la caída de presión de Norton, factor de separación en el dimensionamiento Fluor del recipiente o temperatura en el evaporador, °F
- Y = Ordenada de la correlación de Smith-Dresser-Ohlswager, ordenada de la correlación generalizada de la caída de presión de Norton, K_V o caballaje por tonelada de refrigeración
- ρ_G, ρ_V = Densidad del gas o del vapor, lb/ft³
- ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
- n = Viscosidad del líquido, centistokes

Fuente

Souders, M. y Brown, G., *Ind. and Eng. Chem.*, volumen 26, pág. 98 (1934), Copyright The American Chemical Society.
Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volumen 2, segunda edición. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1979.

Frank, O., "Shortcuts for Distillation Design", *Chemical Engineering*, 14 de marzo de 1977, pág. 111.

Smith, R., Dresser, T. y Ohlswager, S., "Tower Capacity Rating Ignores Trays", *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner*, mayo de 1963, pág. 183.

Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2: *Process Systems Development*. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1983.

6. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1976.

7. Ballou, D. F., Lyons, T. A. y Tacquard, J. R., "Mechanical Refrigeration Systems", *Hydrocarbon Processing*, junio de 1967, pág. 119.

8. Barrow, J. A., "Proper Design Saves Energy", *Hydrocarbon Processing*, enero de 1983, pág. 117.

9. *GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, edición más reciente, 41.

10. Smith, E. C., *Cooling with Air-Technical Data Relevant to Direct Use of Air for Process Cooling*, Hudson Products Corp.

11. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1984.

Especificaciones de las instalaciones adicionales

El análisis de las instalaciones adicionales se subdivide en "servicios generales" y "Otras instalaciones adicionales". La de los servicios generales interactúa con el área del proceso, en tanto que las otras instalaciones tienen una interacción menor en el área de procesos, si la hay. Además, el área de procesos puede tener generación de servicios generales, calderas de calor de desecho. Resulta conveniente añadir la generación de servicios generales como un paquete, señalando las consideraciones especiales para las unidades de cada fase del proceso, a lo largo del procedimiento. La meta de esta fase del estudio es la misma que para la especificación de los límites de la batería: lista de los materiales importantes y hojas de especificaciones del proceso completas.

Servicios generales

El superintendente del área de servicios generales me hizo la observación: "Los demás sólo tienen una unidad de proceso, a la cual preocuparse, pero en los servicios generales, el problema de cualquiera es mi problema". Los servicios generales deben ser tomados como seguros, hasta que se resuelva un problema. En la fase de estudio de un proyecto, no darle gran importancia a los servicios generales, asegurándose de que esta parte de la estimación del capital es suficientemente grande como para dar confiabilidad y una capacidad suficiente de reserva.

Niveles de presión del vapor. Durante el transcurso de los años, los niveles de presión del vapor se han elevado para lograr eficiencias más altas. En tanto que las grandes estaciones generadoras de electricidad operan con 1800 a 2000 psig (lb/in² manométricas) (considerándose 3600 psig supercríticas), la generación de vapor en las plantas de procesos tiende a operar en el rango de 900 a 1500 psig. La decisión de fijar el nivel más elevado del vapor en la planta

debe de resultar de un estudio de costo de capital en comparación con el costo de operación. Las calderas de presión más elevada tienen un mayor costo de capital. Los ahorros de energía a las presiones más altas tienden a disminuir los costos de operación, pero los costos de tratamiento del agua suelen ser mayores con las presiones del vapor más altas (tanto los costos de capital como de operación). La American Boiler Manufacturers' Association (ABMA) ha establecido límites para la composición del agua para calderas, con el fin de garantizar el vapor de buena calidad. Los límites que se muestran en la tabla 1 son más rigurosos para la presión más alta. La purga de la caldera por lo general se basa en el más estricto de los límites para la operación a una presión dada. El tratamiento del agua de alimentación debe producir agua más pura a medida que se eleva la presión, de lo contrario podrían resultar proyecciones ridículas o imposibles acerca de la purga. Por ejemplo, para una operación a 1500 psig y más, es normal que se requiera la eliminación de la sílice ya que, en el agua de reemplazo, pueden ya existir el máximo de 2.5 ppm para el agua de caldera.

Para las unidades integrales, el fabricante puede proponer límites más estrechos que los de la ABMA; asimismo, estas especificaciones podrían incluir límites para el agua de alimentación de la caldera. Para calderas integrales, el autor ha visto especificada 1 ppm de sólidos totales para el agua de alimentación, para operación a 900 psig. Es probable que un límite de ese tipo requerirá una desmineralización completa del agua de alimentación, así como un pulido (desmineralización) del condensado de retorno. Sin duda, esta información se debe hacer intervenir como factor en cualquier decisión que se tome en relación con las calderas integrales en comparación con las erigidas en el campo, e incluirse en las estimaciones de costos.

Una vez que se fije el nivel más alto del vapor, entonces deben establecerse los niveles intermedios. Esto comprende ciertas turbinas con escape a presiones intermedias requeridas por los usuarios de vapor a presión más baja. Estas decisiones

Tabla 1
Límites de la ABMA para el agua de las calderas

Presión de la caldera (psig)	Sólidos totales (ppm)	Alcalinidad (ppm)	Sólidos suspendidos (ppm)	Silice (ppm)
0-300	3500	700	300	125
301-450	3000	600	250	90
451-600	2500	500	150	50
601-750	2000	400	100	35
751-900	1500	300	60	20
901-1000	1250	250	40	8
1001-1500	1000	200	20	2.5
1501-2000	750	150	10	1.0
más de 2000	500	100	5	0.5

y balances deben de ser hechos por personal interno o del contratista que tenga una amplia experiencia en los servicios generales. El personal experimentado en este trabajo puede realizar los balances de manera más expedita que aquel cuya experiencia principal está relacionada con el proceso. Los especialistas en servicios generales tienen experiencia en el trabajo con los fabricantes de calderas, por una parte, y con los fabricantes de turbinas, por otra. Tienen los contactos, así como el conocimiento de los procedimientos estándar y de las mesetas de los tamaños del equipo para dar lugar a sistemas óptimos y que se puedan trabajar comercialmente. Por lo menos una compañía utiliza un programa lineal como ayuda en la optimización del sistema de vapor.

A veces, las técnicas convencionales no producen un balance satisfactorio de vapor para todos los modos de operación. Para tener flexibilidad, se cuenta con diversas posibilidades para impulsiones a vapor, como turbinas de extracción y de admisión. Las turbinas de extracción se usan mucho. En éstas, se saca o "extrae" vapor a una presión intermedia, de una etapa intermedia de la turbina, haciéndose variar el flujo de extracción según se requiera, sobre límites prefijados. Las turbinas de admisión no se usan tanto como las de extracción, pero constituyen una aplicación muy satisfactoria, si se implantan con propiedad. Se agrega o "admite" vapor de presión intermedia, en una etapa intermedia, proveniente de una fuente externa. Debe suministrarse protección para prevenir que entre vapor de admisión durante un paro o ciertas condiciones de carga reducida.

Por lo general se fija el vapor de presión más baja para permitir la entrega de vapor de 10-20 psig a los desaeradores del agua de alimentación de las calderas. Vapor excesivo de baja presión pudiera ser un problema de diseño. Si es así, se pueden diseñar turbinas de baja presión, pero su aplicación exige tubería y toberas de entrada grandes. Una buena aplicación sería la generación de electricidad o una aplicación de impulsión no crítica cerca de la fuente de vapor de baja presión, para evitar el tendido de largos tramos de tubería grande y la caída de presión. En algunos diseños se desfogan peque-

ñas cantidades de vapor en exceso de baja presión hacia un condensador especial, para recuperación de condensado.

Si se genera vapor a niveles intermedios de presión, como en las calderas de calor de desecho en las que se enfrían corrientes del proceso a un nivel de temperatura demasiado bajo para la generación de vapor de la presión más alta, una buena técnica es purgar por etapas. La purga proveniente de las calderas de alta presión, con sus límites estrictos para su agua, a menudo resulta una agua de reemplazo satisfactoria para las calderas de presión más baja. La purga con la presión más baja podría tener suficiente contenido de calor como para que resulte económico evaporarla instantáneamente en el desaerador que calienta vapor.

Para comparar los valores del vapor a diferentes presiones para los estudios de diseño o para contabilizar una vez que la planta está construida, el método de la DB es útil. La energía máxima disponible en un fluido de trabajo se puede determinar a partir de

$$\Delta B = \Delta H - T_0 \Delta S$$

en donde ΔB = Energía máxima disponible, Btu/lb

ΔH = Diferencia de entalpía entre la fuente y el receptor, Btu/lb. Para una turbina típica de vapor, de condensación, sería la diferencia entre el vapor de entrada y el condensado líquido

T_0 = Temperatura del receptor, °R

ΔS = Diferencia de entropía entre la fuente y el receptor, Btu/lb °F

La comparación de las DB para los niveles de presión del vapor, usando sus condiciones pretendidas en el receptor de los elementos motores, da una indicación de los valores relativos de ese vapor.

Es bueno limitar el número de niveles del vapor al mínimo absolutamente requerido.

Calderas. La eficiencia de la caldera determinará cuánto combustible se use, un parámetro importante de los costos de operación. Oblíguese al proveedor a que manifieste precisamente cuál eficiencia se cotiza y si la base es el valor de calentamiento superior o inferior del combustible. Una vez que la afirmación acerca de la eficiencia quede clara, establézcase cómo planea el proveedor lograr esa eficiencia. ¿Cuál temperatura se requiere en los gases de la chimenea para que se mantenga la eficiencia y el diseño parece tener la capacidad para lograr de manera firme esta temperatura? ¿Cuál porcentaje de aire en exceso se requiere para el mantenimiento de la eficiencia?

Los controles son importantes, en especial si se proyecta un bajo porcentaje de aire en exceso. Proporcionése capital suficiente en la estimación para incluir controles de la combustión del tipo dosificador, como se mencionó con anterioridad, así como controles modernos de tres elementos para el reemplazo

agua de alimentación. También debe de incluirse el monitoreo del oxígeno en la chimenea.

Es importante asegurarse que, en el diseño, se incluye suficiente capacidad de reserva de la caldera. La frecuencia del mantenimiento y las inspecciones requeridas por las oficinas normativas autorizadas son factores. Asimismo, el factor de operación requerida del proceso es importante, ya que el mantenimiento o la inspección, o ambas acciones, de la caldera pueden llevar a cabo de manera concurrente con los cambios al proceso. En esta etapa del estudio, la estimación se debe hacer hacia el lado conservador, con una generosa filosofía de los de reserva. En esta etapa también deben de considerarse el desaireador de reserva y la capacidad de la bomba del agua de alimentación de la caldera.

Generación del vapor del proceso. El vapor generado en las operaciones del proceso de la planta puede estar en el nivel más de presión en ésta o en un nivel intermedio. Asimismo, el proceso puede tener calderas en las que se queme combustible, calderas de calor de desecho o de los dos tipos. Pueden haber enlaces cruzados entre los niveles de vapor de los servicios generales y el generado en el proceso. Deben proporcionarse controles suficientes para balancear los sistemas de vapor de largo alcance y proteger las unidades más altas en el caso que se presenten situaciones de escasez del agua de alimentación de la caldera.

Es importante para los sistemas con enlaces cruzados que se proporcione una red suficiente de condensado para balancear la mezcla de retorno de condensado y de agua tratada de reemplazo, según se requiera. El autor ha visto un sistema diseñado con calderas en las que se quema combustible, de la misma manera, en el área del proceso y en la de servicios generales. Normalmente se pedía al área de servicios generales que sustrajera vapor de reemplazo para balancear una escasez en el área del proceso, pero no se tomaron medidas para regresar el condensado equivalente del proceso al área de servicios generales. Entre más pronto se capte una equivocación de ese tipo será mejor.

En la estimación de costos se deben de incluir medidas para cualquiera de los laboratorios satélites requeridos para el análisis de agua de calderas. El laboratorio central de control por lo común no puede manejar en forma satisfactoria análisis de aguas muy dispersas. Los diseñadores, aun cuando recordaran las instalaciones satélites para laboratorios de agua, destinados al área de servicios generales, podrían pasar por alto las instalaciones similares para la generación de vapor en el área del proceso.

Energía eléctrica. Las consideraciones principales para el sistema de generación de electricidad son la confiabilidad, el suministro de respaldo y la capacidad de reserva. Una instalación para una planta grande serían tres o cuatro generadores eléctricos con $\frac{1}{2}$ a $\frac{3}{4}$ de capacidad, con una combinación de motores de turbinas de vapor y de gas. El elemento principal o los elementos motores de turbinas de gas tendrían

capacidad de arranque en ausencia de la energía eléctrica principal. Un generador de urgencia en el que se quemara diesel alimentaría al equipo crítico a través de una barra colectora de urgencia más una capacidad de 25-50% en exceso. Tal vez habría un enlace hacia una alimentación de energía eléctrica de la comunidad para contar con un respaldo parcial adicional. Los servicios críticos, como el alumbrado clave y la instrumentación se respaldan por medio de un sistema UPS (*uninterruptible power supply*, alimentación de energía no interrumpible) de baterías cargadas por un inversor. Un sistema de desconexión de cargas quitaría servicios eléctricos pre-seleccionados, por pasos, si la sobrecarga del generador fuera indicada por ciclos de caída de corriente.

Un ingeniero electricista sería lo mejor para que presidiera las discusiones que conduzcan a la toma de decisiones y proporcionen el paquete completo de estimación de costos. El paquete puede incluir cosas como centros de control de motores con aire acondicionado, protección contra bajo voltaje para los motores, cualesquiera costos para la compañía destinados al suministro de electricidad de respaldo para la comunidad y el enfriamiento forzado de los motores grandes. El ingeniero de proceso puede suministrar información para la toma de decisiones sobre la asignación del equipo a la barra colectora de urgencia y las listas para la UPS, así como sobre los elementos motores eléctricos en comparación con los de vapor para las bombas de operación normal, en relación con las de reserva, y otro equipo.

Sistemas neumáticos para instrumentos y para la planta. Una instalación típica para una planta grande podría incluir tres o cuatro compresoras de aire, con capacidad del 50%, para los instrumentos y dos, con capacidad del 100%, para la planta; con elementos motores de vapor, para las unidades de operación normal, y accionamientos eléctricos para las reservas. La práctica común sería proporcionar una interconexión para permitir el paso de aire de reemplazo, del aire de la planta hacia el de los instrumentos, pero no en sentido contrario, y dos conjuntos (dos secadoras con capacidad del 100% por conjunto; una en la corriente y una regeneradora) de secadoras con capacidad del 100% para el aire de los instrumentos. Dos receptores en el aire de los instrumentos, cerca de las compresoras, con varios minutos de tiempo de retención y receptores satélites en los trenes de proceso serían probables y apropiados en relación con la factibilidad de la estimación de costos.

Sistema del agua de enfriamiento. En este punto se dispondrá de una lista de servicios de enfriamiento, de modo que se puedan hacer intervenir los factores necesarios en la estimación de costos para este sistema, o bien, estimarse con base en un sistema similar en operación. Para contar con una estimación más definitiva basada en la disposición inicial o definitiva del proyecto, es probable que lo mejor sea usar los servicios de un contratista o de un consultor con habilidad en estos diseños. Si interviene una torre de enfriamiento los fundamentos ya se habrán fijado. Esta base se puede pasar, junto con las hojas de

especificaciones que se dan en el apéndice, a un vendedor para que haga las cotizaciones.

Los cálculos para la determinación de los gastos de reemplazo del sistema y la vida media efectiva del tratamiento químico se presentan en la sección sobre diseño del capítulo "Torres de enfriamiento".

Sistema de combustible. Debe de proporcionarse un recipiente deshidratador adecuado para el gas natural que entra a la planta como combustible o de alimentación. Los líquidos de hidrocarburos pueden entrar y entrarán al sistema de combustible de otra manera. También es típico que se especifiquen un doble abatimiento de la presión más calentamiento.

Si se van a usar corrientes de líquido como combustible para quemarse en las calderas o calentadores, se pueden usar quemadores, toberas o "cañones" especiales pero, en una planta de GNL de Argelia, en donde se quema una gasolina subproducto, un sistema de vaporización del combustible que contiene un tanque deshidratador/de mezclado, seguido por un separador centrífugo, ha probado ser bueno.

Otras instalaciones adicionales

Sistemas de hogueras. Hay una buena posibilidad de que la compañía operadora no tenga alguien con experiencia en el diseño de sistemas de hogueras. Para las estimaciones de factibilidad de costos se pueden hacer estimaciones aproximadas mediante la comparación con plantas existentes, o bien, se puede hacer contacto con un vendedor para que haga estimaciones presupuestales de costos para los tubos verticales de las hogueras y el tambor deshidratador asociado, la punta del quemador, el encendedor y el sello molecular.

Si se requiere personal interno para suministrar la disposición de la tubería para un sistema de hogueras, existen muchos artículos buenos en la literatura. En la referencia 2 se ha simplificado el procedimiento al hacer que los cálculos se inicien en la salida (presión atmosférica) y se resuelva hacia atrás, hacia la fuente; de este modo se hacen a un lado los tediosos tanteos requeridos para los métodos que necesitan iniciarse en la fuente.

Puede ser bueno incluir capital para las válvulas de control para, por lo menos, los múltiples más grandes con el fin de apoyar a la válvula de alivio. Una válvula de control prefijada a una presión ligeramente inferior a la de la válvula de alivio correspondiente manejará muchas de las situaciones de desfog, en especial en el arranque, evitando que esta última tenga que abrirse. Las válvulas de control tienden a volver a asentarse mejor que las de alivio, de modo que la válvula de control puede recompensar su instalación en disminución de las fugas y en ahorros en el mantenimiento de la de alivio.

Sistemas de agua contra incendios. Los que mejor tienden estos sistemas son los contratistas u otros especialistas. Las reglas de la National Fire Protection Association (NFPA) indicarán la cobertura, el tamaño típico de la bomba y otros deta-

lles estándar. Una pequeña bomba de tensión mantendrá la presión del sistema en todo momento.

Instalaciones de ferrocarril. En este caso se necesitan especialistas tanto como en cualquier otra parte, si no más que en éstas. Sin duda, los representantes del ferrocarril deben intervenir en cualesquiera consideraciones de diseño. Existen límites estrictos en cosas como radios de viraje, porcentaje de declive (por ejemplo, un grado máximo contra los 16 grados para los tuberías de la pasta aguada de carbón mineral, referencia 3) y necesidades de marcado de traviesas para reemplazo. Para las operaciones de carga de hidrocarburos, debe de proporcionarse un sistema de paro de emergencia (ESD, *emergency shutdown system*), en caso de incendio.

Téngase presente que la tarifa de los ferrocarriles se divide por el número de vagones en una hilería, de modo que se pueda proporcionar la capacidad para manejar los números requeridos. Si la operación es suficientemente grande, como para las grandes operaciones de la explotación del carbón mineral, se usan trenes unitarios (100 vagones).

Edificios. Las filosofías de la compañía acerca de la operación y el mantenimiento, así de las operaciones de control y de laboratorios satélites y las necesidades administrativas fijarán las necesidades de edificios. El concedente de la licencia hará sugerencias, pero la compañía operadora tendrá que tomar la dirección en el establecimiento de estas necesidades.

En las estimaciones de costos deben incluirse no sólo los propios edificios, sino también una tolerancia para el equipo y las existencias que estarán dentro de aquellos, como el equipo de suministro de energía para el taller de mantenimiento, el equipo analítico y los reactivos del laboratorio de control y, lo más grande todo, los miles de piezas de repuesto para el equipo, los accesorios y los suministros del almacén. Para los estudios de factibilidad de los costos, se hacen intervenir como factores esos conceptos de acuerdo con la experiencia.

Se debe decidir el almacenamiento de catalizadores y productos químicos; algunos estarán en el interior y otros quizá en el exterior. Deberán proporcionarse los tanques para los productos químicos para tratamientos, como la MEA, para mantener un inventario para el proceso en los cambios.

Disposición de desechos

Tratamiento de las aguas residuales. Con anterioridad se analizó la importancia de llevar desde el principio expertos ambientales al proyecto. El tratamiento de las aguas residuales puede ser parte del área del proceso en los límites de la batería, en el caso de la extracción de fenol del licor gaseoso de la gasificación del carbón mineral, pero ésta es una excepción.

Se requieren tanto instalaciones sanitarias como de tratamiento de las aguas residuales del proceso. Para el tratamiento de las aguas residuales del proceso se podrían usar separadores API para extraer el petróleo de la descarga de las unidades de procesamiento de la refinería o del lastre de un buque tanque.

esos casos, instalaciones rompedoras de la emulsión recu- en el petróleo fangoso para redestilación a partir del pro- to de hidrocarburo API. También se pueden requerir esadores o filtros para la extracción de partículas. Se puede esitar un área considerable de terreno para estas instalacio- y la disposición asociada de los lodos.

En una aplicación única se reutilizó las aguas residuales de omunidad, con tratamiento terciario, como agua de enfria- nto para la planta, en un importante complejo químico en esa, Texas.

Inyección de las aguas residuales en pozos profundos. Éste es rocedimiento alternativo de disposición de las aguas resi- es y requiere algo de tratamiento antes de la inyección, o filtración o ajuste del pH. Los permisos para este proce- iento requieren que se hagan con mucha anticipación. En ferencia 4 se dan métodos de predicción para la generación uas residuales en una refinería.

Incineración. Si no se puede hacer disposición de los lodos esecho en la tierra o en el océano, se puede hacer uso de la incineración. En la referencia 5 se analiza esta técnica, inclu- lo el desecado previo a la incineración, ya que el lodo del miento de las aguas residuales puede contener más del e agua.

Otros detalles

Para este análisis, se consideran "otros detalles" como una goria de cesto en el que se incluye "todo lo demás". Grúas

y otro equipo móvil, almacenamiento de productos y estanques de retención son algunos ejemplos. Una vez más, la compañía operadora necesita tomar la dirección para estar segura de que la lista está suficientemente completa para la exactitud requie- rida en la estimación de costos. No se puede esperar que quie- nes estimen los costos diseñen la planta.

Bibliografía

1. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, vo- lumen 1. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1976.
2. Mak, H. Y., "New Method Speeds Pressure-Relief Mani- fold Design", *The Oil and Gas Journal*, 20 de noviembre de 1978, pág. 166.
3. Santhanam, C. J., "Liquid CO₂-Based Slurry Transport Is On the Move", *Chemical Engineering*, 11 de julio de 1983, pág. 50.
4. Finelt, S. y Crump, J. P., "Predict Wastewater Generation", *Hydrocarbon Processing*, agosto de 1977, pág. 159.
5. Novak, R. G., Cudahy, J. J., Denove, M. B., Sandifer, R. L. y Wass, W. E., "How Sludge Characteristics Affect Incinerator Design", *Chemical Engineering*, 9 de mayo de 1977.
6. Musser, E. G., *Designing Offsite Facilities by Use of Routing Diagrams*. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1983.
7. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3. Houston, Texas: Gulf Publishing Co., 1984.

ersiones de capital

Las estimaciones del capital son el corazón y el alma de to- ta justificación del proyecto y de los estudios de factibi- lidad. Las faltas de exactitud pueden causar riesgos graves a la pañía así como al ingeniero que cometió la equivocación. En el flujo de un proyecto, desde su comienzo hasta la cons- titución, se hacen muchas estimaciones de costos. Cada nueva estimación se basa en más datos y debe de ser más exacta.

Por lo general, la gerencia desea un solo número exacto ivo al costo, no un rango de costos. De este modo, un ingeniero que hace la primera estimación, la de orden de mag- nitud, por lo común tiene muy pocos datos, recursos o tiempo; embargo, debe producir una estimación sólida a medida que se revisa y se aprueba en la organización. A diferencia de pronósticos de *marketing* o de las estimaciones de costos de acción, en donde puede ser que los errores nunca se descu- ni se publiquen, la siguiente estimación de costos, que se hace después de una ingeniería adicional, muestra las faltas de exactitud de la estimación original. Esta diferencia es obvia en todos, desde la alta gerencia hasta los tenedores de libros.

Una vez más, a medida que avanza el proyecto y se hacen nuevas, y más exactas, estimaciones, el reflector se desplaza hacia la segunda estimación más reciente. Por lo general se piden informes en los que se expliquen las diferencias.

Esto significa que el ingeniero debe de esforzarse por hacer el mejor trabajo que pueda en cada estimación y aplicar facto- res adecuados para mantener conservador el costo. Todos los costos de proyectos parecen crecer a medida que el proyecto madura. Unos cuantos proyectos se reducen en alcance o en costo a medida que se genera más información. Un estudio de la Rand Corporation documenta que estos costos aumentan conforme maduran los planes (referencia 1).

Existe una tendencia natural en un ingeniero, o grupo de ingenieros, de empezar a creer en una estimación después de que han trabajado en ella durante algún tiempo. Conforme se hace una nueva estimación, o se revisa una existente, el inge- nieros debe mantener una mente abierta acerca de cada número y suponerlo erróneo hasta que se confirme o cambie.

Todas las estimaciones de costos se basan en costos históricos acumulados de proyectos anteriores. Esta historia puede ser interna de la compañía, de los vendedores o de la literatura. La exactitud de una estimación depende de con cuánta precisión se defina el proyecto y de cuán bien se hayan analizado y correlacionado los costos de los proyectos anteriores. Si la compañía del lector no cuenta con buenos registros (o ni siquiera los tiene) de proyectos anteriores, abunda la literatura con correlaciones de datos de costos, como se analiza más adelante. Sin embargo, estos datos deben usarse con mucho cuidado.

Margen para contingencias del proceso

Una manera de lograr mejor estimaciones tempranas es sumar un margen para contingencias del proceso a cada una de esas estimaciones, para tener en consideración los inevitables cambios futuros. Esto es además del margen normal necesario para cubrir errores en las técnicas de estimación. En la tabla 1 se da una lista de los márgenes recomendados para contingencias del proceso, para cada tipo de estimación. Para utilizar estos factores del proceso, hágase la mejor estimación posible con la información de la que se disponga y, a continuación, aplíquese un margen para contingencias de aquél. Muchos de quienes hacen estimaciones y que tienen mucha habilidad consideran tolerancias para conceptos desconocidos, en forma consciente o inconsciente, conforme avanza la estimación. Esto tiene el efecto de un margen para contingencias del proceso y los dos no deben ser aditivos.

Manera de hacer una estimación por factores

Al principio de un proyecto no se dispone de información para permitir hacer estimaciones definitivas de costos, basadas en cantidades estimadas de los materiales y cotizaciones de los

vendedores para el equipo. Por lo tanto, es necesario estimar el costo de una instalación aplicando métodos abreviados. El primer paso es crear o verificar diagramas de flujo, tamaños del equipo principal y hojas de especificaciones, como se describió en los capítulos anteriores. A partir de las hojas de especificaciones del equipo, se estima el costo de cada parte del mismo, con la aplicación de técnicas que se analizan más adelante. Una vez que se ha estimado el costo del equipo principal, se puede estimar con rapidez el costo de la planta dentro de los límites de la batería, aplicando factores desarrollados en un proyecto semejante.

Correlación de los costos de la planta

Cada ingeniero debe de analizar y correlacionar los costos de por lo menos un proyecto. Esto proporciona una sensación de las diversas cuentas y da más significado a los valores encontrados en la literatura. Para hacer esto, los datos de costos durante la construcción de un proyecto deben de conservarse según un conjunto lógico de cuentas. Como se analizó, la mayoría de quienes hacen las estimaciones llevan a cabo las primeras estimaciones de costos mediante la determinación del costo del equipo principal, multiplicando a continuación el costo del equipo por factores para obtener el costo total de la planta. Por lo tanto, los costos deben de acumularse por agrupamientos del equipo principal y, después, subdividirse en cuentas como tubo, válvulas, equipo eléctrico e instrumentos.

Factores

Como ejemplo de correlación de los costos de la planta, se acumularon los datos de costos provenientes de una planta intermedia de nylon, construida a partir de acero inoxidable, y se convirtieron a factores como se muestra en la tabla 2.

Se puede hacer la pregunta: "¿Por qué estimar el concreto, la tubería, el equipo eléctrico, etc., cuando se puede estimar la planta en total a partir del equipo principal, en un solo paso?" Es mejor mostrar todas las cuentas porque las estimaciones posteriores se harán de esta manera y se puede usar la estimación preliminar para comprobar la nueva. Además, alguien que haga la estimación y que tenga experiencia percibe algo de cada cuenta, lo cual permite el reconocimiento de errores en las primeras estimaciones.

En las referencias 3, 4, 5 y 6 se puede encontrar información adicional sobre los factores y su uso.

Estimación de las instalaciones adicionales

Una vez que se han sumado los límites de la batería, deben estimarse las instalaciones adicionales (la parte difícil). Dado que hay tanta variación de sitio a sitio y entre las plantas con "raíces propias" y la construcción en los sitios existentes, no se recomienda el uso de factores.

La preparación del sitio y el análisis del suelo son muy importantes para la estimación de plantas con raíces propias.

Tabla 1
Márgenes recomendados para contingencias del proceso

Tipo de estimación	Margen para contingencias del proceso	Datos disponibles
Orden de magnitud	50%	Datos de laboratorio, tamaño de la planta, materias primas
Factibilidad (por factores)	30%	Diagramas de flujo del proceso, tamaño del equipo, ubicación regional
Control del proyecto (por factores y cantidades estimadas)	5%	Hojas de flujo de conceptos mecánicos, planos preliminares del terreno, ubicación, definición de las instalaciones adicionales
Detallada (Cantidades estimadas de materiales)	0%	La mayor parte de la ingeniería

etapa del proyecto es tal que no se ha seleccionado el sitio, se incluye una tolerancia generosa para la preparación de último. Una vez que se ha seleccionado el sitio, esta fase de estimación debe de afirmarse de inmediato. Si las condiciones del suelo son inferiores a las ideales, debe incluirse una estimación del costo agregado para pilotear, compactar o cualquier otra cosa que exijan las condiciones de ese suelo. Los siguientes conceptos suelen incluirse en las estimaciones de las instalaciones adicionales:

Terreno

Preparación del sitio
Nivelación
Caminos
Alcantarillas sanitarias
Cercado

Tabla 2
Factores típicos presentados como %
del costo total de los límites de la batería

Categoría	Nombre de la cuenta	Planta de acero inoxidable	Recomendados Vol. II***
Costos	Equipo principal	42.0	35.4
	Obras de tierra	0.7	1.1
	Concreto	2.2	3.0
	Edificios de control	0.4	0.7
	Tubo, válvulas y accesorios	13.2	16.4
	Obra de acero	5.0	3.4
	Equipo eléctrico	4.4	3.4
	Instrumentación	4.4	3.0
	Tanques de servicio	*	1.0
	Equipo pequeño, productos químicos y catalizadores	*	0.4
	Pintura	1.1	1.4
	Aislamiento y andamiaje	2.9	3.3
	Impuestos sobre nóminas y seguro	1.5	1.8
	Gastos diversos en el campo	3.0	4.4
Costos	Artículos desechables	*	0.2
	Impuesto sobre ventas	1.3	por estado
	Uso del equipo	3.1	1.2
	Supervisión de campo	*	1.2
	Gastos generales de campo	*	0.5
	Ingeniería	8.6	7.8
	Gastos generales	2.6	2.8
	Margen para contingencias	3.4	7.8**
	totales de la batería	100.0	100.0

Incluídos en otras cuentas.
El margen para contingencias puede variar del 5 al 25%, dependiendo del proyecto.
Referencia 2.

Servicios generales

1. Calderas
2. Torres de enfriamiento
3. Suministro de agua y tratamiento de ésta
4. Equipo eléctrico adicional
5. Aire para los instrumentos
6. Aire para la planta
7. Sistema de agua sanitaria
8. Sistemas de combustibles: gaseoso, líquido, sólido
9. Sistema de hogueras

Almacenamiento y manejo para:

1. Materiales para la alimentación de la planta
2. Productos
3. Productos químicos y catalizadores
4. Artículos de uso general comprados
5. Combustibles

Instalaciones para transportes

1. Ferrocarril
2. Caminos de acceso
3. Andenes

Disposición de desechos

1. Disposición de desechos líquidos: evaporación, inyección en pozo profundo (no se olvide la filtración y el tratamiento), mezclado con agua de río o del océano (no se olvide el tratamiento)
2. Disposición de sólidos: relleno sanitario, acarreo, etc.
3. Desechos gaseosos: recuperación de azufre e incineración

Instalaciones para el personal

1. Campamento para el personal de construcción
2. Autobuses
3. Oficinas
4. Regaderas

Tubería de interconexión

En las referencias 3 y 7 se pueden hallar listas adicionales de verificación en las estimaciones del costo de capital.

Costos totales de las instalaciones adicionales. Los costos de las instalaciones adicionales pueden ir desde el 20% hasta el 50% del costo total del proyecto. Si una estimación preliminar de la construcción de las instalaciones adicionales es menor del 30% de los costos totales, debe de tenerse sospechas. A menos que las instalaciones adicionales estén muy bien definidas, sería mejor usar un factor del 50% al 75% de la estimación de los límites de la batería como el valor para las instalaciones adicionales.

Servicios generales

Los servicios generales son muy caros y varían mucho de planta a planta. Se debe tener mucho cuidado para obtener las cargas de vapor y eléctricas apropiadas, no sólo en las áreas del proceso, sino también en las de las instalaciones adicionales, para estar seguros que la estimación de costos para los servicios generales está completa.

El suministro de agua puede ser más bien no caro, o muy caro, dependiendo de la ubicación de la planta. En estudio referente a la gasificación de carbón mineral, se tuvo que usar agua de río. Sin embargo, el río se encontraba a treinta millas de distancia, lleno de cieno y tan poco confiable que fue necesario contar en el sitio de la planta con almacenamiento de agua para varios días. ¡El costo del agua sin procesar se convirtió en un concepto importante del costo!

Estimación de los costos del equipo principal

Una vez que se conocen los tamaños de los conceptos referentes al equipo principal, existen varias maneras de obtener el costo de cada uno. Con mucho, la más exacta es obtener las cotizaciones de los vendedores. En las primeras etapas del proyecto es difícil hacerlo, porque no se conocen muchos detalles del equipo. Asimismo, el tiempo que transcurre entre hacer el estudio preliminar y la compra del equipo es tan largo que la cotización envejece y los vendedores no pueden brindarse a preparar cotizaciones en todos los estudios preliminares. Sin embargo, muchos vendedores cooperan para proporcionar precios en forma verbal o "cotizaciones estimadas". A menudo, el vendedor es la única fuente para obtener una información exacta acerca de los costos.

La técnica usual de estimación es reunir la información referente a los precios del equipo, de otros proyectos, y correlacionar estos datos por medio del tamaño, el peso, la presión nominal o los materiales de construcción. Cada parte se debe ajustar en relación con la inflación para llevar todos los costos hacia un tiempo base. El ajuste de los costos respecto a la inflación se analiza un poco más adelante con el encabezado de "Índices de los costos de construcción".

Como ejemplo de esta técnica se han correlacionado y programado para una computadora los costos estimados del equipo para un proyecto grande de gasificación del carbón mineral. De este modo, es muy fácil obtener el costo de cualquiera de las piezas, o de muchas piezas del equipo, para un proyecto de gasificación de carbón mineral o de procesamiento de hidrocarburos, una vez que se completan las hojas de especificaciones.

Estimación de los recipientes

Se pueden usar los datos históricos sobre recipientes y torres de fraccionamiento similares de la mejor manera, mediante la correlación de los costos de este equipo en función del

peso. En la literatura se pueden encontrar muchos métodos para la estimación del peso y de los costos de recipientes y fraccionadoras (referencias 8, 9, 10 y 11). Hay que asegurarse de que el peso estimado está completo; incluyendo el faldón de las escaleras y plataformas, los órganos internos especiales, las toberas y los registros de inspección.

Una vez que se ha determinado el peso, el costo se obtiene al multiplicar por el valor dólares/lb. Los números actualizados para el tipo de recipiente o de fraccionadora que se está estimando se pueden obtener de un vendedor, de datos históricos internos, de la literatura o de libros para estimaciones como la referencia 12. Hay que asegurarse que el costo refleja los materiales de construcción que se van a usar.

Se pueden usar otros métodos para estimar el costo de los recipientes y fraccionadoras, pero el del peso suele ser el mejor de ellos. El costo de las fraccionadoras se puede correlacionar como función del volumen del recipiente multiplicado por el espesor del casco, con una adición por el costo de los platos, con base en el diámetro de estos últimos (referencia 13). Los costos de las fraccionadoras también se pueden correlacionar con base en el volumen del recipiente, tomándose como parámetro la presión de operación. Esto requiere gran cantidad de datos y no da tan buena correlación como el peso. Hall y otros (referencia 14) presentan curvas del diámetro de la columna en función del costo.

Estimación de los intercambiadores de calor

El precio de los intercambiadores enfriados por aire debe de obtenerse de los vendedores, si es posible. Si no es así, entonces por correlación con datos internos, con base en dólares/ft² de superficie desnuda, contra la superficie desnuda total. Deben usarse factores de corrección por los materiales de construcción, la presión, los números de las filas de tubos y la longitud de estos últimos. Existen datos en la literatura sobre los enfriadores por aire (referencia 15), pero debe de ser el último recurso. En todo caso, un vendedor debe dar los precios de por lo menos uno de los intercambiadores de calor enfriados por aire de cada proyecto, para calibrar los datos históricos de modo que reflejen la situación de la oferta y la demanda en el momento esperado de la adquisición.

El precio de un intercambiador de casco y tubos depende del tipo del mismo; es decir, de tubo fijo, de tubo en U, de placas dobles de tubos y de haces desmontables. La presión en el lado de los tubos, la presión en el lado del casco y los materiales de construcción también influyen sobre el precio. Si no se pueden obtener los precios de los vendedores, la correlación de datos internos mediante el trazado de gráficas de dólares/ft² contra el número de ft², con factores de corrección por las variables influyen sobre el precio, permitirá hacer una estimación bastante exacta. Si no se cuenta con datos internos suficientes como para establecer buenas correlaciones, será necesario utilizar la literatura, como los referencias 16, 17 y 18.

Bombas y elementos motores

Las bombas y sus elementos motores a veces se obtienen de vendedores: el fabricante de la bomba y el fabricante del elemento motor. Sin embargo, se tiene una gran ventaja si se compra de una sola fuente, fijando de esta manera la responsabilidad con un vendedor para parear y acoplar el elemento motor y la bomba. No obstante, a menudo se pueden obtener con más facilidad los números estimados para la bomba y el elemento motor de diferentes vendedores que del fabricante de la bomba.

La correlación interna a la compañía de las bombas se debe realizar usando gpm (gal/min) contra costo, con la carga como parámetro. Éstos deben de dar como resultado funciones útiles, ya que un tamaño de bomba, con impulsores diferentes puede servir para varios gastos y cargas. Para cada tipo de bomba, se deben de hacer diferentes correlaciones. El precio de una bomba vertical de etapas múltiples puede ser bastante diferente al de una bomba horizontal de etapas múltiples, con una sola etapa dividida. Una bomba de sumidero con una flecha de elevación de 15 ft costaría más que una bomba horizontal de una etapa, con los mismos gpm y carga.

Para las correlaciones internas a la compañía, el costo de los motores eléctricos debe de correlacionarse contra el caballaje, usando el voltaje, la velocidad y el tipo de construcción como factores de corrección o parámetros. Podrían desarrollarse factores de corrección para las carcasas a prueba de explosión o para la prueba de goteo, si la mayor parte de los datos son para motores TEFC (*totally enclosed fan cooled*, totalmente cerrado enfriado con ventilador). De manera análoga, podrían desarrollarse factores para 1200 rpm y 3600 rpm, tomando como base 1800 rpm.

Para las turbinas de vapor, el costo debe de correlacionarse con el caballaje, tomando la presión del vapor a la entrada y a la salida como variables secundarias.

Existen varias fuentes (referencias 19, 20, 21 y 22) para la estimación de las bombas y los elementos motores, para la comprobación de las correlaciones internas a la compañía o para completar datos si no se cuenta con ellos. Se debe tener cuidado al usar los índices de costos relativos a la construcción para actualizar los datos de la literatura. Sería una medida inteligente calibrar los índices y los datos de la literatura mediante la obtención de precios de los vendedores para unas pocas de las bombas más grandes y más caras, y del 5% al 10% de los tipos comunes de bombas del proyecto que se está considerando.

Tanques de almacenamiento

Los tanques de techo cónico y de techo flotante suelen correlacionarse usando dólares contra volumen, utilizando los materiales de construcción como otra variable. En las correlaciones, el costo de los intercambiadores internos de calor, del aislamiento, del material adicional para corrosión desacomunada

y de los órganos internos especiales debe de separarse del costo básico del tanque.

Los tanques de almacenamiento de techo cónico podrían correlacionarse usando dólares/lb de acero contra el peso, pero el soporte del techo para los tanques más grandes es difícil de estimar, como lo es el espesor global.

Los tanques de almacenamiento a presión deben de correlacionarse usando dólares/lb contra peso, de manera muy semejante a los demás recipientes a presión. Por supuesto, los materiales de construcción constituirían otra variable. Una vez más, los órganos internos especiales, el aislamiento y los intercambiadores internos de calor deben de separarse del costo básico del tanque. Debe de estimarse el peso de los soportes, las escaleras y las plataformas y sumarse al peso del tanque. En la referencia 7 se pueden hallar técnicas de estimación, propias de la literatura, para los tanques.

Equipo de alta presión

Este equipo presenta problemas en la estimación de costos preliminares, ya que rara vez se cuenta con suficiente información interna de la compañía para hacer buenas correlaciones. Con mucho, los vendedores constituyen la mejor fuente de información de los costos. Guthrie (referencia 23) analiza lo complejo de la estimación del equipo de alta presión y presenta algunos datos de costos.

Hornos del proceso

Debido a la gran variación en las presiones, índices de flujo, materiales de construcción, recuperación del calor, configuración del quemador, etc., la correlación de los calentadores del proceso es difícil, incluso con grandes cantidades de datos. Para hornos similares, la absorción de calor en comparación con el costo da la mejor correlación. De nuevo, se recomienda la obtención de la ayuda de los vendedores para la estimación de los hornos del proceso, a menos de que se disponga de datos relacionados con hornos similares. Se pueden hallar datos en las referencias 24 y 25.

Compresoras

Las compresoras suelen ser artículos de costo elevado, pero se correlacionan con facilidad mediante los caballos de potencia al freno en términos de dólares/caballo de potencia. Las variaciones en los precios de las compresoras recíprocas impulsadas por motor de combustión interna pueden ser causados por el tipo del elemento motor, la velocidad (entre menor sea la velocidad es más costoso, pero más confiable), la presión total de descarga y el tamaño.

El elemento motor de las compresoras centrífugas debe de correlacionarse por separado. La diferencia en el costo inicial de un motor eléctrico y de una turbina de gas oscurecería la correlación del costo de las compresoras. En la referencia 25 se pueden hallar datos de la literatura.

Índices de los costos de construcción

Una vez que se conoce el costo de cada pieza del equipo principal, deben ajustarse por medio de los índices de costos de construcción. Debido a la inflación y a las situaciones cambiantes de la competencia, el precio del equipo cambia año con año (referencia 26). Por fortuna, existen varios índices que ayudan en la estimación de los costos de hoy en día, basados en datos históricos. Algunos de estos índices son: el "Nelson Refinery Construction Cost Index" (referencia 27); el "Construction Index" de la *Engineering News Record* (ENR) (referencia 28); el "Marshall and Stevens Equipment Index" (referencia 29), y "Plant Index" de la *Chemical Engineering* (referencia 29).

Para los estudios de factibilidad relacionados con plantas químicas, se recomienda el "Plant Index" de la *Chemical Engineering*. No obstante, si se está estimando una obra civil extensa, el "ENR Index" será aplicable.

Ya que los ajustes por la inflación son tan grandes, es importante fijar la fecha para los datos históricos en forma tan estrecha como se pueda. Por ejemplo, una estimación histórica de costos proveniente de un contratista o vendedor para equipo que va a ser entregado dos años más tarde tendría una escalada inherente, de modo que el índice debe de ser para dos años después, cuando se esperaba que el equipo fuera fabricado. Sin embargo, en los datos basados en equipo comprado que se entrega en cierta fecha se debe de usar el índice para la fecha en que el equipo se fabricó.

Factores del lugar en Estados Unidos

La productividad de la mano de obra puede dar lugar a una diferencia suficiente en el costo de las plantas como para justificar un ajuste por el lugar, incluso en las primeras estimaciones.

Por lo común, la mano de obra de campo llega hasta un 25% a un 50% del costo de un proyecto. Si un lugar tiene una productividad de la mano de obra inferior en un 20%, el costo del proyecto puede incrementarse de un 5% a un 10%. Los contratistas tienen un buen olfato para la productividad esperada en una zona dada. Esos ajustes suelen hacerse considerando a la U. S. Gulf Coast como unidad.

Costos en un país que no sea Estados Unidos

Las estimaciones preliminares de costos en países que no sean Estados Unidos son difíciles debido a las condiciones de cambios rápidos que en ellos existen. Para las muchas compañías que no tienen experiencia de construcción en países diferentes a Estados Unidos, o en el que se está considerando, se necesita la ayuda de un contratista que haya construido plantas en el país en cuestión al hacer los ajustes de los costos en E. U. Si se necesitan datos de la literatura, en las referencias 30 y 31

se dan algunos datos sobre la construcción en países fuera de Estados Unidos.

Estimaciones con el factor "0.6"

En algunos casos, una alternativa para una estimación por factores puede ser una estimación a escala, si se conoce el costo de los límites de la batería de una planta semejante, pero el tamaño es diferente. El costo de la nueva planta, C_n , es igual al costo de la planta conocida, C_k , multiplicado por la razón entre las capacidades de las dos plantas, elevada a una potencia fraccionaria; es decir:

$$C_n = C_k \left(\frac{V_n}{V_k} \right)^F$$

en donde V_n = Capacidad de la nueva planta
 V_k = Capacidad de la planta conocida
 F = Factor, por lo común entre 0.4 y 0.9, dependiendo del tipo de planta

A menudo se usa un factor de 0.6, en lugar de los datos que se encuentran en la literatura o históricos, por lo que esta técnica de estimación por lo común se conoce como el método del factor "0.6".

Para construir de manera conservadora, se pueden usar diferentes factores, al aumentar o al disminuir el tamaño. Por ejemplo, si se ha construido una planta de amoníaco que produce 250 toneladas por día, con un costo de 20 millones de dólares, y se están preparando dos estudios para plantas que produzcan 200 tpd y 300 tpd, las estimaciones se podrían hacer como sigue:

$$\begin{aligned} \text{Costo de la planta de 200 tpd} &= 20 \times (200/250)^{0.58} \\ &= 17.6 \text{ millones de dólares} \\ \text{Costo de la planta de 300 tpd} &= 20 \times (300/250)^{0.62} \\ &= 22.4 \text{ millones de dólares} \end{aligned}$$

También se pueden usar factores en forma de exponente para estimar piezas por separado del equipo, usando precios de equipo semejante de tamaño diferente. También en este caso, el factor varía con el tipo de equipo y con las unidades elegidas para la capacidad.

En las referencias 3 y 32 se pueden hallar valores, propios de la literatura, para los exponentes del factor "0.6".

Estimaciones de los costos del arranque

Los costos del arranque suelen incluirse en los costos de capital del proyecto. Para los fines de los impuestos, a menudo se amortizan durante 5 a 10 años.

La estimación de los costos del arranque puede ser tan sencilla como elegir el 10% del costo del capital fijo, o bien, tan

plicada como estimar cada paso del arranque. Si el tiempo ermite, se recomienda una estimación detallada. Eso no hace que los costos del arranque sean más exactos, sino también inicia la planeación de la operación de la planta.

Planeación del arranque

En esta sección se analizan algunos de los conceptos considerados en los costos del arranque para un proyecto de fabricación de carbón mineral, junto con los métodos de estimación de cada uno de ellos.

Se supuso que el personal de gerencia (superintendente, gerente de planta, supervisor de operaciones, gerente de mantenimiento) se contrataría y entrara en funciones desde tres meses antes del arranque. Alrededor de la mitad de los primeros seis meses de su tiempo se cargó a ingeniería, el resto a planeación del arranque. Se supuso que los últimos seis meses antes del arranque fueran el 85% para planeación del arranque y 15% para ingeniería.

Se supuso que se contratarían cinco supervisores en jefe de planta y dos sobrestantes de mantenimiento, nueve meses antes del arranque. Su tiempo se dividió en 30% para verificación de ingeniería y construcción del proyecto, 35% para planeación de operaciones y 15% para capacitación. Se supuso que se contratarían cinco supervisores adicionales de turno, seis meses antes del arranque. Se supuso que su tiempo fuera el 100% para capacitación y planeación del arranque.

Se planeó que la capacitación de los operarios se llevara a cabo cuatro meses antes del primer calentamiento. La mitad de los operarios deberían estar en la nómina durante cinco meses antes de la mitad, durante tres meses. Como parte de la capacitación, cada operario tendría que pasar cuatro semanas en la construcción de la planta, familiarizándose con el equipo y ayudando en las pruebas hidrostáticas y la puesta en marcha interna.

Como el proyecto de gasificación del carbón mineral fue grande, se planeó que el calentamiento inicial y la entrada de los servicios generales durara cuatro semanas. Durante este tiempo se usarían carbón, energía eléctrica, agua y abastecimientos consumibles. Las cantidades se incrementaron desde cero en el día -30 hasta el 15% en el día 0, el día 0 fue aquel en el que se alimentaría carbón por primera vez a los gasificadores. Desde el día 0 hasta el +30, se supuso que el consumo de materias primas se incrementara con el tiempo hasta el 50% del diseño. Se esperaba que la producción de gas para la tubería se iniciaría en el día +10, pero se cargaron los gastos del arranque con crédito cero por ventas hasta el día +30. Se supuso que, desde el día +30 hasta el día +20, todos los gastos de operación se incrementarían desde el 0% hasta el 80% y se supuso que los ingresos por las ventas de gas y del subproducto se incrementarían desde 0 hasta 70% del diseño. En este punto se declararía el arranque como terminado y comenzaría la operación normal de la planta. Debido a la posible continuación de problemas del arranque, probable-

mente la rentabilidad del proyecto habría empezado por debajo de las proyecciones, pero se incrementó hasta quedar mejor que esas proyecciones a medida que aumentó la experiencia en operación. La manera de considerar las tolerancias para esta situación se analizan en este capítulo con el título de "Conceptos económicos".

Se estimó que los gastos asociados con cada fase del arranque desarrollarían los gastos del arranque de este proyecto, primero de una clase. Este ejercicio ayudó mucho en el desarrollo de los costos de operación.

Costo total de la planta

Sin importar el método de estimación, debe de sumarse un margen para contingencias del proceso al costo total de la planta, para los estudios de factibilidad. Como se analizó con anterioridad, este margen para contingencias depende del estado en el que se encuentre el proyecto. Para la mayor parte de las estimaciones por factores, en un proceso primero de una clase que esté bastante bien definido, el margen para contingencias del proceso debe de ser del 30%.

Bibliografía

1. The Rand Corp., "New Study Provides Key to Better Cost Estimates", *Chemical Engineering*, 9 de febrero de 1981, pág. 41.
2. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1976, pág. 28.
3. Perry, R. H. y Chilton, C. H., *Chemical Engineers' Handbook*, 5a. edición, McGraw-Hill, Inc., Nueva York, 1973, sección 25, pág. 16.
4. Gallagher, J. T., "Rapid Estimation of Plant Costs", *Chemical Engineering*, 18 de diciembre de 1967, págs. 89-96.
5. Desai, M. B., "Preliminary Cost Estimating of Process Plants", *Chemical Engineering*, 27 de julio de 1981, págs. 65-70.
6. Viola, J. K., Jr., "Estimating Capital Costs Via a New Shortcut Method", *Chemical Engineering*, 6 de abril de 1981, pág. 80-86.
7. Hackney, J. W., "How to Appraise Capital Investments", *Chemical Engineering*, 15 de mayo de 1961, págs. 145 y sig.
8. Mulet, A., Corripio, A. B. y Evans, L. B., "Estimating Costs of Distillation and Absorption Towers", *Chemical Engineering*, 28 de diciembre de 1981, págs. 77-82.
9. Jordans, A., "Simple Weight Calculations for Steel Towers and Vessels", *Hydrocarbon Processing*, agosto de 1981, pág. 146.
10. Prater, N. H. y Antonacci, D. W., "How to Estimate Fractionating Column Costs", *Petroleum Refiner*, julio de 1960, págs. 119-126.
11. Phadke, P. S. y Kulkarni, P. D., "Estimating the Costs and

- Weights of Process Vessels", *Chemical Engineering*, 11 de abril de 1977, 157-158.
12. Richardson Rapid System, "Process Plant Construction Estimating Standards", Richardson Engineering Service, Inc. (edición más reciente), San Marcos, California.
 13. Miller, J. S. y Kapella, W. A., "Installed Cost of Distillation Columns", *Chemical Engineering*, 11 de abril de 1977, págs. 129-133.
 14. Hall, R. S., Matley, J. y McNaughton, K. J., "Current Costs of Process Equipment", *Chemical Engineering*, 5 de abril de 1982, págs. 80-116.
 15. Clerk, J., "Costs of Air vs. Water Cooling", *Chemical Engineering*, 4 de enero de 1965, págs. 100-102.
 16. Fanaritis, J. P. y Bevevino, J. W., "How to Select the Optimum Shell and Tube Heat Exchanger", *Chemical Engineering*, 5 de julio de 1976, págs. 62-71.
 17. Corripio, A. B., Chrien, K. S. y Evans, L. B., "Estimate Costs of Heat Exchangers and Storage Tanks Via Correlations", *Chemical Engineering*, 25 de enero de 1982, págs. 125-127.
 18. Purohit, G. P., "Estimating Costs of Shell and Tube Heat Exchangers", *Chemical Engineering*, 22 de agosto de 1983, pág. 56.
 19. Corripio, A. B., Chrien, K. S. y Evans, L. B., "Estimate Costs of Centrifugal Pumps and Electric Motors", *Chemical Engineering*, 22 de febrero de 1982, págs. 115-118.
 20. Guthrie, K. M., "Pump and Valve Costs", *Chemical Engineering*, 11 de octubre de 1971, págs. 151-159.
 21. Olson, C. R. y McKelvy, E. S., "How to Specify and Cost Estimate Electric Motors", *Hydrocarbon Processing*, octubre de 1967, págs. 118-125.
 22. Steen-Johnsen, H., "How To Estimate Cost of Steam Turbines", *Hydrocarbon Processing*, octubre de 1967, págs. 126-130.
 23. Guthrie, K. M., "Estimating the Cost of High Pressure Equipment", *Chemical Engineering*, 2 de diciembre de 1968, págs. 144-148.
 24. Von Wiesenenthal, P y Cooper, H. W., "Guide to Economics of Fired Heater Design", *Chemical Engineering*, 6 de abril de 1970, págs. 104-112.
 25. Pikulik, A. y Diaz, H. E., "Cost Estimating for Major Process Equipment", *Chemical Engineering*, 10 de octubre de 1977, págs. 106-122.
 26. Farrar, G. L., "How Indexes Have Risen", *Oil and Gas Journal*, 6 de julio de 1981, págs. 128-129.
 27. "Nelson Construction and Operating Cost Indexes", *Oil and Gas Journal*, primer número de cada mes.
 28. "Construction and Building Indexes", *Engineering News-Record*, de publicación continua.
 29. "Economic Indicators", *Chemical Engineering*, de publicación continua.
 30. Bridgwater, A. V., "International Construction Cost Location Factors", *Chemical Engineering*, 5 de noviembre de 1979, págs., 119-121.
 31. Miller, C. A., "Converting Construction Cost From One Country to Another", *Chemical Engineering*, 2 de julio de 1979, págs. 89-93.
 32. Guthrie, K. M., "Capital and Operating Costs", *Chemical Engineering*, 15 de junio de 1970, págs. 140-156.
 33. Page, J., *Conceptual Estimating Manual for Process Plant Design and Construction*, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1984.
 34. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co., 1984.

Costos de operación

A diferencia de las estimaciones de costos de capital, los errores en la estimación de los costos de operación son difíciles de ver, incluso después de pasado el tiempo. Si se necesitan más operarios, servicios generales o materias primas durante las operaciones reales que en las proyectadas en los primeros estudios de factibilidad, parece que no se advierte. Esta falta de retroalimentación en la estimación de los costos de operación significa que el ingeniero que está realizando los estudios preliminares debe de hacer un trabajo especialmente cuidadoso y completo. Quien hace las estimaciones debe de emprender una auditoría de las operaciones tan pronto como sea posible, para validar las técnicas de estimación.

Forma para estimaciones

Debe de idearse un método sistemático de desarrollo de los costos de operación. Una tabla o forma con las que todos se familiaricen ayuda a hacer que todos los estudios sea unifor-

mes y completos. En la referencia 1 se presenta una forma y una lista de verificación buenas.

Formación del costo de operación

El truco para obtener una buena estimación de los costos de operación es ser concienzudo. Los asientos de contabilidad de los costos de la planta ayudan pero, de hecho, muchos costos se amontonan en una categoría, de modo que es difícil determinar todos los conceptos que deben incluirse en una planta primera de una clase o una ya arraigada. En las secciones que siguen se analizan algunos de los conceptos de gastos, pero cada proyecto tendrá sus costos únicos propios que deben estimarse.

Materias primas

La cantidad de materias primas necesarias es suministrada por el concedente de la licencia o por quien desarrolló el pro-

o. Sin embargo, a menos que plantas semejantes estén operación, deben incluirse márgenes por los impactos imprevistos del uso de las materias primas. Conceptos como material de especificaciones, derrames, trastornos en la planta e experiencia de los operarios pueden incrementar la cantidad de materias primas que se usen.

Una vez que se fija el volumen de las materias primas, debe estimarse el precio. En algunos estudios se cuenta con una planta cautiva con un precio establecido de transferencia. En otros estudios, los contratos para las materias primas estarán bastante alejados como para establecer el precio. Empero, en algunos estudios, los contactos con los vendedores y la literatura constituyen las únicas fuentes de los precios de esas materias. En la *Chemical Marketing Reporter* se encuentran tablas de precios actuales de lista para muchos productos químicos. Los precios, como las estimaciones "informales" de los vendedores, tienden a ser conservadores. La *European Chemical Review* también publica precios de productos químicos para muchos lugares del mundo. A veces es mejor usar estos precios para las materias primas.

Una vez que se han fijado el volumen y el precio de las materias primas, se deben estimar los fletes. Una llamada técnica a la oficina local del ferrocarril, de las barcas o de camiones, por parte del departamento de tráfico o del ingeniero, hará que se obtenga el precio. Una vez más, en este caso el precio tiende a ser conservador para los estudios preliminares que transcurren varios meses o años antes de que se pongan tarifas serias de los fletes.

Mano de obra de operación

El ingeniero al estimar la mano de obra de operación debe analizar la operación de la planta, el grado de automatización, el clima de la mano de obra para el proyecto que se está manejando. Para la mayor parte de las plantas de procesamiento de hidrocarburos, cada sala de control debe de tener por lo menos un operario sin deberes externos. Para las salas de control muy grandes, puede necesitarse más de un operario. El número de operarios para el exterior dependerá de la posición del equipo y del número de niveles de operación que tengan las bombas, las válvulas o cualquier otro equipo que necesite atención. En los lugares remotos, los operarios deben de trabajar solos. Una alternativa no tan buena es contar con un segundo operario "compañero" podría ser un circuito cerrado de TV en la sala de control, o bien, un buen sistema de comunicación hablada que permita a una segunda persona asegurarse que el operario lejano se encuentra bien. En otras unidades, como las calderas y las unidades de tratamiento del agua, tienden a ser controladas por su propio operario, incluso si la cantidad de equipo no lo justifica. Deben considerarse el personal de laboratorio, los operarios de las flotas de carga, los guardias y los operarios del turno de día. Cuando se ha estimado el número de operarios por turno, multiplíquese el número por cinco para obtener el personal de

operación que cubra todos los turnos. Con esto se toman en los días de descanso, algo de la capacitación y las licencias por enfermedad. Debe estimarse el precio por persona para el lugar del proyecto. Deben sumarse los beneficios marginales, los impuestos y otros gastos generales.

Cuando el ingeniero haya tomado la decisión acerca del número de operarios y estimado su costo, resulta inteligente consultar a un viejo obrero que haya trabajado turnos en una planta semejante para revisar el número de operarios y otras hipótesis.

Mano de obra y materiales de mantenimiento

La mano de obra de mantenimiento suele estimarse como un porcentaje del costo de capital del proyecto, o bien, como un porcentaje de los materiales de mantenimiento, los cuales, a su vez, se estiman como un porcentaje del costo del proyecto. Para muchos proyectos petroquímicos y de refinerías, los materiales de mantenimiento se pueden estimar como al 2%-3% del costo actual del proyecto. La razón de la mano de obra a los materiales es alrededor de 50-50. Si se cuenta con ellos, las razones exactas para el tipo de proyecto que se está estimando deben de obtenerse a partir de datos históricos. Obténganse porcentajes relativamente actuales para los materiales y la mano de obra, porque los números cambian con las condiciones económicas y la curva de aprendizaje en la planta. Una planta más vieja, con todas sus fallas resueltas, suele requerir menos mantenimiento que una nueva. En la referencia 2 se presentan datos sobre el costo de mantenimiento como un porcentaje del costo actual de los reemplazos, un porcentaje del costo original y como un porcentaje del valor depreciado, para muchas compañías químicas, de refinación y otras.

Abastecimientos y gastos

En esta cuenta se cubre todo, desde los productos químicos y catalizadores hasta los clips para papel. Los abastecimientos para seguridad, la ropa protectora y las herramientas por lo general pueden estimarse si se conoce el número de operarios. Cuando se han estimado todos los conceptos, debe de sumarse un margen para las cosas imprevistas.

Supervisión

Todos los empleados asalariados que trabajan de manera directa con la operación de la planta deben de incluirse en la estimación de los costos de supervisión. La secretaria del gerente de planta y otro personal de apoyo a la supervisión a veces se incluyen como esta última, aun cuando no sean asalariados ni están en una posición de supervisión directa. Lo principal es asegurarse que se incluyen los costos de todos los empleados en alguna categoría, pero no duplicarse en alguna otra categoría.

Gastos administrativos

La asignación de los gastos de la oficina matriz se presenta en esta categoría. Se ha argumentado que los gastos de la oficina matriz no aumentan con la adición de una planta o unidad nuevas. Sin embargo, para cada estudio, se debe de hacer una asignación completa de los gastos generales de la oficina matriz, ya que las unidades viejas se están desfasando o perdiendo rentabilidad. Las unidades nuevas deben cargar con su cuota. Además, como se analiza enseguida, en la sección sobre "Conceptos económicos", cada nueva unidad debe sostenerse por sí misma y contribuir a la rentabilidad global de la compañía. El costo de los empleados a destajo, los contadores de la planta, los representantes del personal de la planta, el personal del departamento de transportes de la planta, etc., deben estimarse e incluirse aquí.

Servicios generales

El costo de los servicios generales es uno de los más significativos; sin embargo, quehaceres difíciles se encontraron en la estimación de los costos de operación. Como se analizó con anterioridad, debe estimarse, con tanta exactitud como sea posible, la cantidad de servicios generales requeridos tanto por el área de proceso como por la de instalaciones adicionales. Si los servicios generales se generan en el proyecto, deben incluirse esos servicios que se requieren para operar el área de servicios generales. Cualquier aumento en el proyecto requiere que se vuelvan a estimar los servicios generales consumidos en el área correspondiente. Esto puede dar por resultado un cálculo por tanteos para obtener el costo total de los servicios generales.

El costo del combustible para generar vapor y electricidad por lo común es uno de los servicios generales más importante. Debe determinarse la eficiencia del combustible para el servicio general terminado. En muchas circunstancias, la selección del combustible puede convertirse en un estudio importante. Deben considerarse la disponibilidad y el precio futuros.

En muchos lugares, el costo del agua también puede ser apreciable. Deben estimarse el costo del agua sin procesar, como también el costo cotidiano del acopio, el transporte, la sedimentación, el tratamiento y la desmineralización. No se olviden los costos del tratamiento del agua potable, la que se usará contra incendios, la del proceso, la de servicio general y la de la torre de enfriamiento. El costo de cada tratamiento debe estimarse e incluirse.

Si los servicios generales se suministran al nuevo proyecto de alguna otra fuente, deben determinarse el costo y la cantidad. Si se compra de una segunda parte, el costo se determinará por contrato y se puede estimar mediante análisis con el vendedor. Si los servicios generales se transfieren de una fuente afiliada, el costo debe incluir una utilidad para la entidad alimentadora. Algunos de quienes hacen estimaciones aplican una ganancia inferior en las plantas de servicios generales que en una unidad nueva de procesamiento de hidrocarburos, ya que el servicio general puede ser usado por una planta alterna,

si la nueva para por alguna razón. Sin embargo, en el análisis preferido se admite un precio suficientemente elevado de transferencia del servicio general para proporcionar la misma ganancia en los servicios generales como la unidad nueva que se está estudiando. Esto puede requerir un procedimiento por tanteos, en especial si los servicios generales constituyen una parte significativa del precio de venta del producto.

Costos de la disposición de desechos

Con frecuencia, los datos históricos sobre los costos de disposición son inadecuados para la estimación de los costos de operación de una unidad nueva, ya que las leyes ambientales han cambiado en forma extensa. En las primeras etapas de planeación de una planta, pueden no definirse muchas de las impurezas que existen en pequeñas cantidades, en especial para una unidad primera de una clase. Se deben de hacer todo tipo de esfuerzos para definir los productos de desecho y sus composiciones. Deben estimarse los costos de operación para la disposición final de toda corriente de desechos. Si no se sabe lo suficiente, entonces se debe incluir un margen para los costos del método de disposición más caro.

Los costos de disposición de las aguas residuales dependen del área y, por supuesto, de la calidad de esas aguas. En una planta, las aguas residuales se vendieron a una compañía petrolera para la recuperación secundaria del petróleo. Sin embargo, el costo del tratamiento y la filtración de las aguas residuales sobrepasaron con mucho los ingresos provenientes de la compañía petrolera.

Los costos de operación para la disposición de corrientes de desechos gaseosos pueden ser significativos. Por lo común, la incineración, con o sin catalizador, requiere combustible adicional. Un balance de calor proporciona la cantidad. Si debe extraerse el azufre, antes de liberar el gas de desecho, deben incluirse todos los costos de operación asociados con su extracción y recuperación.

La disposición de los desechos sólidos ha estado a la vista del público y seguirá siendo un problema político, emocional y técnico. Debido a la atención, los problemas de disposición de los desechos sólidos debe resolverse con un martillo, aun cuando se pudiera hacer el trabajo con un martillo para clavar tachuelas. Hay que asegurarse de que se incluye dinero suficiente para la operación, de modo que la disposición final de los sólidos sea satisfactoria durante todo el tiempo.

Impuestos locales y seguro

Deben de obtenerse los costos actuales para los impuestos y el seguro correspondientes al sitio propuesto para el proyecto.

Estimación de los costos de operación a partir de plantas semejantes

Si se cuenta con los costos totales de operación en plantas semejantes, se puede hacer una estimación razonable para el

proyecto. Entre más se asemejen las plantas, más exacto método.

Se han desarrollado varias reglas empíricas para estimar los costos de operación. Por ejemplo, Grumer (referencia 3) sugiere que los costos de las materias primas se pueden estimar como un porcentaje del precio de venta del producto terminado. Se han hecho correlaciones que indican que los costos de operación se pueden relacionar con las lb de producto. Es decir, los costos de operación son iguales a una constante multiplicada por centavos/lb de producto terminado. Lo que esto sólo funcionará cuando se puede aplicar la misma planta para obtener el costo reciente en una planta semejante.

Costos escondidos de operación

Un proyecto tiene su participación de costos escondidos de operación; aquellos conceptos que no se pueden prever y que. Como un ejemplo, el catalizador en un proceso de hidrogeno, primero de una clase, no funcionó en la planta. Los datos de investigación indicaban que debía ser. Esto es, todas las facetas de los costos de operación fueran más elevadas que las estimaciones. Sin embargo, después que se resolvieron las fallas, el costo del catalizador estaba cerca de cero y el resto de los costos de operación eran por debajo de las proyecciones originales. En otro caso, rastros inesperados de impurezas en el producto causaron costos adicionales para volver a procesar y, por último, los servicios generales debido al fraccionamiento adicional. Además, los operarios pueden incrementar o disminuir los costos de operación, dependiendo de su capacidad y actitud.

Para compensar algunos de los costos inesperados, debe de sumarse un margen de 10%–20% para contingencias a los costos de operación.

Ajuste de los costos de operación en relación con el lugar

Cada lugar tiene ventajas y desventajas que afectan los costos de operación. Deben reunirse datos referentes al sitio propuesto y usarse con el fin de ajustar los datos históricos para obtener una estimación apropiada. Se pueden determinar costos como el del transporte, la mano de obra y los servicios generales comprados. Sin embargo, conceptos como la productividad de la mano de obra de operación, las costumbres locales, el tiempo y las actitudes locales de administración sólo se pueden estimar.

El objetivo principal de quien hace la estimación debe de ser incluir todos los costos conocidos y mantener el margen para contingencias, por los conceptos desconocidos e inesperados, en un nivel razonable.

Referencias

1. Perry, R. H. y Chilton, C. H., *Chemical Engineers' Handbook*, quinta edición, McGraw-Hill, Inc., Nueva York, sección 25, págs. 26–28.
2. Anónimo, "Maintenance Spending Levels Off", *Chemical Week*, 6 de julio de 1983, pág. 25.
3. Grumer, E. L., "Selling Price vs. Raw Material Cost", *Chemical Engineering*, 24 de abril de 1967, págs. 12–14.
4. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co., 1984.

Costos económicos

Una meta de todas las evaluaciones económicas debe de ser que todos los proyectos no rentables. Se eliminarán algunos proyectos que se encuentren en el límite, y quizá unos buenos, junto con los malos. Sin embargo, es mucho más fácil rechazar varios proyectos buenos que construir uno en el futuro.

Una compañía debe de desarrollar una forma estándar para evaluar los costos económicos, de modo que "haya un lugar para cada cosa que se encuentre en su lugar". Cuando la gerencia se fija con la forma, resulta más fácil evaluar los proyectos entre varios, con base en sus méritos en lugar de hacerlos en la presentación.

Componentes de un estudio económico

Una gran parte de los estudios económicos para una planta de procesamiento tendrán que desarrollar los conceptos de ingresos, gastos, impuestos y utilidades. Estos se analizan en las secciones siguientes.

Ingresos. Deben estimarse el precio de venta para el producto principal y la cantidad que debe venderse cada año. Si el producto es nuevo, éste puede ser un estudio importante. En todo caso, se necesita información proveniente de los departamentos de ventas, transporte, investigación y de cualquier otro departamento o individuo que puedan aumentar la exactitud de los datos acerca de ingresos. Los costos de operación pueden estar erróneos en un 20%, sin resultados graves, pero un error del 20% en el volumen o el precio de ventas tendrá un impacto mucho más grande. Además, los costos de operación se encuentran en su mayor parte dentro del control del que opera, en tanto que el precio y el volumen de ventas pueden recibir la influencia de circunstancias que se encuentran por completo más allá del control de la compañía.

Dependiendo del producto y de la disposición de las ventas, el cálculo de los ingresos pueden llevar desde unas cuantas horas-hombres hasta muchos meses-hombres de esfuerzo. Por ejemplo, la determinación del precio para un combustible sintético proveniente del carbón mineral se puede hacer en un

tiempo muy corto, con base en el costo del servicio. Sin embargo, si el precio está ligado al precio del gas natural o del petróleo, la tarea se vuelve muy difícil, si no es que imposible. Por otra parte, la determinación del crecimiento de las ventas y del precio de venta para un producto nuevo requiere mucho análisis, especulación, investigación del mercado y suerte, pero se pueden hacer proyecciones.

La mayor parte de las proyecciones de ingresos deben de estar sobre una base de apoyo neta en la planta, habiéndose deducido todo el transporte, los gastos de ventas, etcétera. Esto facilita la evaluación posterior del rendimiento de la planta.

Costos de operación. Los costos de operación, como se desarrollaron en la sección anterior, se pueden presentar como un concepto de un solo renglón en la forma de conceptos económicos o dividirse en varios conceptos.

Amortización. Los conceptos de gastos incurridos antes del arranque se pueden acumular y amortizar durante los primeros cinco o diez años de operaciones de la planta. Las leyes relativas a los impuestos y la política corporativa sobre cuál utilidad mostrar pueden influir en el número de años para la amortización.

Se pueden amortizar conceptos como gastos de organización, gastos desahucados previos al arranque y los intereses durante la construcción, no capitalizados. Durante las operaciones de la planta, éstos se tratarán como un gasto, pero será un desembolso no en efectivo similar a la depreciación, la cual se analiza más adelante.

Costos de arrendamiento del terreno. Si existen pagos anuales por el uso de la tierra, este concepto de gastos a menudo se mantiene separado de otros costos de operación, ya que no es afectado por la inflación a la misma tasa que los demás costos. Si el terreno se compra, no se puede depreciar para fines de impuestos.

Interés. El interés para cada año debe calcularse para el tipo de préstamo esperado. La tasa de interés se puede obtener de la sección de finanzas de la compañía, de la historia reciente relativa a los préstamos o de la literatura. El *Wall Street Journal* publica las tasas semanales de interés para varias cantidades adeudadas. Es probable que la tasa de interés de la compañía sea la preferencial de los bancos, o ligeramente más alta.

El cálculo del interés se suele basar en el monto principal del préstamo. Por ejemplo, se esperan pagos semestrales, el monto del interés (I) del primer año serían:

$$I = \left(\frac{i}{2}\right)p + \left(\frac{i}{2}\right)(P - PP) \quad (1)$$

en donde i = Tasa anual de interés

P = Monto original del principal

PP = Primer pago del principal

La ecuación para cualquier pago anual sería:

$$I_y = \sum_{n=1}^{n=N} \left(\frac{i}{N}\right) (P_{y,n-1} - PP_{y,n-1})$$

en donde I_y = Interés para cualquier año

$P_{y,n-1}$ = Balance del principal o del préstamo durante el periodo previo

n = Periodo para el pago del préstamo

N = Número total de pagos esperados cada año

y = Año durante la vida del préstamo

$PP_{y,n-1}$ = Pago del principal hecho al final del periodo previo

Pagos de deudas. El método para hacer los pagos del principal y de los intereses se determina por los términos del acuerdo del préstamo.

Los préstamos se pueden programar para reembolsarse a una cantidad fija cada periodo, incluyendo el principal y el interés. Esto es semejante a la mayor parte de los pagos de hipotecas de casas. El tamaño de los pagos de nivel se pueden calcular usando la fórmula:

$$I + PP = P \frac{\left(\frac{i}{n}\right) \left(1 + \frac{i}{n}\right)^{n \times y}}{\left[\left(1 + \frac{i}{n}\right)^{n \times y} - 1\right]} \quad (3)$$

En este tipo de préstamo, el pago del principal es diferente en cada periodo, de modo que en el cálculo del interés, usando la ecuación 2, se debe tomar en cuenta el pago variable del principal. Aun cuando tanto el interés como el principal se paguen juntos, deben mantenerse separados. El interés es un concepto de gastos para los impuestos federales sobre la renta, en tanto que los pagos del principal no lo son.

De modo alternativo, se puede programar el reembolso de la deuda con pagos uniformes del principal y haciendo variar los pagos totales cada periodo. El pago del principal se puede calcular por medio de la fórmula:

$$PP_{y,n-1} = PP = \frac{P}{n \times y} \quad (4)$$

En algunos préstamos se concede un periodo de gracia para los primeros seis o doce meses de operación, en donde no se venzan pagos del principal. Los conceptos económicos deben reflejar este hecho.

Depreciación. Éste es un costo no en efectivo que acumula dinero para reconstruir las instalaciones después de que se ter-

a vida del proyecto. Suelen haber dos tasas de depreciación. Una es la depreciación en los libros de la compañía, la que refleja la vida esperada en operación del proyecto. La otra es la depreciación para los impuestos, la cual suele ser la tasa permitida por las leyes sobre impuestos. Para estar en el proyecto, la depreciación para los impuestos ahora se debe usar "Sistema de recuperación acelerada del costo de capital" (ACRS, *Accelerated Capital Cost Recovery System*).

Los conceptos económicos se pueden mostrar usando cualquiera de las dos tasas de depreciación. Si se usa la depreciación en los libros, se debe usar un renglón para el impuesto sobre la renta diferido. Éste es un concepto de efectivo disponible que se hace negativo cuando la depreciación para los impuestos se vuelve menor que la de los libros. Al final de la vida de los libros, el impuesto sobre la renta diferido acumulado debe ser cero.

En la tabla 1, se muestra la depreciación ACRS para los costos admisibles de 1984. La mayor parte de las plantas nuevas tienen una vida para los impuestos de cinco años.

Impuesto federal sobre la renta. El cálculo del impuesto federal sobre la renta depende de las leyes actuales sobre impuestos. Los impuestos estatales sobre la renta a menudo se incluyen en este renglón, ya que muchos son directamente proporcionales a los impuestos federales.

Las leyes federales sobre impuestos son complicadas y cambiantes. Para la mayor parte de los estudios de factibilidad, se recomienda la obtención de la asesoría de un experto en impuestos. Si no se cuenta con asesoría actual sobre impuestos, cada año se publican muchos manuales sobre impuestos, que se pueden comprar o pedir prestados en una biblioteca.

Las leyes actuales sobre impuestos permiten deducciones de ingresos por gastos de ventas, costos de operación, depreciaciones, costos de arrendamiento, pagos de intereses, amortización y disminución del capital.

Tabla 1
Programa ACRS en % por año de una planta que se deprecia

	Años para la recuperación			
	3	5	10	15
1	25	15	8	5
2	38	22	14	10
3	37	21	12	9
4		21	10	8
5		21	10	7
6			10	7
7			9	6
8			9	6
9			9	6
10			9	6
15				6

El ingreso neto, antes del impuesto federal sobre la renta (FIT, *federal income tax*) se calcula al restar todas las deducciones de los ingresos brutos. Si existe una pérdida neta para cualquier año, se puede llevar hacia adelante y deducirse el año siguiente del ingreso neto, antes del FIT. Si no toda la pérdida llevada hacia adelante se puede usar en el año siguiente, se puede llevar hacia adelante durante un total de siete años.

A veces, las leyes sobre impuestos permiten un crédito del 10% en el impuesto, por inversiones, para ciertas instalaciones que satisfacen ciertos requisitos. De este modo, se puede restar el 10% de la inversión que satisface los requisitos establecidos del primer 85% del FIT que debe pagarse. Si los impuestos pagados en el primer año no son suficientes para cubrir el crédito en el impuesto por inversiones, a veces se puede llevar hacia adelante durante varios años.

Los depósitos naturales agotables y la madera de construcción podrían ser aceptados para una tolerancia de disminución del capital respecto al costo. Cada año, la disminución del capital es igual a la base de los bienes, multiplicada por el número de unidades vendidas ese año y dividida entre el número de unidades recuperables en el depósito al principio del año. La base es el costo de los bienes, exclusivo de la inversión que se puede depreciar, menos la disminución tomada en los años anteriores.

A veces se autorizan la explotación de minas y algunas operaciones de petróleo y gas para una tolerancia alterna de disminución del capital calculada a partir de un porcentaje de las ventas brutas. Debe de consultarse un manual actual sobre impuestos para obtener el porcentaje de tolerancia de disminución del capital para el mineral que se está estudiando.

Para la mayor parte de los minerales el porcentaje de disminución del capital se limita a un porcentaje del ingreso que causa impuestos proveniente de los bienes que reciben la tolerancia de disminución. Para ciertos productores de petróleo y gas, el porcentaje de disminución del capital se puede limitar a un porcentaje del ingreso neto del causante proveniente de todas las fuentes.

El procedimiento para un estudio de factibilidad es calcular las tolerancias de disminución del capital tanto respecto al costo como en porcentaje y, entonces, elegir la más grande. Recuerdese, cualquiera de los dos tipos reduce la base. Sin embargo, el porcentaje de disminución deducido respecto de la base llega hasta cero.

Los impuestos causados por el efectivo se calculan al multiplicar el ingreso neto que aparece en los libros, antes de aplicar el impuesto, multiplicado por la tasa de este último y, a continuación, haciendo el ajuste por los impuestos diferidos y los créditos al impuesto, si los hay.

Forma para conceptos económicos

Como se dijo al principio de este capítulo, resulta conveniente establecer una forma para informar de los conceptos económicos. En la tabla 2 se muestra una forma de ese tipo. Al

seguir esta forma, se puede ver el procedimiento para calcular todos los conceptos económicos.

Como se puede ver en la tabla 2, todos los ingresos, menos los gastos asociados con las ventas, se suman en el renglón 17. Todos los gastos, incluyendo los que no sean en efectivo, como la depreciación, la amortización y la disminución del capital se suman en el renglón 30. La utilidad neta, antes de impuestos, renglón 32, se obtiene al restar el renglón 30 del 17 y haciendo cualquier ajuste por inventario que se requiera. El renglón 34 es el de impuestos en efectivo que se van a pagar, a menos que se compensen por los créditos al impuesto por inversiones o energía del renglón 36. En el renglón 35 se muestra el impuesto sobre la renta diferido. El impuesto diferido disminuye la utilidad neta respecto del impuesto, en los primeros años, y la aumenta respecto del impuesto, en los años posteriores. El impacto sobre el flujo de caja es sólo al revés, como se analiza más adelante. El renglón 37, utilidad después de aplicar el impuesto, se obtiene como sigue:

Renglón 32 (utilidad antes de aplicar el impuesto)
 -Renglón 34 (impuesto sobre la renta)
 -Renglón 35 (impuesto diferido)
 +Renglón 36 (créditos al impuesto)
 =Renglón 37 (utilidad después de aplicar el impuesto)

El renglón 33, pérdida llevada hacia adelante, se resta del renglón 32, antes de calcular el impuesto sobre la renta.

El flujo de caja, renglón 39, se calcula como sigue:

Renglón 37 (utilidad antes de aplicar el impuesto)
 +Renglón 35 (impuesto diferido)
 +Renglón 29 (disminución del capital)
 +Renglón 28 (amortización)
 +Renglón 27 (depreciación)
 -Renglón 38 (pagos del principal)
 =Renglón 39 (flujo de caja)

Si uno de los renglones es negativo, como el impuesto diferido, se usa el signo apropiado para obtener la respuesta correcta. También se hace cualquier ajuste requerido al inventario.

Análisis económico

Una vez calculado el flujo de caja, se pueden aplicar varios criterios para determinar lo deseable del proyecto. A menudo se usan los años para pago (reembolso). Esto se obtiene al sumar el flujo de caja cada año, desde el primer año de construcción, hasta que la suma de los flujos de caja negativos y positivos llega a cero. El pago suele informarse en años, hasta el décimo más cercano; es decir, 5.6 años.

Cada compañía tiene su periodo de corte para el pago, dependiendo de la economía, la posición de la propia compañía, los proyectos alternos, etcétera. Una compañía usó, durante años, un periodo máximo para el pago de cinco años. Como las condiciones cambiaron, éste se redujo a tres años y, después

Tabla 2
Ejemplo de cálculos económicos

Periodos/año = 1			
Años fiscales		1992	1993
12	Ingresos por ventas	239 093	248 657
13	Ingresos por subproductos	17 031	17 713
14	Publicidad y marketing	(1 638)	(1 703)
15	Embarque y fletes	(1 310)	(1 363)
16	Otros gastos de ventas	(983)	(1 022)
17	Ingreso de las ventas	<u>252 194</u>	<u>262 282</u>
18	Costo de la materia prima	76 075	78 738
19	Mano de obra de operación	26 508	27 701
20	Mano de obra de mantenimiento	23 984	25 063
21	Material de mantenimiento	37 869	39 573
22	Servicios generales	25 246	26 382
23	Administración y generales	9 467	9 893
24	Gastos que no cambian	5 000	5 000
25	Gastos temporales	0	0
26	Interés	7 614	7 188
27	Depreciación	5 500	5 500
28	Amortización	3 639	2 139
29	Disminución del capital	12 621	19 541
30	Costo total	<u>233 524</u>	<u>246 719</u>
31	Ajuste del inventario	0	0
32	Utilidad antes de aplicar impuestos	18 671	15 563
33	Pérdida llevada hacia adelante	12 621	4 031
34	Impuesto sobre la renta	0	7 835
35	Impuesto diferido	2 783	(2 530)
36	Créditos al impuesto	0	7 835
37	Utilidad después de aplicar el impuesto	15 888	18 093
38	Pagos al principal	4 105	4 531
39	Flujo de caja	<u>36 325</u>	<u>38 212</u>

a un año. Fue difícil hallar proyectos con pago a un año, después de aplicar impuestos.

Algunas compañías sienten que deben de ganar interés sobre su capital de redención, como también obtener un pago. Para calcular esto, se descuentan los flujos de caja hacia atrás hasta el año 0, usando alguna tasa arbitraria de interés (descuento), entonces se suman cada año de la operación los flujos positivos de caja descontados hasta que igualan la suma de los flujos negativos de caja descontados. Este criterio también funciona, pero debe mantener la coherencia de un proyecto con otro. Tanto la tasa de descuento (interés) como el pago se vuelven variables que deben fijarse y quizá cambiarse de cuando en cuando, dependiendo de las condiciones económicas en el interior y el exterior de la compañía.

Se puede usar como criterio un rendimiento simple sobre el capital de redención. Los reguladores requieren las utilidades para fijar sus tasas con el fin de obtener cierta tasa de rendimiento. Éste suele ser constante por años y de proyecto a proyecto, de modo que la gerencia debe elegir entre los proyectos con base en algo diferente a la utilidad.

En los proyectos de libre empresa, el rendimiento sobre el capital de redención es probable que varíe de año a año, de modo que tendría que usarse un promedio. Sin embargo, en e

de un promedio se consideraría que el rendimiento en los años es tan valioso como el ingreso en el primer año de producción, lo cual no es cierto.

La mejor manera de evaluar los proyectos de libre empresa es usar la tasa de rendimiento del flujo de caja descontado (F, *discounted cash flow*), conocido a veces como tasa interna de rendimiento.

Este cálculo se puede expresar como sigue:

$$CF = \sum_{y=1}^{y=N} \frac{CF_y}{(1+i)^y} = 0$$

donde SDCF = Suma de los flujos de caja descontados de la equidad

CF_y = Flujo de caja, tanto negativo como positivo, para cada año y

i = Tasa de descuento en %/100 que conduce a que la suma sea cero

N = Número total de años

lo que en este cálculo se aplican tanteos para hallar una tasa de descuento a la cual todos los flujos de caja descontados, positivos y negativos, sean iguales, puede ser tedioso sin una computadora. En la tabla 3 se demuestra este cálculo para un ejemplo sencillo de flujos de caja. La tasa de rendimiento i conduce a un solo número que refleja el valor en el tiempo del dinero. Sin duda, éste es uno de los criterios que deben aplicarse para medir los proyectos.

Análisis de sensibilidad

Una vez que se ha completado el análisis económico, debe analizarse el proyecto en relación con los impactos esperados, así como inesperados, sobre los conceptos económicos. Suele hacerse mediante un conjunto de cálculos de "¿qué pasa si...?" que prueban la sensibilidad del proyecto a las variaciones equivocadas y el medio ambiente económico cambiante. Como mínimo, la tasa de rendimiento DCF debe calcularse para variaciones de $\pm 10\%$ en el capital, los gastos de operación y el volumen y precio de las ventas. Debe de estudiarse el impacto de la pérdida de los créditos impuestos, la pérdida llevada hacia adelante y otros beneficios relacionados con los impuestos. También deben de estudiarse cosas como los problemas en el arranque que incrementan los costos de operación en el primer año y reducen la

Tabla 3
Cálculos del flujo de caja descontado

Tasa de descuento (%)	Flujos de caja descontados			
	0	20	30	25.9
Año				
1	-20	-17	-15	-16
2	-20	-14	-12	-12
3	-10	-6	-5	-5
4	10	5	3	4
5	15	6	4	4
6	20	7	4	5
7	25	7	4	5
8	30	7	4	5
9	40	8	4	5
10	50	8	4	5
Totales	+140	+11	-5	00

producción. Con un buen programa de conceptos económicos para computadora, como se describió con anterioridad, todos estos análisis de sensibilidad se pueden hacer en una tarde.

En las referencias se pueden hallar lecturas adicionales sobre conceptos económicos.

Referencias

1. Perry, R. H. y Chilton, C. H., *Chemical Engineers Handbook*, quinta edición, McGraw-Hill, Inc., Nueva York, sección 25, pág. 3.
2. Constantinescu, S., "Payback Formula Accounts for Inflation", *Chemical Engineering*, 13 de diciembre de 1982, pág. 109.
3. Horwitz, B. A., "How Does Construction Time Affect Return?", *Chemical Engineering*, 21 de septiembre de 1981, pág. 158.
4. Kasner, E., "Breakeven Analysis Evaluates Investment Alternatives", *Chemical Engineering*, 26 de febrero de 1979, págs. 117-118.
5. Cason, R. L., "Go Broke While Showing A Profit", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1975, págs. 179-190.
6. Reul, R. I., "Which Investment Appraisal Technique Should You Use", *Chemical Engineering*, 22 de abril de 1968, págs. 212-218.
7. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co., 1984.

Financiamiento

La mayor parte de los estudios de factibilidad comprenden el costo y capital de redención. En la sección sobre "Conceptos económicos", se supuso que había una deuda y un interés por pagar. El monto de la deuda, o la razón de la deuda con capital de redención, varía con amplitud de una compañía a otra. En

algunas compañías se supone un capital de redención del 100% y requieren que el proyecto satisfaga sus criterios establecidos sobre la inversión completa. En este caso, todas las cantidades adeudadas se considera que están al nivel corporativo, lo cual entonces proporciona el 100% de los fondos a cada proyecto. En

otras compañías, en particular las de servicio público, la deuda al nivel del proyecto puede ser tan elevada como del 75% o más.

Algunos proyectos relacionados con la energía y de otro tipo, que obtienen garantías de préstamos del gobierno, verdaderamente podrían tratar el capital de redención como su inversión total en el proyecto.

Deuda

Los bancos no están en el negocio para tomar riesgos. Rentan dinero y hacen todo lo que pueden para garantizar la recuperación de su principal así como del interés. Se han creado elaborados sistemas de calificación para medir la capacidad de cada compañía para reembolsar sus préstamos. Uno de los criterios es la razón de la deuda con el capital de redención. Entre más elevada sea la deuda mayor es el riesgo en un préstamo y mayor la tasa de interés.

En algunos proyectos se obtienen financiamiento para los mismos. Es decir, la compañía principal no se vuelve confiable para el préstamo. Algunos se han basado en contratos espaldas con espaldas para la construcción, las materias y las ventas. Éstos suelen tener el respaldo de una gran compañía fiadora con reputación de pagar sus deudas. En algunos proyectos se han obtenido financiamiento para los mismos basados en garantías federales de préstamo. Los grandes proyectos de gas natural se han financiado con base en certificados de la FPC (*Federal Power Commission*, Comisión Federal de la Energía) o de la FERC (*Federal Energy Resources Commission*, Comisión Federal de Recursos Energéticos), contratos de compra del gas y contratos aceptables de construcción. Este paquete garantiza en esencia el reembolso de toda la deuda.

Al tratar de financiar grandes proyectos de combustible sintético con base en procesos primeros en su clase en E. U., en una época de elevada inflación, la cuestión de garantizar la terminación del proyecto fue revivida por los bancos. Los certificados de la FERC no garantizan el reembolso del préstamo hasta después de que el proyecto está en operación. Los bancos percibieron un riesgo de que el costo se fuera tan alto que las compañías fiadoras no pudieran o no quisieran proporcionar los fondos necesarios para terminar el proyecto. Sin duda, la ingeniería y el contratista de la construcción no podían brindar una garantía de terminación a través de un precio de suma alzada. Los préstamos garantizados por el gobierno resolvieron éste y otros problemas de riesgo en unos cuantos de estos proyectos de combustible sintético.

En la referencia 1 se puede encontrar una lectura adicional sobre el financiamiento de proyectos.

Costo del dinero

El dinero usado en un proyecto debe ser reembolsado por el proyecto, con el interés, sea que provenga de una deuda o de una equidad. Las oscilaciones recientes en el costo del dinero han llevado a la atención de todos la complejidad de fijar tasa

de rendimiento y de interés para los estudios de factibilidad. Si un proyecto está listo para ser construido y los préstamos han negociado, la tasa de interés se puede determinar con exactitud. El establecimiento de la tasa de interés para un estudio de factibilidad en un proyecto que no se construirá en un plazo de uno o más años en el futuro es difícil y se convierte en una decisión política que debe de ser fijada por la gerencia. La gerencia debe de usar la misma tasa en todos los estudios para que el criterio sea el mismo.

Prestamistas: su perspectiva y papel

El prestamista tiene una obligación con sus depositarios para ver que todos los préstamos se recuperen. Para satisfacer esta obligación, a veces los prestamistas intervienen de manera íntima en la operación de la compañía, si sienten que el riesgo de una mala deuda es demasiado grande. No obstante, pueden ser muy útiles para una compañía en la evaluación de los estudios de factibilidad, al introducir una visión externa. Se debe de utilizar su experiencia.

Financiamiento de capital de redención

El financiamiento de capital de redención proviene en un 100% de los propietarios. Están en el negocio para asumir riesgos, pero deben efectuar un reembolso más elevado para ajustar este riesgo más alto. Se abren varios caminos para obtener fondos de capital de redención. Puede venderse un activo, pueden venderse acciones comunes o preferenciales, o bien, pueden acumularse ganancias retenidas. Cualquiera que sea la fuente, la gerencia debe asegurarse de que el proyecto sea factible, que se pagará la deuda y que se obtendrá una utilidad.

Arrendamiento

Las condiciones relativas a los impuestos y las económicas pueden hacer del arrendamiento un método factible para financiar instalaciones de procesamiento de hidrocarburos. La compañía operadora toma en renta la planta de un inversionista.

El análisis acerca de comprar o tomar en renta se debe hacer con mucho cuidado. Deben estudiarse la hipótesis de riesgo, el impacto sobre el balance, las consecuencias relativas a los impuestos, etcétera.

Davis (referencia 2) da una lista de algunas de las razones para tomar en renta, así como de algunos de los peligros latentes.

Fuente

1. Castle, G. R., "A Banker's Approach to Project Financing," *Hydrocarbon Processing*, marzo de 1978, págs. 90-98.
2. Davis, J. C., "Rent-A-Plant Plans Spread to the Chemical Industry," *Chemical Engineering*, 15 de septiembre de 1975, págs. 78-82.
3. Branan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co., 1984.

7

Infirmitud

CONFIABILIDAD

El ingeniero de proceso no encuentra un volumen grande de material escrito sobre la confiabilidad de la planta en general. La confiabilidad es la inquietud de varios grupos de personas:

- Los diseñadores originales
- El personal de operación
- El departamento de mantenimiento
- El personal de servicio técnico

En este análisis, se tiene interés en el diseño original de la planta respecto a la confiabilidad. En el excelente libro de Norman Lieberman,¹ el autor se lamenta de que el mortal arte del diseño de procesos nació del discernimiento impartido en el campo. Se debe tener cuidado en que los métodos estándar computarizados de diseño no produzcan plantas no confiables "cortadoras de galletas".

El mejor momento, y el más eficaz, para dar la confiabilidad está en el diseño inicial. La importancia del diseño inicial se ilustra mediante un estudio² emprendido por Sohio en su refinería de Toledo. El primer hallazgo importante del estudio que se lista fue como sigue:

1. "Un porcentaje desproporcionadamente elevado (39%) de todos los problemas que produjeron fallas, encontrados durante los 11 años de vida de los procesos, se revelaron durante el primer año de operación. Se siente que este elevado índice de fallas durante el inicio de la vida de una unidad nueva es característico de la mayor parte de los procesos complejos. Desde el punto de vista del control de la confiabilidad, estas fallas tempranas podrían prevenirse potencialmente mediante mejoras en el diseño, selección del equipo, construcción y capacitación pronta de los operarios."

Ya que el ingeniero de proceso desempeña un papel importante en el diseño inicial, ¿cuáles son algunas de las cosas que podría hacer para ayudar a garantizar la confiabilidad?

1. Compréndanse las operaciones existentes de unidades de proceso similares, antes de aventurarse en un nuevo diseño.¹ Lieberman ofrece las siguientes maneras para familiarizarse con un proceso existente:
 - Inspeccionar el equipo en el campo
 - Hablar con los operarios
 - Examinar los datos de operación
 - "Hormiguitar" por las torres durante los cambios
2. Inclúyanse ingenieros de servicio técnico (diseño) en las inspecciones de los cambios.³

¿Se ve familiar? Esta sugerencia es el título de un artículo pero también es la última sugerencia listada por Lieberman.¹ Los encabezados en el artículo son:

- ¿Por qué y cuándo los ingenieros de proceso deben inspeccionar el equipo?
- ¿Qué ideas debe de tomar un ingeniero de proceso para inspeccionar el equipo?
- ¿Qué debe de buscar el ingeniero de proceso?
- ¿Qué deben de hacer los ingenieros de proceso con los datos de la inspección?

3. Refléjese la naturaleza única de cada aplicación del proceso.¹ Lieberman ofrece cosas típicas que un diseño de éxito de un proceso debe considerar:

- Clima local
- Procesos asociados
- Variabilidades de los materiales de alimentación
- Carácter de los operarios de la unidad
- Restricciones ambientales
- Balances de calor y de materiales

4. Defínanse los requisitos.⁴

Kerridge ha publicado un artículo excelente acerca de la interfaz entre la compañía operadora y el contratista para definir todos los requisitos de una manera tallada, completa y estandarizada. Esto incluye "¿quién es el responsable?" para cada cosa que debe entregarse. La compañía operadora y el contratista deben trabajar como un equipo. Un ejemplo de un área que es necesario revisar a menudo con el contratista es la provisión de sistemas secundarios como paquetes, quizá provenientes de una tercera parte. Esos sistemas se pueden convertir con facilidad en huérfanos. Este problema se analiza en la sección "Definición del proceso" del capítulo 16.

5. Fíjense requisitos para procesos específicos. Cada proceso comercial tiene necesidades únicas. Uno de los mejores ejemplos con el que yo estoy familiarizado es en los requisitos descritos para una planta de tratamiento de gas de amina en el artículo clásico de Don Balla. Sus recomendaciones como:

- La temperatura de la solución pobre de amina que entra a la absorbidora debe de ser alrededor de 10°C más alta que la del gas de entrada, para impedir la condensación de hidrocarburos y la subsiguiente formación de espuma.
- El haz de tubos del rehervidor debe de colocarse sobre una corredera alrededor de seis pulgadas arriba del fondo del casco para dar lugar a una buena circulación.

- Alrededor del 2% del flujo total de circulación debe de pasar por las torres de carbón.

inapreciables para el diseño. Búsquese la asesoría de expertos en un proceso particular. Éstos pueden encontrarse en la compañía o ser consultores.

Referencias

Lieberman, N. P., *Process Design for Reliable Operations*, 2a. edición, Gulf Publishing Co., 1988.

2. Cornett, C. L. y Jones, J. L., "Reliability Revisited", *Chemical Engineering Progress*, diciembre de 1970.
3. Miller, J. E., "Include Tech Service Engineers In Turnaround Inspections", *Hydrocarbon Processing*, mayo de 1987.
4. Kerridge, A. E., "For Quality, Define Requirements", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1990.
5. Ballard, Don, "How to Operate An Amine Plant", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1966.

18

Metalurgia

Aquebradización	247
Agrietamiento por corrosión con esfuerzo	253
Ataque por hidrógeno	254
Corrosión por picadura	256
Escurrecimiento plástico y vida hasta la ruptura por escurrecimiento plástico	257
Formación de polvo metálico	259

Corrosión por ácido nafténico	260
Corrosión por cenizas de combustible	261
Fatiga térmica	262
Desgaste abrasivo	263
Tenacidad de las tuberías	264
Errores comunes relacionados con la corrosión	265

Aquebradización

D. Thomas, Metalurgista Consultor, Houston

La **aquebradización** es "...la cualidad de un material que hace a la propagación de las grietas sin una deformación apreciable".¹

La **aquebradización** es "...la reducción en la ductilidad del metal debido a un cambio físico o químico".¹

Al definiendo presentes estas definiciones, se ha hecho una clasificación sistemática. En la tabla que acompaña a esta sección tiene una lista de los diversos tipos de **aquebradización** que se encuentran en el equipo de las refinerías y plantas petroquímicas, los aceros susceptibles, las causas básicas y los tipos comunes.

La **aquebradización** se origina de las cuatro maneras siguientes:

Cualidad intrínseca del acero se refiere a las propiedades físicas y químicas de los productos de acero (placa, tubería, tubos especiales, piezas estructurales, piezas fundidas forjadas) del que se abastece al fabricante para que se convierta en equipo para procesos. Se incluyen los factores relacionados con la desoxidación, las temperaturas controladas durante el laminado y la limpieza de los defectos superficiales.

Formación y erección. Los problemas de **aquebradización** relacionados con el formado, la soldadura y el tratamiento térmico incluyen en esta sección, aun cuando en algunos casos el tratamiento térmico lo realiza el fabricante del acero.

Problemas metalúrgicos en servicio. La exposición prolongada a las elevadas temperaturas en servicio, a las temperaturas de enfriamiento o a esfuerzos alternantes puede conducir a diferentes tipos de **aquebradización**. Los cambios en la microestructura metalúrgica van desde burda (Sigma) hasta sutil (enfriamiento), en tanto que las primeras etapas de distorsión del grano en la fatiga no proporcionan indicios que se detecten con facilidad, incluso en forma microscópica.

Problemas de corrosión en servicio. La amplia variedad de medios corrosivos que se encuentran presentes en el procesamiento de refinación y petroquímico (por ejemplo, ácidos, sales, cloruros, sulfuros, sulfatos) dan lugar a una amplia variedad de ataques corrosivos, algunos de los cuales actúan:

De manera directa sobre el acero (corrosión intergranular)

En conjunción con el ambiente de esfuerzos (agrietaamiento por corrosión con esfuerzo, fatiga con corrosión) Por **aquebradización** indirecta (subproducto de reacción, hidrógeno atómico que se difunde hacia la red cristalina del acero)

Pruebas de impacto. La medida común de la fragilidad o de la tendencia hacia la **aquebradización** es una prueba de impacto. Las pruebas que se aplican con más frecuencia son las del tipo de péndulo, la de Charpy de viga simplemente apoyada y alguna forma de peso que se deja caer. El término "impacto" no se relaciona en forma estricta con la carga de choque de la pieza de prueba o con la carga de choque de los recipientes, tubería y piezas estructurales durante la fabricación, manejo, transporte, erección, arranque, operación o paro, o ambas acciones, de una unidad. De mayor importancia es el grado apreciable de correlación que se ha encontrado que tienen los resultados de la prueba de impacto con el comportamiento de falla del acero en presencia de:

Concentraciones de esfuerzos, que se presentan en:

1. Esquinas agudas en el diseño
2. Puntos de restricción impuestos por el diseño
3. Defectos del tipo de melladura en
 - a. El acero que abarca la unidad
 - b. Las soldaduras que unen los componentes de acero
4. Cualesquiera puntos de carga triaxial

Cambios en la temperatura que acarrearán

1. Efectos de bajas temperaturas, incluyendo las temperaturas de transición de dúctil a frágil
2. Efectos de **aquebradización** en que se incurre
 - a. A las temperaturas de operación
 - b. Durante el enfriamiento de las temperaturas de operación a la ambiente

Grietas relacionadas con

1. La etapa inicial
2. La etapa de propagación hasta la falla
 - a. Tipo de falla
 - b. Velocidad de avance de la falla
3. Envejecimiento (entre la temperatura ambiente y 450°F)
4. Grafitización
5. Precipitación intergranular a temperaturas elevadas
6. Agrietamiento transgranular a temperaturas elevadas

La tabla 1 debe de considerarse sólo como una guía general. Su brevedad no permite que sea algo completamente absoluto o una consideración detallada de los problemas específicos; algunos de estos problemas se analizan con más detalle en los demás artículos. Sin embargo, en la tabla sí se describen:

- Las diversas formas en las que se puede mostrar la aquebradización en el procesamiento de refinación del petróleo y el petroquímico
- Las causas básicas de la aquebradización
- Los remedios comunes

Sin embargo, se debe tener cuidado al aplicar los remedios comunes en general, por razones económicas y técnicas:

Económicas: El grado o extensión del problema de aquebradización puede requerir poco o nada en la forma de materiales especiales o precauciones adicionales, o ambas cosas (por ejemplo, envejecimiento, formado en la fabricación).

Técnicas: Deben evaluarse los efectos de cualquier correctivo o precautorio, considerando los efectos sobre otros subsiguientes asociadas (por ejemplo, inhibidores). P

(el texto continúa en la página)

Tabla 1
Aquebradización en las operaciones de refinación del petróleo y petroquímicas

Tipos de aquebradización	Rango de temperaturas	Manifestaciones	Servicio típico, estructuras comprendidas del equipo	Aceros susceptibles	Causa(s) básica(s)	Remedios comunes
Calidad intrínseca del acero						
Envejecimiento y envejecimiento por deformación	500/900°F 210/480°C	Mayor dureza; menor ductilidad y resistencia al impacto; temperaturas de transición D-F más altas.	Tubería, válvulas, líneas, en particular en tiempo frío (por debajo de 40°F/5°C aproximadamente).	Aceros al bajo carbono encerrados, tapados y semimuerdos.	Nitrógeno en el acero, aluminio insuficiente para combinarse con el nitrógeno (AlN ₂); el envejecimiento por deformación es aquel intensificado por el labrado en frío.	En los servicios por debajo de 750°F los lugares críticos úsense aceros por completo muerdos de grano fino.
Temperatura de transición de intensamente dúctil a frágil (TDF)	-20/+180°F -29/+80°C (2)	Baja tenacidad a la melladura; elevada sensibilidad a la melladura; fallas que se extienden con rapidez por debajo de la TDF.	Tubería, válvulas, elementos estructurales y recipientes de acero al carbono que operan a temperaturas criogénicas y ambiente.	Por lo general, aceros al carbono, a menos que se tomen precauciones particulares en la desoxidación, en el control de las temperaturas de laminado y en el tratamiento térmico.	Grano grueso, temperatura alta de acabado, labrado en frío, presencia de muescas y esquinas agudas (por lo general, elevadoras de los esfuerzos).	Úsese acero por completo muerdo o de grano fino; temperaturas controladas en la refinación; altas relaciones Mn/C; elimínese las esquinas agudas en el diseño, elimínese los defectos de acero; acero con tratamiento térmico. En operaciones críticas úsense aceros de aleación níquel, o bien, aceros inoxidables austeníticos, dependiendo de la temperatura.
Sensibilidad a la melladura asociada con defectos en el acero	Cualquier temperatura pero se agrava con las temperaturas bajas.	Se observan visualmente rupturas en la superficie; laminaciones; indicaciones en gráficas de pruebas no destructivas.	Cualquier equipo sujeto a esfuerzos aplicados y residuales en la fabricación, erección y servicio.	Cualquier acero (los defectos son imperfecciones de extensión suficiente como para garantizar el rechazo de la pieza de acero). Ningún acero está por completo libre de imperfecciones.	Metalúrgicas; desoxidación, laminación, daños, recorte inadecuado de los extremos; defectos provenientes de melladuras o planos de debilidad direccional interna.	Aplicúense controles a la operación en la laminadora, incluyendo una cuidadosa eliminación de defectos superficiales en las etapas intermedias o finales; recórtese lo suficiente como para eliminar el acero con bolsitas de contracción.
Fabricación y erección Labrado y formado en frío	Ambiente.	Alabeo, esfuerzos residuales en el prensado o corte; daños superficiales posibles; menor ductilidad; TDF más alta.	Cualquier placa o tubo que se están prensando, cortando para ajustarlo o doblando.	La mayor parte de los afectados son los encerrados, tapados y semimuerdos, pero todos los tipos y grados tienen cierto grado de susceptibilidad.	Labrado en frío y distorsión del grano en el labrado, labrado no parejo, acumulación y distribución irregular de los esfuerzos residuales.	Aplicúese un alivio de esfuerzos o un tratamiento térmico completo.

(las notas al pie de la tabla se encuentran en la página)

Tabla 1 (Continuación)
Aquebradización en las operaciones de refinación del petróleo y petroquímicas

Manifestación	Rango de temperaturas	Manifestaciones	Servicio típico, estructuras comprendidas del equipo	Aceros susceptibles	Causa(s) básica(s)	Remedios comunes
Agrietamiento y deformación		a. Agrietamiento debajo del cordón, alta dureza en la zona afectada por el calentamiento.	a. Cualquier estructura soldada. b. Lo mismo.	a. Acero con elevados equivalentes de carbono (3), contenidos suficientemente elevados de aleación. b. Aceros austeníticos no estabilizados quedan sujetos a sensibilización.	a. Elevados equivalentes de carbono (3), contenidos de aleación, segregaciones del carbono y las aleaciones. b. Precipitación de carburos de cromo en las fronteras de los granos y agotamiento del Cr en las áreas adyacentes.	a. Úsen se aceros con equivalentes aceptables de carbono (3); precalientese y postcalientese cuando sea necesario; alíviese de esfuerzos la unidad. b. Úsen se aceros austeníticos estabilizados o ELC.
Deformación		Agrietamiento en el servicio, en particular en servicio con sulfuro húmedo cuando la dureza Rockwell es mayor que C22 (4).	Cualesquiera soldaduras hechas con fundentes ligados de alta aleación -o baja aleación- a menos que se controle estrechamente la corriente/temperatura al momento de soldar.	Varillas/electrodos usados con fundentes ligados.	Reducción irregular de las aleaciones (en particular Si y Mn) del fundente ligado, lo que causa puntos duros en la soldadura.	Úsese fundente neutro o varilla químicamente compatible; de modo alterno, minímese la reducción de la aleación del fundente ligado. Si en servicio se tiene H ₂ S húmedo, manténgase la dureza Rockwell C22, o menos, en el cordón de soldadura (4).
Deformación		Indicaciones visuales, radiográficas o ultrasónicas, o de todos estos tipos.	Cualesquiera juntas soldadas.	Problema básico de soldadura; el acero laminado puede causar problemas.	Manipulación de los electrodos.	Control de las velocidades de aplicación de la soldadura, procedimientos, inspección cuidadosa y pruebas no destructivas con el fin de localizar los defectos para recortar o reparar.
Deformación	650/1100°F 340/600°C	Valores muy bajos en las pruebas de impacto y temperaturas más elevadas de transición D-F.	Tubería y tornillería de aleación tratadas térmicamente.	Aceros de aleación tratados térmicamente.	Enfriamiento lento de principio a fin, o bien, tiempo prolongado en el rango de 650/1100°F; el alto cromo, el alto manganeso y el alto fósforo acentúan la fragilidad por revenido.	Agréguese alrededor del 50% de molibdeno, enfriamiento por inmersión o, de lo contrario, enfríese con rapidez desde la temperatura de revenido; no se prolongue el tratamiento de revenido.
Deformación	850/1100°F 450/600°C	Descomposición del carburo de hierro en hierro y carbono, con precipitación de partículas de grafito y tendencia a formar una "cadena", en particular a lo largo de las soldaduras, aquebradizando de este modo la sección afectada.	Reactores, componentes de la tubería de potencia de los regeneradores que operan a 850°F, o por encima de esta temperatura (descomposición máxima a 1025°F, 550°C).	Aceros de grano fino y por completo muertos y aceros al carbono-molibdeno.	Inhibición del nitrógeno captado por aluminio como AlN ₂ en los aceros por completo muertos y de grano fino (el nitrógeno en el acero estabiliza los carburos de hierro).	Añádase cromo o evítase el uso de aceros por completo muertos o de grano fino, a menos que se añada cromo.

Tabla 1 (Continuación)
Aquebradización en las operaciones de refinación del petróleo y petroquímicas

Tipos de aquebradización	Rango de temperaturas	Manifestaciones	Servicio típico, estructuras comprendidas del equipo	Aceros susceptibles	Causa(s) básica(s)	Remedios comunes
Factores metalúrgicos en servicio (Cont.) Aquebradización a 885°F (475°C)	700/1050°F 370/656°C	Fragilidad a la temperatura ambiente después de exposición a temperaturas entre alrededor de 700 a 1050°F.	Aceros inoxidables ferríticos al cromo.	Aceros inoxidables ferríticos al cromo serie 400, de más de 13% Cr, y cualesquiera aceros martensíticos al cromo serie 400 de bajo contenido de carbono (elevada razón Cr/C).	Precipitación de un compuesto complejo de cromo, posiblemente un compuesto de cromo-fósforo.	No se usen aceros ferríticos al cromo a temperaturas por encima de más o menos 700°F (370°C) manténgase el carbono arriba en los aceros martensíticos al cromo y líntese el Cr al 13% como máximo.
Aquebradización fase Sigma	800/1600°F 425/870°C	Fragilidad a las temperaturas ambiente y elevadas (1600°F como máx.)	Tubos especiales, tubo estándar, componentes de tubería, regeneradores C. C. que operan dentro del rango efectivo de temperaturas, 1100/1600°F durante tiempo cortos.	Aceros austeníticos.	Precipitación de fase hierro-carbono a lo largo de las fronteras de los granos y dentro de éstos.	Empléense combinaciones de aleaciones que minimicen la posibilidad de formación Sigma.
Fatiga		Desarrollo de grietas en la base, marcas de daños, defectos del material, defectos de la soldadura o bien, en esquinas agudas y otras entalladuras presentes en el diseño.	Cualquier unidad, estructura o componente que estén sujetos a vibración o cualesquiera otros esfuerzos repetidos en presencia de una entalladura.	Cualquier grado de acero puede ser sujeto a fatiga cuando opera en condiciones de esfuerzos repetidos en presencia de una melladura, de tamaño microscópico o macroscópico.	La fatiga avanza en la base de una entalladura en tres etapas: 1) concentración de esfuerzos; 2) las grietas se inician con los esfuerzos repetidos; 3) las grietas se propagan hasta la falla.	Elimínense las entalladuras en el diseño o minimícese el efecto de melladura tanto como se pueda; inspecciónense con cuidado las soldaduras; elimínense o minimícen las vibraciones y los niveles de esfuerzos.
Precipitación de carburo, sensibilización	800/1600°F 425/870°C	Valores bajos del impacto a temperaturas criogénicas (por debajo de -320°F). La aquebradización a la temperatura ambiente es nominal.	Tubo y componentes de la tubería, platos y recipientes.	Aceros inoxidables austeníticos, excepto los estabilizados (tipos 321, 347) y los grados de carbono extra bajo (304L, 316L).	Precipitación de carburos de cromo en las fronteras de los granos, con agotamiento del cromo en las áreas contiguas a la frontera del grano.	Úsen aceros inoxidables austeníticos estabilizados o de carbono extra bajo.
Factores corrosivos en servicio Corrosión intergranular (sigue a la precipitación de carburo si hay electrólitos presentes)	800/1600°F 425/870°C	Sensibilización de los aceros inoxidables al ataque selectivo en las fronteras de los granos por soluciones corrosivas, seguida por "endutizado". El efecto más dañino de la sensibilización.	Tubo y componentes de la tubería, platos y recipientes.	Aceros inoxidables austeníticos, excepto los estabilizados (tipos 321, 347) y los grados de carbono extra bajo (304L, 316L).	Precipitación de carburos de cromo en las fronteras de los granos, con agotamiento del cromo en las áreas contiguas a la frontera del grano, lo que da por resultado el ataque galvánico selectivo sobre las áreas con el Cr agotado, en presencia de fases acuosas.	Úsen aceros inoxidables estabilizados o de carbono extra bajo, o bien, si el acero se ha vuelto sensibilizado en servicio, aplíquese un tratamiento térmico completo con solución a los grados regulares no estabilizados.

Tabla 1 (Continuación)
Aquebradización en las operaciones de refinación del petróleo y petroquímicas

Tipos de aquebra- zación	Rango de temperaturas	Manifestaciones	Servicio típico, estructuras comprendidas del equipo	Aceros susceptibles	Causa(s) básica(s)	Remedios comunes
Corrosión agresiva (servicio pnt.) tratamiento de corrosión de esfuerzo (E), tratando aquebra- zación estática	Hasta el máximo de fase líquida de H ₂ O.	Grietas ramificadas transgranulares, excepto para la aquebra- dización cáus- tica y para acero con tratamiento térmico inadecuado, produciéndose en estos dos últimos casos grietas intergranulares (la penetración intercrystalina por metales fundidos también se considera ACE).	Aceros inoxidables en soluciones de cloruros y cáusticas. Otros aceros en nitratos cáusticos y algunas soluciones de cloruros. Latón en amoníaco acuoso y bióxido de azufre.	Casi cualquier grado de acero en algunos medios químicos y físicos.	Los esfuerzos —dinámicos o estáticos— se concentran en las bases de pequeñas picaduras producidas por corrosión y se forman grietas con un círculo vicioso de corrosión adicional y más propagación de grietas hasta que ocurre la falla. Los esfuerzos pueden ser dinámicos, estáticos o residuales.	Úsese material que no sea susceptible al ACE; alíviense térmicamente de esfuerzos los materiales suscepti- bles. Considérense los nuevos aceros inoxidables superausteníticos.
Corrosión con osión		Desarrollo de grietas en las raíces de las picaduras por corrosión, con la influencia de esfuerzos repetidos.	Cualquier unidad, estructura o componente que estén sujetas a vibración, o a cualquier otro esfuerzo fluctuante en presencia de un medio ambiente corrosivo.	Cualquier grado de acero puede quedar sujeto a fatiga con corrosión al operar bajo esfuerzos fluctuantes conducentes y en condiciones corrosivas.	La fatiga con corrosión avanza a través de tres etapas: a) formación de picaduras por corrosión con concentración de esfuerzos; b) las grietas se inician en la base de las picaduras bajo los esfuerzos repetidos; c) las grietas se propa- gan hasta la falla.	Elimínense o minimícen- se las condiciones corrosivas (inhibido- res, recubrimientos). Elimínense las vibraciones o minimícense la frecuencia y el rango de las variaciones de esfuerzos.
Corrosión por óxido a temperatura de aceros aditivos cromo	a. Relación temperatura a presión.	a. Formación de grietas intergranulares con formación de ampollas en cualesquiera áreas laminadas; reducción de la ductilidad y de la dureza.	a. Hidrogena- ción, deshidrogena- ción y plantas de síntesis.	a. Aceros al carbono, al C-Mn y al C-Mo.	a. Descarburización del acero por el hidrógeno; formación de grietas y ampollas intergranulares; éstas reducen la resistencia y promueven la fragilidad. Las ampollas se desarrollan en las laminaciones.	a. Consúltense las curvas de Nelson (5); úsense aceros al Cr- Mo, en las zonas de altas temperaturas, y aceros al bajo carbono o al C-Mo, en las zonas de temperaturas más bajas.
Corrosión al no	b. Lo mismo.	b. Valores bajos de impacto	b. Lo mismo que en a.	b. Aceros al Cr-Mo, en el rango de 1 a 6% de Cr, que operan fuera de los límites de las curvas de Nelson (5).	Hidrógeno que queda atrapado en la red cristalina conforme el acero se enfría desde la temperatura de operación.	b. Obsérvense las curvas de Nelson; enfriese el recipiente con suficiente lentitud como para reducir el hidrógeno en la red hasta límites seguros.

Tabla 1 (Continuación)
Aquebradización en las operaciones de refinación del petróleo y petroquímicas

Tipos de aquebradización	Rango de temperaturas	Manifestaciones	Servicio típico, estructuras comprendidas del equipo	Aceros susceptibles	Causa(s) básica(s)	Remedios comunes
Ataque por hidrógeno a las temperaturas ambiente a. Formación de ampollas de hidrógeno	a. Ambiente hasta la ebullición	a. Numerosas ampollas dispersas de varios tamaños que se desarrollan sobre la superficie del acero; grietas de fisuras que se desarrollan en las piezas fundidas.	a. Plantas de gas, líneas de agua ácida, tanques de almacenamiento de ácido, limpieza con ácido y operaciones de limpieza de metales; plantas de tratamiento de aminas; cualesquiera servicios que comprenden la reducción de ácidos; hidrosulfuro de amonio en la corriente.	Aceros al carbono y de baja aleación, encerrados, tapados y semimuerdos, cuando la dureza Rockwell se encuentra por debajo de C22.	a. Difusión de hidrógeno atómico (H) de la superficie en reacción del acero hacia la estructura cristalina, concentrándose en los vacíos, inclusiones y laminaciones diminutas. El hidrógeno atómico H cambia a H ₂ molecular que no puede difundirse, desarrollando elevadas presiones localizadas.	a. Elimínese el agua de los sistemas; úsese acero por completo muerto; úsese inhibidores o recubrimientos y forros resistentes, o ambos medios, si es factible neutralícense las aguas ácidas.
b. Ataque por sulfuro de hidrógeno sobre los aceros más suaves (4)	b. Ambiente hasta la ebullición.	b. Formación de ampollas y picadura por corrosión. La picadura promueve la fatiga con corrosión.	b. Cualquier equipo que maneja sulfuro de hidrógeno habiendo algo de agua presente.	b. Cualquier acero al carbono o de baja aleación con Rockwell por debajo de C22. (4) Los aceros encerrados, tapados y semimuerdos son los más susceptibles a la formación de ampollas.	b. Las mismas que se dan inmediatamente arriba, más la estimulación y la aceleración de la difusión del H por la presencia del ion S. El H ₂ S es fuente tanto de H como de S.	b. Manténgase la dureza Rockwell por debajo de C22 (4) y el pH bajo; úsese inhibidores o recubrimientos, o ambos medios, en donde sea factible. El tiempo o el calentamiento eliminarán el hidrógeno atómico, pero no reducirán las ampollas.
c. Aquebradización por sulfuro de hidrógeno (agrietamiento por esfuerzo con presencia de sulfuro) en los aceros de Rockwell superior a C22. (4)	c. Ambiente hasta alrededor de 150°F (66°C).	c. Fractura por fragilidad bajo esfuerzos dinámicos o estáticos.	c. Tubo y componentes de tubería como también cualquier otro equipo que manejen gas agrio, aceite o agua, o ambos, en donde están presentes H ₂ S y H ₂ O (fase líquida) hasta alrededor de 150°F, en donde el agrietamiento por esfuerzos en presencia de sulfuro se retarda de manera perceptible.	c. Cualesquiera aceros al carbono, de baja aleación y muchos aceros inoxidables con dureza Rockwell por encima de C22. (4)	c. Aquebradización por difusión de H atómico hacia la estructura cristalina, el mecanismo exacto es incierto. El azufre facilita la absorción del H atómico hacia la estructura del grano.	c. Manténgase la dureza Rockwell por debajo de C22, si es factible; úsese inhibidores o recubrimientos, o ambos, en donde sea factible; el tiempo o el calentamiento permitirán que el H se difunda hacia afuera, pero no aliviarán ninguna área cuando se ha concentrado H.

Notas:

- (1) "Rango de temperaturas" se refiere al rango de temperaturas de operación, temperaturas de tratamiento térmico o temperaturas desarrolladas en la soldadura, las cuales pueden producir el tipo de aquebradización que se muestra.
- (2) Los códigos establecen sus controles sobre los valores de impacto del acero a -20°F y menos, pero la fragilidad puede ser bien un problema a la temperatura ambiente y a temperaturas más altas.
- (3) El "equivalente de carbono" (EC) es una medida aproximada de la soldabilidad expresada en términos de la suma del contenido de carbono y de los contenidos de aleación, divididos entre factores aplicables a la equivalencia r , en carbono, en la efectividad en el endurecimiento, y, por consiguiente, en el agrietamiento. Las fórmulas que se usan por lo común, con los máximos que en general se aceptan, pero más bien fijados de manera arbitraria, son:
 (a) $C + (Mn/4) = 0.60$
 (b) $C + (Mn/6) = 0.45$
 Los factores del denominador para el níquel y el cromo se dan como 20 y 10, respectivamente en Linnert, *Welding Metallurgy*, volumen 2, tercera edición, American Welding Society (pág. 394).
- (4) Rockwell C22 es el límite comúnmente seleccionado, arriba del cual la aquebradización por sulfuro y el agrietamiento resultante por lo esfuerzos provocados por el sulfuro se vuelven problemas. Sin embargo, el cambio no es tan abrupto, pero la "banda gris" crítica es alrededor de C20 a 25, siendo afectado el punto de cambio por factores ambientales mecánicos, físicos y químicos.
- (5) Se han publicado las "curvas de Nelson" en la API Publication 941, primera edición, julio de 1970.

se necesite algún término medio entre material o precauciones. Algunas formas de aquebradización son temporales (por ejemplo, la aquebradización por hidrógeno, con o sin la presencia de sulfuros), o bien, se presentan a la temperatura ambiente, pero no a la de operación (por ejemplo, la aquebradización por 885°F y la aquebradización de las altas aleaciones 25/20 y 35/20 después del servicio a temperaturas elevadas).

Por estas razones y porque la fragilidad no se reduce a una sola, los ingenieros de diseño y de proceso deben de llamar

a un metalurgista y a un ingeniero en corrosión competentes, quienes estén familiarizados con la operación global así como con la unidad específica, para que intervengan en la evaluación de los problemas en su pleno alcance.

Literatura citada

1. *Metals Handbook*, volumen 1, "Properties and Selection of Metals", 8a. edición, American Society for Metals, Metals Park (Novelty), Ohio.

Agrietamiento por corrosión con esfuerzo

Cuando una aleación falla por un grieta bien definida, se podría sospechar que la causa es agrietamiento por corrosión con esfuerzo. El agrietamiento ocurrirá cuando se tiene una combinación de corrosión y esfuerzo (aplicado en forma externa o internamente aplicado por esfuerzo residual). Puede ser granular o transgranular, dependiendo de la aleación y tipo de corrosión.

Los aceros inoxidable austeníticos (de la serie 300) son especialmente susceptibles al agrietamiento por corrosión con esfuerzo. Con frecuencia, los cloruros en la corriente del proceso son la causa de este tipo de ataque. Elimínense los cloruros probable que se elimine el agrietamiento por corrosión con esfuerzo en donde ha sido un problema.

Muchos aceros inoxidable austeníticos han fallado durante periodos de paralización del trabajo porque la tubería o los componentes especiales no se encontraban protegidos contra los cloruros. Una buena precaución es inyectar al interior de los tubos de acero inoxidable austenítico un gas (nitrógeno), durante los periodos de paralización, para mantener una capa protectora.

Si los tubos del hogar se vuelven sensibles y fallan por agrietamiento por corrosión con esfuerzo, los tubos restantes se pueden estabilizar mediante un tratamiento térmico de 24 horas a 1600°F. En otras palabras, si no se puede eliminar la condición corrosiva, elimínese el esfuerzo.

Los aceros químicamente estabilizados, como el tipo 304L, han tenido éxito al usarse en un medio sulfídico corrosivo, pero las pruebas en instalaciones reales no han sido coherentes.

Los aceros inoxidable ferríticos corrientes al cromo son menos sensibles al agrietamiento por corrosión con esfuerzo que los aceros austeníticos (18 Cr-8 Ni), pero se han hecho notar por su mala resistencia a los condensados ácidos.

En las soluciones acuosas que contienen sulfuro de hidrógeno, los aceros austeníticos fallan por agrietamiento por corrosión con esfuerzo, cuando se templean por inmersión y se revientan para lograr resistencia y dureza elevadas (por encima de más o menos Rockwell C24).



Corrosión por picadura

Las picaduras se presentan como áreas pequeñas de corrosión localizada y varían en tamaño, frecuencia de ocurrencia y profundidad. Puede ocurrir una rápida penetración del metal, lo que conduce a la perforación de éste. Las picaduras a menudo se inician debido a la falta de homogeneidad de la superficie metálica, por depósitos sobre la superficie o por rupturas en una película pasiva. La intensidad del ataque está relacionada con la razón del área catódica al área anódica (sitio de la picadura), así como el efecto del medio ambiente. A menudo los iones de haluro, como los cloruros, estimulan la corrosión por picadura. Una vez que se inicia una picadura se desarrolla una celda de concentración, ya que la base de la picadura es menos accesible al oxígeno.

Con frecuencia, las picaduras se presentan debajo de sustancias que se adhieren en donde la capacidad de oxidación no se repone en forma suficiente dentro de los poros o cavidades para mantener la pasividad allí. Una vez que la picadura se activa, la superficie que rodea el punto se vuelve catódica y la penetración dentro del poro es rápida.

Medio ambientes de picadura. En el agua de mar común, el oxígeno en ella es suficiente para mantener la pasividad, en tanto que debajo de una lapa o cualquier otra sustancia adherente, el metal se vuelve activo ya que la razón de reposición del oxígeno es demasiado lenta como para mantener la pasividad, dando por resultado activación y picadura.

La exposición en una solución que es pasivante y, sin embargo, no suficientemente alejada de la frontera de pasividad-actividad puede conducir a la corrosión, si la exposición comprende también una fuerte condición abrasiva. La picadura de las flechas de bombas que manejan agua de mar, debajo de la empaquetadura, es un ejemplo de este efecto abrasivo.

Los aceros inoxidables 18-8 se pican con severidad en los ácidos grasos, las salmueras y las soluciones salinas. A menudo, la solución para un comportamiento crónico de ese tipo es cambiar a plásticos o fibra de vidrio que no se pican porque están hechos de un material más inerte.

Las adiciones de cobre parecen resultar útiles para evitar la picadura. Especímenes sumergidos en el puerto de Nueva York produjeron una picadura excesiva en un acero inoxidable al 28% de cromo, pero no hubo picadura en una aleación al 20 Cr-1 Cu, durante el periodo que duró la prueba.

Aleaciones más altas. Algunas aleaciones más altas se pican en mayor grado que materiales de aleación más baja. En algunas soluciones salinas, el Inconel 600 se pica más que el tipo 304. La sola adición de aleación no es suficiente ni un preservativo seguro. En unas cuantas soluciones como el agua destilada, la del grifo o cualquier otra agua dulce, los aceros inoxidables se pican, pero es de naturaleza superficial. En estas mismas soluciones, los aceros al carbono sufren un ataque severo.

Picadura en el servicio con aminas. A principios de la década de 1950, el mayor uso de gas natural proveniente de áreas de gas

agrio multiplicó el número de plantas en las que se usan sales de aminas para endulzar el gas. En este caso, se tuvo una picadura severa en los rehervidores con tubos de acero al carbono; de hecho, se tuvieron fallas en dos o tres meses. El problema se resolvió al bajar las temperaturas o pasar a materiales con más aleación.

En este mismo servicio con aminas se encontró que el acero al carbono se pica con mucho más facilidad si no ha sido sometido a mucho esfuerzo. En el rehervidor de una planta de amina a 100°C se intentó el uso de aluminio, pero se encontró que se corroía con mucha rapidez.

El acero inoxidable tipo 304 tampoco parece ser un material satisfactorio en todos los casos. El monel y el tipo 316 parecen ser los más adecuados en este servicio, en donde debe evitarse la picadura.

Torre de enfriamiento con agua salina. Un caso un tanto acostumbrado en donde sin duda se hizo la selección adecuada de materiales, pero todavía se presentó la picadura, estuvo relacionado con una torre de enfriamiento con agua salina. El agua de repuesto para esta torre de enfriamiento era agua de mar y de alto contenido de azufre, y proveniente de una planta intensamente industrializada. Al permitir que el azufre se concentrara en este sistema de enfriamiento de circuito cerrado, se picaron los tubos de 90-10 Cu-Ni, de modo que las picaduras atravesaron los tubos por completo en tres meses.

En una unidad de comparación, con diseño idéntico, se usó agua de enfriamiento de paso continuo. Ésta es la misma agua de mar de alto contenido de azufre que se usó como de agua de repuesto para la torre de enfriamiento antes descrita. En este caso no se permitió que el azufre se concentrara y la unidad está trabajando bien después de varios años.

Pruebas relacionadas con la picadura. Una prueba muy popular para determinar las características relacionadas con la picadura es la prueba del cloruro férrico al 10%, la cual puede realizarse a la temperatura ambiente. Esta prueba se puede aplicar para los aceros inoxidables y de aleación.

Las pruebas del rocío (niebla) salino, tal como se especifica en las normas ASTM B-117, B-287 y B-368, son métodos útiles de determinación de las características relacionadas con la picadura para cualquier aleación dada. Éstas también son útiles para probar recubrimientos inorgánicos y orgánicos, en especial en donde esas pruebas constituyen la base para las especificaciones de materiales o productos.

Manera de evitar la picadura. A menudo, éste es un aspecto de diseño ligado con la selección apropiada de los materiales. Por ejemplo, un intercambiador de calor en el que se use agua de enfriamiento del lado del casco causará la picadura de los tubos, sin importar la aleación que se use. Si se hace que el agua de enfriamiento pase por los tubos, no se tendrá picadura si se selecciona de manera apropiada la aleación.

escurrimiento plástico y vida hasta la ruptura por escurrimiento plástico

por J. Lochmann, The Ralph M. Parsons Company, Los Ángeles

El escurrimiento plástico es ese fenómeno asociado con un material en el que éste se alarga con el tiempo bajo un esfuerzo constante aplicado, por lo general a temperaturas elevadas. Un material como el alquitrán se escurrirá plásticamente en un día o más bajo la acción de su propio peso. Para los aceros, el escurrimiento plástico se vuelve evidente a temperaturas por encima de 650°F. Se aplicó el término *escurrimiento plástico* a este fenómeno, en la época en que se reconoció por primera vez, la vida hasta la ruptura en las condiciones de diseño se presta con relativa lentitud.

Dependiendo de la carga de esfuerzos, el tiempo y la temperatura, la extensión de un metal asociada con escurrimiento plástico puede llegar finalmente a la falla. Ruptura por escurrimiento plástico a una temperatura dada por esfuerzo son los términos usados para indicar el nivel de esfuerzo para producir falla en un material, a una temperatura dada, durante un periodo particular. Por ejemplo, el esfuerzo necesario para producir la ruptura de acero al carbono en 10 000 horas (años), a una temperatura de 900°F, es apreciablemente menor que la resistencia final a la tensión de ese acero a la temperatura correspondiente. La resistencia a la tensión del acero al carbono a 900°F es de 54 000 psi (lb/in²), en tanto que el esfuerzo necesario para causar ruptura en 10 000 horas es sólo de 11 500 psi.

Para comprender mejor el escurrimiento plástico, resulta de interés saber algo acerca de las características de fractura de los metales como función de la temperatura, para una velocidad dada de la prueba. A la temperatura ambiente, las fallas mecánicas ocurren en general a través de los granos (transcristalinas) en el metal, en tanto que a temperaturas más elevadas, la falla ocurre alrededor de los granos (intercristalina). Esas características de fractura indican que, a la temperatura ambiente, se tiene mayor resistencia en las fronteras del grano que en el propio grano.

Conforme se incrementa la temperatura se llega a un punto llamado "temperatura equicohesiva" en la cual el grano y las fronteras del mismo tienen la misma resistencia. Por debajo de esta temperatura equicohesiva la deformación inicial es elástica, mientras que por encima de esta temperatura, la deformación incluye más de una propiedad plástica que de una elástica.

Los factores que influyen sobre el escurrimiento plástico son:

Para cualquier aleación dada, un tamaño grueso de grano posee la máxima resistencia al escurrimiento plástico a las temperaturas más elevadas, en tanto que a las temperaturas más bajas, un tamaño fino de grano es superior. El escurrimiento plástico se vuelve un factor importante con metales y aleaciones diferentes, a temperaturas diferentes. Por ejemplo, el plomo a la temperatura ambiente se comporta de manera análoga al acero al carbono a 1000°F y a ciertos aceros al carbono y superaleaciones, a 1200°F y más. Cambios relativamente ligeros en la composición a menudo alteran de manera considerable la resistencia al escurri-

miento plástico; los elementos que forman carburos son los más eficaces en el mejoramiento de la resistencia.

Vida hasta la ruptura por escurrimiento plástico. Debido a que ocurrirá la falla si se deja continuar el escurrimiento plástico, el diseñador de la ingeniería no sólo debe considerar valores de los esfuerzos de diseño tales que la deformación por escurrimiento plástico no sobrepasará una cantidad límite para la vida contemplada en servicio, sino también que no ocurra la fractura. En la práctica de las refinerías, los esfuerzos de diseño suelen basarse en el esfuerzo promedio para producir ruptura en 100 000 horas, o bien, en el esfuerzo promedio necesario para producir una razón del escurrimiento plástico de 0.01% por cada 1000 horas (considerada como equivalente al 1% por cada 100 000 horas), con factores apropiados de seguridad. Es preferible un criterio basado en la resistencia a la ruptura porque la vida hasta la ruptura es más fácil de determinar que las bajas razones del escurrimiento plástico.

Reformadores de hidrógeno. La unidad de la refinería en la que el problema del escurrimiento plástico es más frecuente es el reformador productor de hidrógeno, de vapor-metano. En el diseño del horno de reformación, el escurrimiento plástico y la vida hasta la ruptura por escurrimiento plástico de los tubos del catalizador, las conexiones en espiral de salida y los cabezales de recolección suelen fijar el límite superior para las temperaturas y presiones posibles de operación del proceso de reformación.

En un horno de reformación, los materiales de los que se dispone de manera económica para los tubos del catalizador presentarán escurrimiento plástico bajo el esfuerzo. Sin embargo, a partir de las curvas de ruptura por escurrimiento plástico, o curvas de esfuerzo-ruptura, como se les suele llamar, el diseñador puede predecir la vida en servicio de los tubos del catalizador. Las magnitudes relativas de los efectos del esfuerzo y la temperatura sobre la vida del tubo son tales que, a las temperaturas de operación de 1650°F, un pequeño aumento en la temperatura del metal del tubo reduce en forma drástica la vida en servicio. Por ejemplo, una predicción que sea 100°F demasiado baja dará por resultado un cambio en la vida esperada de 10 años a una vida real de 1½ años. Inversamente, una predicción que sea 100°F demasiado alta incrementará de manera innecesaria el espesor del tubo en un 40%, con un aumento correspondiente en el costo. El costo del material de los tubos para un calentador reformador de hidrógeno es casi el 30% del costo total y ronda los 350 000 dólares para un calentador de 250 millones de Btu/h; por lo tanto, es esencial el uso juicioso del diseño óptimo de los tubos y de la selección de los materiales para lograr una vida adecuada en servicio y obtener ahorros significativos en el costo.

El ASTM A297 Gr. HK o el A 351 HK-40, una aleación al 26 Cr-20 Ni con un rango de carbono del 0.35 al 0.45% son los materiales que casi siempre se especifican para los tubos del

catalizador. Una investigación del API indicó que, para la mayor parte de las plantas, la pared del tubo se diseñó sobre la base de un esfuerzo para producir la ruptura en 100 000 horas. Otras bases de diseño fueron el 50% del esfuerzo para producir ruptura en 10 000 horas, o bien, del 40 al 50% del esfuerzo para producir un 1% del escurrimiento plástico en 10 000 horas.

Las fallas del tubo del catalizador han ocurrido principalmente debido al sobrecalentamiento y el consecuente agrietamiento de ruptura por escurrimiento plástico. El sobrecalentamiento puede haber sido causado por puntos calientes locales en el horno como resultado de quemadores defectuosos, control inadecuado de la temperatura del horno, catalizador ineficaz o taponamiento de la conexión en espiral de entrada al tubo del catalizador o del propio tubo. Las fallas en los cabezales y en las líneas de transferencia se han producido por la incapacidad de los materiales para soportar las deformaciones producidas por los gradientes térmicos y las cargas internas durante la operación cíclica o por el mal diseño o mala selección de los materiales, o ambos motivos.

La solución recocida Incoloy 800 es el material seleccionado casi de manera general para las conexiones en espiral de salida. Las fallas en las conexiones en espiral son en particular problemáticas y con frecuencia han sido el resultado de la falla por escurrimiento plástico asociada con los esfuerzos resultantes de la expansión térmica y de los momentos flexionantes transmitidos desde los tubos del catalizador o los cabezales de recolección. El material HK-40, aun cuando tiene una mayor resistencia al escurrimiento plástico, no se usa para las conexiones en espiral porque tiene una ductilidad insuficiente a altas temperaturas para esta sensible aplicación.

También se debe prestar especial atención para seleccionar los materiales de los electrodos para soldar con una resistencia al escurrimiento plástico y una ductilidad adecuadas para unir el HK-40 al Incoloy 800. El material de uso más común es la soldadura Inco "A", usándose en algunas refinerías la Inco 82, 182 o 112. Para unir el HK-40, en general se usa un material de aporte de acero inoxidable, al alto carbono. Para unir Inconel 800 se usan los materiales de aporte Inco "A", Inco 82 o Inco 182.

La tendencia actual del material seleccionado para los cabezales de recolección es hacia el Incoloy 800. Las aleaciones fundidas usadas, HK y HT, han fallado en la mayor parte de los casos debido a su inherente baja ductilidad; en especial después de la exposición a una temperatura elevada. Ahora parece que deben de usarse las aleaciones forjadas de preferencia a las fundidas, a menos que se requiera la mayor resistencia al escurrimiento plástico de la aleación fundida y se considere en el diseño la baja ductilidad inherente de esta última envejecida.

Para las líneas de transferencia del reformador de hidrógeno, los materiales usados son el Incoloy 800, los aceros inoxidables fundidos HK y HT, los aceros inoxidables forjados serie 300 y los aceros internamente aislados con carbono, al carbono- $\frac{1}{2}$ Mo, y al $1\frac{1}{4}$ Cr- $\frac{1}{2}$ Mo. Las fallas de que se ha informado de las líneas de transferencia indican que esas fallas están asociadas con un diseño en el que no se tomaron en cuenta todos

los esfuerzos provenientes de la expansión térmica, o bien falla o el agrietamiento en las líneas aisladas en su interior. La tendencia general es hacia los cabezales de acero de baja aleación forrados en su interior con refractario.

Tubería estándar, tubos de los intercambiadores y herrajería de los hornos. Por arriba de temperaturas de 900°F, el acero inoxidable austenítico y otros materiales de alta aleación demuestran propiedades de una superioridad cada vez mayor sobre los aceros al cromo-molibdeno. Para las barras de suspensión de los hornos, los soportes de los tubos y otra herrajería expuestos a temperaturas del hogar, se usan con frecuencia las aleaciones fundidas de 25 Cr-20 Ni y 25 Cr-12 Ni. Asimismo, en general también se necesitan estos materiales debido a su resistencia a la oxidación y a otros corrosivos a temperaturas elevadas.

Los tubos de los hornos, la tubería estándar y la tubería de los intercambiadores, con temperaturas del metal arriba de 800°F, ahora tienden a ser de un acero inoxidable austenítico, por ejemplo, tipo 304, 321 o 347, aun cuando todavía se usan mucho los aceros al cromo-molibdeno. Los aceros inoxidables se han visto favorecidos no sólo porque son superiores en propiedades en relación con el escurrimiento plástico y a la ruptura por esfuerzo, a temperaturas superiores a 900°F, sino lo que es más importante, debido a su resistencia mucho mayor superior a la corrosión por sulfuro y a la oxidación a temperaturas elevadas. En donde la corrosión no es un factor significativo, por ejemplo, la generación de vapor, se pueden usar aleaciones bajas y, en algunas aplicaciones, el acero al carbono.

Recipientes a presión. Las refinerías tienen muchos recipientes a presión, por ejemplo, los reactores de hidrocracking, los coquizadores y los regeneradores de craqueo catalítico. Los que operan dentro del rango del escurrimiento plástico, es decir, arriba de 650°F. No obstante, el fenómeno de escurrimiento plástico no se vuelve un factor importante hasta temperaturas que están arriba de 800°F. Por debajo de esta temperatura los esfuerzos de diseño suelen basarse en la prueba a la tensión de corta duración, a temperatura elevada.

Para las unidades desulfurizadoras, de coquización y de reformación catalítica, muchos de los recipientes a presión que operan con temperaturas del metal de 700 a 900°F se construyen a partir de aceros al carbono- $\frac{1}{2}$ Mo o de aleación al $1\frac{1}{4}$ Cr- $\frac{1}{2}$ Mo. Estos aceros tienen propiedades marcadas de resistencia a la ruptura por escurrimiento plástico superiores a las del acero al carbono. Por ejemplo, el valor de diseño del esfuerzo de 15 000 psi para el acero al $1\frac{1}{4}$ Cr- $\frac{1}{2}$ Mo, a 900°F, con el valor de 65 000 psi para el acero al carbono a la temperatura correspondiente.

Para los recipientes con pared caliente, la mayor resistencia puede ser tal que el uso de los aceros de aleación de cromo-molibdeno será más barato. Asimismo, pueden requerirse estos aceros para prevenir el ataque por hidrógeno y reducir la corrosión y la sulfuración.

Para las unidades de refinería como las hidrocraqueadoras, las que la presión parcial del hidrógeno es mucho más elevada, por ejemplo, arriba de 1350 psi y las temperaturas de operación

por encima de 800°F, es de uso común el acero al 2¼ Cr-1. En estas aplicaciones se necesita el contenido más alto de cromo para prevenir el ataque por hidrógeno. El acero al 2¼ Cr-1 tiene mejores propiedades en relación con el escurrimiento de carbono y la ruptura por esfuerzo que los aceros al 1¼ Cr-½ Mo al carbono-½ Mo, pero tiene un costo mayor en un 20%. Por lo tanto, se selecciona en la mayor parte de sus aplicaciones en refinerías, de preferencia al acero de más baja aleación, por su mejor resistencia a la corrosión y al ataque por hidrógeno. Por último, la aleación se puede obtener en placas con espesores de 10 a 12 pulgadas, en tanto que existe ahora una limitación de espesor de 6 pulgadas para la aleación al 1¼ Cr-½ Mo.

donde no se tienen limitaciones por corrosión por azufre o ataque por hidrógeno, el acero al carbono puede ser el

material más económico para el servicio a temperaturas elevadas. En donde las condiciones de escurrimiento plástico y de temperatura de ruptura por esfuerzo son tan elevadas como para limitar con severidad la vida en servicio o requerir valores demasiado bajos de esfuerzo de diseño, a menudo resulta ventajoso para el acero al carbono forrado con refractario y, de este modo, reducir la temperatura del metal, en lugar de usar materiales con mayor resistencia al escurrimiento plástico. Las chimeneas de hornos; la cámara de combustión, los hornos de reacción, los convertidores y los incineradores de la planta de azufre; los regeneradores de craqueo catalítico, y algunos reactores reformadores catalíticos de casco frío son ejemplos de equipo de refinería, que opera en el rango del escurrimiento plástico, en el que se usa acero al carbono forrado con refractario.

Formación de polvo metálico

J. C. Schueler, Phillips Petroleum Company, Bartlesville, Oklahoma

La formación de polvo metálico es una forma de deterioro del metal que ocurre en las corrientes de gas carbonoso que contienen monóxido de carbono o hidrocarburos, o ambos, a temperaturas elevadas. Hasta principio de la década de 1940, el monóxido de carbono era la única fase reconocida que se asociaba a este fenómeno. Unos cuantos procesos estaban en condiciones de operación que conducían a este tipo de deterioro. Con el desarrollo de la deshidrogenación del butano, la conversión del carbón a gas y los procesos de craqueo de gases, en la década de 1950 se informó de casos adicionales de formación de polvo metálico. Los problemas específicos se resolvieron al cambiar las temperaturas y la razón de vapor a hidrocarburo, al cambiar la aleación o al agregar un inhibidor de compuesto de azufre.

El término, "formación de polvo metálico", se usó por primera vez o menos por esta época para describir el fenómeno asociado con el procesamiento de hidrocarburos. El personal de una planta de deshidrogenación del butano notó cómo radiaban afuera óxido de hierro y coque, a través de las partículas de metalizador, desde un contaminante metálico que actuaba como un punto nucleante. El metal se había deteriorado y parecía haberse convertido en polvo. El fenómeno ha sido llamado "carburización catastrófica" y "deterioro del metal en un medio gaseoso carbonoso a alta temperatura", pero el término de uso común en la actualidad es el de formación de polvo metálico.

Manifestaciones. La formación de polvo metálico puede aparecer en forma de picaduras, adelgazamiento uniforme, o una combinación de ambos, en el hierro, níquel y aleaciones a base de cobalto. La forma más común es la picadura. Las picaduras (Fig. 1) pueden variar en tamaño, pueden ser lisas o ásperas, pueden sobre la superficie metálica original y pueden llenarse con coque o depósitos carbonosos. En los depósitos de coque siempre se encuentran partículas magnéticas. El examen microscópico común mostrará carburización, ataque intergranular y pérdida de granos en la superficie. Los productos de reacción

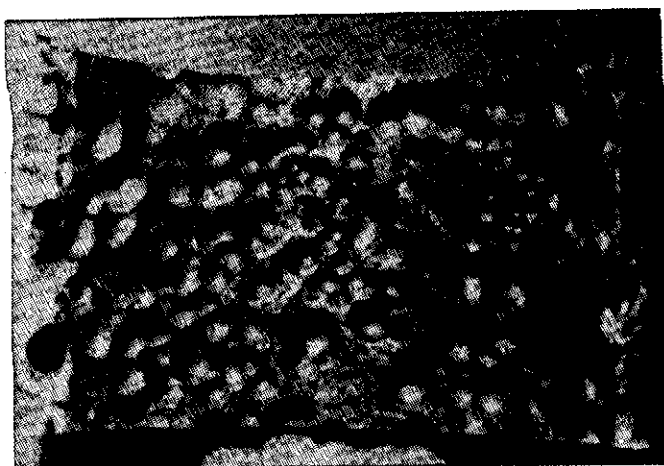


Figura 1. Forma de picadura de formación de polvo metálico.

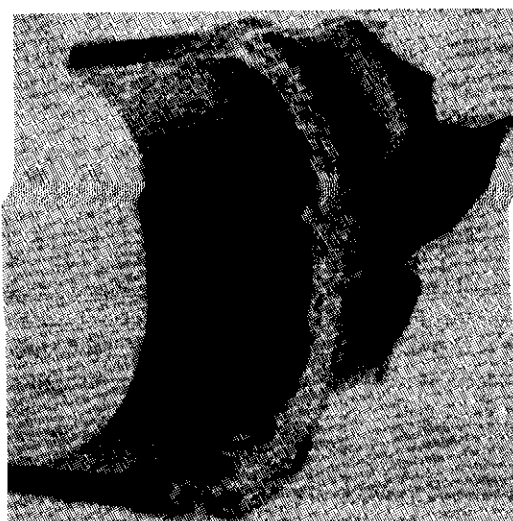


Figura 2. La sección del tubo a la derecha muestra adelgazamiento uniforme por formación de polvo metálico.

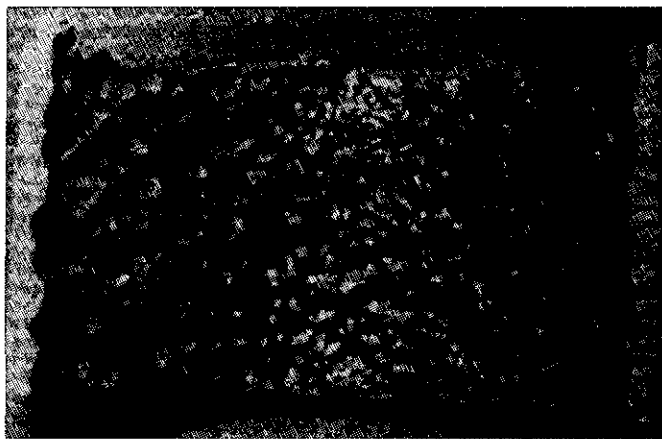


Figura 3. Formación de polvo metálico como una combinación de picadura y adelgazamiento.

(óxido de hierro, grafito, carburos de hierro) observados con gran amplificación pueden tener la forma de filamentos.

El adelgazamiento uniforme (Fig. 2) a veces se asocia con elevada velocidad del gas, en donde los reactivos superficiales son arrastrados. Se crean productos magnéticos de reacción y se encuentran corriente abajo. Éstos contienen carburos y partículas metálicas que son semejantes a los formados en la forma de picadura de formación de polvo. Se tiene muy poca, o ninguna, carburización de la superficie, pero en esta última se puede desarrollar un ligero ataque intergranular. La resistencia de los aceros inoxidables austeníticos al adelgazamiento se reduce y se incrementa la velocidad de la reacción al incrementarse el contenido de níquel, mientras el de Cr se mantiene constante.

Una combinación de picadura y adelgazamiento uniforme tiene el aspecto de una erosión por corrosión (Fig. 3). La pared del tubo se adelgaza, la superficie se ondula y pueden resultar visibles algunas picaduras dispersas. En esencia, los productos de reacción son los mismos que los formados en la picadura y adelgazamiento uniforme.

Ocurrenia. La formación de polvo metálico puede ocurrir a diversas velocidades, pero la mayor parte de los casos de los que se ha informado indican un rápido deterioro. Tubos de hornos de $\frac{1}{4}$ in de espesor han sido penetrados en menos de 500 horas. El rango de la temperatura de reacción en atmósfera de hidrocarburos es alrededor de 800–1700°F, teniéndose una actividad muy elevada a alrededor de 1350–1450°F. En monóxido de carbono únicamente, la actividad se limita a un rango de 800–1400°F. La formación de polvo metálico no se presenta arriba de la temperatura de formación de incrustación del metal, si se dispone de oxígeno o de un compuesto de oxígeno en la corriente del proceso. Asimismo, tampoco ocurre en ausencia completa de oxígeno.

Predicción y control. Aunque desde la década de 1940 se han conducido investigaciones en forma intermitente, todavía es difícil predecir los medio ambientes exactos en los que se desarrollará la formación de polvo metálico. No se han defini-

do con claridad los efectos de otros gases (H_2 , vapor de H_2O , O_2), de las impurezas ni de la temperatura y presión.

Una manera eficaz de determinar si la formación de polvo será un problema es un proceso nuevo con hidrocarburos a temperatura es conducir pruebas en un equipo a pequeña escala y en el que se dupliquen los materiales y medio ambiente propuestos para la unidad a tamaño natural. Estas pruebas deben de continuarse hasta que se detecte deterioro del material, pero no por más de 500 horas. En el caso que ocurra formación de polvo, entonces se pueden conducir pruebas adicionales para desarrollar el método de prevención más conveniente. En las operaciones se tendrá descoquización térmica, también debe de determinar el efecto de ésta usando el equipo de prueba a pequeña escala. Se ha encontrado que la descoquización definitivamente inicia o incrementa la severidad de la formación de polvo. La carburización con la reducción acompañante del medio disponible también iniciará el ataque.

Entre las medidas que han prevenido con éxito la formación de polvo metálico se encuentran el uso de aditivos (vapor de agua y compuestos de S, As, Sb y P) en la alimentación, reducción de la presión, la reducción de la temperatura y cambio de material. Los aditivos más comunes son compuestos de azufre y el vapor de agua. Se puede reducir la susceptibilidad mediante el uso de un material en el que el porcentaje de Cr más dos veces el porcentaje de Si sea mayor del 22%. En algunos medio ambientes, una pequeña cantidad de un compuesto de azufre detendrá la formación de polvo. Cuando la corriente del proceso no se pueden tolerar compuestos de azufre, lo más conveniente puede ser una combinación de vapor de agua y una aleación con un equivalente de Cr de más del 22%.

Debido a las condiciones no definidas con exactitud que causan la formación de polvo metálico, los métodos para prevenirla no serán los mismos para cada ocurrencia. Cada problema debe estudiarse con cuidado para determinar las medidas más eficaces y económicas que serán compatibles con la corriente del proceso.

Bibliografía

- Camp, E. Q., Phillips, Cecil y Gross, Lewis, "Stop Tube Failure in Superheater by Adding Corrosion Inhibitors", *National Petroleum News*, 38 (10) R-192-99, 6 de marzo de 1946.
- Prange, F. A., "Corrosion In a Hydrocarbon Conversion System", *Corrosión*, 15 (12) 619t-21t (1959).
- Hoyt, W. B. y Caughey, R. H., "High Temperature Material Deterioration in Atmospheres Containing Carbon Monoxide and Hydrogen", *Corrosion*, 15 (12) 627t-30t (1959).
- Eberle, F. y Wylie, R. D., "Attack on Metals by Synthesis from Methane-Oxygen Combustion", *Corrosion*, 15 (12) 622t-26t (1959).
- Hochman, R. F. y Burson, J. H., "The Fundamentals of Metal Dusting", API Division of Refining, volumen 46, 1966.
- Koszman, I., "Antifoulant Additive for Steam-Cracking Process", U. S. Patent 3,531,394, 29 de septiembre de 1971.
- Hochman, R. F., "Fundamentals of the Metal Dusting Reaction", *Memorias, Fourth International Congress on Metal Corrosion*, NACE (1971).

Corrosión por ácido nafténico

Bill M. Cooper, Los Ángeles

Ácido nafténico es un nombre colectivo para los ácidos orgánicos presentes en algunos petróleos crudos, pero no en todos.¹ Además de los ácidos nafténicos verdaderos (ácidos nafténicos carboxílicos representados por la fórmula $X-COOH$, en la cual X es un radical de cicloparafina), la acidez total de un crudo puede incluir diversas cantidades de otros ácidos orgánicos, y, a veces, ácidos minerales. Por tanto, el número *total* de neutralización de un crudo, el cual es una medida de su acidez total, incluye (pero no representa por necesidad) el nivel de los nafténicos presentes. El número de neutralización es el número de miligramos de hidróxido de potasio requeridos para neutralizar un gramo de crudo, según se determina por titulación, usando fenolftaleína como indicador, o bien, según se determina por una titulación potenciométrica. Para algunos crudos, puede ser tan elevado como 10 mg de KOH/g. Sin embargo, el número de neutralización no suele volverse importante como un factor de corrosión, a menos que sea por lo menos de 0.5 mg de KOH/g.

Desde el punto de vista teórico, las razones de corrosión producidas por los ácidos nafténicos son proporcionales al nivel del número de neutralización de los crudos de alimentación; pero los investigadores han sido incapaces de hallar una relación precisa entre estos factores. La predicción de las razones de corrosión con base en el número de neutralización ha sido incierta. No obstante, los datos publicados indican una tendencia dispersa hacia el incremento de la corrosión al aumentar el número de neutralización.²

Las temperaturas requeridas para la corrosión por los ácidos nafténicos van desde 450 hasta 750°F, teniéndose a medio las razones máximas entre 520 y 535°F.¹ Siempre que las razones muestran una vez más un incremento con un aumento de la temperatura arriba de 650°F, se cree que ese incremento es causado por la influencia de los compuestos de azufre que vuelven corrosivos para los aceros al carbono o de baja aleación a esa temperatura.

¿En dónde se encuentra la corrosión por ácidos nafténicos? La corrosión por ácidos nafténicos se presenta principalmente en las unidades de destilación de crudo y al vacío, y con menos frecuencia en las operaciones de craqueo térmico catalítico. Por lo común se presenta en los serpentines de los hornos, las líneas de transferencia, las columnas al vacío y sus condensadores superiores, los enfriadores de corrientes laterales y las bombas. Esta corrosión es más pronunciada en lugares de alta velocidad, turbulencia y choque, como en los codos, los refuerzos de soldadura, los impulsores de las bombas, las boquillas de inyección del vapor y los lugares en donde fracciones recién condensadas gotean sobre superficies metálicas o ocurren sobre éstas.

¿Qué aspecto tiene la corrosión? Las superficies metálicas corroídas por ácidos nafténicos se caracterizan por ranuras o

rizos correntilíneos de bordes afilados que se semejan a efectos de la erosión, en los cuales se han barrido todos los productos de la corrosión, quedando superficies rugosas, muy limpias.

Cuáles aleaciones usar. Se ha determinado que los aceros dulces sin aleación se corroen a razones tan altas como 800 mils por año. Los aceros al bajo cromo, hasta 9-Cr, a veces son mucho más resistentes que el acero dulce. No se ha informado de corrosión en los tubos para hornos, tanto de 2¼-Cr como de 5-Cr, en tanto que los tubos de acero al carbono en el mismo servicio sufrieron una corrosión severa. Los aceros inoxidables al 12-Cr son apenas mejores, si acaso, que los de bajo cromo. Pero los aceros al 18-8 Cr-Ni, sin molibdeno, a menudo son bastante resistentes en condiciones de baja velocidad, aun cuando a veces quedan sujetos a una picadura severa.

El tipo 316 (18-8-3 Cr-Ni-Mo) tiene, con mucho, la resistencia más elevada a los ácidos nafténicos que cualquiera de las aleaciones 18-8 Cr-Ni y proporciona una protección adecuada en la mayor parte de las circunstancias. Suministra una excelente protección tanto a la corrosión a alta temperatura por azufre como a la debida a los ácidos nafténicos, en tanto que las aleaciones 18-8 Cr-Ni, sin molibdeno, no son adecuadas para ambas. Las aleaciones al alto níquel, excepto las que contienen cobre (como el monel) también son muy resistentes, pero tienen poca ventaja sobre este particular en relación con el tipo 316. Las aleaciones de cobre y por completo cobre, incluyendo las aleaciones de aluminio-cobre, como el duraluminio (5-Cu), no son apropiadas.

El aluminio y los aceros revestidos de aluminio son muy resistentes a los ácidos nafténicos en la mayor parte de las condiciones. Los aceros revestidos de aluminio dan buen servicio hasta que los recubrimientos fallan en las imperfecciones de éstos, las grietas, las soldaduras o cualesquiera otros vacíos. En general, el uso del aluminio y de los aceros aluminizados para el control de la corrosión por ácidos nafténicos, así como por otros corrosivos a temperaturas elevadas, como el hidrógeno y el sulfuro, es un tanto impredecible y menos confiable que el acero inoxidable tipo 316. Varias grandes refinadoras han discontinuado el uso de los materiales de aluminio para esos servicios, después de ensayos completos en el campo.

Algunas de las restricciones sobre el uso del aluminio son causadas por problemas de manufactura y fabricación y por su baja resistencia mecánica. Sin embargo, en muchos casos, el aluminio se usa mucho y compite con el acero inoxidable tipo 316. El proceso de ligado por explosión ha hecho práctico el revestimiento del acero con aluminio y las mejoras en el proceso de recubrimiento por difusión están produciendo recubrimientos más confiables de aluminio para piezas como los tubos especiales y estándar de los hornos.

Literatura citada

1. Derungs, W. A.: "Naphtenic Acid Corrosion — an Old Enemy of the Petroleum Industry", *Corrosion*, diciembre de 1956, pág. 41.
2. Heller, J. J.: "Corrosion of Refinery Equipment Naphtenic Acid", Informe del Comité Técnico T-8, NAC, *Materials Protection*, septiembre de 1963, pág. 90.

Corrosión por cenizas de combustible

John A. Bonar, Esso Research and Engineering Co., Florham Park, N. J.

La corrosión por cenizas del combustible de componentes en los hornos de proceso, calderas de servicio general y otro equipo en donde se queman combustibles con alto contenido de metales se debe a los efectos del vanadio y del sodio contenidos en el combustible. Los crudos de Venezuela, de otras fuentes del Caribe, del oeste de Estados Unidos y del Canadá tienen elevadas concentraciones de vanadio y otros metales. Estos metales se encuentran en la forma de complejos organometálicos, llamados porfirinas, que se concentran durante el ciclo de refinación en los combustibles residuales pesados. Además de estos complejos organometálicos, las fuentes de sales metálicas adicionales, como los cáusticos consumidos y la sal arrastrada en el crudo, también se concentran en los combustibles pesados. Estas sales actúan en forma sinérgica con los compuestos de vanadio presentes y pueden causar la corrosión acelerada de los metales y los refractarios en la caldera de servicio general y los hornos de procesos, al quemar estos tipos de combustibles.

Puede esperarse que el sodio más el vanadio en el combustible en una cantidad mayor que 100 ppm formen cenizas corrosivas para los metales como para producir este tipo de corrosión.

Compuestos corrosivos formados durante la combustión. La combustión de combustibles que contienen cantidades significativas de porfirinas y otras sales metálicas da por resultado la formación de pentóxido de vanadio (V_2O_5), de bajo punto de fusión, vanadatos como el $N_2O \times 6V_2O_5$ y sulfatos alcalinos, los cuales son corrosivos para los metales a las temperaturas de combustión. A altas temperaturas de combustión, $T \approx 2800^\circ F$, y en especial cuando están presentes bajas cantidades en exceso de O_2 , se forman los subóxidos de vanadio, V_2O_3 o VO_2 , y éstos, al ser refractarios, no causan corrosión. A temperaturas más bajas, $T \leq 2400^\circ F$, y con niveles más altos de aire en exceso, se forma el V_2O_5 de bajo punto de fusión. Por desgracia, esta última condición es la más generalizada durante la combustión y, por consiguiente, tiene lugar la corrosión de los componentes del horno.

Los compuestos más corrosivos de vanadio-sodio. Los datos de las propiedades físicas que se relacionan con los vanadatos, los diagramas de fase, los experimentos de laboratorio y numerosas investigaciones de campo han demostrado que los vanadatos de sodio son los compuestos de más bajo punto de fusión y los más corrosivos para los metales y refractarios. Se piensa que estos compuestos se forman por la reacción en fase vapor del $NaCl$ y del V_2O_5 , o bien, por la combinación de finas

gotitas de estos materiales sobre las partes más frías del equipo de combustión.

El hidróxido de sodio presente en exceso también puede causar problemas ya que el álcali reacciona con el SO_3 que se encuentra en la corriente de gas para formar una gama de sulfatos alcalinos que, por sí mismos, son intensamente corrosivos para los componentes metálicos. Además, la combinación de sulfato alcalino + V_2O_5 puede conducir a compuestos que tienen puntos de fusión tan bajos como $600^\circ F$. Esta situación sólo se encuentra cuando los álcalis están presentes en cantidades mayores que las que pueden reaccionar estequiométricamente con el V_2O_5 , ya que la formación de vanadatos alcalinos se ve favorecida sobre la de sulfatos alcalinos.

Se ha encontrado que las razones máximas de corrosión se presentan cuando los vanadatos alcalinos se aproximan a $Na_2O \times 6V_2O_5$ (6–10% en peso de Na_2O). Esta razón máxima de corrosión puede resultar afectada por la presencia de otros óxidos y de azufre. La mayor corrosividad de los vanadatos de sodio se tiene por encima del rango de temperaturas de 1100–1500°F. A temperaturas inferiores a 1100°F, se encuentra poca fase líquida o ninguna, y la corrosión de los metales es baja. A temperaturas superiores a 1550°F, la razón máxima de corrosión se desplaza hacia sustancias fundidas que tienen altas proporciones de V_2O_5 .

Corrosión con la influencia de variables. La corrosión de los metales por parte del V_2O_5 o los vanadatos alcalinos recibe la influencia de diversas variables, algunas de las cuales son independientes. Las que se encontró que afectan la razón de corrosión son:

- El mecanismo de conducción de la ceniza fundida.
- La capacidad de transporte de oxígeno de la ceniza.
- La presión parcial del oxígeno.
- Las características de los vanadatos metálicos formados.
- La rapidez de disolución de las películas de óxido presentes.
- La composición de las cenizas del combustible.

Las cenizas fundidas de vanadato (sustancias fundidas) pueden exhibir semiconducción o conducción iónica y los experimentos han demostrado que las sustancias fundidas semiconductoras son más corrosivas que las que exhiben conducción iónica. La aplicación de este conocimiento como una técnica de control de la corrosión todavía no es factible y, en este artículo, no se intentará realizar un análisis más completo.

transporte de oxígeno a través de las cenizas fundidas de modo también puede controlar la corrosión metálica. Las cenizas fundidas semiconductoras corroen los metales con rapidez, porque el transporte del O_2 a través de la sustancia es por "lugares vacantes" dejados por el oxígeno y no por la intervención del transporte de masa. Sin embargo, en las cenizas fundidas iónicas, lo más probable es que el oxígeno ande como los complejos de vanadato. De este modo, la velocidad total del oxígeno es mucho más lenta que en las cenizas fundidas semiconductoras. Los experimentos han demostrado que los metales se corroen con mucha mayor rapidez en $Na_2O \times 6V_2O_5$ semiconductores que en las sustancias fundidas iónicas que se aproximan a ser $Na_2O \times V_2O_5$. La corrosión de los metales por las cenizas de combustible ocurre en donde esa ceniza contiene una fase líquida. Las temperaturas a las que se formará la primera fase líquida son directamente proporcionales a la presión parcial del oxígeno. De modo, cuando se queman combustibles con altas razones de aire en exceso, la corrosión por ceniza del combustible aumenta a temperaturas más bajas que cuando esos combustibles se queman con razones bajas de aire en exceso.

Se encuentra que los metales que forman películas de óxido con contenido de Cr_2O_3 , NiO y CoO corroen con razones más lentas que aquellos que forman películas en las que predomina el Fe_2O_3 . Se piensa que existen varias razones para esto. Los óxidos como el Cr_2O_3 , NiO o CoO tienden a ser de la naturaleza de conducción de la ceniza fundida hacia el metal, de este modo, disminuyen la corrosividad relativa. Además, las películas de Cr_2O_3 , NiO y CoO son firmemente adheridas y pueden actuar como barreras para la difusión del O_2 . Las velocidades de disolución de estos óxidos también son bajas en relación a la razón global de corrosión. Además, los vanadatos de hierro muestran un comportamiento único. El hierro se disuelve con facilidad en los vanadatos sobre la gama $Na_2O \times 6V_2O_5$ hasta $5Na_2O \times V_2O_5$ y se puede disolver en las sustancias fundidas en cantidades iguales al peso de esa sustancia fundida antes de que el punto de fusión se eleve por encima de $1300^\circ F$. Ya que estos vanadatos de sodio cubren la gama de composiciones halladas en la mayor parte de las cenizas de combustible, la corrosión de las aleaciones que tienen hierro es mucho más rápida cuando entran en contacto con estas cenizas fundidas.

Control de la corrosión por cenizas de combustible. Se han usado diversos métodos para controlar la corrosión por cenizas de combustible de los miembros metálicos en los hornos de calderas, calderas de servicio general y otro equipo de combustión. Entre éstos se encuentran:

- el uso de aditivos para el aceite combustible.
- el control del aire en exceso.
- el uso de recubrimientos refractarios.
- la selección de aleaciones.

Durante varios años, se han usado los aditivos para el aceite combustible. Por lo común se introducen como suspensiones de óxidos metálicos o de otras sales como $Mg(OH)_2$, $Ca(OH)_2$, Al_2O_3 , etc., en el aceite combustible o el agua. Se ha demostrado que el uso de estos compuestos es antieconómico, ineficaz y que causa problemas, es decir, incrustación en los tubos, mayor uso del aventador de hollín, disposición de sólidos, etc., en lugar de curarlos.

Se ha demostrado que el uso de niveles del aire en exceso del 5% o menos reduce la corrosión por cenizas del combustible en los hogares, lo más probable por la estabilización del vanadio como un subóxido refractario, VO_2 o V_2O_3 . Las plantas de servicios generales han tenido cierto éxito al aplicar este método para controlar la corrosión por cenizas de vanadio. Sin embargo, la aplicación práctica del control del aire en exceso en las operaciones de refinerías y plantas químicas es difícil y no ha tenido éxito en particular. Se encuentran problemas con las partículas, el humo, la polución y el control de la llama, a menos que se cuente en forma constante con los sistemas caros necesarios de control y la atención de los operarios.

Se han aplicado recubrimientos refractarios monolíticos a los componentes metálicos en los hogares para el control de la corrosión por cenizas del combustible. Los resultados han sido generalmente menos que satisfactorios debido a la gran desigualdad en la expansión térmica entre el metal y el refractario. Por lo común ocurre la falla por el ciclaje térmico que causa agrietamiento, un final desprendimiento de costras del refractario y la exposición directa del metal a los efectos de la ceniza del combustible.

Aleaciones de alto cromo. La experiencia de campo y los datos de laboratorio indican que las aleaciones elevadas en cromo ofrecen la mejor resistencia a la corrosión por cenizas de combustible. En la tabla que sigue se muestran las razones de corrosión obtenidas en laboratorio para aleaciones usadas en la ingeniería, las cuales han sido expuestas a varios tipos de sustancias fundidas de la ceniza de combustible con vanadio-sodio.

Material	Sustancia fundida	Razón de corrosión 1292°F	(mils/año) 1472°F
Acero al carbono	V:Na:S	690	—
5Cr-1 Mo	V:Na:S	330	560
AISI tipo 304	$Na_2SO_4-6V_2O_5$	210	—
AISI tipo 310	$Na_2SO_4-6V_2O_5$	260	—
AISI tipo 410	V:Na:S	550	—
AISI tipo 430	V:Na:S	350	430
AISI tipo 446	V:Na:S	190	—
Incoloy	V:Na:S	220	220
50 Cr/50 Ni	V:Na:S	—	120

Las aleaciones que tienen contenidos relativamente altos de cromo, el acero inoxidable tipo 446 y la 50 Cr/50 Ni, presentan una mejor resistencia a la corrosión por cenizas de combustible. El acero inoxidable tipo 310 ofrece poca resistencia a la corrosión o no más que la del acero inoxidable tipo 304.

Una extensa experiencia de campo ha demostrado que las aleaciones 50 Cr/50 Ni y 60 Cr/40 Ni ofrecen la mejor respuesta para controlar la corrosión por cenizas del combustible. El acero inoxidable 446 también exhibe índices aceptables de corrosión pero debe usarse con juicio debido a su baja resis-

tencia a temperaturas elevadas y a su soldabilidad. Ya que los componentes de 50 Cr/50 Ni en contacto con cenizas fundidas de vanadio-sodio todavía sufren de altos índices de corrosión, deben diseñarse para minimizar la cantidad de área superficial disponible en donde la ceniza se pueda acumular.

Fatiga térmica

Howard S. Avery, Abex Corp., Mahwah, N. J.

Es característico que la fatiga térmica sea resultado de los ciclos de temperatura en servicio. Incluso si una aleación se selecciona y se opera de manera correcta, dentro de los límites normales de diseño para la resistencia al escurrimiento plástico y la resistencia a la corrosión por gas caliente, puede fallar debido a la fatiga térmica.

El daño por fatiga térmica no se confina a estructuras o montajes complejos. Puede ocurrir en la superficie de formas relativamente sencillas y aparecer como una red de grietas.

Choque térmico. Como una hipótesis simplificada, se puede esperar fatiga térmica siempre que los esfuerzos provenientes de la expansión y contracción por los cambios de temperatura sobrepasen el límite elástico o la resistencia en el punto de fluencia de un material que no sea bastante frágil. Si el material es frágil, como el vidrio, y se sobrepasa el límite elástico, se puede esperar una pronta falla por agrietamiento (como cuando se vierte agua de la caldera en un vaso de vidrio). Es lógico que se aplique el término *choque térmico* al tratamiento que induce la pronta falla de un material frágil.

Un vaso de metal no se agrietaría porque debe excederse de manera considerable su límite elástico antes de que falle. Sin embargo, las repeticiones de esfuerzos térmicos, cuando se presenta algún flujo plástico tanto en los ciclos de calentamiento como de enfriamiento, puede tenerse como resultado agrietamiento o tanta deformación que la pieza queda inservible.

Esfuerzo térmico. Se puede reacomodar la fórmula del esfuerzo térmico para calcular el gradiente tolerable de temperatura para mantener la deformación dentro de límites arbitrarios:

$$S = aMTK(1 - \nu)$$

en donde S = Esfuerzo en psi (lb/in²), límite elástico en psi, o resistencia en el punto de fluencia en psi.

a = Coeficiente de expansión térmica en micropulgadas por pulgada por °F.

M = Módulo de elasticidad (módulo de Young) en psi o módulo de plasticidad.

Nota: Cuando se usa el módulo elástico, debe de usarse el límite elástico o el límite proporcional con él en la fórmula. Cuando se use el módulo plástico o el módulo

secante, debe de usarse con la correspondiente resistencia en el punto de fluencia.

T = Diferencia de temperatura en °F.

ν = Relación de Poisson.

K = Coeficiente de restricción.

La utilidad de esta fórmula se ve restringida por la dificultad para obtener buenos valores para sustituirlos en ella. Debido a que se aplicará a la aleación seleccionada y obtenerse a partir de pruebas controladas con todo cuidado sobre ella. El valor del esfuerzo en el punto de fluencia, S , refleja el juicio de un ingeniero en la selección del límite elástico o de alguna resistencia arbitraria en el punto de fluencia. El valor del módulo debe de acoplarse a esto. El coeficiente de restricción, K , rara vez se conoce con cierta precisión.

Vida con fatiga. Las fórmulas para estimar la vida con fatiga son más complejas y suelen requerir el establecimiento de varias hipótesis. Sin intentar evaluar el mérito de esas fórmulas, en este artículo se sugiere que la selección de la aleación o de las variables metalúrgicas que operan dentro de una aleación pueden invalidar las hipótesis. Uno de los factores críticos que entra en esos cálculos es el monto de la deformación plástica (por lo común, primero a la compresión y, enseguida, a la tensión, al invertirse la temperatura) que ocurre. Otro es el flujo tolerable antes de que se desarrolle el agrietamiento.

Los gradientes térmicos. se pueden medir o calcular por medio de fórmulas de flujo del calor, etcétera. Después de que se establezcan es probable que se encuentre a partir de la fórmula que, para la mayor parte de las condiciones de calentamiento cíclico, se sobrepasan los gradientes tolerables de temperatura. Esto significa que se producirá algún flujo plástico (para una aleación dúctil) o que ocurrirá la fractura. Por fortuna, la mayor parte de las aleaciones para ingeniería tienen algo de ductilidad. Sin embargo, si se repiten los flujos y se presenta flujo en cada ciclo, puede agotarse la ductilidad y se tendrá agrietamiento como resultado. En este punto, se debe de reconocer que las propiedades convencionales a la tensión, a la temperatura ambiente, pueden tener poca relación, o ninguna, con las propiedades que controlan el comportamiento a las temperaturas más elevadas.

Ductilidad. Como una advertencia contra la rápida conclusión de que la alta ductilidad es la cualidad máxima deseable, debe de señalarse que la magnitud de la deformación está íntimamente

mada con la resistencia en caliente, con la cual se resiste la deformación. Una aleación muy fuerte puede evitar la fluencia, pero tan pequeña que no se necesita mucha ductilidad.

Punto de diseño. La solución de ingeniería a los problemas de fatiga térmica se vuelven de manera preponderante en el punto de diseño para minimizar los factores adversos en la magnitud del esfuerzo y la selección de la aleación dirigida con arreglo a las condiciones de operación. Gran parte del esfuerzo se dedica a la reducción de los gradientes térmicos diferencial de temperatura a los mínimos prácticos. Esto, y la restricción, son áreas redituables en donde el diseñador puede demostrar su habilidad.

El coeficiente de restricción, K , en la fórmula del esfuerzo es muy potente. Se puede hacer variar sobre un rango amplio que cualquiera de los otros parámetros. Si un diseñador puede construir dentro de la flexibilidad y, de este modo, reducir el flujo plástico por deflexión elástica, puede lograr un mayor grado de seguridad.

Expansión térmica. Las aleaciones difieren en su expansión térmica, pero las diferencias son modestas. Los coeficientes para los ferríticos del acero quizá son, en el mejor de los casos, los menores que los de los aceros austeníticos, en tanto que los de los tipos austeníticos a base de níquel pueden ser del 12 al 15 inferiores que los de las aleaciones resistentes al calor, austeníticas, a base hierro, que son menos caras. Por lo tanto, los grados más económicos para ser usados en el rango de 1200–2000°F tienden a tener la expansión más alta. El coeficiente de Poisson puede variar un tanto pero, en la práctica, no da mucho para escoger. Hay evidencia de que la expansión alterada por la orientación de los cristales, pero la expansión y el suministro de un control es difícilmente práctico. La conveniencia en los cálculos, con frecuencia se utiliza un coeficiente de 0.3.

Selección de la aleación. El diseñador debe hacer dos selecciones antes de usar la fórmula del esfuerzo. La primera es una selección tentativa de la aleación, porque con esto se determina el módulo de resistencia y los valores de los coeficientes. La segunda es la decisión acerca de los límites de la resistencia y el módulo, según se tipifica por el término *límite elástico* con resistencia en el punto de fluencia, para alguna deformación permanente definida (por ejemplo, 0.1% o 0.2%). Después de los cálculos preliminares para varias aleaciones candidatas, se estrecha la gama de selección. Entonces resulta recomendable investigar y examinar los resultados a partir de pruebas comparativas de fatiga térmica, usando condiciones de temperatura cercanas a las de la operación que se pretende. Si se encuentran esos datos o si se pueden hacer los arreglos para pruebas, es más probable que el rango resultante integre los factores (en particular, el papel de la resistencia y de la ductilidad) que cualquier otro procedimiento. Si algún otro criterio, como la resistencia a la ruptura por flujo plástico, tiene una importancia primordial, puede

de restringirse la selección de la aleación. En este caso, sería necesario tener comparaciones relacionadas con la fatiga térmica sólo para las aleaciones que pasen el cribado primario. Cuando la selección de la aleación llegue a esta etapa, es necesario tomar algunas precauciones adicionales.

Para temperaturas máximas inferiores a 800°F, aceros ferríticos apropiados suelen ser buenas selecciones. Arriba de 800°F, su pérdida de resistencia debe considerarse con cuidado y balancearse contra su expansión térmica inferior. Debe de reconocerse que si se calientan pasando por la temperatura de transformación de ferrita a austenita, su comportamiento se volverá más complejo y los resultados es probable que sean adversos.

Medio ambientes. Entre los factores ambientales que pueden acortar la vida en condiciones de fatiga térmica están la decarburización superficial, la oxidación y la carburización. Esta última puede ser perjudicial porque es probable que reduzca tanto la resistencia en caliente como la ductilidad al mismo tiempo. El mecanismo usual de falla de los artefactos de aleaciones resistentes al calor en los hornos de carburización es por daño por fatiga térmica, que se evidencia por una red prominente de grietas profundas.

El envejecimiento (la exposición prolongada a una temperatura elevada) de una aleación austenítica puede reforzar el material y aumentar su resistencia al daño. Por tanto, se puede observar que esas aleaciones mejoran después de un tratamiento térmico. Sin embargo, se tienen pocas razones para imponer ese tratamiento antes del uso. La aleación envejecerá de cualquier manera durante sus primeros días de servicio. El uso elaborado de esta información conduce al envejecimiento de los especímenes para pruebas de fatiga térmica, antes de que evalúen en una prueba de laboratorio, en lugar de dar tratamiento térmico a las piezas antes del servicio. (Esta observación no es aplicable al "recocido por inmersión" o al tratamiento térmico con soluciones que se dan a algunos aceros inoxidable forjados, para alterar su condición metalúrgica antes del servicio.)

El rango en las propiedades de una aleación para temperaturas elevadas, dentro del alcance de una designación nominal o de una especificación simplificada, es mucho mayor que lo que reconocen la mayoría de los ingenieros. Algo de esto se debe a la influencia de elementos de poca importancia dentro de la especificación, algo se debe a las variables de producción y algo puede deberse a los factores ambientales subsiguientes. Entre éstos últimos, las temperaturas en ciclos que conducen a la fatiga térmica también pueden tener un efecto importante sobre el comportamiento relacionado con el escurrimiento plástico, por lo común actuando para acortar la esperanza de vida. Las variaciones en las propiedades a la temperatura ambiente pueden no ser serias en especial, pero la dispersión puede ser en extremo significativa a temperatura elevada. Por desgracia, los límites de la probabilidad estadística no se han resuelto para muchas de las aleaciones con las que se cuenta. Es más, los valores de la resistencia en caliente que se ofrecen a un ingeniero a veces tienen una base muy esquemática.

Desgaste abrasivo

Howard S. Avery, Abex Corp. Mahwah, N. J.

El desgaste abrasivo se puede clasificar en tres tipos. La *abrasión por arranque* es un fenómeno relacionado con esfuerzo elevado que es probable se lleve a cabo por un esfuerzo amplio y elevado e impacto. La *abrasión por esmerilado* es una abrasión relacionada con esfuerzo elevado que pulveriza fragmentos del abrasivo que quedan como dentro de un emparedado entre las caras metálicas. Y la *erosión* es una abrasión por raspado relacionada con bajo esfuerzo.

Abrasión por arranque. La mayor parte de las piezas de desgaste para servicio de abrasión por arranque se fabrican de algún grado de acero austenítico al manganeso, debido a su notable tenacidad acoplada con una buena resistencia al desgaste.

Abrasión por esmerilado. Las aleaciones apropiadas van desde el acero austenítico al manganeso (los cuales alguna vez dominaron el campo), pasando por aceros al carbono y de mediana aleación susceptibles de templarse, hasta los hierros fundidos resistentes a la abrasión.

Erosión. El abrasivo es probable que sea transportado por gas (como en las unidades de craqueo catalítico), transportado por líquido (como en las pastas aguadas abrasivas) o tirado por la gravedad (como en las líneas de transferencia de catalizador). Debido a la asociación de velocidad y energía cinética, la severidad de la erosión puede aumentar según alguna potencia (por lo común hasta la 3a.) de la velocidad. El ángulo de incidencia también influye en la severidad. A velocidades supersónicas, incluso las gotitas de agua pueden ser intensamente erosivas. Hay cierta evidencia que la respuesta de los metales que resisten la erosión es afectada por si son dúctiles o frágiles. Es probable que la mayor parte de la erosión relacionada con el procesamiento de hidrocarburos sea del tipo erosivo.

Se dispone de un gran surtido de aleaciones para el servicio abrasivo en las formas de aleaciones forjadas, materiales consolidados de metales sinterizados, fundiciones y aleaciones con superficie endurecida. Éstos se pueden clasificar de manera aproximada como sigue, teniéndose arriba los materiales más resistentes a la abrasión y los más tenaces, abajo:

- Materiales consolidados de carburo de tungsteno y de carburo sinterizado.
- Hierros fundidos al alto cromo y aleaciones con revestimiento de metal duro.
- Hierros martensíticos y aleaciones con revestimiento de metal duro.
- Hierros fundidos austeníticos y aleaciones con revestimiento de metal duro.
- Aceros martensíticos.
- Aceros perlíticos.
- Aceros ferríticos.
- Aceros austeníticos, en especial el tipo al 13% de manganeso.

Aunque es probable que la tenacidad y la resistencia a la abrasión sean propiedades opuestas, se requiere un juicio considerable al decidir en dónde, en esta serie, se encuentra el mejor candidato, en especial si las consideraciones económicas son importantes. La elección más fácil es en los extremos.

También se pueden considerar las aleaciones a base de níquel y a base de níquel. Sus méritos principales son la resistencia al calor y la resistencia a la corrosión, respectivamente. En relación con simple resistencia a la abrasión, las aleaciones a base de hierro en general son las más económicas. La base de la clasificación — contenido total de aleación — puesta a veces hacia adelante en el campo del revestimiento con metal duro es engañosa, en especial ya que implica que el mérito aumenta con el contenido de aleación. Esto puede desaprobarse respecto a la abrasión. El carbono tiene un papel dominante en la determinación de la resistencia a la abrasión; es más, casi nada añade al costo de una aleación en la forma de una fundición o un electrodo para recubrimiento por soldadura. Por desgracia, para muchas aleaciones patentadas no se revela la cantidad de carbono usada ni su papel.

Dureza. Aunque el carbono es importante, se debe usar una visión apropiada para que sea más eficaz. En la forma de grado de fito suele ser perjudicial. Como carburos duros, la forma, distribución y el carácter cristalográfico son importantes. Incluso la dureza debe usarse con discreción para evaluar la resistencia al desgaste; debe de considerarse como una prueba de desgaste no validada hasta que no haya sido probada su relación con un servicio dado. Pruebas sencillas y de amplio uso (por ejemplo, para la dureza Brinell o la Rockwell) casi nada dicen acerca de la dureza de los componentes microscópicos.

Para una prueba de erosión, es probable que la dureza Brinell o la Rockwell muestren una relación inversa con el contenido de aceros al carbono y de baja aleación. Si contienen más del 0.55% de carbono, pueden endurecerse hasta un nivel elevado. Sin embargo, con la misma dureza, o incluso a una dureza más baja, ciertos aceros fundidos martensíticos (HC 250 y Ni-Hard) pueden superar de manera considerable los aceros al carbono y de baja aleación. Por simplificación, cada una de estas aleaciones se puede considerar como una mezcla de carburo duro y de acero templado. Las pruebas usuales de dureza tienden a reflejar principalmente la parte de acero, indicando quizá de 500 a 650 BHN. Incluso el indentador cónico de diamante Rockwell es demasiado grande para medir la dureza de los carburos; se debe usar una punta aguda de diamante con una carga ligera. El indentador de pirámide de diamante Vickers proporciona esto, dando valores de alrededor de 1100 para el carburo de hierro en el Ni-Hard y de 1700 para el carburo de cromo en el HC 250. (Estos números tienen la misma base matemática que los números más comunes de dureza Brinell).

iferencia revelada microscópicamente en la dureza de carburos explica la resistencia superior a la erosión de estos vs fundidos en comparación con los aceros templados. y otra diferencia interesante entre los dos hierros. El Ni- (nominalmente 1½ Cr, 4½ Ni, 3C) tiene una matriz del ro de hierro que rodea las áreas del constituyente acero. matriz frágil proporciona una trayectoria continua si se de iniciar una grieta; por tanto, la aleación es vulnerable y es débil a la tensión. Como contraste, el HC 250 nominalmente 25 Cr, 2½ C) tiene a la parte de acero como la : que contiene cristales en islas de carburo de cromo. la matriz es tenaz, el HC 250 tiene más resistencia al to y la resistencia a la tensión es alrededor del doble de a que la del Ni-Hard. Es más, mediante un tratamiento ado de recocido, la matriz se puede ablandar lo suficien- io para permitir ciertas operaciones de maquinado y, a uación, volverse a templar para el servicio.

a superpuesta. El diseño también debe de considerar si ppiado o deseable un substrato tenaz cubierto con una ura. El proceso es bastante adaptable y contribuye con ntajas de protección hasta una profundidad desde 1/32 lrededor de 1/8 de pulgada, la incorporación de una base on la mejor de las aleaciones resistentes a la abrasión, ónómico de materiales caros como el carburo de tungs- fácil aplicación en el campo así como en las plantas de ción y, por lo común, sólo se necesita un sencillo equipo ldadura. A veces, los altos costos de la mano de obra uyen una desventaja. ienen limitaciones de tamaño. Si se revisten grandes mediante soldadura automática, sólo se pueden aplicar

aleaciones tenaces, sin agrietamiento. Las grietas tienden a detenerse en la base más tenaz, pero no existe una respuesta simple a la pregunta acerca de la resistencia a la erosión de una superficie que contiene grietas finas.

La erosión y corrosión combinadas requieren una consideración especial. La mayor parte de los aceros inoxidables y las aleaciones relacionadas resistentes a la corrosión deben la estabilidad de su superficie y la baja razón de corrosión a películas pasivas que se desarrollan sobre la superficie antes de la exposición a los fluidos reactivos o durante ésta. Si las condiciones cambian de pasivas a activas, o bien, si se elimina la película pasiva y no se restablece con prontitud, pueden esperarse razones mucho más altas de corrosión.

En donde interviene la erosión por un abrasivo transportado por un líquido, el comportamiento de una aleación resistente a la corrosión dependerá en gran parte de la rapidez con la que la erosión quite la película pasiva y aquella con la cual se vuelve a formar.

Si la cantidad de remoción de metal por la erosión es significativa, es probable que la superficie sea continuamente activa. La pérdida de metal será el efecto aditivo de la erosión y la corrosión activa. A veces, el índice de la erosión es mayor que la de la corrosión activa. Entonces, el juicio de selección del material puede descartar la corrosión y proceder sobre la base de la resistencia a la erosión, siempre que los índices de la corrosión de las superficies de las aleaciones consideradas no sean muy diferentes. Como un ejemplo de las magnitudes, un buen hierro al alto cromo puede perder metal por la erosión sólo con un décimo de la rapidez con la que lo hacen los aceros inoxidables usuales.

Idad de las tuberías

os últimos años, existe un interés renovado en la tenaci- las tuberías. Las imperfecciones de las tuberías han o fallas, y la mayor tenacidad hace que esas tuberías mejor los defectos, lo que ayuda a prevenir o mitigar las as.

predicción del nivel apropiado de la resistencia a la fract- ictil comprende un análisis de las propiedades del fluido, idiciones de operación y las propiedades de los materia- embargo, para las tuberías de gas natural que contienen almente metano con muy pocos hidrocarburos pesados, ca una ecuación sencilla:

$$= 0.0072S_o^2 (Rt)^{1/3}$$

nde $R_{m\acute{a}x}$ = Nivel requerido de energía absorbida por un espécimen de 2/3 de tamaño, con muesca en V de Charpy para garantizar la detención de una fractura dúctil, ft-lb.

S_o = Nivel máximo de esfuerzo de zuncho en operación, según se determine por la

fórmula de Barlow, usando la presión máxima de operación, Ksi (miles de lb/in²).

$R = \frac{1}{2}$ del D. E. del tubo, in

t = Espesor de pared del tubo, in

En el artículo fuente se analiza el uso de la Especificación de la API 5L-Requisito suplementario 5 (API 5L SR 5) con el fin de obtener la tenacidad adecuada a la fractura. En cierto tubo de diámetro pequeño y pared delgada no se puede usar la API 5L SR 5, de modo que en el artículo se analizan otras posibilidades para obtener la tenacidad adecuada. Si el comprador se limita al análisis químico, se da la directriz siguiente: "Deben de evitarse los materiales con contenido muy altos de carbono ($C > 0.25$), muy alto azufre ($S > 0.015$) y muy alto fósforo ($P > 0.01$)".

Fuente

Kiefner, J. F. y W. A. Maxey, "Specifying Fracture Toughness Ranks High In Line Pipe Selection", *Oil and Gas Journal*, 9 de octubre de 1995.

Errores comunes relacionados con la corrosión

Kirby¹ da un buen consejo para los diseñadores que no son expertos en metalurgia. Les da siete trampas que hay que evitar:

1. No comprender los detalles del servicio con corrosión. Establecer sólo el ácido predominante sin otros detalles (como la presencia del ion cloruro) es un ejemplo. El autor explica cómo usar el acrónimo SPORTSFAN:

S = Solvente

P = pH

O = Potencial de oxidación

R = Potencial de reducción

T = Temperatura

S = Sales en solución

F = Fluido, condiciones de flujo del

A = Agitación

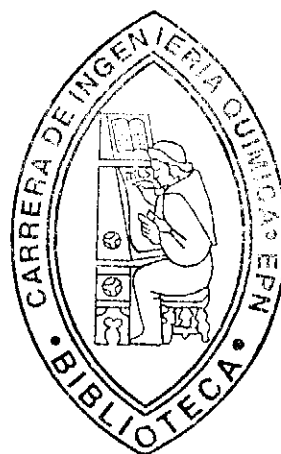
N = Nuevos aspectos o cambios a un proceso químico

2. Concentrarse sobre la corrosión global o general. Ignorar la picadura, la corrosión en rendijas, la corrosión con esfuerzo, el agrietamiento, etcétera.
3. Ignorar el servicio alcalino. Sólo porque los álcalis fuertes no causan corrosión global severa en el acero al carbono o el inoxidable, no se pase por alto la corrosión con esfuerzo, el agrietamiento o los efectos sobre otros materiales.
4. No considerar el agua o las soluciones acuosas diluidas. Esto se puede pasar por alto si el otro lado del tubo o serpentín tiene productos químicos fuertes, como el ácido sulfúrico.

5. Confusión acerca del grado L de los aceros inoxidables. El grado L, como el 304L, tiene contenido más bajo de carbono (0.03% en comparación con 0.08%) que los grados estándar (por ejemplo, el 304). Los grados L se usan para prevenir la "sensibilización" proveniente de la precipitación de carburo durante la soldadura. Esto minimiza el ataque de ácidos fuertes de las áreas con metal agotado a lo largo de las soldaduras. No hay que olvidar la especificación del grado L para el metal de aporte así como para la placa base. Existe cierta confusión en el sentido de que la finalidad del grado L es manejar el agrietamiento por corrosión con esfuerzo en cloruro, en niveles de porcentaje o de múltiplos de ppm.
6. No tomar en cuenta el potencial de oxidación o de reducción de las soluciones ácidas. Para las aleaciones que no contienen cromo, que son capaces de soportar ácidos reductores, una pequeña cantidad (al nivel de ppm) de un producto químico oxidante puede tener efectos devastadores.
7. Despreciar los rastros de productos químicos. Buscar los niveles de ppm de cloruro con los aceros inoxidables, o los niveles de ppm de amoníaco con las aleaciones a base de cobre, por ejemplo.

Fuente

Kirby, G. N., "Avoid Common Corrosion Mistakes for Better Performance", *Chemical Engineering Progress*, abril 1997.



19

Seguridad

Estimación del LEL y del punto de inflamación	270
Capa de gas inerte en los tanques	270
Purgado del equipo	272
Carga estática proveniente del flujo de fluidos	273
Inflamabilidad de las mezclas	276
Múltiples de alivio	279
Ventilación natural	285

Estimación del LEL y del punto de inflamación

El límite explosivo inferior (LEL, *lower explosive limit*) es la concentración mínima de vapor en el aire que soportará una llama cuando se enciende. El punto de inflamación es la temperatura más baja de un líquido que produce vapor suficiente para que una llama abierta se encienda en el aire.

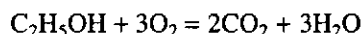
Gooding proporciona maneras de estimar estas dos importantes propiedades relacionadas con la seguridad. En los métodos se aplican las siguientes reglas observadas:

1. El LEL se presenta en aproximadamente 50% de la concentración estequiométrica de oxidación a la temperatura y presión ambientes.
2. El punto de inflamación se presenta a alrededor de la temperatura a la cual el líquido tiene una presión de vapor igual a la presión parcial del LEL.
3. Entonces se concluye que, conociendo la estequiometría y contando con una gráfica de la presión de vapor, se puede determinar el LEL y el punto de inflamación. Asimismo, si se conoce el LEL o el punto de inflamación, se puede usar una gráfica de la presión de vapor para conocer el otro.

Ejemplo:

Estímese el LEL y el punto de inflamación para el etanol.

La ecuación de la oxidación (combustión) es:



Para un mol de etanol se necesitan:

3 moles de O_2 ,

o sean $3/0.21 = 14.28$ moles de aire.

Por tanto, la concentración estequiométrica del etanol en el aire es una fracción molar de $1/15.28 = 0.0654$. El LEL es el 50% de esto, o sea, una fracción molar de 0.0327. Esto concuerda con el valor de 3.3% en volumen del que se informa.

La presión parcial del etanol correspondiente al LEL es 0.0327 atm. La temperatura que produce una presión de vapor de 0.0327 atm es de 11°C , que es el punto de inflamación que se predice de esta manera. Éste se encuentra muy cercano a 13°C del que se informa.

El artículo de Gooding presenta gráficas que muestran gran exactitud para estos métodos.

Fuente

Gooding, Charles H., "Estimating Flash Point and Lower Explosive Limit", *Chemical Engineering*, 12 de diciembre de 1983.

Capa de gas inerte en los tanques

Por seguridad se usa gas inerte para colocar una capa en el interior de ciertos tanques de techo fijo. Enseguida se precisa cómo determinar las necesidades de gas inerte. El gas inerte se pierde de dos maneras: pérdidas por respiración debidas a la diferencial de temperatura diurna/nocturna y pérdidas por trabajo para desplazar los cambios en el nivel activo.

Pérdidas por respiración

1. Determinése el volumen del vapor, V_0 :

$$V_0 = (\pi D^2/4) (\text{Parte prom faltante para llenar})$$

en donde

D = Diámetro del tanque, ft
parte prom. faltante para llenar = Espacio promedio de vapor, ft

V_0 = Volumen del vapor, scf
(ft^3 estándar)

2. Calcúlese la pérdida diaria por respiración (DBL, *breathing loss*)

$$\text{DBL} = V_0 \{ [(460 + T_s + T_{dc}/2) / (460 + T_s + \Delta - T_{dc}/2)] - 1 \}$$

en donde

T_s = Temperatura de almacenamiento, $^\circ\text{F}$

T_{dc} = Cambio diario en la temperatura, $^\circ\text{F}$

DBL = Pérdida diaria por respiración, scf

Δ = Ajuste por la diferencial entre los valores prefijados de la capa de gas inerte y el alivio de presión (normalmente $2\text{--}4^\circ\text{F}$)

3. Véanse las figuras 1 y 2 en relación con T_s y T_{dc} .

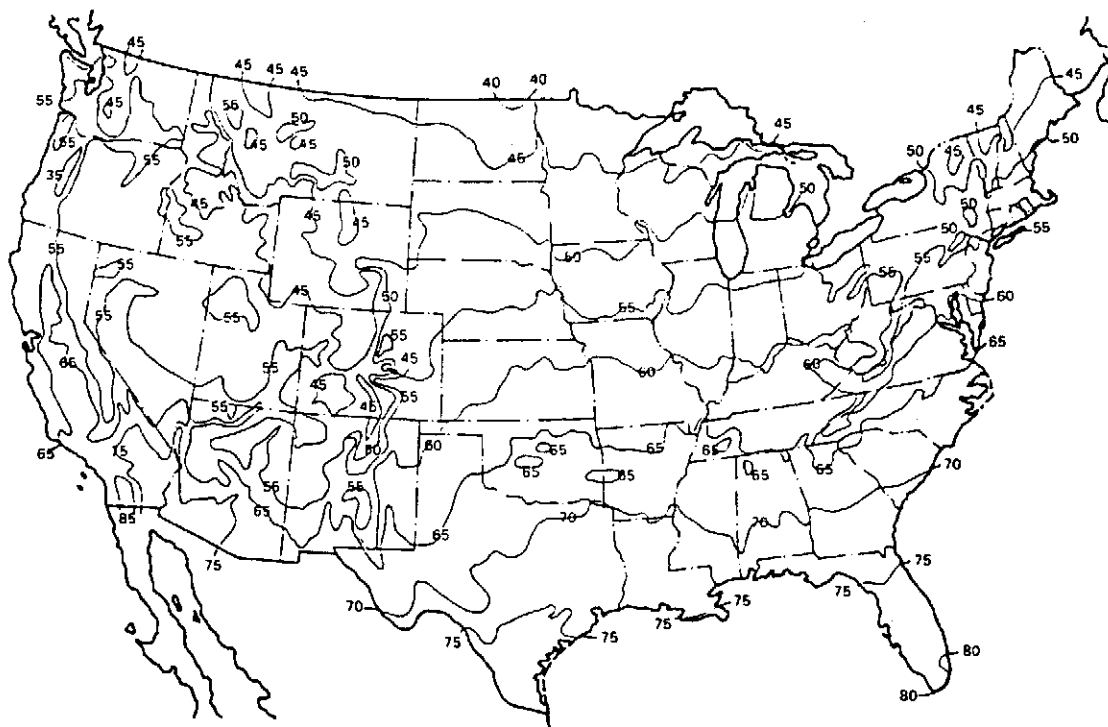


Figura 1. Temperaturas promedio de almacenamiento para E. U., usadas para estimar las pérdidas por respiración.

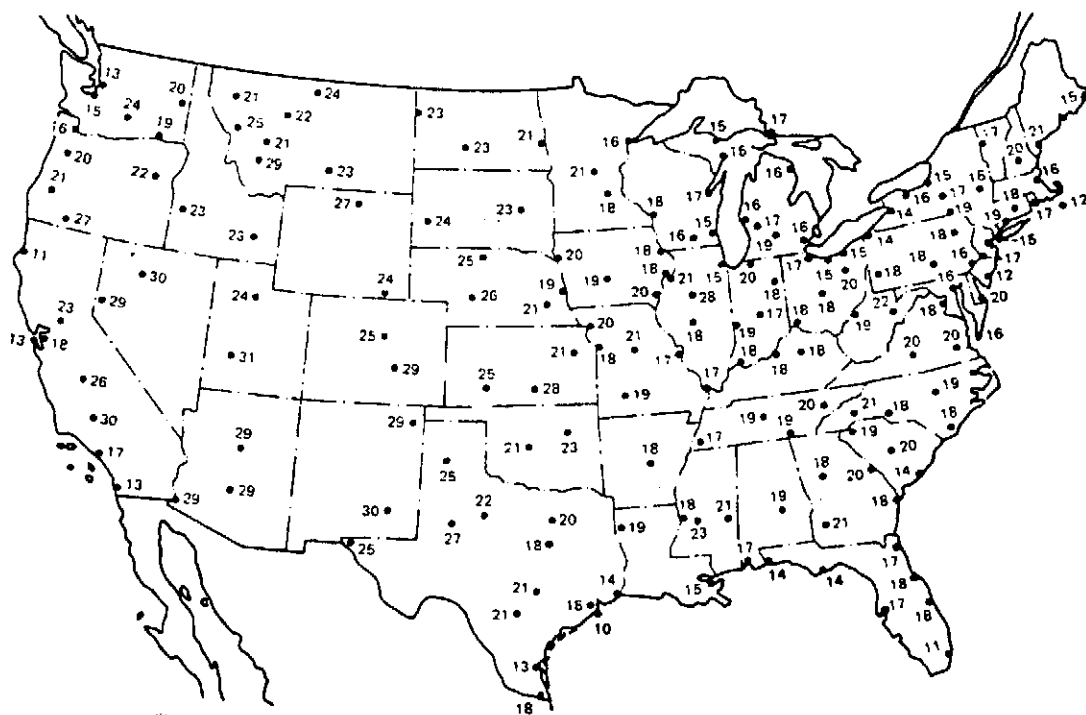


Figura 2. Cambios promedios diarios en la temperatura para E. U., usados para estimar las pérdidas por respiración.

Pérdidas por trabajo

Úsense los equivalentes siguientes de desplazamiento del gas inerte al líquido del tanque (bbl = barril):

$$1 \text{ gal} \times 0.1337 = 1 \text{ scf de gas inerte}$$

$$1 \text{ bbl} \times 5.615 = 1 \text{ scf de gas inerte}$$

Ejemplo: Un tanque de techo fijo.

$$D = 128 \text{ ft}$$

$$\text{Altura} = 36 \text{ ft}$$

Parte prom. faltante por llenar = 12 ft

$$\text{Gasto anual} = 300\,000 \text{ bbl}$$

Lugar = Nueva Orleans

Determinese el uso mensual de gas inerte.

Solución:

$$T_s = 75^\circ\text{F} \text{ (Fig. 1)}$$

$$T_{dc} = 15^\circ\text{F} \text{ (Fig. 2)}$$

$$\Delta = 2^\circ\text{F} \text{ (Supuesto)}$$

Volumen

$$\text{de vapor} = [\pi(128)^2/4](12) = 155\,000 \text{ ft}^3$$

$$\text{DBL} = 155\,000 \{ [(460 + 75 + 15/2) (460 + 75 + 2 - 15/2)] - 1.0 \} \text{ scf/día}$$

$$= 3805 \text{ scf/día,} = 114\,000 \text{ scf/mes}$$

o sea 3805(30)

Pérdida men-

$$\text{sual por trabajo} = (300\,000/12) (5.615) = \frac{140\,000 \text{ scf/h}}{254\,000 \text{ scf/h}}$$

$$\text{Uso total de gas inerte} = \frac{140\,000 \text{ scf/h}}{254\,000 \text{ scf/h}}$$

Fuente

Blakey, P y Orlando, G., "Using Inert Gases For Purging and Transfer", *Chemical Engineering*, 21 mayo de 1984.

Purgado del equipo

Blakey y Orlando dan métodos útiles para la determinación de las necesidades de gas inerte para purgado.

Purgado por dilución

- El gas inerte sencillamente fluye por el recipiente y reduce la concentración del componente no deseado.
- Se usa para tanques, reactores y otros recipientes.
- Úsese la figura 1 para determinar la cantidad de gas inerte requerida para la purga.

Ejemplo: Necesita purgarse un tanque lleno de aire (21% de O_2) hasta dejar 1% de O_2 . A partir de la figura 1 se ve que se requieren 3.1 volúmenes del recipiente de gas inerte.

Purgado por ciclos de presión

- El recipiente que está a 1 atm se presuriza y se desfoga en forma alternada con gas inerte.
- Se usa para recipientes que pueden soportar 30 psig o más, recipientes con sólo una lumbrera, o bien, recipientes con serpentines o desviadores en el interior. Resulta útil cuando de cualquier manera se necesita la presurización, como para hacer pruebas.
- La razón de dilución es $(1/P)^n$
 en donde
 P = Presión, atm
 n = Número de ciclos
- La cantidad de gas inerte requerida para cada ciclo es $P - 1$ volúmenes del recipiente.

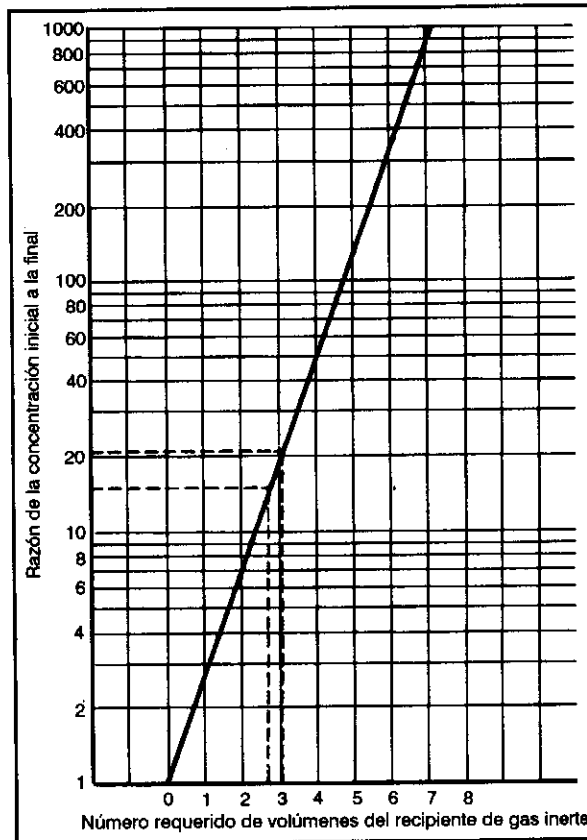


Figura 1. Los volúmenes del recipiente de gas inerte se determinan por la razón del gas final al inicial.

Ejemplo: Púrguese el O_2 desde el 21% hasta el 1%. Úsese el vacío con ciclos de presión a 5 atm.

En dos ciclos se llevará a cabo la tarea ya que $(1/5)^2 = 0.04$ $(21) = 0.84\%$ de O_2 . Para cada ciclo, el volumen de purga $5 - 1 = 4$ volúmenes del recipiente; de modo que el volumen total de purga es 8 volúmenes del recipiente.

Purgado por ciclos de vacío

El recipiente se evacua y se alimenta con gas inerte hasta 5 atm, en forma alternada.

Sólo se puede usar para recipientes capaces de soportar el vacío.

La concentración del componente no deseado se reduce de C hasta CP^n .

donde

C = Concentración, %.

P = Presión, atm.

n = Número de ciclos.

La cantidad de gas inerte requerida para cada ciclo es $1 - P$ volúmenes del recipiente.

Ejemplo: Púrguese el O_2 desde el 21% hasta el 1%. Úsese el purgado con ciclos de vacío a 0.5 atm.

$C = 21\%$; $CP^n = 1\%$, o sea $21(0.5)^n = 1$; $(0.5)^n = 0.048$.

$n = 4.4$, de modo que úsense 5 ciclos.

Gas requerido para la purga $= 5(1 - 0.5) = 2.5$ volúmenes del recipiente.

Fuente

Blakey, P. y Orlando, G., "Using Inert Gases for Purging, Blanketing and Transfer", *Chemical Engineering*, 28 de mayo de 1984.

Estática proveniente del flujo de fluidos

En el artículo siguiente, escrito por Adam Zanker para *Hydrocarbon Processing* (marzo de 1976), se reimprime a continuación su totalidad.

El desarrollo de cargas electrostáticas en tanque y recipientes en los cuales se bombean o se agitan hidrocarburos se reconocen como un riesgo grave. Esta electricidad, la que se genera en los tanques durante estas operaciones normales ocasiona una chispa en el espacio de vapor de un

tanque. No lo hacen ver las estadísticas, durante 10 años en un tanque y en una sola compañía petrolera, 10 incendios se han debido a la electricidad estática, causando daños y pérdidas por un monto de millones de dólares.¹

Los órdenes de magnitud de las corrientes y voltajes relacionados con la electricidad estática son diferentes de la magnitud reconocida por la que nos son comunes en la vida cotidiana. Los voltajes son en extremo elevados; cientos de miles de voltios son comunes. Sin embargo, las corrientes suelen ser mucho menores que un millonésimo de ampere. Esto se debe a la resistividad en extremo elevada de los productos de hidrocarburos. La resistividad varía desde 10^{11} hasta 10^{15} ohm-cm.

La caída de voltaje se puede calcular a partir de la ley de

Ohm. En algunas fuentes técnicas¹ se hace ver que una diferencia de potencial de 30 000 volts por centímetro es suficiente como para causar una chispa; en otras fuentes² se dice que 18 000 volts por centímetro son suficientes.

La información acerca de la corriente generada y de la resistividad del hidrocarburo en particular bombeado es esencial para calcular la diferencia de voltaje. De modo subsiguiente, esto hace ver si existe el peligro de una autoignición o explosión, en cualquier caso particular.

La resistividad de un hidrocarburo se puede medir de manera directa o tomarse de valores típicos promedio cuyas listas se encuentran en fuentes técnicas.

El valor de la corriente generada por el bombeo puede calcularse con facilidad, a partir de la fórmula, o hallarse gráficamente en el nomograma anexo a este artículo.

Cuando el valor de la diferencia de voltaje sobrepasa los 30 000 volts por centímetro, el peligro existe y tienen que tomarse una o algunas de las precauciones siguientes:

- Tiene que reducirse la velocidad de bombeo. Esto se puede hacer al cambiar los tubos por otros de diámetros más grandes, o bien, insertando por lo menos un sector agrandado adicional de tubo, el cual actúa como "tanque de relajamiento" y permite el "autorrelajamiento" de la corriente generada.
- Los techos de los tanques tienen que cambiarse por los tipos flotantes, para minimizar la atmósfera peligrosa de la mezcla de vapor de hidrocarburos y aire, la cual puede explotar al producirse una chispa debida a la electricidad estática.

Cuando la resistividad es igual a 10^{13} ohm-cm y la corriente es 10^{-8} A, la caída de voltaje es igual a

$$10^{-8} \times 10^{13} = 10^5 \text{ volt-cm}$$

Lo anterior es en especial importante para los hidrocarburos tipo JP-4 ya que producen una atmósfera explosiva típica, a la temperatura ambiente, arriba del nivel del líquido.

La atmósfera en los tanques de gasolina es demasiado rica en hidrocarburos y en los de queroseno es demasiado pobre éstos, de modo que, desde el punto de vista teórico, las dos mezclas de aire y vapor están fuera del rango de explosividad.

- Cuando el cambio de techo es imposible, resulta conveniente cambiar el aire que se encuentra en el espacio libre del tanque por bióxido de carbono, la cual prevendrá la ignición en el caso de producción de una chispa.
- Una práctica muy frecuente es la adición de aditivos anti-estáticos, los cuales reducen fuertemente la resistividad de los hidrocarburos haciendo que, de este modo, disminuya la diferencia de voltaje.

En el excelente trabajo de W. M. Bustin & Co.¹ se encuentra una lista ampliada de métodos menos comunes que se usan para prevenir la formación de electricidad estática o para reducir su peligrosa influencia. Como se ha dicho, el conocimiento de la corriente generada por el bombeo y la agitación de los hidrocarburos tiene una importancia esencial.

El orden de magnitud de las corrientes debidas al bombeo se encuentra en el rango de -100 a -1000×10^{-10} A. Cuando el hidrocarburo se bombea a través de filtros o se descarga en forma de chorro, estos valores pueden ser incluso mayores.

Como muestra la experiencia (la cual, sin embargo, no concuerda mucho con la teoría), la generación más fuerte de corriente ocurre cuando la resistividad de los hidrocarburos se encuentra entre 10^{12} a 10^{14} ohm-cm y disminuye más allá de este rango.

Generación de carga en tuberías. El problema de cargas eléctricas producidas por el flujo de productos de hidrocarburos en líneas de tubos fue estudiado por muchos investigadores.

Bustin, Culbertson y Schleckser¹ diseñaron una unidad de investigación que consta de:

1) Tambor fuente y sección de bombeo	(sección 1)
2) Línea de prueba	(sección 2)
3) Tambor receptor	(sección 3)

Se bombearon hidrocarburos a través de esta unidad y se midieron las corrientes a tierra de cada sección.

Sobre la base de estas mediciones, han desarrollado una fórmula media empírica y media teórica que permite hacer la predicción de la corriente generada en la tubería durante el flujo de hidrocarburos.

Esta fórmula es la siguiente:

$$I_L = -[(T \times K \times V^{1.75}) + I_S] (1 - e^{L/TV})$$

en donde

I_L = Corriente de la sección 2 (tubería) hacia tierra (en amperes $\times 10^{-10}$)

I_S = Corriente de la sección 1 (tambor fuente y bomba) hacia tierra (en amperes $\times 10^{-10}$)

T = Constante de tiempo (encontrada experimentalmente como igual a 3.4 s)

V = Velocidad lineal de hidrocarburos en línea, fps

L = Longitud del tubo, pies

K = Factor de proporcionalidad, determinado por el diámetro del tubo y la tendencia a cargarse de la interfaz hidrocarburo-tubo

Para estas pruebas, se usó un tubo liso de acero inoxidable con un diámetro de $\frac{1}{4}$ pulgada.

Para este caso particular, el valor hallado para K fue:

$$K = 0.632$$

Este factor K es de manera aproximada proporcional a la aspereza del tubo (factor de fricción) e inversamente proporcional al diámetro del mismo:

$$K \propto \frac{f}{D}$$

El hidrocarburo con el que se hizo la prueba fue el combustible para aviones JP-4.

Al tomar en cuenta las condiciones reales de sus pruebas (más de 40 pruebas realizadas), los autores calcularon la siguiente:

$$I_L = -[(2.15) (V^{1.75}) + I_S] (1 - e^{-L/3.4V})$$

la cual muestra una concordancia excelente con los resultados de sus pruebas (el error por debajo de $\pm 5\%$). El $(-)$ muestra que la corriente en la tubería tiene una polaridad negativa, en que la medida en el tanque siempre tuvo polaridad positiva.

Desde el punto de vista teórico, la suma algebraica de las tres corrientes medidas provenientes de las tres secciones debe ser siempre cero; sin embargo, en las pruebas separadas han encontrado diminutas diferencias.

El nomograma. El cálculo de la corriente generada en el tubo durante el flujo de hidrocarburos, según la última de las fórmulas dadas, es molesto y tardado.

Por lo tanto, se presenta un nomograma (Fig. 1) que permite el cálculo del valor de I_L en un par de segundos, usando solamente el movimiento de una regla.

El nomograma consta de una rejilla en donde están colocadas dos familias de curvas (para L y V) y dos escalas (verticales) para I_S e I_L (en amperes $\times 10^{-10}$).

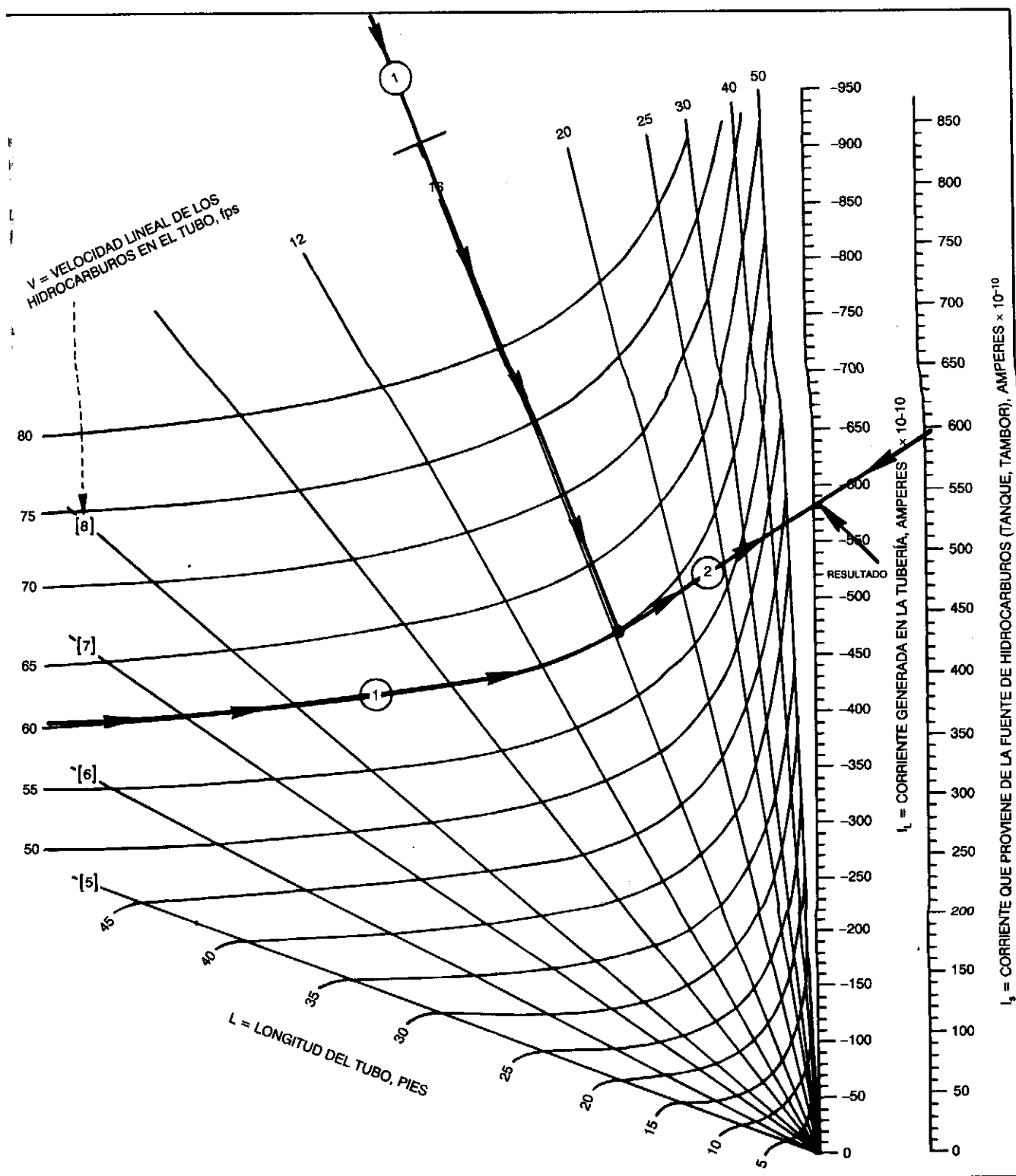


Figura 1. Nomograma para determinar la corriente generada en las tuberías por el flujo de hidrocarburos. (fps = ft/s)

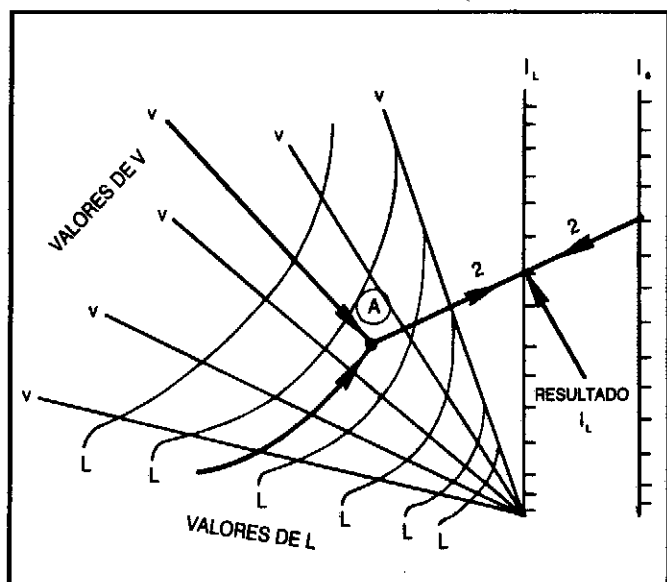


Figura 2. Ejemplo de cómo usar el nomograma para hallar la corriente generada en las tuberías.

Con referencia a la figura 2, el uso de este nomograma es como sigue:

- Encuéntrese el punto de intersección de las curvas para los valores conocidos de L y V , en la rejilla. Interpólese si es necesario. Márquese este punto como A .
- Únase el punto A , con una regla, con el valor conocido de I_s , en la escala apropiada, y léase el resultado final I_L en el punto de intersección de la regla con la escala de I_L .

Ejemplo típico. Dado: un tambor que contiene JP-4. La corriente en este tambor (corriente de la fuente) es igual a $+600 \times 10^{-10}$ A.

De este tambor se bombea el líquido por una línea de 60 pies (DI de $\frac{1}{4}$ pulgada) con la velocidad lineal $V = 15$ fps.

Se quiere calcular la corriente en la línea generada durante el bombeo.

Solución. Según el "procedimiento" descrito, se encuentra que esta corriente es igual a:

$$I_L = -585 \text{ A} \times 10^{-10}$$

Nota: En la figura 1 se muestra este ejemplo.

Análisis. Los diseñadores de esta fórmula³ no presentan una fórmula de uso generalizado para todos los casos de bombas de hidrocarburos.

Sin embargo, a partir de los resultados y las gráficas anexas y de otras fuentes citadas,^{2,3} se pueden dar las reglas siguientes aproximadas:

El resultado obtenido por medio del nomograma se puede adaptar de manera aproximada a otras condiciones al multiplicar por los siguientes factores **aproximados**:

Nueva condición	Factor aproximado de multiplicación
Tubo áspero de acero (inoxidable)	1.3
Tubo limpio de acero al carbono	0.7
Tubo oxidado de acero al carbono	2
Tubo de neopreno	1 a 1.5
Tubo con cualquier diámetro, D (pulgadas)	$\frac{0.25}{D}$
Fluido que fluye: querosina	2 a 3
Fluido que fluye: gasolina	0.2 a 0.5

Esta fórmula puede no adaptarse al petróleo o productos relacionados con resistividad en extremo baja (resistividad $10^{10} \Omega \text{ cm}$) o en extremo alta (resistividad $> 10^{15} \Omega \text{ cm}$).

Literatura citada

1. Bustin, W. M., Culbertson, T. L. y Schleckser, C. E., "General considerations of static electricity in petroleum products", Memorias del American Petroleum Institute, sección III, Refining, volumen 37 (III), págs. 24-63, 1957.
2. Mackeown, S. S. y Wouk, V., "Electrical charges produced by flowing gasoline", *Ind. Eng. Chem.*, 34 (6), 659-64, junio de 1942.
3. Klinkenberg, A., "Production of static electricity by movement of fluids within electrically grounded equipment", Memorias del Cuarto Congreso Mundial del Petróleo, sección VII-C, artículo No. 5, 253-64, Carlo Colombo, Roma, 1955.

Inflamabilidad de las mezclas

Se han usado los límites de inflamabilidad para componentes puros y mezclas seleccionadas para generar reglas para mezclas.¹ Estas se aplican a mezclas de metano, etano, propa-

no, butano, monóxido de carbono, hidrógeno, nitrógeno, dióxido de carbono. Se puede consultar el trabajo de Coward y Jones² respecto a otras mezclas.

Caso 1: Mezcla combustible en aire

se la tabla siguiente:

Tabla 1
Límites de inflamabilidad

Gas	Límite inferior	Límite superior
C ₁	5.0	15.0
C ₂	3.0	12.4
C ₃	2.1	9.5
C ₄	1.8	8.4
CO	12.5	74.0
H ₂	4.0	75.0

se la ley de LeChatelier para mezclas, como en el siguiente (se usan porcentajes en volumen):
a una mezcla de 70% C₁, 20% C₂ y 10% C₃,

inferior = $100/(70/5.0 + 20/3.0 + 10/2.1) = 3.9\%$

superior = $100/(70/15.0 + 20/12.4 + 10/9.5) = 13.6\%$

Mezcla combustible que contiene los gases inertes y CO₂; complicada porque también contiene O₂

aplicar este método, la razón O₂/N₂ debe ser menor que libre (< 20.9/79.1).

mezcla de ese tipo es: 8% C₁, 4% C₂, 1% C₃, 1% C₄, 25.4% CO₂ y 59.2% N₂.

Supuesto, en primer lugar hay que encargarse del aire. El porcentaje de aire es $2/0.209 = 9.6\%$. Esto deja 90.4%. Si se diluye al 100%, se tiene: 8.8% C₁, 4.4% C₂, 1.1% C₃, 1.1% C₄, 25.4% CO₂ y 59.2% N₂.

En la continuación se hará uso de los datos sobre mezclas dadas en la literatura, de las figuras 1 y 2.

Se pueden generar una o dos mezclas componentes para estar dentro de los rangos de las figuras 1 y 2, como se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2
Ejemplo de datos requeridos*

Número de mezcla analizado	Componentes combustibles		Componentes inertes		Razón de inerte a combustible	Límite inferior %	Límite superior %	Fuente del límite
	Especies	%	CO ₂ , %	N ₂ , %				
1	C ₁	8.8	22.0	0	2.5	20.5	29.0	Figura 1
2	C ₂	4.4	0.68	0	5.0	20.4	32.4	Figura 2
3	C ₃		3.72	0	12.0	41.2	47.5	Figura 2
4	C ₄		1.1	14.6	13.3	35.0	44.1	Figura 2
5		1.1	0	0	0	1.8	8.4	Tabla 1
		15.4	25.4	59.2	100.0			

Para hallar los límites de inflamabilidad de la mezcla de ejemplo al aire libre de 8.8% CH₄, 4.4% C₂H₆, 1.1% C₃H₈, 1.1% C₄H₁₀, 25.4% CO₂ y 59.2% N₂. Según Coward y Jones.

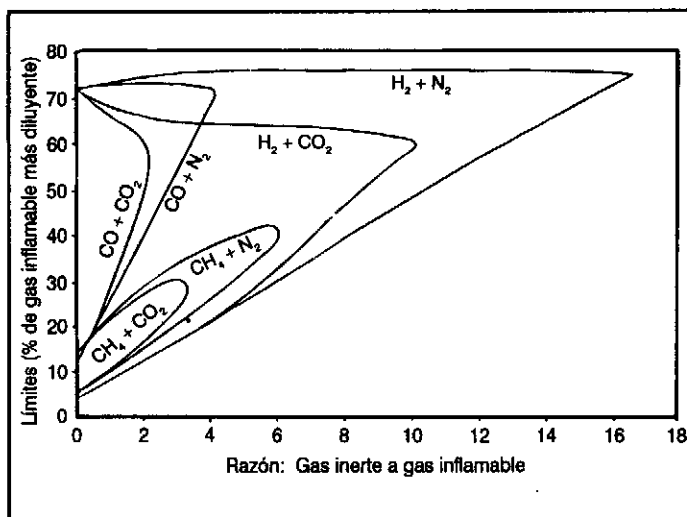


Figura 1. Límites de inflamabilidad (tomada de Coward y Jones).

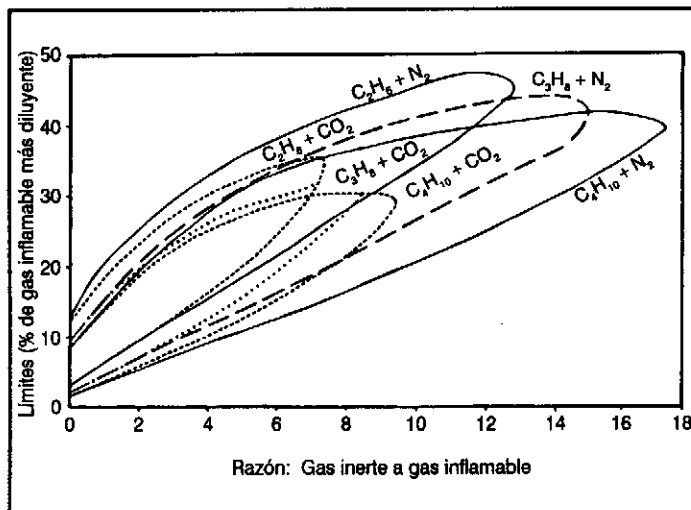


Figura 2. Límites de inflamabilidad (tomada de Coward y Jones).

Se aplica la ley de LeChatelier de manera semejante al caso 1:

$$\text{Límite inferior} = 100/(30.8/20.5 + 4.08/20.4 + 48.32/41.2 + 15.7/35.0 + 1.1/1.8) = 25.4\%$$

Límite superior, calculado de modo semejante = 37.1%

Por supuesto, éstos son los límites para la mezcla al aire libre. Pero recuérdese, la mezcla original, antes de que se eliminara el aire, tenía 2% O_2 . De modo que el límite inferior para la mezcla original (habiéndose regresado el aire) es $25.4\% + 2/0.209 = 35.0$ (el mayor límite inferior quiere decir que se tiene un mayor porcentaje de la mezcla combustible en el aire, o bien, que se requiere un porcentaje *más bajo* de aire con la mezcla combustible para causar la combustión). Resulta lógico que se necesite *menos* aire, ya que la mezcla original (habiéndose regresado el aire) tiene un inicio avanzado respecto a la combustión (con el contenido de 2% O_2).

De manera análoga, el límite superior de la mezcla original es $37.1\% + 2/0.209 = 46.7\%$. El razonamiento es el mismo que para el límite inferior.

Caso 3: Manera de hacer inerte una mezcla inflamable

Puede resultar conveniente añadir N_2 suficiente a la mezcla al aire libre del caso 2 para hacerla no inflamable (o inerte). Se puede usar el método del caso 2 para construir una "envolvente de inflamabilidad", como se muestra en la figura 3. Se combina N_2 con la mezcla hasta que una iteración final al 72% de la mezcla original más 28% N_2 dé la mezcla inerte requerida.

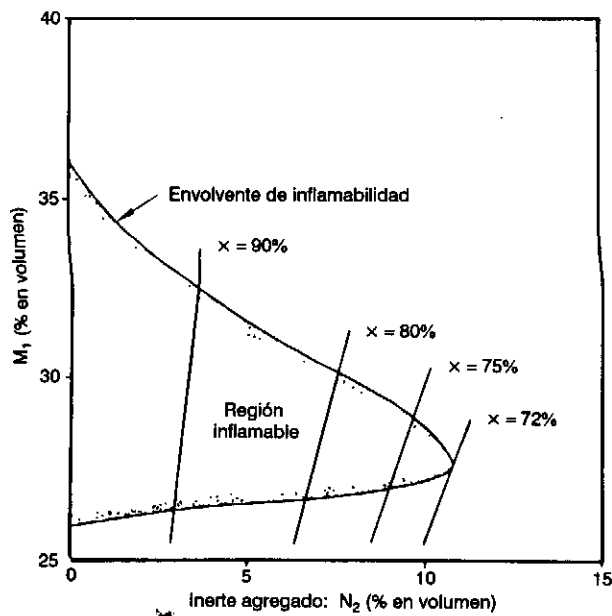


Figura 3. Envolvente de inflamabilidad, mezcla M_1 y nitrógeno.

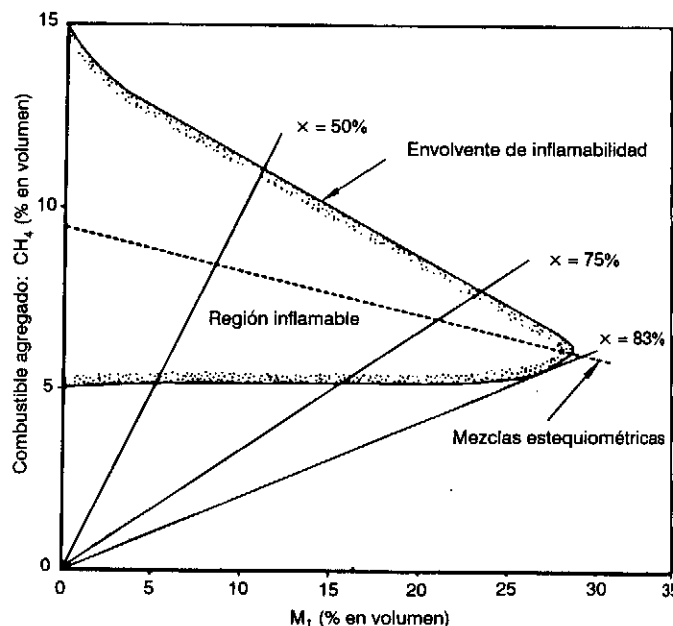


Figura 4. Envolvente de inflamabilidad, mezcla M_1 y metano.

Caso 4: Manera de hacer que el gas de desecho sea inflamable

Lo inverso del caso 3 es un deseo de hacer que una mezcla inerte (como una corriente de gas de desecho) sea inflamable. En la figura 4 se muestra una envolvente semejante de inflamabilidad para todas las concentraciones de interés.

Fuentes

1. Heffington, W. M. y Gaines, W. R., "Flammability Calculations for Gas Mixtures", *Oil and Gas Journal*, 16 de noviembre de 1981.
2. Coward, H. F. y Jones, G. W., "Limits of Flammability For Gases and Vapors", boletín 503 del Bureau of Mines, 1952.
3. Zabetakis, M. G., "Inflammability Characteristics of Combustible Gases and Vapors", boletín 627 del Bureau of Mines, 1965.
4. Jones, G. W., "Inflammability of Mixed Gases", artículo técnico 450 del Bureau of Mines, 1929.
5. Jones, G. W. y Kennedy, R. E., "Limits of Inflammability of Natural Gases Containing High Percentages of Carbon Dioxide and Nitrogen", informe de investigación 3216 del Bureau of Mines, 1933.

Múltiples de alivio

Mak¹ ha desarrollado un método mejorado de diseño del múltiple de las válvulas de alivio. El API² ha adoptado este método, el cual se inicia en la punta de la hoguera (presión esférica) y se calcula hacia atrás hasta las válvulas de alivio evitando de este modo los tanteos de otros métodos. Esto es de gran ayuda, en especial cuando un gran número de múltiplos de alivio pueden descargar de manera simultánea al múltiple.

La ecuación isotérmica desarrollada por Mak (con base en la ecuación de salida del múltiple, en lugar de la de entrada) es:

$$= (1/M_2^2) (P_1/P_2)^2 [1 - (P_2/P_1)^2] - \ln(P_1/P_2)^2$$

donde

D = Diámetro del cabezal, ft

f = Factor de fricción de Moody

L = Longitud equivalente del cabezal, ft

M_2 = Número de Mach a la salida del cabezal

P_1, P_2 = Presiones a la entrada y a la salida del cabezal, psia (lb/in² absolutas)

La ecuación para M_2 es como sigue:

$$M_2 = 1.702 \times 10^{-5} (W/(P_2 D^2) (ZT/M_w))^{1/2}$$

en donde W = Gasto del gas, lb/h

Z = Factor de compresibilidad del gas

T = Temperatura absoluta del gas, °R

M_w = Peso molecular del gas

Para simplificar y acelerar los cálculos, Mak proporciona la figura 1.

El método de aplicación como sigue:

1. Supónganse los diámetros de todos los tubos en la red.
2. Empezando en la punta de la hoguera, calcúlese los segmentos lógicos, con el uso de la figura 1, hasta que se encuentran todas las presiones de salida de las válvulas de alivio.
3. Verifíquense todas las válvulas de alivio contra su MABP (contrapresión máxima admisible, *maximum allowable back pressure*).

Caso A. La contrapresión calculada en la válvula de alivio con el valor prefijado más bajo es mucho menor que su MABP. Redúzcase el tamaño del cabezal.

Caso B. La contrapresión calculada en la válvula de alivio con el valor prefijado más bajo en un cabezal está cercana y la MABP y por debajo de ésta. El cabezal es el correcto.

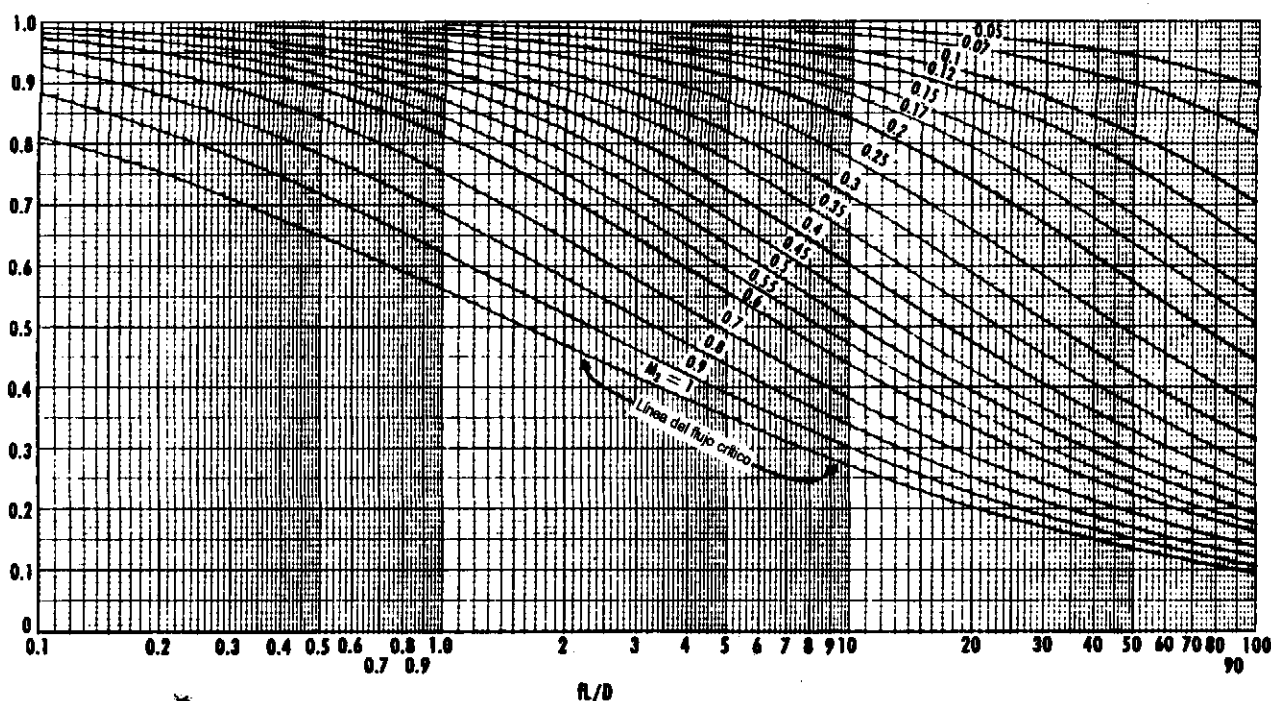


Figura 1. Gráfica del flujo isotérmico.

Caso C. La contrapresión calculada en la válvula de alivio con el valor prefijado más bajo en un cabezal está arriba de su MABP. Auméntese el tamaño del cabezal.

4. Aplíquese el buen juicio al intentar optimizar. Inténtese, de preferencia, reducir los tamaños de los tramos más largos o de aquellos que tienen la mayor parte de los accesorios.

En la figura 2 y la tabla 1 se ilustra un problema muestra (Z, el factor de compresibilidad, se supone que es 1.0).

A menudo, si se necesitan aliviar de manera simultánea tanto válvulas de alivio de alta como de baja presión, la selección más económica es la de contar con cabezales en paralelo, de

alta y baja presión, que terminen en el tanque deshidratado de la hoguera. Hay que asegurarse de comprobar el flujo crítico en los puntos claves en el cabezal de alta presión.

$$P_{crit} = (W/408d^2)(ZTM_w)^{0.5}$$

en donde

P_{crit} = Presión crítica, psia

W = Gasto del gas, lb/h

d = DI del tubo, in

Z = Factor de compresibilidad del gas

T = Temperatura del gas, °R

M_w = Peso molecular del gas

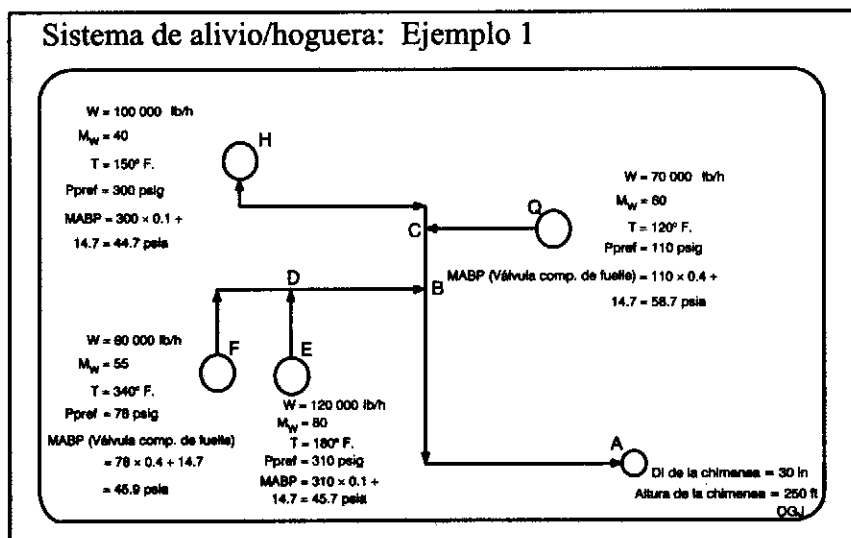


Figura 2. Sistema de alivio/hoguera: Ejemplo 1.

Tabla 1
Cálculos de las contrapresiones para el ejemplo 1

Línea	Chimenea	Segmento de línea						
		AB	BD	DF	DE	BC	CH	CG
Tamaño	30"(est.)	18"(est.)	12"(est.)	8"(est.)	8"(est.)	12"(est.)	10"(est.)	6"(est.)
D, ft	2.5	1.44	1	0.665	0.665	1	0.835	0.505
A, ft ²	4.91	1.623	0.785	0.347	0.347	0.785	0.548	0.201
L, ft	250	1 000	200	180	100	115	300	150
f	0.011	0.012	0.013	0.014	0.014	0.013	0.0135	0.015
W, lb/h	350 000	350 000	180 000	60 000	120 000	170 000	100 000	70 000
Mw	56	56	69.5	55	80	46.4	40	60
T, °F	186.6	186.8	233.3	340	180	137.6	150	120
P ₂ , psia	P _{atm} = 14.7	P _A = 15.12	P _B = 34.43	P _D = 38.04	P _D = 38.04	P _B = 34.43	P _C = 37.02	P _C = 37.02
fL/D	1.10	8.35	2.60	3.79	2.10	1.50	4.85	4.45
M ₂	0.220	0.646	0.281	0.232	0.344	0.302	0.257	0.391
De la figura 1	P _{atm} /P _A = 0.972	P _A /P _B = 0.440	P _B /P _D = 0.905	P _D /P _F = 0.910	P _D /P _E = 0.890	P _B /P _C = 0.930	P _C /P _H = 0.867	P _C /P _G = 0.755
P ₁ , psia	P _A = 15.12	P _B = 34.43	P _D = 38.04	P _F = 41.80	P _E = 42.74	P _C = 37.02	P _H = 42.70	P _G = 49.03

verificación en relación con la presión crítica tiene dos casos:

Si, para un segmento, la P_2 calculada es menor que la $P_{crít}$, entonces el flujo es crítico y se usa esta última presión en lugar de P_2 .

El cabezal de la hoguera principal no se debe de diseñar para el flujo crítico a la entrada de la chimenea de esa hoguera o, de otro modo, se tendrá por resultado ruido y vibración.

Para una lectura por debajo de $M_2 = 1$, en la figura 1, también se puede usar el flujo crítico. En ese caso, léase la gráfica en $M_2 = 1$.

El artículo de Mak se hace ver cómo la hipótesis usada es ligeramente conservadora (presiones más elevadas de las válvulas de alivio) en comparación con la práctica.

Se pueden hallar los valores para f y Z con el uso de las figuras 3-6.

Fuentes

1. Mak, "New Method Speeds Pressure-Relief Manifold Design", *Oil and Gas Journal*, 20 de noviembre de 1978.
2. Práctica recomendada 520 del API, "Sizing, Selection, and Installation of Pressure Relieving Devices in Refineries", 1993.
3. "Flow of Fluids through Valves, Fittings, and Pipe", Crane Co., artículo técnico 410.
4. Crocker, Sabin, *Piping Handbook*, McGraw-Hill, Inc., 1945.
5. Standing, M. B. y D. L. Katz, Trans. AIME 146, 159 (1942).

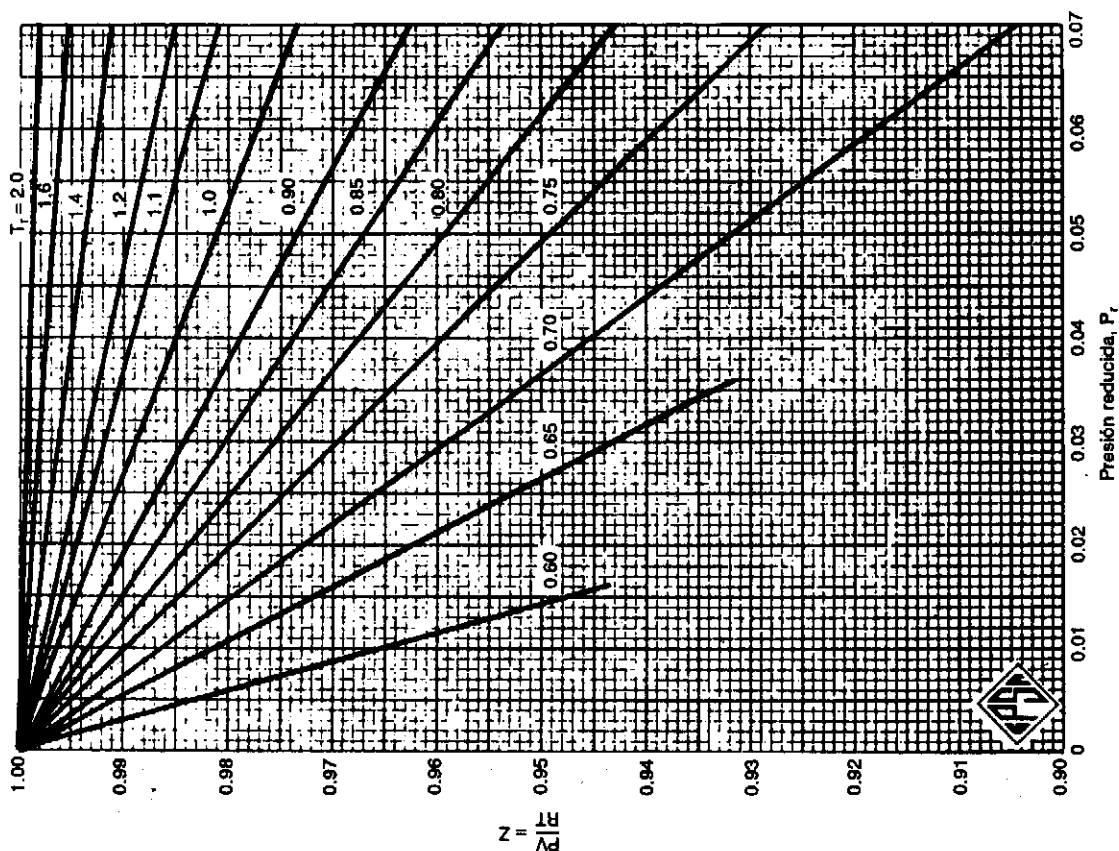


Figura 6. Factores de compresibilidad para los gases, cerca de la presión atmosférica.⁴

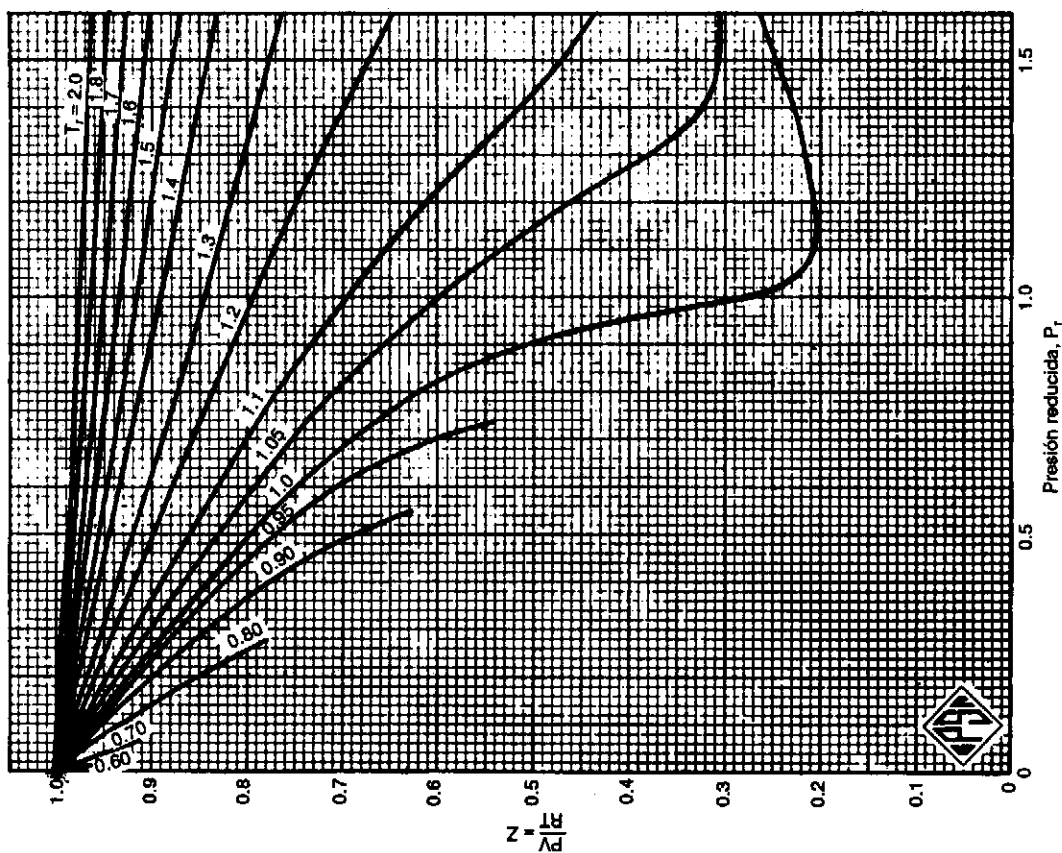


Figura 5. Factores de compresibilidad a presiones reducidas bajas.⁴

tuación del texto de la página 281)

ilación natural

mo parte de un Análisis de riesgos del proceso (PHA, *ss Hazards Analysis*), se pidió que verificara un edificio entilación natural que contenía equipo eléctrico y una itación de gas combustible, en relación con el flujo ade- de aire debido a las fuerzas térmicas (efecto de chime- la API RP 500¹ tiene un método que recomienda para os de 1000 ft³ o menos. El edificio en cuestión era mu- ás grande. Utilicé el método RP 500 para la investiga- orque:

El edificio tenía ventiladores extractores, de modo que os cálculos sólo eran para comprobar la ventilación na- ural cuando esos ventiladores estaban apagados. Quizá el cálculo mostraría con mucho más ventilación iatural que la requerida.

rimer lugar, se verificó que la configuración geométrica ntilación del edificio estuviera de acuerdo con las nor- API (ninguna resistencia interna significativa y abertu- alida separadas verticalmente y en paredes opuestas). cio tenía muchas ventanas en ambos lados y rejillas de ión de 3 ft de ancho en el pico del techo. De modo que adas estaban en ambos lados y la salida a la mitad de la perior. Esta disposición se juzgó adecuada. cálculos comprenden hallar primero:

$$1 + [(A_1/A_2)^2 (T_i/T_o)]$$

le h = Altura desde el centro de la abertura inferior hasta el Nivel de presión neutra (NPL, *Neutral Pressure Level*), en pies. El NPL es el punto sobre la superficie vertical de un edificio en donde las presiones interior y exterior son iguales.

H = Distancia vertical (centro a centro) entre A_1 y A_2 . Esto se promedió en forma ponderada para diversas ventanas y puertas abiertas.

A_1 = Área libre de la abertura inferior, ft².

A_2 = Área libre de la abertura superior, ft².

Entonces se determina el área requerida de la abertura para suministrar 12 cambios por hora:

$$A = V/[1200 (h (T_i - T_o)/T_i)^{0.5}]$$

en donde

A = Área libre de las aberturas de entrada (o de salida), ft², para dar 12 cambios por hora (incluye un factor de eficiencia del 50%).

V = Volumen del edificio que se debe ventilar, ft³.

T_i = Temperatura del aire interior, °R.

T_o = Temperatura del aire exterior, °R.

$(T_i - T_o)$ = Diferencia de temperaturas absolutas, de modo que siempre será positiva.

Por fortuna, nuestros cálculos indicaron que se tenía más del doble del área requerida.

Fuente

Práctica recomendada API 500 (RP 500), "Recommended Practice for Classification of Locations for Electrical Installations at Petroleum Facilities", American Petroleum Institute, 1991.

20

Controles

Introducción	287
Capacidad adicional para el control de procesos	287
Limitaciones del controlador	288
Falsa economía	288
Definiciones de los modos de control	289

Comparaciones de los modos de control	
Modo de control en relación con la aplicación	
Controles neumáticos en comparación con los electrónicos	
Cromatógrafos de procesos	

ducción

que se esté diseñando una nueva planta, modificando una o detectando fallas, ayuda comprender la interfaz entre ingeniería de proceso y la ingeniería de control. Para cualquier proceso, los controles son una parte más integral del proceso que lo que la mayoría de la gente se da cuenta. De hecho, todo equipo del proceso es parte de los controles.

A la finalidad de este capítulo, la instrumentación se controla todo, desde el elemento primario que monitorea la variable controlada hasta la válvula de control que realiza la acción de estrangulación. El equipo del proceso interactúa con la instrumentación para dar lugar al control de ese proceso.

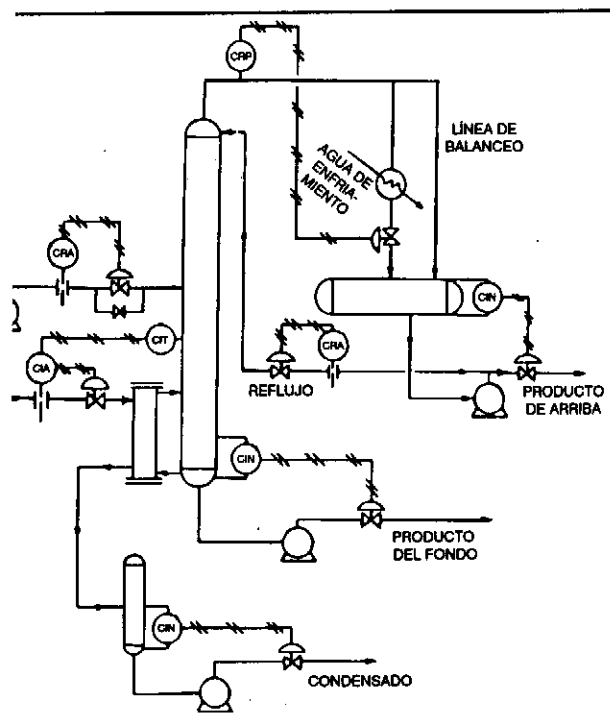
A menudo, el equipo del proceso se debe diseñar con más capacidad y, a veces, con uso de más servicios generales que los necesarios para realizar su tarea básica de fraccionamiento, transferencia de calor, etcétera. Esta capacidad adicional, que es un agregado a cualquier capacidad adicional de producción, se necesita para el control del proceso.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

Capacidad adicional para el control de procesos

Para ilustrar cómo la función de control requiere una capacidad adicional del equipo del proceso, usemos un sistema típico de fraccionamiento, como se muestra en la figura 1. En este diagrama se ilustra lo que se está señalando, en lugar de recurrir a algún esquema de control para el fraccionamiento. El esquema de control depende de la situación, y se pueden usar varios esquemas de control. (Por ejemplo, en la referencia se muestran 21 maneras para controlar la presión en la columna, dando las ventajas y desventajas de cada una.)



1. Sistema típico de fraccionamiento, en el cual se ilustra cómo el control del proceso requiere capacidad adicional del equipo.

El sistema que se da de ejemplo tiene una alimentación de flujo controlado y el calor del rehervidor se controla por la cascada desde la temperatura de uno de los platos en la sección de separación. El vapor del agua es el medio de calentamiento, bombeándose el condensado para recuperarlo. El producto del fondo se bombea hacia el almacenamiento en relación con el control del nivel de la columna; la presión de arriba se controla al hacer variar el nivel en el condensador de los productos de arriba; la línea de balanceo asegura la presión suficiente en el receptor en todo momento; el producto de arriba se bombea hacia el almacenamiento en relación con el control del nivel del receptor, y se hace lo propio con el reflujo en relación con el control de flujo.

Ahora, veamos por qué se necesita capacidad adicional. En primer lugar, las dimensiones de la bomba de alimentación deben ser suficientemente grandes como para vencer las caídas de presión en el orificio y la válvula de control, al mismo tiempo que entrega la alimentación con el flujo y la presión más altos proyectados. A menudo, las dimensiones del elemento motor serán bastante grandes como para el impulsor máximo de las bombas, incluso si, inicialmente, se instala un impulsor más pequeño. El elemento motor, en especial si se trata de un motor eléctrico, debe de tener potencia suficiente como para no "sobrecargarse". Por lo tanto, el motor debe de tener potencia suficiente para la situación en la que la válvula de control está por completo abierta, o bien, un operario abre por completo la desviación. En cualquier de los dos casos, la bomba "se desplazará sobre su curva", requiriendo más potencia. Consideraciones semejantes se aplican a las bombas del producto y del condensado.

El rehervidor debe contar con un área superficial suficiente como para proporcionar un margen para el control. La válvula de control introduce una caída de presión variable. La presión en el lado del casco (camisa) del rehervidor puede variar desde la presión de alimentación de la línea de vapor hasta un alto vacío, dependiendo de la situación. Esta presión se equilibrará por sí misma en el nivel necesario para entregar el servicio de calor requerido.

Un medio alternativo de control del rehervidor es eliminar la válvula de control de la línea de vapor y suministrar un controlador de nivel del condensado para la camisa, en cascada desde la temperatura del plato. En el método alternativo se utiliza la superficie de tubos en triángulo para el control, cubriendo con el condensado más o menos superficie de los tubos para variar el área expuesta a la corriente en condensación. El área de condensación es muchas veces más eficaz para la transferencia de calor que el área cubierta por condensado más o menos estancado. El rehervidor debe contar con superficie adicional para permitir que se reduzca parte de su superficie para fines de control.

El controlador de la presión de la parte de arriba hace variar el nivel del líquido en el condensador, de modo que éste, como el rehervidor, debe contar con superficie adicional para la reducción requerida para el control. Muchos otros métodos de control también requieren alguna superficie para fines de control. Si se encuentran presentes no condensables, debe proporcionarse un desahogo. De lo contrario, se acumulan en el sello de líquido. Con grandes cantidades de no condensables, debe considerarse otro tipo de sistema.

Un condensador al vacío tiene equipo para vacío (como chorros de vapor) extrayendo los no condensables del extremo frío de la unidad. Un sistema en el que se manejen sustancias inflamables tiene una válvula de control entre el condensador y los chorros (se usa una purga de aire para controlar los sistemas no inflamables). El método de control comprende la reducción de parte de la superficie de los tubos al cubrirla con no condensables que exhiban mala transferencia de calor, de modo semejante al nivel del condensado del vapor en el rehervidor o el nivel del condensado del proceso en el condensador a presión.

Limitaciones del controlador

Un controlador no puede hacer lo imposible. Ya se ha visto cómo el equipo del proceso es parte del sistema de control y debe diseñarse para que tenga capacidad para esas funciones de control. Sin que el equipo del proceso realice su parte, el controlador no puede llevar a cabo en forma adecuada su tarea.

También existe otra limitación de los controladores que con frecuencia se pasa por alto. A un controlador sólo se le debe dar una tarea para que realice, no varias. Por ejemplo, podría diseñarse un controlador para que entregue alimentación a un proceso que tenga una demanda variable. El controlador del nivel

La válvula de control permite que los chorros extraigan los no condensables del condensador, según se necesite para el control de la presión del sistema. Además de requerir una superficie para control, el condensador al vacío también necesita área superficial suficiente para subenfriamiento, con el fin de garantizar que los chorros no arrastrarán hidrocarburos o cualesquiera otros materiales valiosos con los no condensables. Para permitir el control y el subenfriamiento apropiados, algunos diseñadores agregan alrededor del 50% a la longitud calculada.

Para lograr el mejor control, debe tomarse una caída de presión de 2:1 a través de la válvula de control y los chorros deben diseñarse en consecuencia. Éste todavía es otro buen ejemplo de parte de la capacidad del equipo que se está usando para control.

A menudo, el propio casco de la fraccionadora debe tener algunos platos adicionales. No se puede esperar que la instrumentación convencional por sí sola maneje todo lo que puede suceder en un sistema de fraccionamiento, como los cambios en la composición de la alimentación, en la presión del vapor del rehervidor o en la temperatura del refrigerante (en especial para un condensador enfriado por aire durante un frente frío repentino). La experiencia en un servicio dado es la mejor guía en relación con los platos adicionales.

Fuentes

1. Chin, T. G., "Guide to Distillation Pressure Control Methods", *Hydrocarbon Processing*, octubre de 1979.
2. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

de la caldera es un ejemplo de ese tipo. Este controlador puede diseñarse para que se encargue de los cambios en la demanda de vapor, pero no se espere que este mismo controlador también se encargue de las oscilaciones en la presión, corriente arriba o corriente abajo. Hay que asegurarse de que se cuenten con otros medios para controlar las variaciones adicionales.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

Falsa economía

Evítese el uso de instrumentación que pueda tener un primer costo bajo, pero es muy cara para operar o en su mantenimiento. Los controladores sin visibilidad, por ejemplo, son por completo insatisfactorios para la mayor parte de las aplicaciones. El autor ha visto ejemplos de controladores de temperatura ajustados en la fábrica, pero sin contar con algún método para ser leídos o para calibración. Casi siempre, éstos requieren una modificación retroactiva posterior de instrumentación

adicional. Con frecuencia, los flotadores internos de nivel en los recipientes de procesos que requieren el paro de la planta para mantenimiento y cuya condición queda escondida a la vista no son satisfactorios.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

Los modos de control

Control proporcional

Es un modo de control que hace que la salida de un proceso cambie en una forma lineal al recibir la señal de error.

Control por integración (reposición)

Es un algoritmo de control en el que se intenta eliminar el error (causada por el control proporcional) entre la salida y el punto de control de la variable controlada del proceso. Este modo de control "recuerda" cuánto tiempo la salida ha estado fuera del punto de control.

Control por derivada

Este es un modo de control que anticipa cuándo una variable del proceso alcanzará su punto de control deseado, al detectar su razón de cambio. Esto permite que se lleve a efecto un cambio de control antes de que la variable del proceso vaya más allá del punto deseado de control. El lector podría decir que el control por derivada le da una pequeña "patada" hacia adelante.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, volumen I, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Comparaciones de los modos de control

La siguiente, de fácil manejo, tomada del *GPSA Engineering Data Book*, se comparan los diversos modos de control de los procesos.

Fuente

Engineering Data Book, volumen I, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Comparaciones de los modos de control

Modo	Ventajas	Desventajas
Conexión-desconexión Proporcional	Simple, no caro No añade retraso	Ciclaje constante Casi siempre tiene desviación
Por integración	Elimina la desviación	Añade retraso en el tiempo al sistema
Por derivada	Acelera la respuesta	Responde al ruido

Control en relación con la aplicación

La siguiente, de fácil manejo, tomada del *GPSA Engineering Data Book*, se compara la aplicabilidad de diversas combinaciones de modos de control.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, volumen I, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Modo de control	Reacción del proceso	Cambios de carga		Aplicaciones
	Razón	Tamaño	Velocidad	
Conexión: de dos con hueco	Lenta	Cualquiera	Cualquiera	Instalaciones de temperatura y de nivel de gran capacidad. Tanques de almacenamiento, tanques de alimentación de agua caliente, calefacción de cuartos, lavadora de succión de las compresoras
Solo velocidad con ajuste	Rápida	Cualquiera	Pequeña	Procesos con tiempo muerto pequeño. Hornos industriales y acondicionamiento del aire
	Lenta a moderada	Pequeños	Moderada	Presión, temperatura y nivel en donde la desviación no es objetable. Nivel de rehedidores de marmita, temperatura de hornos de secado, estaciones de reducción de la temperatura
Más por derivada	Moderada	Pequeños	Cualquiera	En donde se requiere una mayor estabilidad con desviación y falta de conclusión de la reposición mínimas. Presión de descarga de las compresoras.
Más por integración	Cualquiera	Grandes	Lenta a moderada	La mayor parte de las aplicaciones, incluyendo el flujo. No es adecuado para las operaciones intermitentes, a menos que se admita la sobrecorriente
Más por integración y derivada	Cualquiera	Grandes	Rápida	Control intermitente; procesos con alteraciones súbitas; control de la temperatura

Controles neumáticos en comparación con los electrónicos

Fuente

En la tabla siguiente, de fácil manejo, tomada del *GPSA Data Book* se compara la instrumentación neumática con la electrónica.

GPSA Engineering Data Book, volumen I, Gas Process Suppliers Association, 10a. edición, 1987.

Características de los tipos de instrumentos

Neumáticos	Electrónicos
VENTAJAS	
1. Intrínsecamente seguros, no existen circuitos eléctricos. 2. Compatibles con las válvulas. 3. Confiables durante las interrupciones de la energía eléctrica por un corto periodo, dependiendo del tamaño del depósito de compensación del aire.	1. Mayor exactitud. 2. Más compatibles con las computadoras. 3. Tiempo muy corto de tránsito de la señal. 4. No hay pérdida de integridad de la señal si se usa un circuito cerrado de corriente y se segrega de la C. A.
DESVENTAJAS	
1. Sujetos a los contaminantes del sistema neumático. 2. Sujetos a las fugas de aire. 3. Las partes mecánicas pueden fallar debido a suciedad, arena, agua, etcétera. 4. Los reforzadores de la señal a menudo necesitan líneas de transmisión de más de 300 pies. 5. Sujetos a la congelación cuando se encuentra humedad presente. 6. La velocidad de control queda limitada por la velocidad del sonido.	1. Los contactos están sujetos a la corrosión. 2. Se les debe purgar el aire, deben ser a prueba de explosión o intrínsecamente seguros para ser usados en áreas peligrosas. 3. Sujetos a la interferencia eléctrica. 4. Más difíciles de que pueda dar lugar a una operación positiva segura respecto a fallas. 5. Requieren la consideración de detalles de instalación para minimizar los puntos 1, 2, 3 y 4.

Cromatógrafos de procesos

Los analizadores de procesos se usan con frecuencia y los cromatógrafos de gases constituyen uno de los tipos más comunes. Enseguida se dan algunas sugerencias que ayudarán a mejorar la utilización de estas valiosas herramientas.

1. Asígnese un equipo especial de técnicos en instrumentos para el mantenimiento de los analizadores de procesos. Hacer que este mantenimiento especializado lo realicen todos los técnicos en instrumentos de la planta sencillamente no es satisfactorio, como ha quedado demostrado durante años en muchas plantas.
2. El sistema de muestreo es tan importante como el propio analizador. Ninguna corriente está 100% libre de agua, líquidos extraños, incrustación, etcétera. En los primeros días, los cromatógrafos de procesos eran sólo un

poco más que instrumentos de laboratorio montados en el campo. Cada año crece el respeto por la importancia del sistema de muestreo. Proporcionese a este diseño una cuidadosa consideración. Los ingenieros de procesos pueden tener información valiosa en esta área de modo que no se dude en poner la mira en el diseño del vendedor. El ingeniero de proceso sabe más acerca de las corrientes de ese proceso en su planta que lo que sabe el vendedor.

3. Dispóngase la calibración *sin usar gas para calibración*. Es sorprendente ver cómo unas cuantas personas se olvidan de que un cromatógrafo para un proceso se puede calibrar usando únicamente la corriente del propio proceso. De hecho, este método incluso puede probarse más exacto que el uso de un gas para calibración. P

aplicar el método, el cromatógrafo debe tener dos características:

- a) Todos los componentes deben ser analizados, pero no registrados por necesidad en forma rutinaria, y ninguno descartarse o lavarse para eliminarlo sin separación.
- b) La instrumentación debe poder producir un espectro completo registrado. Esto requerirá la *atenuación de los controles para mantener todas las curvas* de los componentes dentro de la gráfica. No se compre un cromatógrafo sin esta capacidad.

La calibración se realiza al observar suficientes grupos de gráficas de barras de análisis, precisamente antes y después de la generación del espectro, con el fin de asegurarse que la composición de la corriente del proceso no está cambiando. A continuación, sencillamente intégrense los picos, calcúlense los porcentajes de los componentes y compárense con el registro de la gráfica de barras. Entonces, háganse los ajustes de recalibración que se requieran.

Con este método se evitan los errores inherentes en el manejo, muestreo, análisis, almacenamiento, introducción en el sistema y purgado intermitente relacionados con el gas de calibración.

4. Evítense los cromatógrafos que requieran un gas portador mezclado. Este último puede introducir tantos problemas inherentes en relación con la exactitud como el gas de calibración, y tal vez más. Casi siempre hay una manera de evitar el uso de gas portador mezclado. Encuéntrese una manera, aun cuando sea más cara.
5. Para las compras de cromatógrafos para un nuevo proceso, invéstiguense las características modernas que dan lugar a *ajustes en relación con los cambios en el tamaño* de la muestra y el flujo. Algunas de estas características pueden ser de gran ayuda para cubrir los intervalos entre las visitas por parte del personal de mantenimiento.
6. Límitense los números de corrientes de las que se toman muestras y de los componentes por corriente que se registran de manera rutinaria por un registrador dado. Elíjanse sólo aquellos que en realidad son necesarios para el control. Esto simplifica el mantenimiento y la lectura.

Fuente

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 2, Gulf Publishing Co., 1983.

21

Detección de fallas

Introducción	295
Fraccionamiento: listas de verificación	295
Fraccionamiento: problemas de operación	299
Fraccionamiento: problemas mecánicos	306
Flujo de fluidos	309
Refrigeración	310

Calentadores de tubo de humo	3
Válvulas de alivio de seguridad	3
Tratamiento de gases	3
Compresoras	3
Medición	3

roducción

Mucho se ha escrito en los últimos años acerca de la detección de fallas en el equipo de procesos, en especial sobre el tema de fraccionamiento. Se puede hallar un material excelente en Sherman¹, en el juego de dos volúmenes del *GPSA Engineering Data Book*,² en diversos artículos, incluyendo los de tratamiento de gases, escritos por Don Ballard y otros en la Coastal Chemical Co.,³ y en la serie de manuales de bolsillo de la Gulf Publishing Company.^{4,5} En relación con artículos recientes sobre detección de fallas, véase "Fractionation: Mechanical Aspects".

Para claridad, en este libro se separan el diseño y las operaciones, y, por consiguiente, la detección de fallas para todos los tipos de equipo se incluye en esta sección.

Fuentes

1. Lieberman, N. P., *Process Design for Reliable Operations*, Gulf Publishing Co., 1983.
2. *GPSA Engineering Data Book*, volúmenes 1 y 2, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, 1987.
3. Ballard, Don, diversos artículos sobre tratamiento de gases.
4. *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volúmenes 1, 2, 3, Gulf Publishing Co.
5. *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., 1978.

Fraccionamiento: listas de verificación

Shah¹ y Drew² han proporcionado listas de verificación para la detección de fallas en los sistemas de fraccionamiento. La lista de verificación de Shah está concebida para que se use en el diseño del equipo con el fin de garantizar buenas operaciones. También puede servir como una lista de verificación de operación de fallas.

La *Troubleshooter's Guide* de Drew se incluyó en un artículo referente al arranque.² En ella se incluye un diagrama para marcar con alfileres la instrumentación que se está analizando.

(el texto continúa en la página 299)

Tabla 1
Lista de verificación para las torres

Torres empacadas	Torres de platos
1. Distribuidores, rociadores del gas: La mala orientación puede conducir a la canalización o soplado.	1. Tipo y número de platos.
2. Placas de retención, desnebulizadores y soportes de la empaquetadura. El área libre del soporte de la empaquetadura debe ser igual al área libre de esta última, o mayor que ella, para prevenir la inundación prematura.	2. Espaciado entre los platos, horizontalidad, orientación (registros de inspección, artesas de estancamiento, etcétera).
3. Tipo, tamaño y volumen de la empaquetadura para las diferentes zonas.	3. Dimensionamiento de los conductos descendentes. Vertederos de entrada y de salida.
4. Instrumentación: transmisor del nivel de los residuos, termopares, celda de delta p, etcétera.	4. Platos de pasos múltiples; compruébese la división del líquido.
5. Orientación de las toberas de alimentación, del reflujo, de los residuos, de extracción lateral.	5. Para los platos de chimenea; altura y horizontalidad del vertedero.
6. Limpieza general.	6. Orientación de las toberas; incluyendo las de alimentación, reflujo, extracción lateral, residuos, etcétera.
	7. Espacio libre entre el conducto de bajada del fondo y el piso de la columna, distancia entre el plato del fondo y el retorno del rehervidor, desviador del fondo.
	8. Instrumentación: nivel de la interfaz, nivel de los residuos, termopares, celda de delta p, etcétera.
	9. Limpieza general.

Tabla 2
Guía muestra para el buscador de fallas

Condición observada	Según lo indica el instrumento No.	Causa probable	Instrumento de comprobación No.	Acción inmediata requerida (hasta que se puedan hacer reparaciones)
Alimentación				
Flujo de la alimentación demasiado bajo	FIC-1	Bomba de la alimentación defectuosa o con la admisión taponada	PI-1 (bajo)	Párese la bomba de alimentación
Temp. de la alimentación demasiado baja	TI-2	Filtro o línea de salida taponados	PI-1 (alto)	Límpiese en la paralización de operaciones
		Economizador sucio	TI-5 (alto)	Corríjase el control de la alimentación
		Flujo de la alimentación demasiado alto	FIC-1	
Tanque de la alimentación lleno	LAH-O (alarma)	Flujo de los residuos demasiado bajo	LIC-4	Compruébese el nivel de la columna
		Paralización de la separadora	GG-0	Iniécese la operación de la separadora
Operación de la columna (fondo)				
Temp. de los residuos demasiado baja	TR-3-1 (alarma)	Ebullición insuficiente	PDRG-6 (bajo)	Envíense los residuos al tanque de alimentación (TCV-3 se cierra, automáticamente)
		Pérdida de vapor	FIC-7, PI-7 (bajo)	Revísese la caldera
		Trampa taponada	FIC-7, PI-7 (normal)	Úsese la desviación de la trampa
		Gasto de alimentación demasiado alto, alimentación demasiado rica	FIC-7 (alto)	Redúzcase el gasto de la alimentación
		Distribuidor de la alimentación sucio	FIC-7(normal)	Límpiese, revísese el filtro
Temp. de los residuos demasiado alta	TR-3-1	Presión en la columna demasiado alta	PI-6 (alto)	Redúzcase el punto de control de PDRC-6
		Demasiada ebullición	PDRG-6 & FIC-7 (alto)	Suspéndanse las operaciones
		Desfogue taponado	PDRC-6 (normal)	Véase "Temp. alta del desfogue"
		Condensación insuficiente	TR-3-2 (alto)	
Nivel en la columna demasiado bajo	LIC-4	Inundación de la columna	TSH-9 (alarma)	Redúzcase la ebullición
			GG-4	Suspéndase el bombeo de los residuos
			PDRC-6 (alto)	
Nivel en la columna demasiado alto	LIC-4, GG-4	Falla de la bomba de los residuos	PI-6 (alto)	
		Economizador o línea taponados, o válvula manual cerrada	PI-4 (bajo)	
		Columna llena después de la paralización	PI-4 (bajo)	
Presión en la columna demasiado alta	PI-6	Ebullición demasiado alta	PI-4 (alto)	
		Desfogue taponado	PDRG-6, PI-15	Condición temporal
		Nivel en la columna alto	PDRG-6 (alto)	Véase "Temp. de los residuos demasiado alta"
			TR-3-3 (alto)	Véase "Temp. de los residuos demasiado alta"
			LIC-4, GG4 (alto)	Véase "Nivel en la columna demasiado alta"
Operación de la columna (arriba)				
Temp. arriba demasiado alta	TR-3-2	Temp. de rectificación demasiado alta	TR-3-3	Ajústese TIC-12 más bajo
			Ensayo del producto (bajo)	Ajústese TIC-12 más bajo
		Flujo del reflujo demasiado bajo	LIC-11, GG-9	Corríjase el control de nivel del reflujo
		Flujo del destilado demasiado alto	PI-11	Corríjase la bomba del reflujo
		Presión alta en la columna	FR-15	Véase "Temp. de los residuos demasiado alta"
		Inundación de la columna	PI-6, PDRC-6	Véase "Nivel en la columna demasiado bajo"
Temp. arriba demasiado baja	TR-3-2	Temp. de control demasiado baja	PDRC-6	Ajústese TIC-12 más alto
		Ebullición insuficiente	TR-3-3 (bajo)	
			FR-15 (bajo)	
			FIC-7 (bajo)	Auméntese el flujo de vapor
			TR-3-1 (bajo)	
Temperatura alta del desfogue	TSH-9 (alarma)	Falla en el agua de enfriamiento	TI-10	Clérrese el vapor a través de SV-9 (automático)
Flujo del destilado demasiado bajo	FR-15	Reciclaje al tanque de alimentación demasiado alto	LIC-14	Compruébese el cambio de nivel de la interfaz
			GG-14	Compruébese la razón de elevación del nivel
		Válvula manual cerrada, línea taponada	GG-16	Compruébese el suministro de la alimentación
		Alimentación demasiado baja	FIC-1	Revísese TIC-10
		Temp. de control demasiado baja	TR-3-3	

Tabla 2
Guía muestra para el buscador de fallas

Condición observada	Según lo indica el instrumento No.	Causa probable	Instrumento de comprobación No.	Acción inmediata requerida (hasta que se puedan hacer reparaciones)
Nivel de la columna (arriba)		Razón de ebullición baja	TR-3-1 (baja)	Compruébese la alimentación de vapor, PDRC-6
		Reflujo demasiado alto	TR-3-3	Revísense TIC-10, TCV-10
Destilado demasiado alto	FR-15	Razón de reflujo demasiado baja Alimentación demasiado alta o demasiado rica	TR-3-2, 3 (alta) TR-3-1 (baja)	Revísese TIC-12 Redúzcase la razón de alimentación
Destilado demasiado bajo	TI-13	Flujo del reflujo o de reciclaje bajos Falla en el agua de enfriamiento	LIC-11, 14 (baja) TI-18	Compruébense estos controles de nivel Compruébese la alimentación del agua
Destilado demasiado caliente	LAH-17 (alarma)	Flujo del destilado demasiado alto	FI-15	Véase "Flujo de destilado demasiado alto"
Destilado demasiado frío	TR-3	Destilado demasiado caliente Derrame de agua en el decantador	TI-13	Revísese el enfriador del destilado
Destilado demasiado turbio		Las temperaturas realizando ciclos en forma secuencial	LIC-14, GG-14	Auméntese el reciclaje del decantador Formación de ciclos en el controlador, compruébese el ajuste manual, sintonícese el controlador
		Las temperaturas elevándose en forma simultánea	PI-6	Elevación de la presión, revísense el condensador y el desfogue
		Las temperaturas cayendo en forma simultánea	FIC-7	Pérdida de ebullición
Composición (confírmese mediante una segunda muestra y un segundo ensayo, antes de tomar acción)				
Composición demasiado alta o demasiado baja		Problemas en el proceso		Redúzcase la razón de alimentación
Destilado demasiado alto		Temp. de los residuos demasiado baja	TSH-3	Elévese el punto de control de TSH-3, auméntese el punto de control de PDRC-6 o redúzcase la razón de alimentación
Destilado demasiado bajo		Destilado turbio Enfriamiento insuficiente Mala decantación	TI-13 LIC-14	Revísese el enfriador Revísese el decantador Error en el análisis, impureza soluble presente
Destilado demasiado caliente, demasiado frío, demasiado turbio, demasiado claro		Baja presión del aire		
		Baja presión del vapor		
		Baja presión del agua		

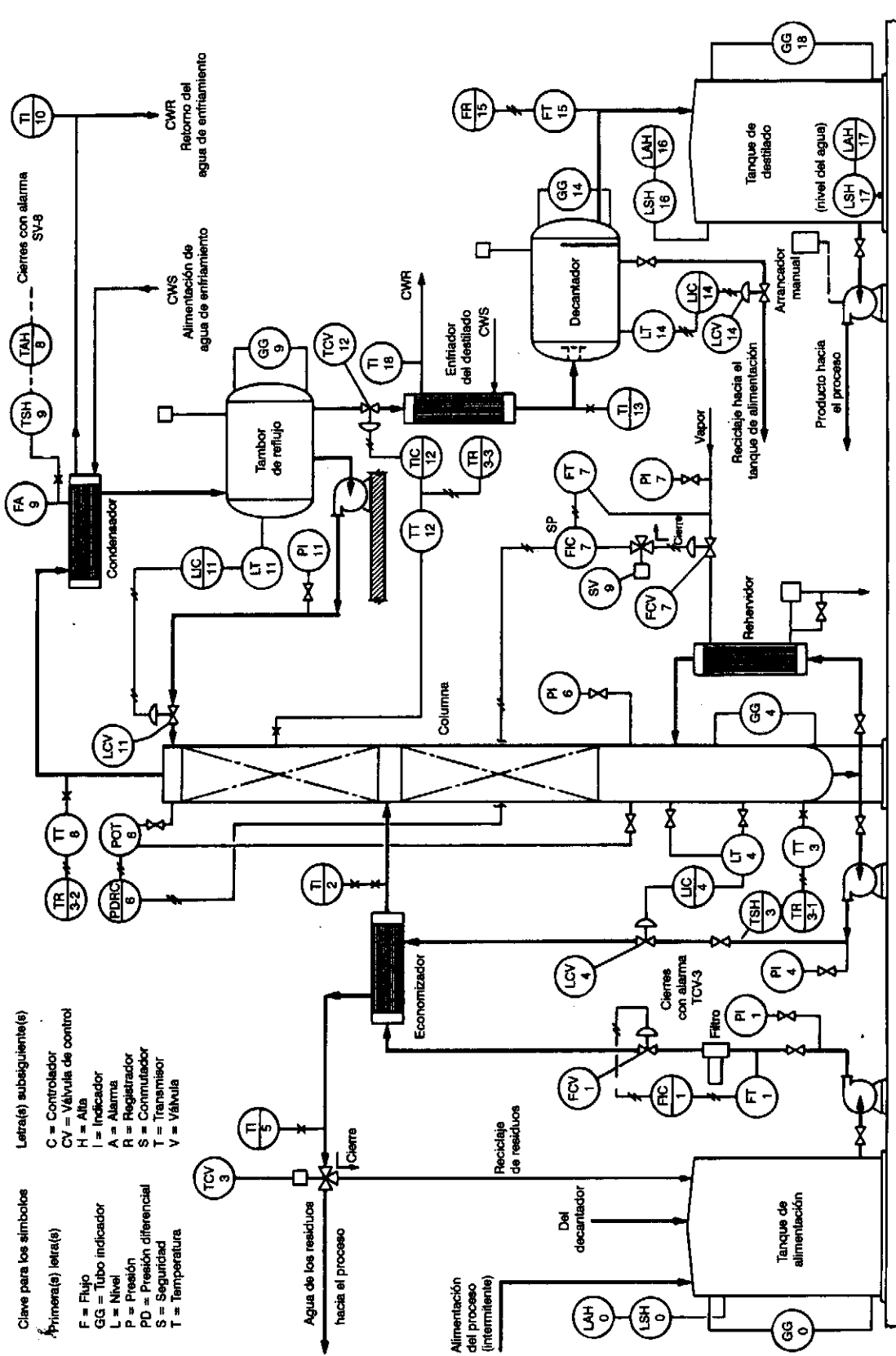


Figura 1. Separadora de solvente: diagrama simplificado de tubería e instrumentos para ser usado en conjunción con la "Guía para el buscador de fallas" (tabla 2).

continuación del texto de la página 295)

Fuentes

ah, G. C., "Guidelines Can Help Improve Distillation Operations", *Oil and Gas Journal*, 25 de septiembre de 1978, pág. 102.

2. Drew, J. W., "Distillation Column Startup", *Chemical Engineering*, 14 de noviembre de 1983, pág. 221.

Enfriamiento: problemas de operación

seguida se analizan con brevedad algunos de los problemas comunes.¹ Análisis más detallados, incluyendo historiales de operaciones poco comunes, se pueden hallar en las referencias.⁷⁻²⁰

Inundación

Definición. La inundación es un problema común de operación. Naturalmente, las compañías desean obtener una capacidad máxima del equipo de fraccionamiento y, por tanto, a menudo operan de manera rutinaria cerca de las condiciones de inundación plena. Es típico que las nuevas columnas se diseñen para alrededor del 80% de inundación. Es evidente que una columna necesita cierta flexibilidad para hacer variar las condiciones de operación. Los vendedores afirman que sus equipos modernos para determinar el porcentaje de inundación representan de manera muy estrecha el punto verdadero de inundación del 100%. Por lo tanto, el diseñador no debe diseñar para el 100% de inundación y ser capaz de absorber las variaciones en las condiciones de operación. En la referencia 2 se recomienda diseñar para un porcentaje de inundación de no más del 77%, para las torres al vacío, o bien del 70% para otros servicios, excepto que para las columnas de 36" de diámetro se recomienda de 65-75%. En la referencia 2 se pone sobre aviso en contra del uso de sus métodos estándar para sistemas que son espumosos o que tienen otras peculiaridades. Se citan las deshidratadoras de gas y las absorbedoras de aminas como ejemplos de esas columnas.

Inundación por chorro. Por lo general, la inundación ocurre por chorro o por derrame por el conducto descendente. En la referencia 2 se dan las ecuaciones 1, 2 y 3 para la inundación por chorro, usando platos inundados:

$$\text{inundación}/100 = \frac{V_{\text{carga}} + (\text{GPM} \times \text{FPL}/13000)}{\text{AA} \times \text{CAF}} \quad (1)$$

$$\text{inundación}/100 = \frac{V_{\text{carga}}}{\text{AA} \times \text{CAF}(0.78)} \quad (2)$$

$$\text{inundación}/100 = \frac{V_{\text{carga}}}{\text{AA} \times \text{CAF}(0.78)} \quad (3)$$

$$\left[\frac{V_{\text{carga}}}{\left(\text{AA} \times \text{CAF} - \frac{\text{AD} \times \text{VD}_{\text{diseño}} \times \text{FPL}}{13000} \right) (\text{DLF})} \right]^{0.625}$$

en donde

$$\text{DLF} = \left[\frac{\text{AD} \times \text{VD}_{\text{diseño}}}{\text{GPM}} \right]^{0.6}$$

Se aplica el mayor valor obtenido de las ecuaciones 1, 2 y 3. La ecuación 2 se aplica sólo para gastos del líquido menor que 0.50 GPM/L_{wi}, en donde L_{wi} es la longitud del vertedero en pulgadas. La ecuación 3 se aplica en donde los conductos descendentes son desacomumbradamente pequeños en relación con el área requerida para los mismos.

Inundación por derrame por el tubo descendente. Para el derrame por el conducto descendente, se puede usar la ecuación 4. En la referencia 2 se afirma que, si el derrame por el conducto descendente para los platos con válvula sobrepasa el 40% del espaciado entre estos platos, para los sistemas con densidad alta del vapor (3.0 lb/ft³), el 50% para densidades medianas del vapor y el 60% para densidades por debajo de 1.0 lb/ft³, se puede tener inundación plena antes de la razón calculada por las ecuaciones 1, 2 y 3 para la inundación por chorro. Otra buena regla empírica es que el área del conducto descendente no debe de ser menor que el 10% del área de la columna, excepto para gastos del líquido excepcionalmente bajos. Si se usa un área de un conducto descendente menor del 10% con un gasto bajo del líquido, todavía debe de ser por lo menos el doble del área mínima calculada para ese conducto:

$$H_{\text{dc}} = H_{\text{w}} + 0.4(\text{GPM}/L_{\text{wi}})^{2/3} + [\Delta P_{\text{o bien}} + H_{\text{ud}}] \quad (4)$$

Para hallar H_{ud}, úsese la ecuación 5:

$$H_{\text{ud}} = 0.65(U_{\text{ud}})^2 \text{ o bien } H_{\text{ud}} = 0.06(\text{GPM}/\text{DCE}/\text{DCCL})^2 \quad (5)$$

Operaciones de las torres. El poseedor de una empresa que opere la torre puede determinar con rapidez cuál tipo de inundación tenderá a ser el límite para un sistema en particular. Si se cuenta con una ejecución rigurosa por computadora para la operación anticipada o real, puede calcular con rapidez la sección de la columna que se espera limite. Entonces, puede colocar una celda de DP que registre lo relacionado con toda la columna y la sección que limita, o secciones que limitan. Como se mencionó con anterioridad, una celda de DP es la mejor medida del tráfico interno y de la tendencia a la inundación.

Muchos empresarios no técnicos que operan plantas no comprenden que los gastos elevados de vapor así como los gastos elevados de líquido pueden causar inundación por derrame del conducto descendente. Resulta adecuado explicar a esos empresarios el mecanismo de la inundación por derrame del conducto descendente y mostrarles con un diagrama cómo la carga de líquido en el conducto descendente debe equilibrar la caída de presión en el plato. Entonces se puede explicar cómo el flujo de vapor es un colaborador importante a esta caída de presión. Por último, mostrándoles la ecuación 4 se les demostrará el efecto significativo de la caída de presión en el plato sobre el derrame del conducto descendente. Empresarios ilustrados que tengan la información necesaria registrada representan una buena inversión.

La inundación a través de la sección de una columna se refleja a sí misma en un aumento en la caída de presión y en una disminución de la temperatura a través de la sección afectada. También se perjudica la calidad del producto, pero se espera que los otros indicadores permitirán la corrección de la situación antes que se tengan cambios importantes en esa calidad. Cuando una columna se inunda, a menudo cambian los niveles en el acumulador y en el fondo. Puede ocurrir que el acumulador se llena con líquido traspasado, en tanto que el rehervidor funciona en seco.

Asimismo, en una columna inundada, la presión con frecuencia tenderá a fluctuar. Esto puede ayudar a diferenciar entre la inundación y un nivel alto en el fondo de la columna, si la lectura en el indicar de nivel del fondo es sospechosa. El nivel alto en el fondo producirá una caída de presión mayor que la normal pero, a menudo, no la magnitud de las fluctuaciones en la presión asociadas con la inundación.

Enseguida se da un idea para lograr un incremento posible en la capacidad en las torres con conductos descendentes inclinados. Por lo común, el vendedor de los platos no usa el área muerta próxima a la parte del fondo del conducto descendente inclinado como área activa, si los platos son de pasos múltiples, ya que requeriría un diseño diferente para platos alternos. En una columna existente, esta área se podría usar para contar con una capacidad adicional del vapor.

Platos secos

Este problema, como con la inundación, también perjudica la calidad del producto. En la sección seca no se tiene fraccio-

namiento, de modo que disminuye la diferencia de temperatura. Sin embargo, a diferencia de la inundación, la caída de presión disminuye y permanece muy estable en el valor mínimo final. Este problema suele ser más fácil de manejar que la inundación. El problema es causado por líquido insuficiente que entra a la sección, o bien, por demasiado líquido que sale por ebullición. El problema se resuelve al invertir la acción que causó los platos secos.

Ya que los cambios suelen ocurrir cerca de la fuente del problema, esa fuente suele poderse encontrar con rapidez usando la instrumentación apropiada. Demasiado poco reflujo o demasiada extracción en corrientes laterales son dos ejemplos de líquido insuficiente que entra a una sección. Una temperatura demasiado caliente o demasiada reebullición son ejemplos de salida excesiva de líquido por ebullición.

Platos dañados

Efectos. Los platos se pueden dañar de varias maneras. Una pulsación en la presión puede causar daños. Una masa de agua que entre a una fraccionadora de hidrocarburos pesados producirá copiosas cantidades de vapor. El autor conoce un ejemplo en donde todos los platos salieron disparados de una columna de destilación de crudo. Si se deja que el nivel del líquido en el fondo llegue a la línea de salida del rehervidor, la acción de oleaje puede dañar algunos platos del fondo.

Sin embargo, cualquiera que sea la causa del daño de los platos, a menudo es difícil probar que existe ese daño sin poder inspeccionar la columna, en especial si el daño es ligero. Además de un fraccionamiento más malo, una sección con platos dañados experimentará una disminución en la diferencia de temperatura debido a ese fraccionamiento más malo. También se puede producir un aumento en la diferencia de presión ya que a menudo el daño se produce en los conductos descendentes o en otras partes que manejan líquido. Sin embargo, también pudiera ocurrir una disminución en la diferencia de presión.

Nivel de los residuos. Los platos son en particular vulnerables a los daños en las operaciones de paro y arranque. Glits Inc. (referencia 21) da buenas ideas para minimizar la posibilidad de daños a los platos durante esos periodos.

En primer lugar, es importante evitar un nivel elevado de líquido de los residuos. El diseño inicial debe proporcionar un espaciamiento suficiente arriba y abajo de la línea de vapor de retorno del rehervidor. Una distancia igual a por lo menos un espaciamiento entre platos, arriba de la línea hasta el plato del fondo o, lo que es mejor, el espaciamiento entre platos más allá y una distancia de por lo menos un espaciamiento entre platos debajo de la línea hasta el nivel alto del líquido, son absolutamente necesarias. Es probable que se tengan más problemas con platos en esta área de la columna que en cualquier otra. Sin embargo, a pesar de un buen diseño inicial, el nivel del líquido

residuos tiene que observarse de manera estrecha durante el arranque.

Una torre se inunda en la sección del fondo, un error del operario es intentar el bombeo hacia afuera con demasiada rapidez para bajar el nivel. Esto puede dañar con facilidad los platos al imponer una presión diferencial que actúa hacia abajo, producida por un peso grande de líquido sobre la parte superior del plato y un espacio de vapor inmediatamente debajo de éste. Para eliminar la inundación, es mejor disminuir la alimentación y calentar el rehervidor. Es importante ser pacientes y evitar cambios repentinos.

Operaciones con vapor de agua/agua. Las operaciones con vapor de agua/agua durante las paralizaciones tienen un potencial de producción de daños en los platos si no se maneja de manera correcta. Si se acumula un nivel elevado de líquido en la torre y, a continuación, se drena con rapidez, como hacia afuera un registro de inspección del fondo, se producen daños extensos a los platos, semejantes a los que se producen al bombear los hidrocarburos hacia afuera demasiado rápido durante la operación.

El vapor de agua y agua juntos a una torre puede ser una operación riesgosa. Si se agrega el agua primero por la parte superior, por ejemplo, y está lloviendo hacia abajo desde los platos cuando se introduce el vapor, este último se puede condensar e imponer una presión diferencial que actúa hacia abajo. Esto puede dar por resultado que se produzcan daños considerables. Si deben agregarse juntos el vapor y el líquido, principiese con el vapor. Después, con lentitud, agrégué el agua, no hasta el punto de condensar todo el vapor. Cuando se termine, el agua se extrae primero. Un vendaval que ve alrededor de seis casos de fallas de platos por resultado de un mal manejo de las operaciones con vapor de agua/agua.

Resurización. Despresurizar una torre con demasiada rapidez también puede dañar los platos, al poner un flujo excesivo de vapor a través de ellos. Una válvula de alivio en el fondo de una torre a presión, empeoraría las cosas, ya que se abre el flujo de vapor a través de los platos en la dirección hacia abajo. Lo equivalente para una torre al vacío sería una válvula de escape hacia arriba, lo cual succionaría los inertes o el aire y, además, induce flujo en la dirección equivocada. Ese despresurizador no debe de diseñarse demasiado grande.

Cambio de fase. Pasar por alto el cambio de fase durante la operación de diseño también puede causar daños a los platos. Un ejemplo es el líquido de la absorbidora que va hacia una separadora a una presión más baja y que produce una mezcla bifásica. En este caso, la corriente de la absorbidora entra a la separadora en una línea que tenía forma de L hacia abajo sobre el fondo de esta última. La mezcla bifásica golpeaba una sección superior. Se colocó una placa de protección de $\frac{1}{4}$ " y, en dos días, esta placa se le produjo un agujero.

Agua en la columna de hidrocarburos

En este caso, se están considerando pequeñas cantidades, en lugar de grandes masas que podrían dañar los platos. A menudo el agua hervirá arriba y será decantada en la separadora del acumulador superior (vaso de decantación del agua). Sin embargo, si la temperatura en la parte superior de la columna es demasiado baja, se impide que el agua llegue arriba. Esto, más que una temperatura en el fondo demasiado alta para que el agua permanezca como líquido, hará que esa agua quede atrapada y se acumule dentro de la columna. A menudo, el agua hará que la torre parezca que está inundada.

Muchas columnas tienen platos para extracción del agua diseñados en su interior. Es posible que se tengan que cambiar las temperaturas de la parte superior y del fondo para expeler el agua, si a la columna no se le dota con platos para extraerla. En algunos casos, el agua se puede expeler al desfogar la columna a través del sistema de alivio de seguridad.

Se debe de recordar que el agua presente en un sistema de hidrocarburos, al ser inmisible, agregará toda su presión de vapor a la de esos hidrocarburos. El autor una vez se preguntó por qué la presión estaba tan elevada en cierto acumulador superior hasta que observó el vaso decantador instalado.

En algunos casos, un pequeño suministro estable de agua que entre en una columna, por solubilidad o arrastre, puede causar graves formaciones de ciclos a intervalos constantes, tiempo durante el cual el agua se expelle. Después de la expulsión del agua, la columna funciona adecuadamente hasta que se acumula agua suficiente para otro ciclo.

Junto con el agua, otras sustancias extrañas pueden infiltrarse a la columna, con efectos variados. Un ejemplo fue una columna en la que se separan dos componentes y en la que se usa el componente ligero como flujo sellador para la bomba del rehervidor. Cuando se infiltraron ligeros en exceso al sistema de la torre, el producto de residuos se salió de especificaciones. Se necesitó mucho tiempo para resolver el problema porque, al principio, los operarios sospecharon que se trataba de pérdida de eficiencia de los platos.

Formación de espuma

El mecanismo de la formación de espuma no está bien comprendido. Durante la fase de diseño, se toma en cuenta la formación de espuma tanto en el conducto descendente del plato como en las áreas activas. Se aplican "factores del sistema" que disminuyen la capacidad nominal de los platos por la formación de espuma. La tabla 1 contiene algunos factores típicos de sistemas. En la tabla 1, las absorbidoras de aceite se listan como formadoras moderadas de espuma. Un aceite denso mezclado con gases ligeros a menudo tiende a formar espuma. Entre más elevada es la presión, mayor es la tendencia a formar espuma, ya que el aceite denso contendrá más gases disueltos a presiones más elevadas. Los líquidos con baja tensión superficial forman espuma con facilidad. Asimismo, los sólidos sus-

Tabla 1
Factores de sistemas (referencia 2)

Servicio	Factor del sistema
Sin espuma, sistemas regulares	1.00
Sistemas de flúor; por ejemplo BF ₃ , Freón	.90
Formación moderada de espuma; por ejemplo, absorbedoras de aceite, regeneradoras de amina y glicol	.85
Formación intensa de espuma; por ejemplo absorbedoras de amina y glicol	.73
Formación severa de espuma; por ejemplo, unidades MEK	.60
Sistemas de espuma estable; por ejemplo, regeneradoras de cáusticos	.30-.60

pendidos estabilizarán la espuma. Con frecuencia, la formación de espuma no es un problema cuando no se encuentra presente un estabilizador.

Hasta donde sabe el autor, ninguna prueba de laboratorio se ha realizado para predecir de manera adecuada la formación de espuma. Un aceite que no forma espuma en el laboratorio o a una presión baja en la columna, bien podría formar espuma con intensidad a una presión alta en la columna. En general, aparte de agregar antiespumantes, parece no haber mejor solución para la formación de espuma que dé lugar a un espaciado de los platos y un área de los conductos descendentes que sean adecuados. Un diseñador resolvió un problema de formación de espuma en el conducto descendente al llenar este último con anillos Raschig para proporcionar un área de coagulación.

Para detectar problemas sospechados de formación de espuma, vaporícense muestras de la alimentación y de los residuos para buscar sólidos suspendidos. También, se puede buscar el efecto Tyndall, como se describe en la sección sobre formación de niebla en el condensador.

En la investigación de problemas de formación de espuma, resulta útil tener una estimación de la densidad de la espuma. La referencia 3 contiene una relación para los platos de las columnas de destilación y de absorción, de la cual se afirma que concuerda bien con los datos publicados. Esta relación se muestra como la ecuación 6:

$$\rho_F = \rho_L [1 - 0.46 \log (f/0.0073)] \quad (6)$$

en donde

$$f = u[\rho_V/(\rho_L - \rho_V)]^{1/2}$$

Problemas en el rehervidor

Presiones altas. Los rehervidores de termosifón presentan problemas de diseño en los dos extremos de la escala de presio-

nes. Cerca de la presión crítica, el flujo de calor máximo posible cae.

En tanto que un flujo de alrededor de 12 000–16 000 Btu/h ft² es un rango razonable para los hidrocarburos a presión “normal”, un flujo de sólo, digamos, 7000 Btu/h ft² es razonable cerca de la presión crítica.

Presiones bajas. A presiones bajas, el problema típico es poder lograr la formación de un termosifón adecuado. A presión baja, se puede experimentar una zona más larga de condensación sensible, la cual puede inhibir la razón adecuada de circulación. Esto está relacionado con el gran efecto de la carga de líquido sobre el punto de ebullición, a baja presión. Para tener un rendimiento apropiado, se requiere un bajo porcentaje de vaporización por paso. Una razón del líquido al vapor de 4:1 es alrededor de la mínima. Para servicio a alto vacío, a veces se hace uso de rehervidores de circulación forzada. No es raro que una bomba de circulación agregada a un rehervidor existente de baja presión, diseñado originalmente para circulación natural.

Presiones intermedias. A presiones intermedias, los problemas típicos son el ensuciamiento, la presencia de no condensables en el lado del vapor de agua (u otro medio de calentamiento), la extracción inadecuada del condensado y la circulación inestable. El ensuciamiento depende en gran parte de las propiedades del sistema, pero a menudo una unidad diseñada de manera más ajustada experimentará menos ensuciamiento que una diseñada con gran corpulencia. Esto se puede deber a mayor turbulencia en la unidad que está trabajando con mayor intensidad. Se puede usar un rehervidor de paso continuo de circulación tiende a incrementar el ensuciamiento.

Para los no condensables en el lado del vapor de agua, se requiere un desfogue apropiado. Una pequeña cantidad de no condensables puede disminuir mucho el coeficiente de transferencia de calor del lado del vapor. La extracción inadecuada del condensado es otra manera de reducir el coeficiente de transferencia de calor del lado del vapor. Para un sistema grande es preferible un sistema bombeado a las trampas de vapor.

Línea de admisión. Se puede tener circulación inestable en la línea de admisión a un rehervidor vertical del termosifón si la línea es demasiado grande. Los tubos de un rehervidor de este tipo “disparan” por separado. Los tubos pueden dispararse hacia atrás en forma excesiva si la línea de admisión del líquido es demasiado grande. No tienen que dispararse hacia atrás todo el trayecto hacia la torre para causar problemas, sólo hasta la placa de tubos de la entrada. Es común poner bridas en la línea de admisión del líquido de modo que más tarde se pueda agregar un orificio, si se requiere, para suministrar el efecto apropiado de amortiguamiento.

Formación de niebla en el condensador

ene formación de niebla en un condensador cuando no tiene el mismo ritmo entre la transferencia de masa y la transferencia de calor. El diseño debe dar tiempo suficiente para que ocurra la transferencia de masa. Una diferencia de temperatura (ΔT) elevada, estando presentes no condensables, o una gama de pesos moleculares pueden producir niebla. Se le da lugar a una gran fuerza impulsora para la transferencia de calor. Sin embargo, la fuerza impulsora para la transferencia de masa se ve limitada a la fuerza impulsora de concentración (ΔY) entre la composición del componente condensable en la fase gaseosa y la composición en equilibrio con la temperatura de la pared del tubo. Por tanto, la fuerza impulsora de la transferencia de masa (ΔY) tiene un límite. En ciertas condiciones, la fuerza impulsora ΔT puede estarse hasta el punto en el que la transferencia de calor es mucho mayor que la transferencia de masa, lo cual produce niebla.

Formación de una niebla. La niebla, como el humo, es un coloidal. La vez que se forma una niebla es muy difícil de eliminar. Si se usa derecho por las columnas empacadas, los eliminadores de neblina o cualesquiera otros dispositivos de ese tipo no quieren dispositivos especiales para vencer una niebla. Lo que es un precipitador eléctrico con placas cargadas. Se vence el potencial zeta de las partículas cargadas y ellas se aglutinan.

La niebla coloidal dispersará un rayo luminoso. Esto se conoce como "efecto Tyndall" y se puede usar como una herramienta para detección de fallas.

Elimínese la fuente de formación de niebla al usar un tubo más pequeña y, de este modo, proporcionar más superficie para la transferencia de masa. Inténtese minimizar $\Delta T/\Delta Y$.

18. Para verificar un diseño en relación con la posible formación de niebla, se presenta un procedimiento que considera la transferencia de masa y la de calor como procesos separados.

Transferencia de calor

$$\dot{Q}_M \text{ o bien } Q = h_i A \Delta T_i \quad (7)$$

donde h_i se refiere sólo al lado de la condensación.

Transferencia de masa

$$\dot{M} \Delta Y = K_m A (Y - Y_i) \quad (8)$$

h_i = Coeficiente de película del lado de la condensación, Btu/h ft² °F

W = Gasto del condensado, lb/h

K_m = Coeficiente de transferencia de masa, lb/h ft² ΔY

Y = Composición del componente condensable en la fase gaseosa

Y_i = Composición del componente condensable en equilibrio con el líquido a la temperatura de la pared del tubo

La transferencia de masa y de calor están relacionadas como sigue:

$$h_i/K_m c = (K_T/c\rho_v K_D)^{1/2} \quad (9)$$

en donde

c = Capacidad calorífica (fase gaseosa), Btu/lb °F

ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft³

K_T = Conductividad térmica, Btu/h ft² (°F/ft)

K_D = Difusividad, ft²/h

La razón de la transferencia de calor a la transferencia de masa es:

$$Q/W = h_i \Delta T_i / K_m \Delta Y \quad (10)$$

ya que

$$h_i/K_m = c (K_T/c\rho_v K_D)^{1/2}$$

entonces

$$Q/W = c (K_T/c\rho_v K_D)^{1/2} \Delta T_i / \Delta Y$$

Nótese que Q sólo se refiere a la transferencia de calor sensible. Todo el calor latente se transfiere a través de la transferencia de masa. De modo semejante, h_i sólo se refiere a un coeficiente de gas seco (no se considera la condensación).

Los cálculos se hacen como sigue: El intercambiador se divide en pequeños incrementos para permitir las integraciones numéricas. Primero se calcula una temperatura de la pared del tubo y, a continuación, Q/W . Enseguida, puede calcularse la temperatura y composición del gas, a partir de un incremento. Si la composición del gas se encuentra arriba de la de saturación para la temperatura, cualquier condensación en exceso se puede presentar como niebla. Esto permite cuantificar el grado de tendencia a la formación de niebla. Siempre que sea posible, se deben de usar datos experimentales para determinar la razón del coeficiente de transferencia de calor al de transferencia de masa. Esto se puede hacer con una simple medición de las temperaturas del bulbo húmedo y del bulbo seco, usando los componentes que intervienen.

Análisis sospechosos de laboratorio

Los análisis malos de laboratorio no siempre son culpa de estos últimos. La toma de muestras desempeña un papel importante. Un superintendente de planta investigó cada caso de análisis sospechosos en su planta, aplicando elaborados métodos durante las 24 horas del día durante un periodo considerable. Sus resultados revelaron que más de la mitad de los análisis malos no fueron por culpa del laboratorio. Todos somos humanos y los análisis malos se producirán de vez en cuando. En lugar de volver a someter muestras al procedimiento, puede resultar conveniente consumir unos cuantos minutos aplicando los métodos siguientes como árbitros para evaluar lo razonable de los resultados.

En primer lugar, los antiguos fieles métodos de verificar los balances globales de los componentes por separado y de comprobar los puntos de rocío y de burbujeo ayudarán a verificar las concentraciones del destilado y de los residuos. El punto de rocío calculado de los productos totales de arriba (destilado más reflujo) se compara con la temperatura observada arriba de la columna y el punto de burbujeo calculado de los residuos se compara con la temperatura observada en el fondo de la columna. Si no se siente que los análisis sean crasamente erróneos, el método siguiente también probará ser de mucha utilidad.

El método propuesto es el de Hengstebeck, descrito en la referencia 4. El método es bastante sencillo. En primer lugar, se selecciona el componente clave pesado y se determina la volatilidad relativa (α) de todos los componentes en la columna respecto a este clave pesado. Una vez que se hace esto para una columna, cambios pequeños en la operación no afectarán mucho a α y, por lo tanto, ésta misma a menudo se puede usar para conjuntos subsiguientes de datos. Se puede usar $\alpha_{\text{alimentación}}$ o, quizá con más exactitud, $\alpha = \sqrt{\alpha_{\text{arriba}} \alpha_{\text{fondo}}}$. A continuación, se traza una gráfica de $\ln D/B$ contra α . Debe resultar una línea recta. Si no se obtiene una línea bastante recta, es probable que los análisis sean defectuosos. En este caso, D representa los moles/h de cada componente en el destilado y B representa los moles/h de cada componente en los residuos. En realidad, con base en la ecuación de Fenske (ecuación 11 y referencia 5), se demuestra que, con reflujo total, $\ln D/B$ contra $\ln \alpha$ es una recta. Sin embargo, con reflujo finito y usando α en lugar de $\ln \alpha$, se obtiene una línea bastante cercana a una perfectamente recta.

Armados con los valores de K y α , los operarios de plantas pueden ser inducidos a realizar algunos de estos cálculos para, en ocasiones, examinar con precisión los resultados de laboratorio.

Si el tiempo lo permite, se podría aplicar el método más largo de Smtih-Brinkley (referencia 6) como una herramienta de detección de fallas en el laboratorio.

$$N_m + 1 = \frac{\ln[(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\ln(\alpha_{LK/HK})_{\text{PROM}}}$$

Nomenclatura

- A = Área de transferencia de calor, ft^2
- AA = Área activa, ft^2
- AD = Área del conducto descendente, ft^2
- AT = Área de la sección transversal de la columna,
- B = Gasto molar de los residuos o subíndice para residuos
- c = Capacidad calorífica (fase gaseosa), $\text{Btu/lb } ^\circ\text{F}$
- CAF = Factor de capacidad del vapor
- D = Gasto molar del destilado o subíndice para destilado
- $DCCL$ = Espacio libre del conducto descendente, in
- DCE = Longitud de la salida del conducto descendente,
- DFL = Factor de correlación de inundación de la columna
- FPL = Longitud de la trayectoria del flujo en el plato
- GPM = Carga de líquido de la columna, gal/min
- H_{dc} = Derrame del conducto descendente, pulgadas de líquido
- h_i = Coeficiente de película del lado de la condensación, $\text{Btu/h ft}^2 ^\circ\text{F}$
- H_{ud} = Pérdida de carga debajo del conducto descendente, pulgadas de líquido
- H_w = Altura del vertedero, in
- K = Constante de equilibrio, igual a y/x
- K_D = Difusividad, ft^2/h
- K_m = Coeficiente de transferencia de masa, lb/h ft^2
- K_T = Conductividad térmica, $\text{Btu/h ft}^2 (^\circ\text{F/ft})$
- L_{wi} = Longitud del vertedero, in
- N_m = Etapas teóricas mínimas con el reflujo total
- Q = Calor transferido, Btu/h
- U = Coeficiente total de transferencia de calor, $\text{Btu/h ft}^2 ^\circ\text{F}$
- u = Velocidad del vapor, ft/s
- U_{ud} = Velocidad debajo del conducto descendente
- $VD_{\text{diseño}}$ = Velocidad de diseño en el conducto descendente, gpm/ft^2
- V_{carga} = Factor de carga del vapor en la columna
- W = Gasto del condensado, lb/h
- X_{HK} = Fracción molar del componente clave pesado
- X_{LK} = Fracción molar del componente clave ligero
- α_i = Volatilidad relativa del componente i en relación con el componente clave pesado
- ΔP_{plato} = Caída de presión en el plato, pulgadas de H_2O
- ΔT_i = Diferencia de temperatura del lado de la condensación, $^\circ\text{F}$
- ΔT_m = Diferencia de temperatura media logarítmica
- ρ_F = Densidad de la espuma, lb/ft^3
- ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3
- ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft^3

Bibliografía

ranan, C. R., *The Fractionator Analysis Pocket Handbook*, Gulf Publishing Co., Houston.

Glitsch *Ballast Tray Design Manual*, 5a edición, boletín no. 4900, Copyright 1974, impresión 1989, Glitsch, Inc.

Banker, Adam, "Quick Calculation for Foam Densities", *Chemical Engineering*, 17 de febrero de 1975.

Pengstebeck, R. J., *Trans. A. I. Ch. E.*, 42, 309, 1946.

Peniske, M., *Ind. Eng. Chem.*, 24, 482, 1932.

Smith, B. D., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, 1963.

Shah, G. C., "Guidelines Can Help Improve Distillation Operations", *Oil and Gas Journal*, 25 de septiembre de 1978, pág. 102.

Sew, J. W., "Distillation Column Startup", *Chemical Engineering*, 14 de noviembre de 1983, pág. 221.

Tower, T. C. y Kister, H. Z., "Solve Process Column Problems", partes 1 y 2, *Hydrocarbon Processing*, mayo y junio de 1991.

Tarrison, M. E. y France, J. J., "Trouble-Shooting Distillation Columns", partes 1-4, *Chemical Engineering*, marzo-junio de 1989.

Tower, T. C. y Kister, H. Z., "Unusual Operating Histories Gas Processing and Olefins Plant Columns", artículo presentado en la reunión anual del A. I. Ch. E., 2-7 de noviembre de 1986, Miami Beach, Florida.

12. Yanagi, Tak, "Inside A Trayed Distillation Column", *Chemical Engineering*, noviembre de 1990, pág. 120.
13. Biddulph, M. W., "When Distillation Can Be Unstable", *Hydrocarbon Processing*, septiembre de 1975, pág. 123.
14. Shah, G. C., "Troubleshooting Distillation Columns", *Chemical Engineering*, 31 de julio de 1978, pág. 70.
15. Kister, H. Z., "When Tower Startup Has Problems", *Hydrocarbon Processing*, febrero de 1979, pág. 89.
16. Shah, G. C., "Troubleshooting Reboiler Systems", *Chemical Engineering Progress*, julio de 1979, pág. 53.
17. Lieberman, N. P., "Basic Field Observations Reveal Tower Flooding", *Oil and Gas Journal*, 16 de mayo de 1988, pág. 39.
18. Tammami, Ben, "Simplifying Reboiler Entrainment Calculations", *Oil and Gas Journal*, 15 de julio de 1985, pág. 134.
19. Pattinson, Scott, "Changes In Demethanizer Reboiler Solve Efficiency Problems", *Oil and Gas Journal*, 1 de mayo de 1989, pág. 102.
20. Lieberman, N. P. y Lieberman, E. T., "Design, Installation Pitfalls Appear In Vac Tower Retrofit", *Oil and Gas Journal*, 26 de agosto de 1991, pág. 57.
21. Kitterman, Layton, "Tower Internals and Accessories", Glitsch, Inc. Artículo presentado en el Congresso Brasileiro de Petro Quimica, Río de Janeiro, 8-12 de noviembre de 1976.

Fraccionamiento: problemas mecánicos

En las últimas décadas recientes, se han publicado muchos artículos sobre la detección de fallas en los problemas de fraccionamiento de mayor magnitud que los considerados en "Problemas de operación". A estos problemas de mayor magnitud se les ha denominado "Problemas mecánicos", porque suelen relacionarse con el equipo defectuoso o la necesidad de renovaciones, como se ve con las "alteraciones" de operación. En los siguientes ejemplos de campo, se resume la literatura. Se espera que el lector encontrará soluciones generales a algunos de sus problemas mecánicos y se pueda dirigir a los artículos fuente para obtener más detalles. Estos ejemplos de detección de fallas también proporcionan varios principios generales útiles.

Ejemplos de campo

Contracción

- Problema:**¹ La fraccionadora con 140 platos era un cuello de botella. Se propuso una renovación que no había funcionado.
- Causa:** La simulación por computadora indicó que el diseño estaba correcto, pero no consideró el punto de contracción.
- Solución:** Se construyó el diagrama de McCabe-Thiele². Se encontró la contracción.

Moraleja: Compruébense los diseños por computadora con un método gráfico. Se recomienda el de McCabe-Thiele. Se puede usar la simulación por computadora para ayudar a construir el diagrama de McCabe-Thiele.

Componentes claves

Problema:¹ La simulación por computadora de una separadora para un caso base no correspondió con los datos de prueba. Se necesitaba la simulación para comprobar el diseño de la renovación.

Causa: Las inexactitudes en los datos sobre el VLE (equilibrio vapor-líquido) explicaban parte del problema. La simulación por computadora no permitió la comprensión de la operación de la columna. Componentes diferentes eran los componentes clave efectivos en diferentes partes de la columna.

Solución: Se produjeron diagramas de Henstebeck³ con base en el uso de pares diferentes de componentes clave. Éstos mostraron en dónde se estaban presentando los puntos de contracción y la comprensión resultante permitió que se seleccionara una simulación apropiada por computadora.

Moraleja: Compruébense los diseños por computadora con un método gráfico. En este caso, el método de Henstebeck fue bueno para la separación de los componentes clave de la mezcla de múltiples componentes. En el método de Henstebeck se utiliza un diagrama del tipo de McCabe-Thiele.

Perfiles

Problema:¹ Una torre al vacío con empaquetadura estructurada tenía demasiado clave pesado en una extracción lateral de vapor entre la alimentación y el fondo de la columna. La concentración del clave pesado en la extracción lateral fue varias veces el valor de diseño.

Causa: La altura de la empaquetadura se fijó por una HETP (altura equivalente a una etapa teórica) optimista. Estaba entregando 6–7 etapas en comparación con el diseño de 8.

Solución: Aun cuando la empaquetadura sólo se acortó en 1–2 etapas, esto fue suficiente para causar el problema durante condiciones fuera de diseño. El trazo de los perfiles del clave pesado en la columna mostró una pendiente muy pronunciada y dura. El clave pesado se diseñó para caer desde 55% hasta 1% en sólo cinco etapas. La pérdida de 1–2 etapas, de las ocho requeridas en total, fue devastadora.

Moraleja: Examinense los perfiles de la columna, antes de invertir dinero.

Técnica de detección de fallas

Problema:⁴ Una columna de destilación al vacío de 100 platos estaba funcionando en el modo de operación bloqueada. Después de operar sobre un producto previo, la columna no operaría de manera apropiada para un nuevo producto.

Causa: Los operarios pensaron que la causa eran platos taponados, pero un ingeniero cuidadoso miró con mayor profundidad y encontró que la válvula de alimentación del agua al condensador se estaba abierta en una cuarta parte. La operación sobre el producto previo no requirió más enfriamiento para el condensador que éste.

Solución: Se abrió la válvula.

Moraleja: Condúzcase una técnica apropiada de detección de fallas, como se describe en el artículo:⁴

- “1. Los datos de operación actuales y pasados se compararon y se definieron los tiempos de los problemas de operación”.
- “2. Se compararon las causas probables con los datos disponibles y se verificaron las condiciones físicas del equipo. Se identificaron las causas probables.”
- “3. Se dispuso de datos insuficientes para confirmar la fuente exacta del problema. Por lo tanto, se condujo un programa para reunir datos adicionales”.
- “4. Los nuevos datos dirigieron la investigación hacia la parte correcta del sistema y el problema se identificó con rapidez”.

Corte de esquinas

Problema:⁵ Una desisobutanizadora no producía la extracción requerida de isobutano de los residuos. El producto de los residuos llegaba al 17%, en lugar del 5%.

Causa: Se cometieron varios errores en el diseño original que se describieron como “corte de esquinas”.

Solución: Después de un análisis exhaustivo, incluyendo los balances de calor y de materiales y los cálculos hidráulicos, se corrigieron los defectos del diseño original, incluyendo:

1. Instalación de desviadores estándar con saltos para ciertos platos con conductos descendente hacia dentro para impedir que gotas (producidas por el “soplado” del plato) entraran en el conducto.
2. Se instalaron vertederos de “cerca de estaca puntiagudas” en otros conductos descendentes hacia dentro, también como protección contra cualquier soplado.

3. Se agregó un distribuidor de la alimentación (omitido originalmente) para permitir que se usara el punto de alimentación más bajo apropiado para una corriente de esta última.
4. Se agregó un intercambiador de precalentamiento de la alimentación de modo que ésta no estuviera subenfriada. Esto descargó la sección crítica del fondo de la torre.

leja: Cortar esquinas para un diseño ahorra centavos y resulta muy caro con el transcurso de los años.

atrapada

- ema:**⁶ Un enfriador superior de una desetanizadora experimentó taponamiento del lado de los tubos, debido a la congelación.
- u:** Un cambio reciente en el proceso había atrapado agua, de manera inadvertida, en una espira sin fin. Esto permitió que el agua se acumulara en tanto que, antes del cambio, tenía una salida.
- ión:** Se agregó un pequeño paquete deshidratador de TEG (trietilenglicol) a la corriente, antes del enfriador.
- leja:** El diseñador debe ver más allá de cualquier modificación por sí misma para ver cómo interactúa con el sistema existente.

nte paralela

- ema:**⁶ El tren absorbadora/desetanizadora de una planta de gas no estaba logrando la separación de diseño. Parecía que la absorbadora y la desetanizadora estaban operando con malas eficiencias.
- u:** Un intercambiador cruzado para enfriar el aceite pobre de la absorbadora, al mismo tiempo que calienta la alimentación de aceite rico de la desetanizadora no estaba realizando su trabajo. Se encontró que estaba fabricado para flujos paralelos, en lugar de a contracorriente.
- ión:** Se volvieron a colocar los tubos en uno de los lados del intercambiador para convertirlo en uno a contracorriente.
- leja:** Compruébense con cuidado los detalles del diseño.

ación de espuma

- lema:**⁶ Una absorbadora de amina se estaba traspasando debido a la formación de espuma.
- a:** La amina tenía fuertes tendencias a la formación de espuma y no se había agregado antiespumante. Cuando se agregó antiespumante en forma intermitente, la formación de espuma empeoró porque una concentración demasiado alta de

antiespumante en realidad causa la formación de espuma.

Solución: Se empleó un método de dilución para lograr una concentración correcta del antiespumante. Se instaló una bomba de inyección para la adición lenta, en lugar de intermitente, del antiespumante.

Moraleja: Agréguese el antiespumante lentamente con una bomba de inyección.

Apilado de la empaquetadura

Problema:⁶ Una torre empacada de rocío de agua, de contacto directo, enfriaba el efluente de un horno de acetileno. El pie, o algo así, del fondo del lecho se taponaría con material de polímero. Ésta es la parte más caliente del lecho.

Causa: Los depósitos de polímero se pegaron en los intersticios aleatorios de la empaquetadura. Cuando el lecho se apiló a mano en una disposición en zigzag, en lugar de empacarse en forma aleatoria, el vapor y el líquido se canalizaron y el gas no se enfrió.

Solución: Sólo el pie del fondo se apiló a mano y el resto del lecho se empacó aleatoriamente, aplicando una técnica de empaquetadura mojada.

Moraleja: A veces tienen que modificarse los métodos convencionales para ajustarse a las condiciones.

Soportes de los platos

Problema:⁶ Los casquetes de burbujeo de la absorbadora se reemplazaron con platos perforados. Una alteración severa del flujo desalojó los nuevos platos.

Causa: Los platos perforados tenían conexiones más débiles en el anillo de soporte que los anteriores con casquetes de burbujeo. No podía usarse soldadura (presencia de acetiluros de metales pesados).

Solución: Se diseñó una conexión de soporte único y se instaló como se muestra en el artículo.

Moraleja: Compruébense las modificaciones en relación con condiciones anormales hasta el punto que sea posible.

Control de la ebullición

Problema:⁶ Una divisora de etano/etileno exhibía un mal control de las concentraciones del producto de arriba y de los residuos.

Causa: Debido a que el producto de arriba es muy puro, la temperatura del plato superior es insensible a la concentración. Por lo tanto, la diferencia de temperatura entre el plato de arriba y el 50 fue la

señal de control de diseño para ajustar el reflujo. Esto fue muy lento debido a que un cambio en el reflujo se refleja con lentitud hacia abajo de la columna en los derrames de líquido cambiado de plato a plato.

Solución: Debido a que los cambios en los gastos de vapor se reflejan con mucha mayor rapidez, hacia arriba y hacia abajo de la columna, que los cambios en los gastos del líquido, se desconectó el controlador por diferencia de temperatura y, en lugar de ello, la torre se controló por la ebullición. Una temperatura a diez platos del fondo fijó el medio de calentamiento del rehervidor y el reflujo se puso en el control del flujo.

Moraleja: En las grandes superfraccionadoras, la rápida respuesta de la manipulación de la ebullición resulta ventajosa para el control de la composición.

Velocidad en el condensador

Problema:⁶ Un condensador de goteo hacia atrás montado sobre un tanque de reflujo de una divisora de C_3 exhibía traspaso de líquido (como resultaba evidente por la acumulación de hielo en la línea de desfogue). Esto indicaba pérdida de producto proveniente del líquido traspasado, en lugar de haber goteado en el tanque de reflujo. Asimismo, la metalurgia de la línea de desfogue no soportaría las frías temperaturas producidas.

Causa: La velocidad era demasiado alta en el condensador de desfogue, causando de este modo que el vapor arrastrara líquido.

Solución: Se instaló un limitador de válvula en la válvula de control del desfogue, para limitar la apertura.

Moraleja: Los flujos excesivos de vapor en los condensadores de goteo hacia atrás conducen al arrastre. (En la referencia 7 se muestra cómo predecir la velocidad máxima admisible.)

Rejilla de ventilación ciega

Problema:⁶ La temperatura de salida de un rehervidor en el que se quemaba combustible no se elevaba arriba de 350°F, sin importar con cuánta intensidad se quemara combustible.

Causa: Se había dejado una rejilla de ventilación en el circuito de salida del calentador. La rejilla no tenía manija, de modo que fue difícil hallar este

error. La detección de la falla fue difícil porque ciertos instrumentos no se habían puesto a trabajar y los disponibles indicaban que todo estaba bien, excepto por el máximo de 350°F.

Solución: Se quitó la rejilla de ventilación.

Moralejas: Las rejillas de ventilación deben de tener manijas largas y estar rotuladas. La instrumentación debe estar en condiciones de operar, antes de poner a funcionar el sistema. En una investigación de detección de fallas, la interpretación obvia de una observación puede no ser la correcta.

Control de la temperatura de los dos extremos

Problema:⁶ Una destiladora de aceite pobre tenía un control inestable y una operación errática.

Causa: La instrumentación estaba intentando controlar la temperatura en ambos extremos de la destiladora, lo cual impedía la operación de estado estacionario.

Solución: Se desconectó el controlador de la temperatura de la parte superior y se usó sólo el controlador más importante del fondo.

Moraleja: No se intente controlar la temperatura de ambos extremos de una columna.

Fuente

1. Kister, H. Z., "Troubleshooting Distillation Column Simulations", *Chemical Engineering Progress*, junio de 1995.
2. McCabe, W. L. y E. W. Thiele, "Graphical Design of Fractionating Columns", *Ind. Eng. Chem.*, 17, pág. 6 (1925).
3. Hengstebeck, R. J., "An Improved Shortcut for Calculating Difficult Multicomponent Distillations", *Chem. Eng.*, 13, enero de 1969, pág. 115.
4. Hasbrouck, J. F., J. G. Kinesh y V. C. Smith, "Successful Troubleshoot Distillation Towers", *Chemical Engineering Progress*, marzo de 1993.
5. Sloley, A. W. y S. W. Golden, "Analysis Key to Correcting Debutanizer Design Flaws", *Oil and Gas Journal*, 8 de febrero de 1993.
6. Hower, T. C. y H. Z. Kister, "Solve Process Column Problems", *Hydrocarbon Processing*, parte 1, mayo de 1991, parte 2, junio de 1991.
7. Diehl, J. E. y C. R. Koppány, *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, 92, (65), pág. 77, 1969.

de fluidos

seguida se tienen cuatro problemas de flujo de fluidos sugerencias para sus correcciones.

Ariete hidráulico

Este problema engorroso se encuentra a menudo en las plantas, en particular en los sistemas de condensado. La variación común es causada por la rápida condensación del vapor, lo que ocurre cuando se mezclan condensados a alta y baja presión.

En la figura 1 se muestra condensado a alta presión (línea superior) que se está agregando a condensado a baja presión, molesto ariete usual. El condensado a alta presión tiene la capacidad de enfriarse antes de brotar hacia la línea de condensado a baja presión.

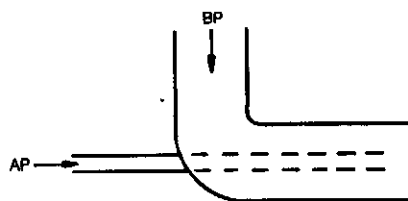


Fig. 1. Método para agregar condensado a alta presión a otro condensado a presión baja, sin el molesto ariete hidráulico.

Problemas con el flujo vertical hacia abajo

Uno de los problemas que puede causar vibración y sonidos que a menudo los operarios se refieren a él como ariete hidráulico. Al aplicar la teoría de las grandes burbujas que quedan atrapadas en los tubos en los que el flujo es vertical y hacia abajo, se analizará la manera de evitar los problemas. Respecto a la solución, se recomienda la referencia 2.

Si se dispone de una fuente continua de vapor, los números de Froude entre 0.31 y 1.0 darán problemas. El número de Froude se define del modo siguiente:

$$Fr_L = V_L / \sqrt{g_L D}$$

donde

V_L = Velocidad del líquido, ft/s

$g_L(\rho_L - \rho_G)/\rho_L$
= 32.2 ft/s²

D = Diámetro interno del tubo, ft

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_G = Densidad del vapor, lb/ft³

La fuente de vapor puede ser vapor que ya se encuentre en la línea antes de la sección de flujo vertical hacia abajo, o bien, vapor que se produce si el flujo hacia abajo tira de un vacío o reduce en cantidad suficiente la presión en la parte superior de la sección de ese flujo.

En la referencia 2 se da la historia de un caso para una línea de 30 in con 13 000 gpm (gal/min) y el autor ha observado un ejemplo en una planta para una línea de 6 in con 145 gpm. Los dos tenían números de Froude en el rango molesto y los dos causaron grandes problemas.

Flujo bifásico masivo

El flujo masivo debe evitarse en todas las aplicaciones bifásicas. El diseñador debe estar alerta respecto al desarrollo de un flujo bifásico en un sistema. En un caso, el líquido de una absorbidora al pasar a una separadora a presión más baja produjo una mezcla bifásica. La corriente de la absorbidora entraba en la separadora en una línea que tenía forma de L hacia abajo sobre el plato de esta última. La mezcla bifásica golpeaba una sección de platos. Se colocó una placa de protección de 1/4 in y, en dos años, a esta placa se le produjo un agujero.

Evaporación instantánea/cavitación

Los problemas de evaporación instantánea encontrados con más frecuencia son en las válvulas de control. Corriente abajo de la válvula de control se llega a un punto en donde la presión es la más baja, seguido por una "recuperación" de la presión. Un líquido se evaporará instantáneamente si el punto de presión baja está por debajo de su presión de vapor. La recuperación subsiguiente de la presión puede aplastar las burbujas o cavidades llenas de vapor, causando ruido, vibración y daño físico.

Cuando es posible elegir, diseñese para no tener evaporación instantánea. Cuando no se tiene elección, localícese la válvula para que la evaporación instantánea se realice en un recipiente, si es posible. Si la evaporación instantánea o la cavitación no se pueden evitar, selecciónense herrajes que puedan soportar estas condiciones severas. La línea corriente abajo debe dimensionarse para flujo bifásico y se debe usar un largo adaptador cónico, desde la válvula de control hasta la línea corriente abajo.

Fuentes

1. *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, "Process Systems Development", Gulf Publishing Co., págs. 22-23.
2. Simpson, L. L., "Sizing Piping For Process Plants", *Chemical Engineering*, 17 de junio de 1968.

Refrigeración

Enseguida se da una lista de verificación de detección de fallas en la refrigeración.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

Lista de verificación de los sistemas de refrigeración

Indicación	Causas
Alta presión de descarga de la compresora	Compruébese la temperatura del acumulador. Si la temperatura del acumulador es alta, compruébense: 1. La operación del condensador respecto a la existencia de suciedad. 2. Temperatura alta del aire o del agua. 3. Velocidad del ventilador o inclinación de sus aspas bajas. 4. Baja circulación del agua. Si la temperatura de condensación es normal, compruébese en relación con: 1. La existencia de no condensables en el refrigerante. 2. Una restricción en el sistema que esté creando caída de presión.
Temperatura alta del proceso	Compruébese la temperatura del refrigerante del enfriador. Si la temperatura del refrigerante es alta y la temperatura de aproximación en el enfriador es normal, compruébense: 1. La presión del enfriador. 2. La composición del refrigerante en relación con la contaminación por extremos pesados. 3. La circulación del refrigerante o el nivel en la marmita (flujo inadecuado posible que dé por resultado el sobrecalentamiento del refrigerante) 4. Sobrecarga del proceso sobre el sistema del refrigerante. Si la temperatura del refrigerante es normal y la aproximación a la temperatura del proceso es alta, compruébense: 1. Suciedad en el lado del refrigerante (aceite lubricante o humedad) 2. Suciedad en el lado del proceso (parafina o hidratos) 3. Sobrecarga del proceso sobre la capacidad del enfriador.
Capacidad inadecuada de la compresora	Compruébense: 1. Sobrecarga del proceso sobre el sistema del refrigerante. 2. Apertura prematura de la desviación del gas caliente. 3. Falla de la válvula de la compresora. 4. Restricción en la presión de succión de la compresora. 5. Baja velocidad de la compresora.
Flujo inadecuado de refrigerante hacia el economizador o el enfriador.	Compruébense: 1. Nivel bajo en el acumulador. 2. Capacidad de la válvula de expansión. 3. Mal funcionamiento del control del nivel en el enfriador o en el economizador. 4. Restricción en el flujo del refrigerante (hidratos o hielo).

Calentadores de tubo de humo

Las ideas siguientes para la detección de fallas en los calentadores de tubos de humo son proporcionadas en el libro de la GPSA.

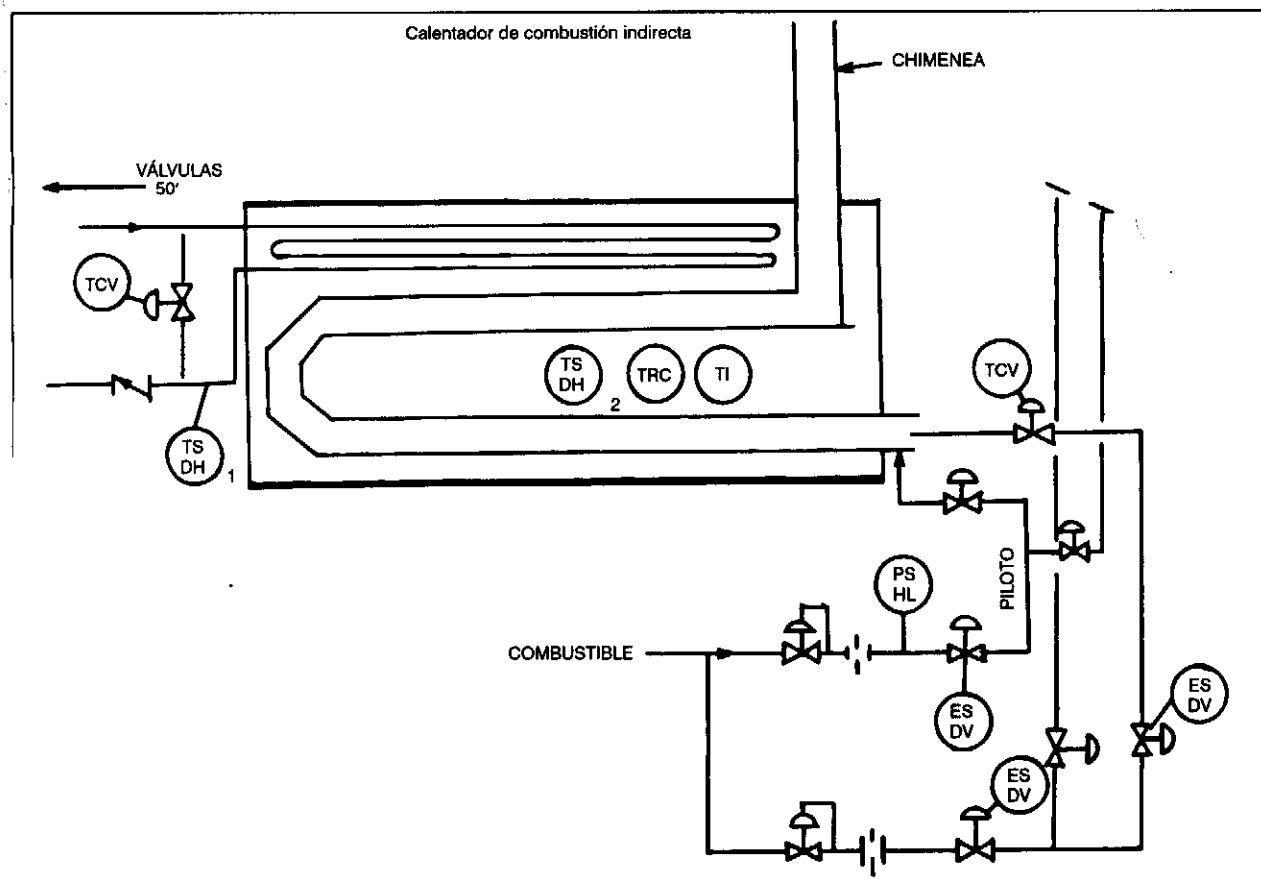


Figura 1. Calentador de combustión indirecta.

Los problemas siguientes se pueden presentar con los calentadores de tubos de humo.

La **pérdida de nivel del baño** puede ser el resultado de una temperatura demasiado alta de éste. A menudo, esto es causado por el controlador de la temperatura en la corriente del proceso. El ensuciamiento de los serpentines en el proceso, en el interior o en el exterior, o en ambas partes, significa que se necesita un baño más caliente para realizar la misma transferencia de calor. El serpentín debe extraerse y limpiarse.

El ensuciamiento de los serpentines no es el problema, se puede reducir las pérdidas de agua con un intercambiador de fracción de vapor montado en la parte de arriba del casco calentador. Éste consta de tubos delgados que condensan el vapor de agua. También se pueden reducir las pérdidas de vapor alterando la composición del medio del calentamiento o, en casos drásticos, al cambiar ese medio de calentamiento.

- La **corrosión del lado del casco** es causada por la descomposición del baño. (Los productos de descomposición de las aminas y de los glicoles son corrosivos.) Algo de descomposición y de corrosión es inevitable; sin embargo, la descomposición excesiva suele deberse al sobrecalentamiento cerca del tubo de humo. Por lo general, se agregan inhibidores de la corrosión. Existen numerosas razones para el sobrecalentamiento del baño: transferencia ineficaz localizada de calor por causa del ensuciamiento, choque excesivo de la llama, etcétera. A veces puede modificarse una llama impropia sin paralizar el sistema. Sin embargo, el ensuciamiento requiere el desarme del tubo de humo.
- La **transferencia inadecuada del calor** puede ser resultado de una llama inadecuada, combustión incompleta, ensuciamiento del tubo de humo, ensuciamiento del serpentín, mala dinámica del fluido en el casco, tubo de

Tabla 1
Descripción de las funciones de alarma/paro del calentador de baño

Nota: Las alarmas y paros que se muestran no se consideran como si satisficieran algún requisito mínimo de seguridad, sino se muestran como representativos de tipos usados para sistemas de control.

Rótulo esquemático	Descripción de la alarma/paro	Calentador de línea	Rehervidor de hidrocarburos	Calentador de vapor de agua a baja presión	Calentador de aceite o sal calientes	Rehervidor de glicol	Rehervidor de amina
TSDH-2	Temperatura alta del baño	No Notas 1, 2	Sí	No	Sí	Sí	Sí
LSL	Nivel bajo del baño	No Nota 2	No	Sí	Sí Nota 3	No Notas 2, 3	Sí Notas 2,
PSL	Presión baja del combustible	Sí Nota 4	Sí	Sí	Sí Nota 4	Sí	Sí
PSH	Presión alta del combustible	Sí Nota 4	Sí	Sí	Sí Nota 4	Sí	Sí
BSL	Detección de falla de la llama	No Notas 2, 5	Sí Nota 5	No Nota 2	Sí Nota 5	No Nota 2	No Nota 2
PSH	Presión alta en el recipiente	No	No	Sí Nota 6	No	No	Sí Nota 6

NOTAS:

1. Cuando la corriente del proceso es aceite, un paro por temperatura alta del baño impide el peligro de coquización.
2. Esta instrumentación es para calentadores localizados en secciones de procesamiento de gas. Las unidades con cabezal de pozo tienen un mínimo de controles.
3. El nivel bajo del baño protege tanto al tubo de humo como al baño cuando este último se coquizará (aceites calientes, glicol, amina) o se descompondrá (sal fundida).
4. Siempre se usa la presión baja/alta del combustible cuando el gas combustible se toma de la corriente de salida del proceso.
5. Se deben de usar exploradores ópticos de UV o varillas de llamas debido a la rapidez de la respuesta.
6. Requisitos del código, secciones IV u VIII de la ASME.

humo o serpentín demasiado pequeños, etcétera. Si no es un diseño inapropiado, entonces lo más probable es el ensuciamiento o una llama inadecuada. La solución puede ser un ajuste sencillo al quemador para corregir la mezcla del aire a combustible.

- La **temperatura elevada en la chimenea** puede ser el resultado de una mezcla inapropiada combustible a aire. Una fuga de material combustible del lado del proceso hacia el lado del tubo de humo también puede ser una causa. También puede ser resultado de un depósito excesivo de hollín en el tubo de humo.
- La mayor parte de las veces, la **falla del tubo de humo** es causada por un sobrecalentamiento localizado y la falla metalúrgica subsiguiente. Estos "puntos calientes" son causados por la coquización y depósito de hidrocarburos del lado del baño. La corrosión del tubo de humo es causada cuando en el combustible se queman gases ácidos. La mayor parte de la corrosión dañina ocurre en el conjunto del quemador. Hay poco que se pueda hacer, excep-

to cambiar el combustible y esto puede no ser práctico. es esencial una metalurgia apropiada cuando se queman gases ácidos.

- La **presión alta o baja del gas combustible** puede tener un efecto drástico sobre la operación del calentador tubo de humo. Es típico que la capacidad nominal de los quemadores se establezca como una salida de calor a una presión especificada del combustible. Una presión más baja de manera significativa da lugar a una liberación inadecuada de calor. Una presión más alta en forma significativa causa una combustión en exceso y sobrecalentamiento. Las causas más comunes de un problema de presión de gas combustible son la falla de un regulador de presión o una presión de alimentación inaceptablemente baja.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

Válvulas de alivio de seguridad

El análisis siguiente de problemas en relación con las válvulas de alivio de seguridad, tomadas del libro de los datos de GPSA, hará que el ingeniero de operaciones comprenda los mecanismos.

Fuerza de reacción

Sobre las válvulas de alta presión, las fuerzas de reacción durante el alivio son apreciables y puede requerirse el apuntalamiento.

externo. Véanse las ecuaciones en la API RP 520 para el efecto de esta fuerza.

Oscilaciones rápidas

Se pueden presentar rápidas oscilaciones cíclicas al disminuir la presión en la entrada de la válvula en el inicio del flujo en la tubería de alivio, debido a la pérdida excesiva de presión en la tubería que va hacia la válvula. En estas condiciones, en la tubería se tendrán rápidas oscilaciones cíclicas a las que se les conoce con el nombre de "traqueteo". La válvula responde a la presión de admisión. Si la presión disminuye durante el flujo por el punto en que vuelve a asentarse, la válvula se cerrará. No obstante, tan pronto como el flujo se detiene, la pérdida de presión en el tubo de admisión se hace cero y la presión a la entrada de la válvula se eleva una vez más hasta la presión del recipiente. Si la presión en el recipiente todavía es igual a la presión de la válvula de alivio, o mayor que ésta, la válvula se cerrará de nuevo.

Una válvula de alivio de tamaño mayor que el necesario puede traquetear, ya que puede aliviar con rapidez el contenido suficiente como para dejar que la presión en el recipiente caiga momentáneamente por debajo de la presión de la válvula, sólo para incrementarse una vez más también con el flujo. Las rápidas oscilaciones cíclicas reducen la capacidad destructiva para el asiento de la válvula, además de exponer a todas las partes móviles de ésta a un desgaste excesivo. La contrapresión excesiva también puede causar rápidas oscilaciones cíclicas, como se analizó con anterioridad.

Traqueteo resonante

Se puede tener traqueteo resonante con las válvulas de alivio cuando la tubería de entrada produce pérdidas de presión en la admisión de la válvula y la frecuencia natural de esa tubería de entrada tiende a la frecuencia mecánica natural de las partes móviles básicas de la válvula.

Entre mayor sea la presión prefijada, mayor sea el tamaño de la válvula, o mayor la pérdida de presión en el tubo

de admisión, es más probable que se tenga traqueteo resonante. El traqueteo resonante es incontrolable; es decir, una vez que se inicia no se puede detener, a menos que se elimine la presión de la admisión de la válvula. Sin embargo, en la aplicación real, la válvula se puede autodestruir, antes de que pueda tener lugar un paro, en virtud de la magnitud muy grande de las fuerzas de impacto que intervienen.

Escape en el asiento de las válvulas de alivio

En la API RP 527 se especifica escape en el asiento para las válvulas convencionales accionadas en forma directa por resorte, con asiento de metal contra metal. El factor importante en la comprensión del escape admisible en el asiento es que se manifieste en el 90% del punto de control. Por lo tanto, a menos que se especifique traslape en asiento o se usen diseños de asiento suave, puede esperarse que una válvula que opere con una diferencial del 10% entre las presiones de operación y de control tenga escape.

No existen normas en la industria para las válvulas con asiento blando. En general, no se espera escape si la válvula opera durante un minuto al 90% de la presión de control y, en algunos casos, no haya escape al 95% o incluso mayor. Intervalos más largos de tiempo podrían fomentar el escape. La aplicación de las válvulas con asiento blando queda limitada por las temperaturas de operación. Deben de consultarse las directrices del fabricante.

Fuente

GPSA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

Norma 527 del API, "Commercial Seat Tightness of Safety Relief Valves with Metal-to-Metal Seats", 1978, American Petroleum Institute, 1220 L Street, NW, Washington, D. C., 20005.

API RP 520, Recommended Practice for the Design (parte I) and Installation (parte II) of Pressure Relieving Systems in Refineries, 1976 (I) y 1973 (II), American Petroleum Institute, 1220 L Street, NW, Washington, D. C., 20005.

Asiento de gases

Se guía se dan dos análisis autorizados^{1,2} de la detección de fallas en las plantas de deshidratación de glicol.

Se presenta la información sobre detección de fallas en las plantas de glicol, tomada del artículo "Dehydration Using Glycol" escrito por Manning y Thompson. El mantenimiento preventivo apropiado minimiza las alteraciones y los paros. La detección de fallas se simplifica mucho si la unidad de glicol se opera de manera apropiada y se dispone de registros de operación, análisis del glicol, diagramas de flujo del proceso y de los órganos internos del recipiente (Ballard, 1979).² La interpretación de los registros requiere el conocimiento de las condiciones de diseño para la planta. Los cambios impor-

tales en las variables clave, como el gasto del gas de admisión, la temperatura o la presión, requieren la determinación de un nuevo conjunto de condiciones óptimas de operación.

La detección de fallas se describe al sugerir causas posibles de los problemas más comunes y el estudio de las medidas correctivas.

Punto de rocío elevado del gas de salida

- Cambio en el gasto del gas, la temperatura o la presión.
- Circulación insuficiente de glicol [debe de ser 1.5 a 3 gal de TEG (trietilenglicol)/lb de agua extraída]

- Mala reconcentración del glicol (el punto de rocío del gas de salida es 5-15°F más alto que el punto de rocío en equilibrio con la concentración pobre de glicol)
- Condiciones actuales de operación diferentes a las de diseño
- El separador en la admisión funciona mal

Pérdidas elevadas de glicol

En primer lugar, determínese en dónde está ocurriendo la pérdida: desde la contactora (es decir, hacia abajo de la tubería); afuera de la columna destiladora, o fugas de la bomba.

- Pérdida desde la contactora
 - separador de la admisión que deja pasar líquidos
 - traspaso debido a formación excesiva de espuma
 - extractor de neblina taponado o faltante
 - glicol pobre que entra a la contactora demasiado caliente
 - platos taponados en la contactora
 - velocidad excesiva del gas en la contactora
 - espaciado entre los platos menor de 24 in
 - colchón de neblina demasiado cercano al plato de arriba
- Pérdida desde la separadora
 - glicol descargado con hidrocarburos
- Pérdida desde la destiladora
 - gas excesivo de separación
 - separador por evaporación instantánea que deja pasar condensado
 - la empaquetadura en la columna destiladora está quebrada, sucia o taponada
 - reflujo insuficiente que se enfría en la parte superior de la destiladora
 - demasiado enfriamiento en la parte superior de la destiladora
 - la temperatura en la parte superior de la destiladora es demasiado alta
- Fugas, derrames, etcétera
 - revísense la tubería, los accesorios, las válvulas, las juntas
 - revísense las bombas, en especial las empaquetaduras
 - hurto

Muchos fabricantes estimarán que las pérdidas máximas de glicol serán de 1 lb o 1 gal por cada millón de scf (ft³ estándar). Una operación inadecuada pueden incrementar las pérdidas reales de glicol hasta 1, 10 o incluso 100 galones por cada millón de scf. Una bomba con fugas puede desperdiciar 35 galones por día (Ballard, 1977).

Contaminación del glicol

- Traspaso de aceites (por ejemplo, aceites lubricantes de la compresora), salmuera, inhibidores de la corrosión, productos químicos para tratamiento del pozo, arena, costras de corrosión, etc., provenientes de la separadora de entrada
- Infiltraciones de oxígeno hacia los tanques almacenamiento de glicol, etcétera

- El control inadecuado del pH (pH bajo) incrementa la corrosión
- Sobrecalentamiento del glicol en el rehervidor debido a una temperatura excesiva o a puntos calientes en el tubo de humo
- Filtración inadecuada; filtros taponados, paso por alto de los filtros
- Limpieza inadecuada de la unidad de glicol; uso de jabones o ácidos (Ballard, 1979)²

Mala reconcentración del glicol

- Temperatura baja del rehervidor
- Separación insuficiente del gas
- Glicol rico se está fugando hacia el pobre en el intercambiador de calor del glicol o en la bomba de éste
- Sobrecarga de la capacidad del rehervidor
- Ensuciamiento de los tubos de humo en el rehervidor
- Bajo gasto de combustible, o bien, contenido bajo de gas del combustible
- Glicol que está formando espuma en la columna destiladora
- Empaquetadura sucia o rota, o en ambas condiciones, en la columna destiladora
- Inundación de la columna destiladora
- Presión elevada en la destiladora

Baja circulación del glicol; bomba de glicol

- Compruébese la operación de la bomba (Caldwell, 1977). Si es una bomba impulsada por el glicol, ciérrese la válvula de descarga de glicol pobre; si la bomba continúa funcionando, necesita repararse. Si es de gas o eléctrica, compruébese la circulación suspendiendo la descarga de glicol de la contactora y sincronizando la razón de llenado de la columna indicadora en la sección de platos de la chimenea
- Revísense las válvulas de la bomba para ver si están gastadas o rotas
- Coladera, líneas o filtros taponados
- Cierre de vapor en las líneas o la bomba
- Nivel bajo en el acumulador
- Fuga excesiva en el casquillo del prensaestopas
- Presión en la contactora demasiado alta

Alta caída de presión a través de la contactora

- Gasto excesivo de gas
- Operación a presiones muy por debajo de la de diseño
- Platos taponados
- Colchones eliminadores de neblina taponados
- Formación de espuma por el glicol

Temperatura elevada en la destiladora de separación

- Reflujo inadecuado
- Columna destiladora inundada
- Formación de espuma por el glicol
- Traspaso de HC ligeros en el glicol rico
- Fugas en el serpentín de reflujo

Presión elevada en el rehervidor

empaquetadura en la columna destiladora está quebrada o taponada con alquitrán suciedad, etc., o tiene ambas condiciones

línea de desfogue restringida, no inclinada

la columna destiladora está inundada por tener una ebullición excesiva o por un enfriamiento excesivo del reflujo o por ambas situaciones

una cantidad de HC líquido entra a la separadora, se vaporiza al llegar al rehervidor y sopla el líquido hacia la parte superior de la destiladora

Ensuciamiento del tubo de humo/puntos calientes/quemado

acumulación de sal, polvo, costras, etc., sobre el tubo de humo; revísese la separadora de entrada

formación de depósitos de coque o alquitrán formados por el sobrecalentamiento del glicol o la descomposición de hidrocarburos, o ambas situaciones

- El nivel del glicol cae dejando expuestos los tubos de humo. Paro por bajo nivel.

Temperatura baja del rehervidor

- Dimensionamiento inadecuado del tubo de humo o del quemador, o de ambos
- Más agua en el gas de entrada porque la presión es baja o la temperatura es alta
- El controlador de la temperatura no está funcionando en forma correcta
- Traspaso de agua desde la separadora de entrada
- Termómetro del rehervidor no exacto

Falla de la separadora de evaporación instantánea

- Revísense los controladores de nivel
- Revísense las válvulas de descarga
- Circulación excesiva

continuación se da otro análisis de detección de fallas en la operación de glicol, tomado del artículo "How to Improve Glycol Dehydration", escrito por Don Ballard.

La capacidad para identificar y eliminar con rapidez costosos problemas de operación con frecuencia puede ahorrar miles de dólares. Enseguida se listan algunas ideas útiles para la detección de fallas.

Puntos altos de rocío del gas

La indicación más obvia de un mal funcionamiento de la operación del glicol es un alto contenido de agua o un punto de rocío de la corriente saliente de gas para las cuales en la mayor parte de los casos, esto es causado por una selección inadecuada del glicol, o bien, por una reconcentración insuficiente del mismo. Estos dos factores pueden ser causar diversos problemas concurrentes cuya lista se da a continuación.

Causa: Razón inadecuada de circulación del glicol

La bomba impulsada por el glicol. Ciérrase la válvula de descarga en seco y véase si la bomba sigue funcionando; si es así, la bomba necesita repararse.

La bomba impulsada por gas o eléctrica. Verifíquese la circulación adecuada cortando la descarga de glicol de la absorbedora y sincronizando la razón de llenado en el tubo indicador.

La bomba realiza sus carreras pero no bombea. Revísense las válvulas para ver si asientan con propiedad.

4. Revísese la coladera en la admisión de la bomba para ver que no esté taponada.
5. Ábrase la válvula de sangrado para eliminar el "cierre de aire".
6. Asegúrese de que el nivel de las oleadas es suficientemente elevado.

Causa: Reconcentración insuficiente del glicol

1. Verifíquese la temperatura del rehervidor con un termómetro de prueba y asegúrese de que esa temperatura está en el rango recomendado de 350°F a 400°F para el trietilenglicol. La temperatura se puede llevar más cercana a 400°F, si se necesita, con el fin de extraer más agua del glicol.
2. Revísese el intercambiador glicol a glicol en el acumulador, en relación con infiltración de humedad, glicol rico hacia el seco, glicol pobre.
3. Compruébese la separación del gas, si es aplicable, para asegurarse que existe un flujo positivo de gas. Hay que asegurarse de que el vapor de agua no está fluyendo de regreso hacia el acumulador, del rehervidor.

Causa: Condiciones de operación diferentes de las de diseño

1. Auméntese la presión de la absorbedora, si es necesario. Esto puede requerir la instalación de una válvula de contrapresión.
2. Redúzcase la temperatura del gas, si es posible.
3. Auméntese la razón de circulación del glicol, si es posible.

Causa: Gastos bajos de gas

1. Si la absorbadora tiene registros de acceso, ciérranse parte de los platos con casquetes de burbujeo o de válvula.
2. Agréguese enfriamiento externo al glicol pobre y equilibrese la razón de circulación del glicol para el gasto bajo de gas.
3. Cámbiase hacia una absorbadora más pequeña, diseñada por el gasto más bajo, si es necesario.

Pérdida elevada de glicol**Causa: Formación de espuma**

1. La formación de espuma suele ser causada por la contaminación del glicol con sal, hidrocarburos, polvo, lodo e inhibidores de la corrosión. Elimínese la fuente de contaminación con una limpieza eficaz del gas antes de la absorbadora, una mejor filtración de los sólidos y purificación con carbón.

Causa: Velocidad excesiva en la absorbadora

1. Disminúyase el gasto del gas.
2. Auméntese la presión en la absorbadora, si es posible.

Causa: Platos taponados con lodo, sedimentos y otros contaminantes

1. Si la caída de presión a través de la absorbadora es mayor que alrededor de 15 psi (1b/in²), los platos pueden estar sucios o taponados, o tener ambas condiciones. Por lo común, los platos o los conductos descendentes, o ambos, taponados impiden el flujo fácil del gas y del glicol por la absorbadora. Si la absorbadora tiene registros de acceso, la limpieza manual puede resultar de ayuda. Se recomienda la limpieza con productos químicos si no se cuenta con registros.

Causa: Pérdida de glicol hacia afuera de la columna destiladora

1. Hay que asegurarse que la válvula de gas de separación está abierta y que el acumulador está desfogado hacia la atmósfera.
2. Asegúrese que el rehervidor no esté sobrecargado con agua libre que entre con la corriente de gas.
3. Revise que los hidrocarburos excesivos se mantienen fuera del rehervidor.
4. Reemplácese la empaquetadura en la columna destiladora, si está sucia o pulverizada.

Si la temperatura del gas de salida de la absorbadora es mayor que la del gas de entrada en más de 20 a 30°F, el glicol pobre que entra por la parte superior de aquella puede estar demasiado caliente. Esto podría indicar un problema en el intercambiador de calor o una razón de circulación excesiva del glicol.

Si una bomba de glicol ha estado operando en un sistema limpio, es probable que ningún servicio importante se necesite durante varios años. Sólo suele requerirse un reemplazo anual de la empaquetadura. Lo normal es que la bomba no deje de bombear a menos que alguna pieza interna se haya doblado, desgastado o roto, un objeto extraño haya obstruido la bomba o el sistema haya perdido su glicol.

Una bomba que ha estado funcionando sin glicol durante un tiempo debe de revisarse, antes de regresarla al servicio normal. Es probable que la bomba necesite anillos "O" nuevos. También puede ser que los cilindros y las bielas del pistón se hayan rayado por el "funcionamiento en seco".

Enseguida se dan algunos síntomas y causas típicos para la operación de una bomba Kimray. Éstos se presentan para servir de ayuda en un diagnóstico exacto del problema.

Síntomas

1. La bomba no operará.
2. La bomba arrancará y funcionará hasta que el glicol regresa de la absorbadora. La bomba entonces se detiene o disminuye su velocidad de manera notoria y no funcionará a su velocidad nominal.
3. La bomba opera hasta que la temperatura del sistema es normal y, a continuación, se acelera y cavita.
4. La bomba lleva el paso y bombea sólo en uno de los lados.
5. La bomba se detiene y deja fugas de gas en exceso de la descarga del glicol húmedo.
6. La velocidad de la bomba es errática. La bomba cambia de velocidad repetidas veces después de transcurridos unos cuantos minutos.
7. Pistón piloto roto.

Causas

1. Una o más de las líneas de flujo hacia la bomba están por completo bloqueadas o la presión del sistema es demasiado baja para las bombas estándar.
2. La línea de descarga del glicol húmedo hacia el rehervidor está restringida. Un manómetro instalado en la línea mostrará la restricción de inmediato.
3. La línea de succión es demasiado pequeña y un aumento en la temperatura y la velocidad de bombeo cavita la bomba.
4. Una válvula de retención con fugas, un objeto extraño alojado debajo de una válvula de retención, o bien, un pistón con fugas.
5. Búsquense astillas o virutas metálicas debajo de las correderas en D de la bomba.
6. Trampas en la tubería de potencia del glicol húmedo en las que se vían masas alternadas de glicol y de gas hacia la bomba.
7. Glicol insuficiente hacia las lumbreras de las correderas en D del pistón principal. Para realizar la corrección, elévese el extremo de la válvula de control de la bomba.

de controlarse el pH del glicol para evitar la corrosión del equipo. Algunas causas posibles para tener un pH ácido, son:

Depósitos de descomposición térmica, causados por una temperatura excesiva (arriba de 404°F) del rehervidor, sobre el tubo de humo, o bien, un mal diseño del rehervidor. Oxidación del glicol, causada por llevar oxígeno hacia el glicol con el gas entrante; ese oxígeno puede ser succionado a través de una bomba con infiltraciones o a través de tanques de almacenamiento del glicol sin capa de gaserte.

Aptación de gas ácido de la corriente de gas entrante.

Además, la acumulación de sal y de otros depósitos sobre el tubo de humo se puede detectar al oler los vapores que salen del desfogue de la destiladora. Un olor a "quemado" emitido por los vapores suele indicar este tipo de degradación térmica. Este método de detección es observar el color del glicol. Se

oscurecerá con rapidez si el glicol se degrada. Con estos métodos de detección se puede prevenir una falla del tubo de humo.

Los registros de mantenimiento y de producción, junto con los análisis usados del glicol rico y del pobre, pueden ser de mucha ayuda para el buscador de fallas. Una historia del elemento filtrante, carbón, de la empaquetadura de la torre y de los cambios del tubo de humo a veces puede ser muy reveladora. También es benéfica la frecuencia de las reparaciones de la bomba y de las tareas de limpieza con productos químicos. Con este tipo de conocimientos, el buscador de fallas puede eliminar y prevenir con rapidez los problemas costosos.

Fuentes

1. Francis S. Manning y Richard E. Thompson, *Oilfield Processing of Petroleum*, volumen uno: *Natural Gas*, Copyright PennWell Books, 1991.
2. Ballard, Don, "How to Improve Glycol Dehydration", Coastal Chemical Co., Inc., 1979.

Reservas

En la continuación, se dan listas de verificación para la detección de fallas relacionados con problemas en las compresoras, reciprocantes como centrífugas.

Tabla 1
Causas probables de problemas en las compresoras reciprocantes

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
COMPRESORA NO SE ARRANCA	1. Falla en la alimentación de energía. 2. Dispositivos de distribución o panel de arranque 3. Interruptor de paro por baja presión del aceite. 4. Panel de control.
COMPRESOR NO SE SINCRONIZA	1. Bajo voltaje. 2. Par excesivo de arranque. 3. Factor de potencia incorrecto. 4. Falla en el voltaje de excitación.
COMPRESIÓN BAJA DE ACEITE	1. Falla de la bomba del aceite 2. Formación de espuma en el aceite debido al choque de los contrapesos contra la superficie del mismo. 3. Aceite frío. 4. Filtro sucio del aceite. 5. Fugas de aceite en el armazón interior. 6. Fuga excesiva en las calzas de los cojinetes o en éstos, o en ambos. 7. Ajuste inapropiado del interruptor de presión baja del aceite. 8. Ajuste bajo de la desviación de la bomba del aceite del engranaje/válvula de alivio. 9. Manómetro defectuoso. 10. Coladera del colector de aceite sucia. 11. Válvula de alivio del aceite defectuosa.

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
RUIDO EN EL CILINDRO	1. Pistón flojo. 2. Pistón que golpea contra el cabezal exterior o el extremo del armazón del cilindro. 3. Tuerca de seguridad de la cruceta floja. 4. Válvula(s) rota(s) o con fugas. 5. Anillos o expansores del pistón desgastados o rotos. 6. Válvula asentada de manera impropia/junta del asiento dañada. 7. Émbolo buzo descargador del aire libre traqueteando.
FUGA EXCESIVA EN LA EMPAQUETADURA	1. Anillos de empaque desgastados. 2. Aceite lubricante inapropiado o gasto insuficiente del lubricante (anillos azules), o ambas situaciones. 3. Suciedad en la empaquetadura. 4. Razón excesiva de aumento de la presión. 5. Anillos de empaque montados de manera incorrecta. 6. Holgura lateral de los anillos o del hueco en el extremo inapropiados. 7. Sistema de desfogue de la empaquetadura taponado. 8. Biela del pistón rayada. 9. Carrera excesiva de la biela del pistón.
SOBRECALENTAMIENTO DE LA EMPAQUETADURA	1. Falla de la lubricación. 2. Aceite lubricante inapropiado o gasto insuficiente del lubricante, o ambas situaciones. 3. Enfriamiento insuficiente.

Tabla 1 (Continuación)
Causas probables de problemas en las compresoras reciprocantes

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
CARBÓN EXCESIVO EN LAS VÁLVULAS	1. Aceite lubricante excesivo. 2. Aceite lubricante inapropiado (demasiado ligero, con alto residuo de carbón). 3. Traspaso de aceite del sistema de admisión o de la etapa anterior. 4. Válvulas quebradas o con fugas que causan temperatura elevada. 5. Temperatura excesiva debido a una alta relación de presión a través de los cilindros.
DISPARO DE LA VÁLVULA DE ALIVIO	1. Válvula de alivio defectuosa. 2. Válvulas de succión o anillos en la etapa siguiente más alta con fugas. 3. Obstrucción (material extraño, hilachas), rejilla de ventilación o válvula cerradas en la línea de descarga.
TEMPERATURA ALTA DE DESCARGA	1. Relación excesiva en el cilindro debido a válvulas de admisión o anillos de la etapa siguiente más alta con fugas. 2. Interenfriador/tubería incrustados. 3. Válvulas de descarga o anillos del pistón con fugas.

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
	4. Alta temperatura de admisión. 5. Camisas de agua del cilindro incrustadas. 6. Aceite lubricante o gasto del lubricante inapropiados, o ambas situaciones.
GOLPETEO EN EL ARMAZÓN	1. Pasador de la cruceta, casquetes del pasador o zapatas de la cruceta flojos. 2. Cojinetes principal, del muñón del cigüeñal de la cruceta flojos/desgastados. 3. Baja presión del aceite. 4. Aceite frío. 5. Aceite incorrecto. 6. El golpeteo proviene en realidad del extremo del cilindro.
FUGAS EN EL SELLO DEL ACEITE DEL CIGÜEÑAL	1. Instalación defectuosa del sello. 2. Agujero de drenaje obstruido.
FUGAS EN EL LIMPIADOR DE ACEITE DE LA BIELA DEL PISTÓN	1. Anillos limpiadores desgastados. 2. Limpiadores montados en forma incorrecta. 3. Biela desgastada o rayada. 4. Ajuste inapropiado de los anillos a la holgura de la biela/lateral.

Tabla 2
Causas probables de problemas en las compresoras centrífugas

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
BAJA PRESIÓN DE DESCARGA	1. La compresora no ha alcanzado la velocidad. 2. Temperatura excesiva en la admisión de la compresora. 3. Presión baja en la admisión. 4. Fugas en la tubería de descarga. 5. Demanda excesiva del sistema para la compresora.
OSCILACIÓN DE LA COMPRESORA	1. Flujo inadecuado a través de la compresora. 2. Cambio en la resistencia del sistema debido a obstrucción en la tubería de descarga o a una posición inadecuada de la válvula. 3. Acumulación de depósitos sobre el rotor o los difusores que restringen el flujo del gas.
PRESIÓN BAJA DEL ACEITE LUBRICANTE	1. Manómetro o interruptor de la presión del aceite lubricante defectuosos. 2. Nivel bajo en el depósito del aceite. 3. Succión en la bomba del aceite taponada. 4. Fugas en la tubería de succión de la bomba del aceite. 5. Coladeras o filtros del aceite obstruidos. 6. Falla tanto de la bomba principal del aceite como de la auxiliar. 7. Operación a baja velocidad sin que esté funcionando la bomba auxiliar del aceite (si la bomba principal es impulsada por la flecha). 8. Válvula de alivio ajustada en forma inadecuada o pegada abierta. 9. Fugas en el sistema del aceite. 10. Ajuste u operación incorrectas de la válvula de control de la presión. 11. Orificios del aceite lubricante en el cojinete faltantes u obstruidos.
DESALINEAMIENTO DE LA FLECHA	1. Deformación de la tubería. 2. Placa de base, compresora o elemento motor alabeados. 3. Cimentación alabeada. 4. Pernos de la cimentación flojos o rotos. 5. Lechadas defectuosas.

PROBLEMA	CAUSA(S) PROBABLE(S)
TEMPERATURA ALTA DEL ACEITE DE LOS COJINETES Nota: Nunca debe permitirse que la temperatura del aceite lubricante que sale de los cojinetes sea mayor que 180°F.	1. Flujo inadecuado o restringido del aceite lubricante hacia los cojinetes. 2. Malas condiciones del aceite lubricante: depósitos de suciedad o pegajosos en los cojinetes. 3. Flujo inadecuado del agua de enfriamiento en el enfriador del aceite lubricante. 4. Enfriador del aceite lubricante con incrustación. 5. Cojinete soldado. 6. Alta viscosidad del aceite. 7. Vibración excesiva. 8. Agua en el aceite lubricante. 9. Superficie rugosa de la chumacera.
VIBRACIÓN EXCESIVA Nota: La vibración puede ser transmitida desde la máquina acoplada. Para localizar la vibración, desconéctese el acoplamiento y hágase funcionar sólo el elemento motor. Esto debe de ayudar a indicar si el elemento motor o la máquina impulsada están causando la vibración.	1. Piezas montadas de manera inapropiada. 2. Tornillería floja o quebrada. 3. Deformación de la tubería. 4. Desalineamiento de la flecha. 5. Acoplamiento desgastado o dañado. 6. Acoplamiento seco (si se usa el tipo de lubricación continua). 7. Flecha alabeada por causa de calentamiento o enfriamiento dispares. 8. Rotor dañado o flecha doblada. 9. Rotor desbalanceado o flecha alabeada debido a fricción severa. 10. Acumulación desigual de depósitos sobre las ruedas del rotor, lo que causa desbalanceo. 11. Holgura excesiva en los cojinetes. 12. Rueda(s) floja(s) (caso raro). 13. Operación a la velocidad crítica o cerca ésta. 14. Operación en la región de oscilación de presión. 15. "Proyectiles" de líquido que chocan contra las ruedas. 16. Vibración excesiva de maquinaria adyacente (vibración simpática).
AGUA EN EL ACEITE LUBRICANTE	1. Condensación en el depósito de aceite. 3. Infiltración en los tubos o en la placa de tubos del enfriador del aceite lubricante.

Fuente

GPISA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

edición

Enseguida se da una lista de verificación para la detección de fallas relacionadas con problemas de medición:

Tabla 1
Problemas comunes de medición

Variable	Síntoma	Fuente del problema	Solución
Presión	Desplazamiento del cero, fugas de aire en las líneas de la señal.	Vibración excesiva del equipo de desplazamiento positivo.	Úsese un montaje independiente del transmisor, líneas flexibles de conexión al proceso. Úsese manómetros llenos de líquido.
	Consumo variable de energía bajo el control de temperatura.	Cambio en la presión atmosférica.	Úsese transmisor de presión absoluta.
	Salida del transmisor imposible de predecir.	Aire húmedo para los instrumentos.	Móntese un secador local. Úsese un regulador con depósito, inclínese la línea de aire alejándose del transmisor.
	Desplazamiento permanente del cero.	Sobrepresión	Instálase un tambor de frenaje para los martillos neumáticos.
Presión (referencial)	El transmisor no concuerda con el nivel.	Cambio en la gravedad del líquido.	Medición compensada respecto a la gravedad o recalibración.
	Desplazamiento del cero, se indica nivel alto.	Agua en el proceso absorbida por el líquido sellador del glicol.	Úsese un transmisor con sellos remotos integrales.
	Desplazamiento del cero, se indica nivel bajo.	Gas condensable arriba del líquido.	Calíntese la rama con rastros de vapor. Móntese el transmisor arriba de las conexiones e inclínese la línea de vapor alejándose del transmisor.
	Medidas turbulentas, se indica nivel alto.	El líquido hierve a la temperatura ambiente.	Aíslese la rama del líquido.
Presión	Se indica flujo másico bajo.	Gotitas de líquido en el gas.	Instálase un eliminador de neblina corriente arriba; calíntese el gas corriente arriba del sensor.
	Error en el flujo másico.	Cambio de la presión estática en el gas.	Agréguese una pluma para registro de la presión.
	Desplazamiento del cero del transmisor.	Agua libre en el fluido.	Móntese el transmisor arriba de las tomas.
	La medida es alta.	Pulsación en el flujo.	Agréguese un amortiguador de pulsaciones del proceso.
Temperatura	Error de medición.	Tramos de tubo no estándar.	Estímense los límites del error.
	Desplazamiento de la medición.	Cambio en la temperatura ambiente.	Auméntese la longitud de la inmersión. Aíslese la superficie.
	Medida no representativa del proceso.	Temperatura del proceso de cambio rápido.	Úsese un aparato de respuesta rápida o uno con constante de tiempo térmica baja.
	La lectura del indicador varía segundo a segundo.	Alambres de energía eléctrica cerca de los alambres de extensión del termopar.	Úsese alambre de extensión del termopar con los dos conductores torcidos y blindados o instálense en un conduit.

Fuente

GPISA Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición.

22

Arranque

Introducción	321
Ajustes para los controles	321
Causas probables de problemas en los controles	322
Listas de verificación	324

ucción

a escrito más acerca del arranque de plantas que lo que uno imaginarse. Ya que durante el *arranque* se necesita *cción de fallas* considerable, los dos aspectos tienden a *irse*. Por lo tanto, se alienta al lector a que también busque de arranque dentro del capítulo de detección de *or ejemplo*, el excelente artículo "Distillation Column" de J. W. Drew¹ se incluyó en la sección "Fraccionamiento de verificación", debido a su naturaleza espe-

Fuentes

- w, J. W., "Distillation Column Startup", *Chemical Engineering*, 14 de noviembre de 1983, pág. 221.
 is, M., Kiorpes, S. A. y Fitzgerald, F. A., "Plant Startup-Step by Step", *Chemical Engineering*, 3 de octubre de 1983, pág. 74.
 erson, G. D., "Initial Controller Settings to Use at Startup", *Chemical Engineering*, 11 de julio de 1983, pág. 113.

4. Talley, D. L., "Startup of A Sour Gas Plant", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1976, pág. 90.
 5. Matley, J., "Keys to Successful Plant Startups", *Chemical Engineering*, 8 de septiembre de 1969, pág. 110.
 6. Troyan, J. A., serie "Hints for Plant Startup", *Chemical Engineering*, parte I: Troubleshooting New Processes, 14 de noviembre de 1960, pág. 223; parte II: Troubleshooting New Equipment, 20 de marzo de 1961, pág. 147; parte III: Pumps, Compressors, and Agitators, 1 de mayo de 1961, pág. 91.
 7. Klehm, J. J. y Singletary, J. E., "Expander Plant Successful", *Hydrocarbon Processing*, agosto de 1974, pág. 89.
 8. Godard, K. E., "Gas Plant Startup Problems", *Hydrocarbon Processing*, septiembre de 1973, pág. 151.
 9. Dyess, C. E., "Putting A 70,000 bbl/day Crude Still Onstream", *Chemical Engineering Progress*, agosto de 1973, pág. 98.
 10. Gans, Manfred, "The A to Z of Plant Startup", *Chemical Engineering*, 15 de marzo de 1976, pág. 72.

para los controles

artículo de G. D. Anderson¹ se recomiendan los ajustes de los controladores para aquellos bucles de control en automático, en lugar de manual, para el arranque de planta. Para el nivel del líquido, los ajustes dependen de si es uno del tipo de desplazador o de presión diferencial, de si se instala en el proceso una cámara de compensación (o cualquier otro tipo de pulsación):

	Nivel del líquido		
	Desplazadores	Presión diferencial	Pulsación
Banda proporcional, %	20	20	Ecuación 1
Constante de tiempo, min	5	5	1
Reposición, repeticiones/min	0	0.1	0

$$P.B. = 100 (Q)/(A) (R.S) \quad (1)$$

Ajuste de la banda proporcional
 Constante de tiempo del filtro proporcionada por la pulsación, min
 Caudal máximo, ft³/min

A = Área de la sección transversal de la cámara de compensación, ft²

R. S. = Intervalo nominal recorrido por el sensor, ft

Para la temperatura, los ajustes dependen de si el sistema es un sistema térmico básico con tiempo muerto despreciable, o bien, un proceso de mezclado, como la inyección de vapor de agua a una corriente de alimento procesado para mantener su temperatura.

	Temperatura	
	Térmico	Mezclado
Banda proporcional, %	Ecuación 2	Ecuación 2
Reposición, repeticiones/min	0.2	0.2
Rapidez, min	0.5	0

$$P.B. = 200 (\text{Sobrecorrección})/\text{intervalo}$$

en donde

P. B. = Ajuste de la banda proporcional
 sobrecorrección = Cantidad +/- del punto de control, °F
 intervalo = Intervalo del transmisor, °F

Para la presión, se comparan los sistemas "lentos" y "rápidos". Un ejemplo de un sistema lento es el control de la presión de gas compresible en un volumen grande de proceso. Un sistema rápido pudiera ser la presión de la alimentación del aceite combustible (líquido incompresible) a un quemador. Para el flujo se recomienda un solo conjunto de ajustes.

	Presión		Flujo
	Lento	Rápido	
Banda proporcional, %	Ecuación 2	200	200
Reposición, repeticiones/min	2	20	20
Rapidez, min	0	0	0

Fuente

Anderson, G. D., "Initial Controller Settings To Use At Plant Startup", *Chemical Engineering*, 11 de julio de 1983, pág. 113.

Causas probables de problemas en los controles

La serie de artículos de J. E. Troyan¹ acerca del arranque de la planta, en la parte II, tiene una tabla de causa/efecto relativa a la instrumentación. Este artículo también tiene sugerencias para la detección de fallas para la destilación, los sistemas al vacío, la transferencia de calor y la filtración. Enseguida se da la tabla sobre la instrumentación.

50 Ideas sobre la detección de fallas en los instrumentos

Registradores y controladores registradores

Problema: Pluma muerta en cero.

Causa:

1. Revísense las válvulas de aislamiento en la línea de impulsos del proceso; véase que la válvula igualadora está cerrada.
2. Búsquese algún taponamiento en la línea de impulsos
3. En los casos de transmisores neumáticos, compruébese la alimentación de aire al transmisor.
4. Búsquese líneas rotas o flojas.
5. El dispositivo sensorio primario no está instalado (es decir, placa de orificio, bulbo de temperatura).
6. Asegúrese de que el paso del proceso en realidad está en operación (bomba funcionando, etc.).

Problema: Registradores con dos o más plumas registran en el mismo punto de la gráfica, pero deben de estar en puntos diferentes

Causa:

1. Las plumas pueden no pasar debido a interferencia mecánica.
2. Hay que asegurarse que los conductores del instrumento están despejados y conectados con propiedad.

Problema: La gráfica no se mueve.

Causa:

1. Gráfica floja sobre el cubo.
2. Gráfica floja sobre en rodillo en el que se reenrolla.
3. El reloj no está funcionando; no hay energía eléctrica en el mecanismo impulsor.

Problema: Las lecturas en la gráfica aparentemente no son correctas o no son coherentes con las de los instrumentos locales de medición

Causa:

1. En el caso de aditamentos con sello químico, puede haberse salido el fluido de sello o puede haber un agujero en el sello del diafragma.
2. Problemas en los movimientos del instrumento de medición.
3. Es posible que el instrumento de medición no se haya leído con propiedad.
4. Si el instrumento es de puntero dual, hay que asegurarse de que se lee el puntero correcto.
5. Compruébese la concordancia de la gráfica con el rango del transmisor.
6. Compruébese la concordancia de la presión de salida del transmisor con la aguja.

Manómetros

Problema: El manómetro no indica cuándo el equipo está en servicio

Causa:

1. Si el manómetro tiene fluido de sellado, hay que asegurarse que sea del tipo apropiado y que aquél está lleno en forma apropiada. (Éste es un trabajo de un técnico de instrumentación.)

Revísense todas las válvulas y su disposición para asegurarse que están instaladas en forma apropiada.

Válvulas de control

Problema: Las válvulas no responden al cambio en el aire.

Causa:

Si la válvula tiene un posicionador, revísese la alimentación del aire.

Compruébese que no haya líneas rotas del aire.

Revísense cualesquiera interruptores de seguridad que existan en el bucle del control.

La acción de la válvula puede estar invertida.

Problema: La válvula cambia de posición, pero no da lugar a cambios en el flujo del proceso.

Causa:

La válvula puede estar taponada.

Las válvulas de bloqueo en la línea del proceso pueden estar cerradas.

El macho de la válvula puede haberse cortado del vástago de la misma.

La acción de la válvula puede no ser la correcta para la aplicación.

Controladores de nivel

Sugerencias generales:

Si el controlador de nivel tiene transmisor neumático, búsquense líneas aisladas o rotas o fugas.

Una presión excesiva durante la prueba de presión puede aplastar los flotadores y arrasar con el dispositivo de medición del nivel, si la unidad no está protegida adecuadamente.

Rotámetros

Problema: El rotámetro no muestra indicación de flujo.

Causa:

Revísese la disposición de la acción de las válvulas para asegurarse que todas éstas se encuentran en la posición apropiada.

Asegúrese de que el material que se está midiendo se está entregando al rotámetro.

Revísese si el flotador está pegado con suciedad o materia extraña.

Adquiérase la seguridad de que el medidor tiene el tubo apropiado y el flotador instalado.

En caso de un transmisor neumático, revísese la alimentación del aire y verifíquese que no hayan líneas flojas o quebradas.

Unidades de fluidos de purga

Problema: No hay indicación de flujo

Causa:

1. Puede estar cerrada la válvula para el paso hacia el medidor de purga.
2. Puede haberse cerrado la alimentación de fluido al medidor de purga.
3. Búsquense líneas rotas o flojas desde el medidor de purga.
4. Las líneas de impulsos pueden estar taponadas con sólidos del proceso.

Básculas

Sugerencias generales:

1. Una vez instaladas, las básculas nunca deben de moverse ni dejarse expuestas a la contaminación. Las cabezas de las básculas deben de bloquearse cuando éstas no se encuentran en uso.
2. El departamento de operaciones puede usar pesos de comprobación para realizar comprobaciones al azar de las básculas, pero todas las reparaciones y ajustes deben de ser responsabilidad exclusiva del fabricante de la báscula o del departamento de instrumentos.

Registradores electrónicos

Problema (A): Analizadores (Inoperables o con lecturas cuestionables).

Causa:

1. Se ha cortado la energía eléctrica o se ha fundido el fusible.
2. No hay flujo de muestra.
3. Las líneas de muestreo están taponadas.
4. Las corrientes de muestreo están contaminadas; hágase una mejor tarea de purga.
5. Presión excesiva en la celda de la muestra.

Problema (B): Registradores de temperatura (Inoperables o con lecturas cuestionables).

Causa:

1. Se ha cortado la energía eléctrica o se ha fundido el fusible. Verifíquese la batería.
2. Conexión floja en la tira de cableado de los termopares.
3. Léase la placa de la escala del indicador; la dimensión del papel para gráfica puede estar afectado por la humedad.

Bibliografía

1. Troyan, J. A., serie "Hints for Plant Startup", *Chemical Engineering*, parte I: Troubleshooting New Processes, 14 de noviembre de 1960, pág. 223; parte II: Troubleshooting New Equipment, 20 de marzo de 1961, pág. 147; parte III: Pumps, Compressors, and Agitators, 1 de mayo de 1961, pág. 91.

Listas de verificación

Enseguida se da un conjunto de listas de verificación para el arranque. La primera es una lista generalizada.¹

Lista de verificación general de preparación para el arranque

Mantenimiento

Organización con su personal directivo
Taller montado y equipado
Piezas de repuesto y materiales en el almacén
Herramientas y procedimientos especiales
Procedimientos de inspección del equipo establecidos
Empaquetaduras y lubricantes apropiados a mano
Instrucciones del vendedor acerca del equipo catalogadas

Inspecciones

Interiores de los recipientes
Empaquetaduras de los recipientes
Tubería de acuerdo con los diagramas de tuberías e instrumentos
Disposición del equipo para el acceso y operación
Limpieza de la tubería crítica
Aislamiento, señalamiento de las corrientes, etc.
Coladeras y persianas instaladas de manera provisional
Provisiones para la toma de muestras

Pruebas de presión, limpieza, baldeo, secado y purga

Pruébense a presión la tubería y el equipo
Baldéese y límpiase la tubería y el equipo
Drénese el agua para prevenir la congelación
Sóplense la tubería
Pruebas de continuidad con aire
Placas de orificio (instálense después de comprobar el diámetro interior y la ubicación)
Séquese el proceso
Purga
Prueba de vacío
Expansión y soporte de la tubería (compruébese el movimiento libre)

Servicios generales

Energía eléctrica y alumbrado
Comprobación de la continuidad (megóhmetro)
Ajustes de disparo en las subestaciones

Servicios generales (Cont.)

Aislamiento y seguridad
Tómense muestras y verifíquese el aceite de los transformadores
Tratamiento del agua
Cárguense los lechos de los filtros
Cárguese el intercambiador de iones
Sistemas de inyección de reemplazo
Agua de enfriamiento
Baldéense los cabezales de admisión, las laterales y las líneas de retorno
Drénese para prevenir la congelación
Límpiese el estanque de la torre
Ajústense los ventiladores de la torre
Aire de servicio
Límpiese el cabezal del aire por soplado
Manténgase el agua drenada
Cárguense los desecantes y séquese el cabezal
Drenos subterráneos
Limpieza y hermeticidad
Sellos establecidos
Vapor de agua
Procedimientos de calentamiento de las líneas
Sóplense los cabezales principales
Sóplense las laterales
Condensado
Disposición inicial hacia los drenes
Verifíquese la operación de la trampa
Gas inerte
Identifíquese y colóquense avisos
Sóplense las líneas con aire
Aíslense y púrguense, si se requiere
Aceite combustible
Identifíquese y colóquense avisos
Sóplense las líneas con aire
Aíslense y púrguense
Gas combustible
Identifíquese y colóquense avisos

Servicios generales (Cont.)

lense las líneas con aire
ense y púrguense

Laboratorio de control

rsional directivo y equipado
na de toma de muestras publicado
icaciones de todos los productos y materias primas
establecida de retención de muestras

Equipo

dores con fuego directo
umentos y controles verificados
actario secado
aciones de la tubería sobre el equipo
s eléctricos
ción
do
bas sin carga
los motores de turbina de vapor
mas auxiliares de lubricación y enfriamiento verifica-
is
umentación y control de la velocidad verificados
as sin carga
as con carga ligera
os motores de motor de gas
nas auxiliares de lubricación y enfriamiento verificados
mentos
as en vacío
os motores de turbina de gas
lador del aceite de lubricación y sistema de sello lim-
ados
umentación y control de la velocidad verificados
ma auxiliar de recuperación de calor
soras centrífugas
mas de aceite de lubricación y de sello limpiados
umentación y controles comprobados
ación preliminar de los sistemas de aceite de lubrica-
ón y de sello
ación con aire
de vacío
bas de alineación en el asentamiento
i
te de la alineación en el asentamiento
ión en caliente de la maquinaria
ones de la vibración
entos
ense con aire limpio
iense
pruébese la continuidad del cero y ajústense
brense según se requiera

Limpieza química
Activación
Pasivación
Enjuague

Preparaciones para la operación

Hojas de bitácora
Herramientas de mano, mangueras y escaleras portátiles a
mano
Contenedores, sacos, tambores y vagones de ferrocarril dispo-
nibles
Abastecimientos diversos (bloques para órdenes de trabajo,
formas de requisición, etc.) a mano

Seguridad

Ropa protectora, anteojos de seguridad, caretas, cascos, guan-
tes de trabajo, guantes de caucho, mandiles, cubiertas, más-
caras contra gases (con cartuchos de repuesto) y aparatos
autónomos de respiración a mano
Procedimientos de seguridad para cierre de la planta, entrada
de tanques, permisos para trabajos en caliente y excavacio-
nes por escrito
Primeros auxilios y asistencia médica disponibles
Estuches de primeros auxilios, mantas, camillas, antídotos y
resucitadores a mano
Ajustes e instalaciones de las válvulas de seguridad compro-
bados

Protección contra incendios

Trajes de asbesto, hachas, escaleras portátiles, extintores de
mano, mangueras, llaves de tuercas y boquillas a mano
Procedimientos contra incendios planeados
Productos químicos para la formación de espuma a mano
Brigada contra incendios organizada
Estas tres listas de verificación se refieren a servicios genera-
les,² pruebas de presión/purga² y equipo mecánico.³

Lista de verificación para poner en servicio el equipo mecánico

Antes de que cualquier equipo mecánico se ponga en servi-
cio, se debe de:

1. Desmontar y volver a montar en el campo.
2. Hacer una limpieza del sistema de lubricación, inclu-
yendo limpieza y pasivación químicas, en donde se re-
quiera.
3. Realizar la circulación de la lubricación para compro-
bar el flujo y la temperatura.
4. Limpiar y hacer la verificación final del sistema del
agua de enfriamiento.

Tabla 1
La lista de verificación para servicios generales y sistemas de servicio puede ser ampliada para ajustarse a cualquier planta

Paso	Descripción	Restricciones	Precauciones de seguridad	Pasos prerequisites	Observaciones
1. Actívense los sistemas eléctricos	Manejado por mantenimiento eléctrico.		Aclárese con el grupo eléctrico antes de usar cualquier equipo.	Eliminación de bloqueos, conclusión del trabajo de mantenimiento previo a la operación.	
2. Actívense los sistemas del agua contra incendios, del proceso y potable	Arránquense los sistemas de agua, desfogue y prueba de los hidrantes.	Las válvulas de control se accionan en forma manual hasta que se disponga de aire.		Asegúrese de que la tubería está lista.	Desfóguense y pruébense los sistemas de inundación, verifíquense en relación con fugas.
3. Llénese el sistema de agua de enfriamiento y hágase circular		Igual que en el paso 2.		Igual que en el paso 2.	Desfóguense los puntos elevados de los intercambiadores; verifíquese que no haya fugas; cárguense los productos químicos.
4. Actívense los sistemas neumáticos para instrumentos y de la planta	Después de la verificación final, presurícense los sistemas; con el departamento de instrumentos, actívese el aire hacia estos últimos.		Revísense las válvulas de control para que la acción de la válvula no afecte el equipo del proceso cuando el aire está activado.	Igual que en el paso 2.	Revísese en busca de fugas; drénese el agua de los cabezales y tuberías del aire; revísense los secadores y filtros, verifíquese el punto de rocío.
5. Actívense los sistemas de vapor y de retorno del condensado	Introdúzcase vapor al cabezal de alta presión; con éste en servicio, presurícense los sistemas de baja presión.	Debe disponerse de agua de alimentación para la caldera y los instrumentos deben estar activados.	Desfóguense los inertes del sistema de vapor; presurícese con lentitud para evitar el ariete; no se presuricen en exceso los sistemas de presión reducida.	Revísense todos los cabezales, trampas, etc., antes de calentar las líneas de vapor.	Compruébese que no haya fugas.
6. Actívese el sistema de nitrógeno	Púrguense y presurícense los cabezales de N ₂ .	Deben aplicarse los procedimientos de entrada a los recipientes, antes de la introducción del N ₂ .	Púrguese hasta que se tenga menos de 1% de O ₂ mediante presurización y desfogue sucesivos; no se pueden permitir entradas a menos que las admisiones de N ₂ estén cerradas.	Asegúrese de que la tubería está completa.	Verifíquese el punto de rocío.
7. Disposición de desechos	Las líneas de agua hasta los límites de la batería deben ser funcionales.	Las líneas afuera de los límites de la batería y las instalaciones deben estar listas.			

Tabla 2
La lista de verificación del procedimiento garantiza la prueba a presión y purga seguras y completas del equipo del proceso

Paso	Descripción	Restricciones	Precauciones de seguridad	Pasos prerequisites	Observaciones
Verificación final de la instalación	Compruébese que el trabajo mecánico requerido se haya completado, se hayan arrancado los rótulos, abierto las persianas y desconectado la tubería temporal.	La supervisión de la planta debe certificar la terminación de la obra.	Cancélense todas las entradas y permisos de trabajos.	El sistema de servicios generales se ha puesto en servicio.	Revísese la lista de persianas e inspecciónense las líneas; ciérranse las válvulas de sangrado, de drenaje y para toma de muestras.
Protección con cinta de las bridas	Aplicase cinta "masking" a todas las bridas de los tubos y recipientes.			Igual que en el paso 1.	Sélese el espacio entre las bridas y hágase un agujero de 1.5 mm en la cinta para monitorear las fugas.
Presión del sistema	Con N ₂ , presurícense todos los sistemas del proceso hasta las presiones de prueba designadas.	Hágase la prueba a presiones cercanas a la normal; evítese levantar las válvulas de alivio.	Las válvulas manuales que lo requieran deben ser selladas después de ajustarse.	Igual que en el paso 1.	Prepárense listas para los agrupamientos del equipo y las presiones de prueba; aislense las secciones con fugas, si es posible.
Verifíquese las conexiones	Aplicase solución jabonosa a los agujeros de sangrado de las cintas y a las conexiones roscadas; disminúyase la presión cuando se hagan las pruebas.	Bloquéese el N ₂ en el interior y compruébese que no haya pérdida de presión.	Compruébense todas las conexiones.	Igual que en el paso 1.	Colóquense rótulos para identificar las fugas; apriétense o repárense las fugas; se presuriza un sistema cada vez, drénese el condensado en los puntos bajos de sangrado.
Verificación del O ₂	En forma alternada, bájese la presión en el sistema y vuélvase a presurizar hasta la presión de prueba (o del cabezal), hasta que el medidor del O ₂ indique menos del 3%.		Verifíquese con regularidad el medidor de O ₂ para estar seguros de su exactitud.	Pasar la prueba de fugas a la presión de prueba (o del cabezal del N ₂).	

acer la verificación final y poner en servicio los instrumentos.

acer la verificación final de que haya una rotación libre y sin obstáculos.

acer una apretamiento de prueba de los pernos de montaje.

desconectar y volver a conectar la tubería para verificar que no aplica esfuerzos al sistema.

acer la instalación de filtros temporales.

reparar para funcionar a una carga.

operar con el elemento impulsor desacoplado.

olver a acoplar el elemento impulsor y verificar la iniciación.

acer la verificación final del sistema de desfogue.

14. Hacer la verificación final del sistema de sello.

15. Realizar una operación en vacío para comprobar que no haya vibraciones y calentamiento de los cojinetes.

16. Operar por debajo de la carga.

Fuentes

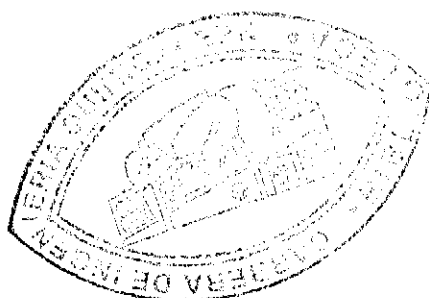
1. Matley, Jay, "Keys To Successful Plant Startups", *Chemical Engineering*, 8 de septiembre de 1969, pág. 110.
2. Gans, M., Kiorpes, S. A. y Fitzgerald, F. A., "Plant Startup — Step by Step", *Chemical Engineering*, 3 de octubre de 1983, págs. 80 y 92.
3. Gans, Manfred, "The A to Z of Plant Startup", *Chemical Engineering*, 15 de marzo de 1976, pág. 79.

23

Conservación de la energía

Oxígeno objetivo en exceso	329
Pérdida de calor en la chimenea	330
Punto de rocío de los gases de la chimenea	330
Valores equivalentes de combustibles	332
Sistemas de recuperación de calor	333

Eficiencia del proceso	3
Trampas de vapor	3
Expansores de gases	3
Fraccionamiento	3
Materiales aislantes	3



Objetivo en exceso

En las referencias 1 y 2 se da el oxígeno objetivo en exceso tomar como guía en la mejora de la eficiencia de los calentes. En la tabla 1 se resumen los objetivos recomendados.

Tabla 1
Oxígeno objetivo en exceso

Situación	% de oxígeno en exceso	
	Combustión de gas	Combustión de aceite
acción semanal con analizador átil	5.0	6.0
análizador de oxígeno montado de manera permanente	4.5	5.0
análizador de oxígeno con control de amortiguador manual remoto	4.0	4.5
análizador de oxígeno con control de amortiguador automático	3.0	4.0

En una planta en operación se puede ajustar el gasto del aire para una salida fija de calor (consumo constante de vapor para una carga) hasta que se logra el gasto mínimo de combustible. Es la óptimo mientras se tengan en cuenta las observaciones. Se hacen a continuación.

Woodward, referencias 1 y 2, advierte que no se debe tener un exceso tan bajo de oxígeno que pueda entrar combustible a las sales de la combustión. Esto puede hacer que se pierda con la eficiencia que se estaba intentando ganar, además de dar un riesgo de seguridad. Cuando se quema aceite comble, se puede detectar una condición de riqueza en combustión por el humo que se produce. Sin embargo, cuando se quemas, se puede tener una pérdida apreciable de combustibles quemados, antes de que se vea humo. Woodward cree que un bajo del 3% de oxígeno en exceso, debe de monitorearse el porcentaje de combustibles en los gases de la combustión.

En la referencia 3 se habla de controlar el exceso de aire en %, para las plantas que tienen suministros de combustible fuertemente variables, usando la densidad del gas para controlar la relación aire/combustible. En la referencia 3 se dan las relaciones siguientes que relacionan aire y densidad teóricos.

Relación gas combustible/aire =

$$1:14.78 (1 + 0.0921/r_d) \text{ masa/masa} \quad (1)$$

Relación aceite/combustible/aire =

$$1:0.115 (X + 3Y) \text{ masa/masa} \quad (2)$$

donde

Densidad relativa al aire; P. M./P. M. del aire

% de carbono

% de hidrógeno

En la ecuación (1), la ecuación del gas combustible, no se aplica para hidrocarburos no saturados pero, para porcentajes bajos de no saturados, el error no es grave.

La temperatura elevada de la llama y mucho aire en exceso incrementan las emisiones de NO_x .

"Porcentaje de oxígeno en exceso" se refiere al oxígeno que queda de la combustión y que aparece en los gases de esta última. Esto es diferente del "porcentaje de aire en exceso", el cual es el aire para la combustión usado por encima del requerido para tener una combustión completa, sin que quede oxígeno. Reed⁴ muestra la relación entre el oxígeno en exceso (porcentaje en los gases de la combustión) y el aire en exceso (porcentaje arriba del mínimo).

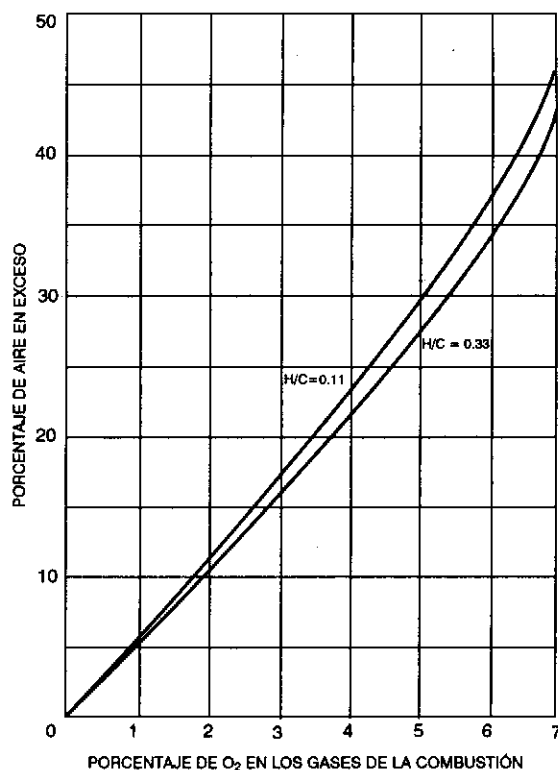


Figura 1. El aire en exceso se puede determinar a partir del análisis de los gases de la combustión y la relación en peso de hidrógeno a carbono del combustible.

Fuentes

1. Woodward, A. M., "Control Flue Gas to Improve Heater Efficiency", *Hydrocarbon Processing*, mayo de 1975.
2. Woodward, A. M., "Reduce Process Heater Fuel", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1974.
3. Ferguson, B. C., "Monitor Boiler Fuel Density to Control Air/Fuel Ratio", *Hydrocarbon Processing*, febrero de 1974.
4. Reed, R. D., "Save Energy At Your Heater", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1973, pág. 120.
5. Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976, págs. 116, 117.

Pérdida de calor en la chimenea

Woodward¹ proporciona una gráfica para estimar la pérdida de calor en la chimenea, a diversas temperaturas y con diversos porcentajes de oxígeno en exceso. Para comparar el "porcentaje de oxígeno en exceso" y el "porcentaje de aire en exceso", véase la sección anterior, "Oxígeno objetivo en exceso". El conocimiento de la pérdida de calor permitirá la determinación del incentivo económico para bajar la temperatura en la chimenea o el porcentaje de oxígeno en exceso.

Cuando se disminuya la temperatura en la chimenea, hay que enterarse del punto de rocío, como se analiza en el tema siguiente.

Fuente

Woodward, A. M., "Reduce Process Heater Fuel", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1974, pág. 106.

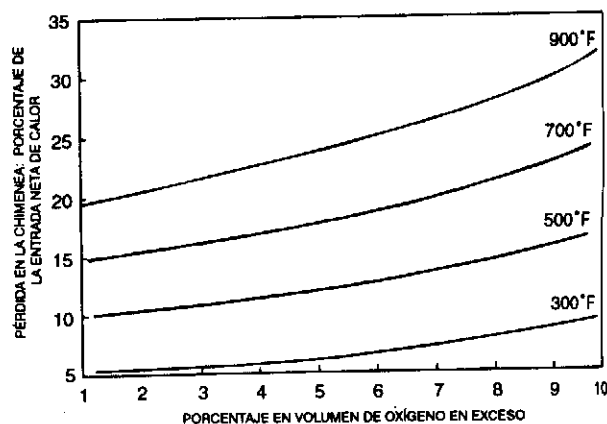


Figura 1. Pérdida en la chimenea como función del oxígeno en exceso y la temperatura en aquélla.

Punto de rocío de los gases de la chimenea

Al enfriar los gases de la combustión para recuperación del calor y tener una ganancia en la eficiencia, no debe permitirse que la temperatura caiga por debajo del punto de rocío del trióxido de azufre. Por debajo del punto de rocío del SO_3 , se forma ácido sulfúrico muy corrosivo. En la gráfica¹ de la figura 1 se puede hacer la determinación del punto de rocío del ácido sulfúrico, como se muestra en el ejemplo 1.

Ejemplo 1. Se genera un pseudocompuesto sencillo por la composición del gas natural de la tabla 1.

Tabla 1
Composición del gas natural

Componente	Frac. molar	C	H	N	S
CH_4	0.750	0.750	3.000	—	—
C_2H_6	0.043	0.086	0.258	—	—
C_3H_8	0.013	0.039	0.104	—	—
C_4H_{10}	0.004	0.016	0.040	—	—
N_2	0.173	—	—	0.346	—
H_2S	0.017	—	0.034	—	0.017
Total	1.000	0.891	3.436	0.346	0.017

Se usa la concentración elemental de S, expresada como 1.7% en volumen, en la tabla 1, para entrar a la figura 1. Entonces se avanza hasta la concentración elemental de carbono según se encuentra determinada en la tabla 1, la cual es 0.891. Si se supone 10% de aire en exceso y se avanza hacia arriba hasta la línea de 0.891 de carbono y, a continuación hacia la izquierda, da un punto de rocío de 152°C.

Ejemplo 2. Para un aceite combustible, se usa el % en peso de azufre, en lugar del % en volumen. En este ejemplo, el % peso de S es 2.5, la concentración de carbono elemental es 0.891 y el aire en exceso es 25%. Sígase la segunda línea punteada hasta 147°C.

Se pueden hacer cálculos alternos, usando ecuaciones, para calcular las composiciones de los gases de la combustión y las presiones parciales del H_2O y del SO_3 y, finalmente, calcular el punto de rocío. En el documento fuente también se muestra el método alternativo.

Fuente

Okkes, A. G., "Get Acid Dew Point of Flue Gas", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1987, pág. 53.

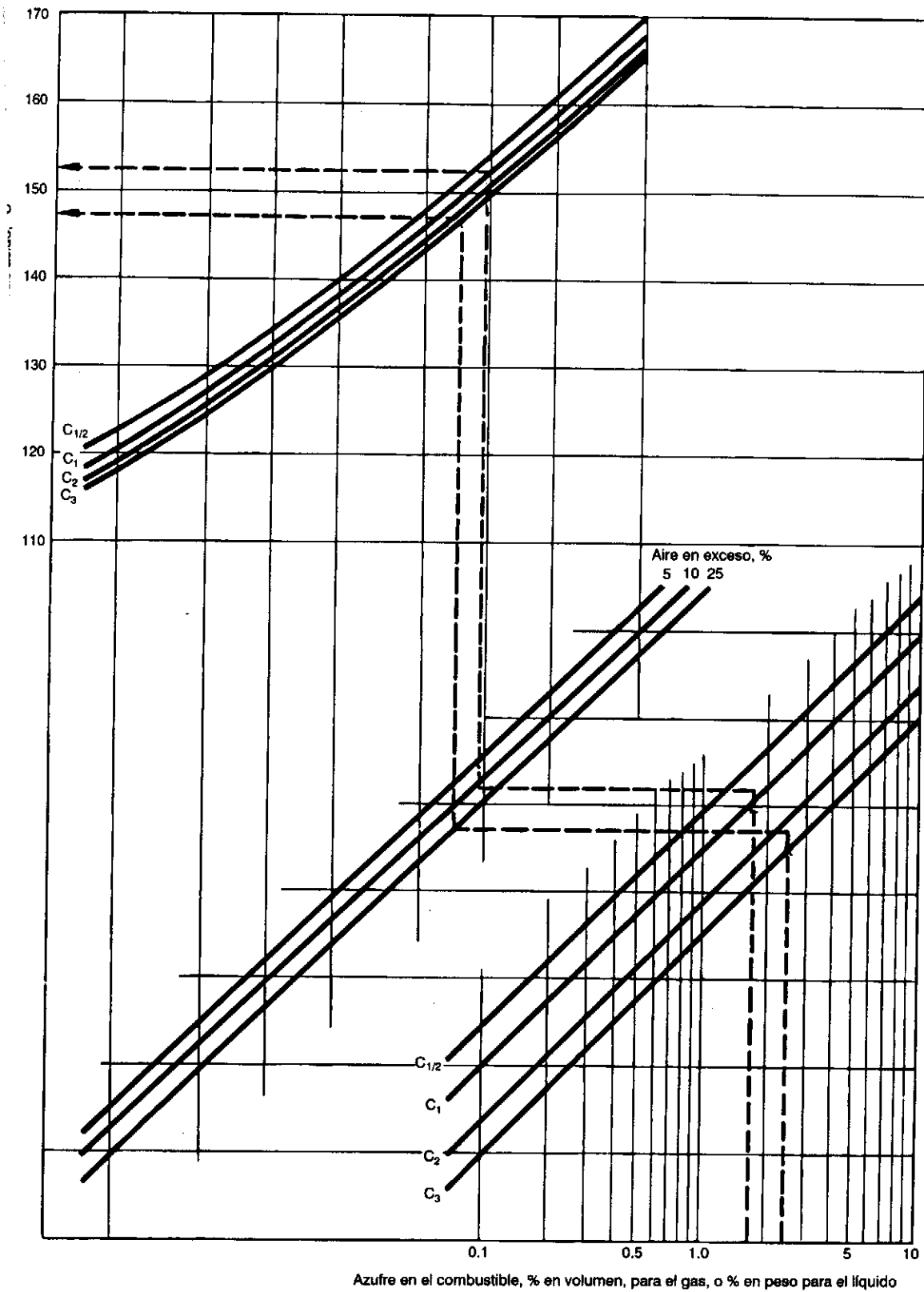


Figura 1. En la gráfica se toma en cuenta el tipo de combustible, el azufre y el aire en exceso.

Valores equivalentes de combustibles

En la generación de proyectos económicos para la conservación del combustible, es conveniente contar rápidamente con valores equivalentes de combustibles. En el nomograma siguiente (Fig. 1) se encuentran ordenados combustibles según su valor calorífico bruto, suministrando de este modo el costo por equivalencia en Btu.

Ejemplos. Encuentre los valores de combustibles equivalentes a 5.00 dólares/millón de Btu del gas natural. Únase 5.00 dólares/millón de Btu sobre la recta del gas natural con el punto focal de la izquierda. Léanse, por ejemplo, los valores siguientes a lo largo de esa recta de unión (bbl = barril):

etano, 33 centavos/gal
butano, 52 c/gal
petróleo crudo pesado, 32 dólares/bbl

Todos estos valores corresponden a los 5.00 dólares/millón de Btu.

Como otro ejemplo, pártase de 40 dólares/bbl de aceite combustible No. 6. Únase el punto con el punto focal.

Las equivalencias ejemplos son:

Aceite combustible No. 2, 88 centavos/gal

Propano, 57 centavos/gal

Gas natural, 6.30 dólares/millón de Btu

Todos los valores corresponden a 6.30 dólares/millón de Btu.

Fuente

Leffler, W. L., "Fuel value nomogram updated", *Oil and Gas Journal*, 31 de marzo de 1980, pág. 150.

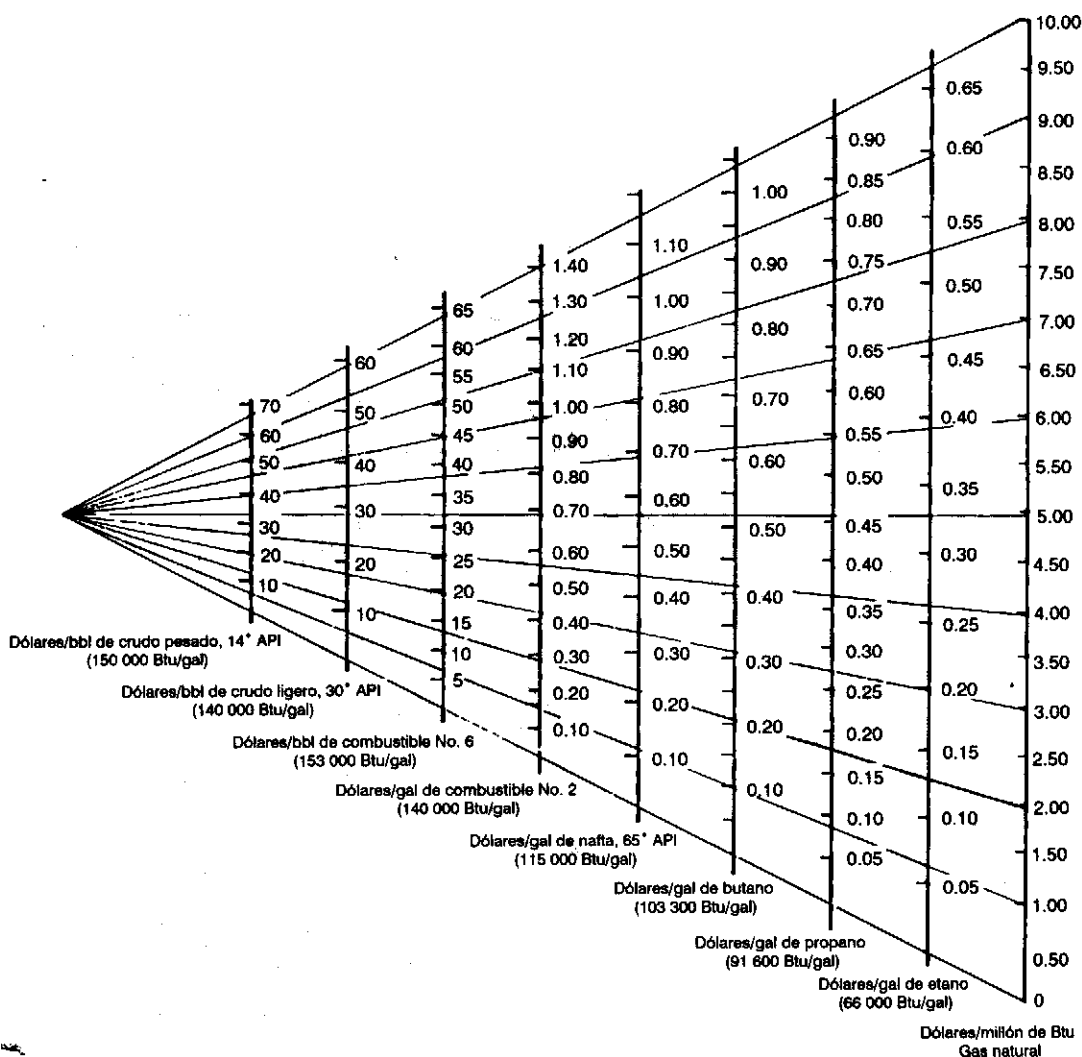


Figura 1. Valores equivalentes para hidrocarburos seleccionados (bbl = barril).

Temas de recuperación de calor

Goossens¹ da el resumen siguiente de sistemas de recuperación de calor, subdivididos por rango de temperatura:

Tabla 1
Recuperación de calor

Rango temperatura	Rango de η	Aplicaciones		
		Producción de calor en hornos y calderas	Recuperación de calor en hornos	Otras aplicaciones
$\geq 1000^{\circ}\text{C}$	0.65 a ≥ 0.80	• Ciclo de turbina de gas con producción de calor para horno en el escape de la turbina. • Ciclos superpuestos de turbina de vapor para la producción de electricidad en turbinas de contrapresión con vapor de escape para aplicaciones en procesos.	• Precalentamiento de corrientes de alimentación para hornos de craqueo o de reformación. • Generación de vapor a alta presión (...100...bar). • Sobrecalentamiento de vapor. • Precalentamiento de gases de salida para la operación de turbocompresores.	
500°C	0.53 a 0.65		• Precalentamiento del aire para calderas u hornos. • Generación de vapor con presión mediana a alta.	• Generación de vapor con presión mediana a alta a partir de calor exotérmico. • Ciclo orgánico de Rankine.
300°C	0.35 a 0.53		• Precalentamiento del agua de alimentación para calderas. • Precalentamiento de aire.	• Generación de vapor a baja presión para calentamiento, secado, destilación, ... • Ciclo orgánico de Rankine • Enfriamiento por absorción.
$^{\circ}\text{C}$	≥ 0.35			• Enfriamiento por absorción. • Recuperación de condensado de vapor y vapor obtenido por evaporación instantánea. • Bomba de calor para evaporación, secado, etcétera.
• Recuperación de calor de desecho de bajo nivel para la calefacción de espacios, sistema de calefacción del distrito.				

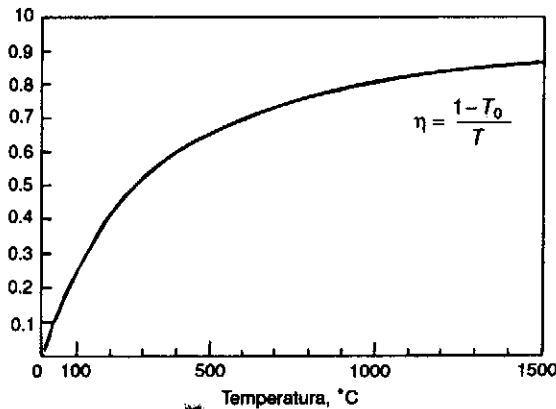


Figura 1. Eficiencia exérgica del calor como función de la temperatura (temperatura de referencia: 0°C).

Fuente

Goossens, G., "Principles Govern Energy Recovery", *Hydrocarbon Processing*, agosto de 1978, pág. 133.

Eficiencia del proceso

Debido a que los costos de los combustibles son elevados, la búsqueda se centra en un proceso con una eficiencia térmica más alta y en maneras para mejorar las eficiencias de procesos existentes. Un proceso que se está haciendo resaltar por su alta eficiencia es el "ciclo combinado" con turbina de gas. Con el calor del escape de la turbina de gas se produce vapor en una caldera de calor de desecho. Con el vapor se impulsan turbinas, usadas a menudo como turbinas de auxilio. En las referencias 6, 7 y 8 se trata este tema y se mencionan interconexiones con equipo alterno, algunas en conjunción con plantas de gasificación de carbón.

Las disposiciones en las que se combinan la turbina de gas, la turbina de vapor de auxilio y el generador eléctrico sobre una sola flecha está ganando aceptación.¹¹ Ya establecidas en ultramar, éstas están ganando apoyo en E. U. Las ventajas son la posibilidad de bajar el costo inicial, la sencillez de la operación, un sistema común de aceite lubricante para las turbinas de vapor y el generador eléctrico y una huella más pequeña del sitio. Además, se elimina la chimenea de desviación del generador de vapor de recuperación de calor. En las unidades de flechas múltiples, la chimenea de desviación permite una construcción por fases, y la operación de ciclo simple. En las unidades de una sola flecha se puede emplear un embrague síncrono entre el generador y la turbina, o turbinas, de vapor. Esto permite el arranque en un modo de ciclo simple, al mismo tiempo que se calientan los sistemas de vapor. El embrague encastra cuando la velocidad de rotación de la turbina de vapor alcanza la del generador. En muchas plantas en las que hay que parar y volver a arrancar a diario, se está usando el embrague síncrono.

La referencia 2 es un informe bien escrito en el que se analiza con gran detalle la utilización del carbón mineral en las plantas generadoras de energía eléctrica. En ella se da una eficiencia térmica del 80-83% para las plantas modernas de generación a base de vapor y una eficiencia térmica del 37-38% para las plantas modernas generadoras de energía con la carga base (alrededor del 70%). Una planta moderna para carga base, diseñada para alrededor de 400 MW y más, funcionará con presiones de vapor de 2400 o 3600 psi (lb/in²) y 1000°F, con recalentamiento hasta 1000°F y calentamiento regenerativo del agua de alimentación por medio del vapor extraído de la turbina. Se pudiera tener una eficiencia térmica del 40% de una planta de ese tipo, a plena carga, y del 38% con un factor de carga anual elevado. El caso de 3600 psi es supercrítico y se le menciona como caldera de paso continuo, ya que no tiene colector de vapor. Las plantas diseñadas para alrededor de 100-350 MW funcionan a alrededor de 1800 psi y 1000°F, con recalentamiento hasta 1000°F. Por debajo de 100 MW, una condición típica sería alrededor de 1350 psi y 950°F, sin recalentamiento. En la referencia 2 se menciona que, por debajo de un factor de carga del 60%, la eficiencia cae con rapidez y que la eficiencia promedio para todas las plantas

generadoras de energía a base de vapor, en términos anuales, alrededor del 33%.

Para cualquier proceso en el que se convierte energía calorífica en mecánica, la eficiencia de Carnot es la máxima teórica. Ésta se calcula como

$$\frac{T_1 - T_2}{T_1} \times 100$$

en donde

T_1 = Temperatura de la fuente de calor, °R

T_2 = Temperatura del receptor en donde se rechaza el calor, °R

Por lo tanto, se eleva la eficiencia al incrementar la temperatura de la fuente y disminuir la del receptor.

Se mejora la eficiencia para una caldera o calentador haciendo bajar la temperatura en su chimenea. Con frecuencia, la temperatura mínima en la chimenea se ve limitada por el punto de rocío del gas SO₃. En las referencias 3, 4 y 5 se analiza este importante tema. Una chimenea tan caliente como 400°F (quizá con temperatura más alta) puede tener problemas si la concentración de SO₃ es suficientemente elevada. En la referencia 10 se expresa que la condensación del SO₃ produce una niebla gris azulada cuando se ve contra un cielo azul claro.

Una relación muy útil para determinar la energía máxima disponible en un fluido de trabajo es:

$$\Delta B = \Delta H - T_o \Delta S$$

en donde

ΔB = Energía máxima disponible en Btu/lb

ΔH = Diferencia de entalpía entre la fuente y el receptor, Btu/lb. Para una turbina típica de vapor, de condensación, sería la diferencia entre el vapor de admisión y el condensado líquido

T_o = Temperatura del receptor, °R

ΔS = Diferencia de entropía entre la fuente y el receptor, Btu/lb °F

Para obtener lb/h-hp, hágase la siguiente división:

$$\frac{2545}{\Delta B}$$

La ecuación 2 dará el mismo resultado que las tablas de consumo teórico de vapor (referencia 9). Por lo tanto, ésta es una manera de fácil aplicación para obtener los gastos teóricos de vapor cuando sólo se dispone de un conjunto de tablas de vapor, sin el diagrama de Mollier.

Fuentes

Branan, C. R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, Volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Becklin, D. W., Hazard, H. R., Bloom, S. G., Nack, H., "Power Plant Utilization of Coal", un informe del programa sobre la energía de Battelle, Battelle Memorial Institute, Columbus, Ohio, septiembre de 1974.

Whoff, F. H. y Banchemo, J. T., "Predicting Dew Points of Wet Gases", *Chemical Engineering Progress*, volumen 70, No. 8, agosto de 1974.

Martin, R. R., Manning, F. S. y Reed, E. D., "Watch for Elevated Dew Points in SO₃-Bearing Stack Gases", *Hydrocarbon Processing*, junio de 1974.

Steel Additives Control Preburner and Fireside Combustion Problems", boletín 713 de Betz, Copyright © 1974, Betz Laboratories, Inc.

6. Moore, R. y Branan, C., "Status of Burnham Coal Gasification Project", *Proceedings, 54th Annual Convention, Gas Processors Association*, Houston, Texas, 10-12 de marzo de 1975.
7. Zanyk, J. P., "Power Plant Provides 86% Efficiency", *Oil and Gas Journal*, 27 de mayo de 1974.
8. Ahner, D. J., May, T. S. y Sheldon, R. C., "Low BTU Gasification Combined-Cycle Power Generation", presentada en la Joint Power Generation Conference, Miami Beach, 15-19 de septiembre de 1974.
9. Keenan, J. H. y Keyes, F. G., "Theoretical Steam Rate Tables", *Trans. A. S. M. E.* (1938).
10. Reed, R. D., "Recovery Energy from Furnace Stacks", *Hydrocarbon Processing*, enero de 1976.
11. Swanekamp, R., "Single-Shaft Combined Cycle Packs Power at Lowest Cost", *Power*, enero de 1976.

As de vapor

Una sección sobre conservación de la energía estaría completa sin reglas empíricas referentes a las trampas de vaseseguida, se dan tres correlaciones de fácil aplicación para trampas de vapor:

Cómo estimar la pérdida de vapor a partir del Yarway team Conservation Service.

Comprensión y diseño de las trampas de cubo invertido. Resultados de pruebas de un estudio de DuPont.

Cómo estimar las pérdidas de vapor

Concepto del C_v . Desde un punto de vista cuantitativo, se puede estimar la pérdida de vapor a través de la aplicación del concepto del C_v . Siendo un término familiar en la tecnología de control de flujo, el C_v expresa la capacidad de flujo de un dispositivo controlador de un fluido; en este caso, una trampa de vapor. Un C_v grande significa un gasto elevado; un C_v pequeño significa un gasto bajo.

En la figura 1 se da un medio para estimar el C_v de una trampa desde 0 hasta 600 psi (lb/in²), dada la "capacidad nominal" del fabricante para la trampa. La capacidad nominal es la cantidad (lb/h), la presión y la temperatura del vapor condensado. Entonces se puede aplicar la información del C_v resultante a la figura 2, con el fin de estimar la pérdida real de vapor de agua. Multiplíquense los valores del vapor dados en la figura 2 por el C_v previamente determinado de la trampa, para obtener la pérdida de vapor en libras de vapor seco.

Ejemplo. Con base en las mediciones de un pirómetro de vapor, tomadas inmediatamente corriente arriba y corriente abajo de una trampa, se ha determinado que ésta, la cual se encuentra en una línea de vapor a 150 psi, está soplando vapor a una capacidad nominal de la trampa, dada en el catálogo,

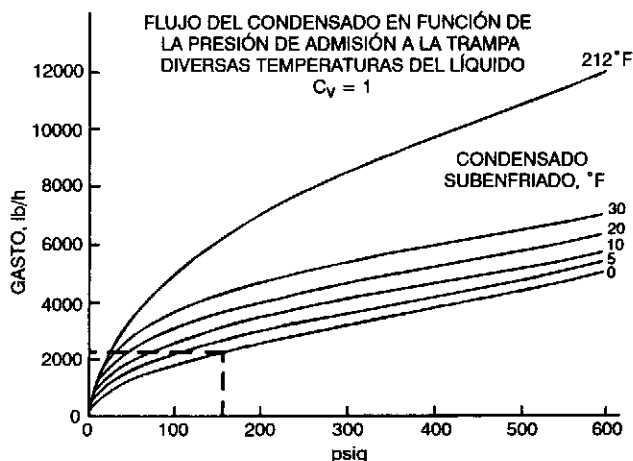


Figura 1. Estimación del C_v de la trampa (psig = lb/in² manométricas).

es de 5000 lb/h a la temperatura de saturación (subenfriado 0°F) a 150 psi.

En la figura 1 se indica el valor de 2100 lb/h, a 150 psi, para un condensado subenfriado 0°F. El factor de flujo es

$$\frac{5000}{2100} = 2.38$$

En la figura 2 se muestra que para un factor de flujo de 1, el flujo de vapor a 150 psi es de 220 lb/h. Para la trampa en cuestión:

$$220 \times 2.38 = 525 \text{ lb/h de pérdida de vapor}$$

Si se supone el costo un tanto modesto del vapor de 1.35 dólares por cada 1000 lb, se estima que la pérdida de vapor cuesta:

$$\frac{525}{1000} \times 1.35 = 0.71 \text{ dólar/h o bien, 119 dólares/semana}$$

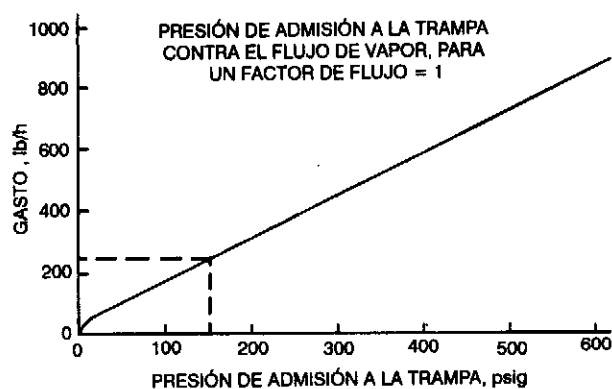


Figura 2. Estimación de la pérdida real de vapor.

Trampas de vapor de cubo invertido

Es fácil diseñar de manera inadecuada una trampa de vapor. El diseño debe funcionar para dos circunstancias y, a menudo, un diseñador sólo comprobará una de éstas. La circunstancia que suele pasarse por alto es la siguiente: En el arranque o en una alteración, la válvula de control del vapor puede abrirse mucho, de modo que la presión en la camisa de vapor

(supóngase que, para este análisis, se está hablando de un rehervidor) se eleva hasta la presión plena de la línea. En un momento como éste, la presión corriente abajo de la trampa de vapor puede ser la atmosférica, debido a variaciones en el proceso o porque los operarios abrieron la descarga de la trampa en un intento para hacerla trabajar.

Si el orificio de la trampa se ha diseñado demasiado grande, la válvula de la propia trampa no se puede abrir para descargar el condensado, con lo que se crean problemas graves en la planta, o se amplifican éstos. Para cualquier trampa de vapor para una presión diferencial dada en ella, existe un tamaño máximo del orificio por encima del cual el cubo no puede ejercer una potencia suficiente de apertura para que la trampa funcione. Por tanto, al diseñar una trampa revísense los datos del fabricante de modo de permanecer dentro del orificio de tamaño máximo para la presión plena de la línea de vapor hacia la atmosférica. Si se requiere un orificio más grande, por una circunstancia alterna que se analiza a continuación, debe especificarse un cuerpo más grande de la trampa, cuyo cubo pueda darle servicio a ese orificio más grande.

La capacidad de flujo continuo requerida en el orificio determina a la presión del vapor en la camisa hacia la presión del sistema de condensado, con un flujo de 6 a 8 veces el

Tabla 1
Trampas de vapor para cargas pequeñas de condensado

Criterio	Importancia, rango	Tipo de trampa								Instrumentación
		De disco	De cubo invertido	De impulso (pistón)	De fuelle	De flotador	Bimetálica	De orificio	De expansión	
Pérdida de vapor	(0-10)	6	8	4	5	7	3	3	9	ND
Vida	(0-8)	6	7	5	4	5	3	5	4	ND
Confiabilidad	(0-6)	5	4	3	3	3	2	3	2	ND
Tamaño	(0-3)	3	2	3	2	1	1	3	2	ND
Desfogue de no condensables	(0-2)	1	1	1	2	2	1	1	0	ND
Costo	(0-1)	1	1	1	0	0	0	1	0	ND
Tipos de trampas pequeñas, total	(30)	22	23	17	16	18	10	16	17	ND

Tabla 2
Trampas de vapor para cargas medianas de condensado

Criterio	Importancia, rango	Tipo de trampa								Instrumentación
		De disco	De cubo invertido	De impulso (pistón)	De fuelle	De flotador	Bimetálica	De orificio	De expansión	
Pérdida de vapor	(0-10)	6	7	5	8	7	4	2	ND	ND
Vida	(0-8)	3	7	5	5	4	2	6	ND	ND
Confiabilidad	(0-6)	4	4	4	4	4	3	3	ND	ND
Tamaño	(0-3)	3	2	3	3	3	2	3	ND	ND
Desfogue de no condensables	(0-2)	1	1	1	2	2	1	1	ND	ND
Costo	(0-1)	1	1	1	1	0	0	1	ND	ND
Tipos de trampas grandes, total	(30)	18	22	19	23	20	12	16	ND	ND

Tabla 3
Trampas de vapor para cargas grandes de condensado

Criterio	Importancia, rango	Tipo de trampa								Instrumentada
		De disco	De cubo invertido	De impulso (pistón)	De fuelle	De flotador	Bimetálica	De orificio	De expansión	
de vapor	(0-10)	4	5	6	ND	7	4	2	ND	9
	(0-8)	3	5	5	ND	4	3	4	ND	8
Idad	(0-6)	3	4	4	ND	5	4	5	ND	5
	(0-3)	3	1	3	ND	2	2	3	ND	0
de no nsables	(0-2)	1	1	1	ND	1	1	1	ND	1
	(0-1)	1	1	1	ND	0	1	1	ND	0
trampas nas, total	(30)	15	17	20	ND	19	15	16	ND	23

Si se diseña para el flujo normal, la trampa tendría que ierta el 100% del tiempo. Entonces, como se hizo ver prioridad, se selecciona un tamaño de cuerpo que pueda r el orificio requerido (no se esté arriba del máximo do para ese tamaño del cuerpo en las tablas de onamiento del fabricante) en la condición de presión a la línea de vapor hacia la atmosférica. Los diversos s del vendedor proporcionan las gráficas y tablas para onamiento.

Resultados de pruebas de DuPont

rampas para cargas pequeñas (se usó un banco de prue- dianas (pruebas en la planta) y grandes (pruebas en la

planta) de condensado se probaron contra una calificación perfecta de 30. Los resultados se encuentran en las tablas 1, 2 y 3.

Fuentes

1. Yarway Steam Conservation Service, "How To Estimate Steam Loss", *Chemical Engineering*, 12 de abril de 1976, pág. 63.
2. Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.
3. Vallery, S. J. "Setting Up A Steam-Trap Standard", *Chemical Engineering*, 9 de febrero de 1981.

ores de gases

do los costos de la energía son elevados, los expanso- san más que nunca. Una estimación aproximada hecha de la energía real disponible en el expansor es

$$P T_1 \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} \right] 0.5 \quad (1)$$

le

- Energía real disponible, Btu/lb
- Capacidad calorífica (a presión constante), Btu/lb °F
- Temperatura de entrada, °R
- Presiones de entrada, salida, psia (lb/in² absolutas)
- C_p/C_v

tener lb/h-hp, divídase como sigue:

de estimar una temperatura aproximada de salida por de

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} + \left(\frac{\Delta H}{C_p} \right) \quad (2)$$

Para expansores grandes, la ecuación 1 puede ser conserva- dora. Para tener resultados exactos, se requiere una calificación completa usando los datos del vendedor. Se puede usar la ecuación 1 para ver si vale la pena una calificación más exacta.

Como comparación, la temperatura de salida para el gas en el flujo crítico a través de un orificio se da por

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} = T_1 \left(\frac{2}{K+1} \right) \quad (3)$$

El expansor propuesto puede enfriar el fluido de trabajo por debajo del punto de rocío. Hay que asegurarse de comprobar este hecho.

Fuente

Branan, Carl R., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 1, Gulf Publishing Co., 1976.

Fraccionamiento

A continuación se da una lista de verificación de los métodos para conservación de la energía en el fraccionamiento. Los autores han dividido la lista en aquellos métodos que modifican el proceso de destilación (contrastando con la modificación de las fraccionadoras por separado) y los que no lo hacen.

No requieren modificaciones del proceso

1. Separación más eficiente
 - a. Modificación del control
 - i. Balance de materiales
 - ii. Alimentación hacia adelante
 - iii. Presión flotante
 - b. Modificación de los órganos internos de los platos
 - i. Órganos internos más eficientes
 - ii. Órganos internos con caída de presión más baja
2. Uso más eficiente del calor
 - a. Aislamiento
 - b. Intercambio de calor alimentación/producto
 - c. Modificación del intercambiador de calor
 - i. Tubería con flujo de calor más alto
 - ii. Superficies aumentadas de transferencia de calor
 - d. Generación de energía o de vapor

Requieren modificaciones del proceso

1. Separación más eficiente
 - a. Punto adicional de extracción para eliminar una columna
 - i. Producto intermedio
 - ii. Impureza intermedia
 - iii. Pasteurización

- b. Volver a establecer la secuencia de las separaciones
- c. Técnicas alternativas de separación
 - i. Destilación azeotrópica
 - ii. Destilación extractiva
 - iii. Extracción líquido-líquido
 - iv. Adsorción por oscilación térmica
 - v. Adsorción por oscilación de presión
 - vi. Adsorción por contracorriente continua o cíclica con regeneración por desplazamiento
 - vii. Cristalización
2. Uso más eficiente del calor
 - a. Bombeo del calor
 - i. Ciclo con refrigerante externo
 - ii. Recompresión del vapor
 - iii. Evaporación instantánea en el rehervidor
 - b. Cascada de calor
 - i. Columna de separación
 - ii. Acoplamiento térmico
 - iii. Acoplamiento rehervidor-condensador
 - c. Intercambio intermedio de calor
 - i. Condensadores
 - ii. Rehervidores

Fuente

Mix, T. J., Dweck, J. S., Weinberg, M. y Armstrong, R. "Energy Conservation in Distillation," *Chemical Engineering Progress*, volumen 74, No. 4, págs. 49-55 (1978). Producido con autorización del American Institute of Chemical Engineers. © 1978 AIChE.

Materiales aislantes

Enseguida se da una comparación de materiales aislantes.

Tabla 1
Comparación de materiales aislantes

	Silicato de calcio	Vidrio celular	Fibra de vidrio	Lana mineral	Poliuretano
Conductividades térmicas (Btu/ft ² h in °F)					
a 100°F T. M.	0.33	0.32	—	0.25	0.16
a 300°F T. M.	0.41	0.47	0.30	0.39	—
a 500°F T. M.	0.51	0.64	—	0.54	—
Densidad (lb/ft ³)	10-13	8.5	7	6	2
Límite máx. de temp. (°F)	1200	800	450	1000	250
Resistencia a la compresión (lb/in ² a % deformación)	100 a 5%	100	—	—	15 a 5%

Fuente

Duckham, Henry y Fleming, James, "Better Plant Design Saves Energy", *Hydrocarbon Processing*, julio de 1978, pág. 78.

24

Modelado de procesos aplicando la programación lineal

Modelado de procesos aplicando la programación lineal

Muchos ingenieros de procesos conciben a la programación lineal (P. L.) como una herramienta matemática muy complicada, cuya mejor aplicación la realizan unos cuantos especialistas con bases teóricas bien cimentadas. Sin duda, esto es cierto para el programa lineal central de la compañía del lector. El *lego* no *escribe* un programa lineal, sólo proporciona la entrada de datos que modelarán el proceso en el que está interesado.

No obstante, incluso suministrar la entrada de datos puede ser muy complicado para programas lineales grandes, como los modelos corporativos o los modelos de plantas, para refinerías o plantas de olefinas. Empero, hay muchos casos en donde los programas lineales pueden ser usados, a una escala menor, por una persona con una capacitación mínima. La finalidad de este capítulo es alentar el uso más amplio de la programación lineal para los propósitos específicos del diseño de procesos. Se presentan los métodos y la filosofía que serán fáciles de seguir y resultarán útiles en particular para las aplicaciones de este tipo de diseños.

Ventajas para el diseño de procesos

Algunos diseños de procesos se pueden mejorar con programación lineal. Si se cuenta con un modelo de programación lineal para una planta que se está modificando o si ese modelo se puede generar, se tienen ciertas ventajas para el diseñador. Entre más posibilidades tenga quien hace operar la planta, mayor será la ventaja de la optimización de la energía de un programa lineal. Una planta de olefina con varios tipos de alimentaciones de materia prima (por ejemplo, etano, propano y butano) y capaz de lograr una gama razonablemente amplia de conversiones en sus craqueadoras a base vapor es un buen ejemplo de una planta de ese tipo. Entonces, la primera ventaja para el diseñador, incluso antes de arrancar los cálculos de diseño, es un caso bien optimizado.

Se puede diseñar el programa lineal para entregar un caudal de información del caso base, como:

1. Balance de materiales (total y por secciones)
2. Balance de energía (total y por secciones)
3. Balance de refrigeración
4. Balances de servicios generales (combustible, vapor de diversos niveles, electricidad, etcétera)
5. Necesidades de alimentación de materia prima
6. Índices de producción de los productos principales y de los subproductos
7. Cuellos de botella del equipo y cierta visión acerca del valor de la eliminación de ese cuello
8. El valor de cada componente que fluye en todos los puntos principales en el proceso
9. Visión hacia las consideraciones económicas de las desviaciones limitadas respecto del caso base optimizado
10. Porcentajes de utilización del equipo

Después de que se digiere el caso base y el diseñador acepta como válido, se pueden obtener varios casos con modificaciones. Debido a que el caso base y cada uno con modificaciones se presentan con el mejor de sus aspectos (en términos de la operación óptima de la planta para ese caso), elimina la polarización entre los casos. Por lo tanto, el diseñador puede comparar los casos sobre la misma base.

Si se está estudiando la expansión de la planta con la idea de determinar el mejor límite práctico superior, la programación lineal puede ser de gran ayuda. Se puede evaluar cada paso de incremento en la expansión y determinar los desembolsos por pie de línea. Asimismo, se puede evaluar cada pieza de equipo nuevo propuesto en relación con su efecto sobre la planta completa.

Sin embargo, es importante hacer notar que todo esto no es gratis. El diseñador debe invertir tiempo para plantear los casos y evaluar los resultados. Sólo el diseñador puede tomar la decisión final en cuanto a si los casos y las comparaciones son válidas (una representación verdadera de la planta). La impresión de la computadora constituye sencillamente los resultados de la manipulación matricial y debe de considerarse sospechosa hasta que el diseñador ponga el sello de aprobación.

Disponer de un programa lineal permite al diseñador generar mejores diseños, pero no necesariamente hace que su trabajo sea más fácil. De hecho, puede ejercer una presión adicional sobre él para que se asegure que sus resultados son óptimos en lugar de ser sólo un diseño satisfactorio.

El diseñador mejorará con el tiempo al usar un modelo lineal para relaciones lineales, con el fin de obtener aproximaciones de partes no lineales de la planta. Aun cuando los programas lineales modernos proporcionan los medios de programación no lineal lateral, lo mejor es sólo usar relaciones lineales siempre que sea posible y factible. Existen muchos medios de los que se puede disponer para obtener aproximaciones de lo no lineal con lineal, como la división de una curva en segmentos rectilíneos.

Diseño de procesos en comparación con modelos de contabilidad de programa lineal

Las designaciones de "modelo de diseño de procesos" y "modelo de contabilidad" son estrictamente del autor. Por tanto, en primer lugar se explicarán estas designaciones. La mayor parte de los modelos de programa lineal que es probable que el lector encuentre son del tipo de contabilidad. En una gran refinería, se hacen balances periódicos, con la ayuda de un modelo de contabilidad, para las compras del crudo y los componentes, la optimización de las operaciones de las unidades dentro de la refinería, la mezcla de estanques de grado gasolina y otros productos y la determinación de la lista óptima de productos, las necesidades de almacenamiento y las consideraciones económicas. En una planta de poliolefinas

Los beneficios del método de manejar límites como acaba de describirse son muchos. En primer lugar, si se agota la capacidad de cierto equipo, el modelo genera un precio sombra que da el valor (por ejemplo, dólares/lb de capacidad incrementada) para eliminar el límite de capacidad. De manera semejante, se generaría un precio sombra para más alimentación.

NOMBRES DE LOS RENGLONES Y COLUMNAS

Renglones (35 en total)

F1CAP	Disponibilidad de la alimentación 1
F2CAP	Disponibilidad de la alimentación 2
F3CAP	Disponibilidad de la alimentación 3
F4CAP	Disponibilidad de la alimentación 4
F1TK	Mezcladora para alimentación y reciclaje
F2TK	Mezcladora para alimentación y reciclaje
F3TK	Mezcladora para alimentación y reciclaje
F4TK	Mezcladora para alimentación y reciclaje
MIX	Renglón para requerir la alimentación 4 en una razón dada respecto a la alimentación 3
REACTL	Totalizador para la alimentación del reactor
REACTCP	Límite de capacidad del reactor
RPA	Producto A del reactor
RPB	Producto B del reactor
RPC	Producto C del reactor
RPD	Producto D del reactor
RPE	Producto E del reactor
OC	Capacidad del producto C proveniente de otra planta
COMPTL	Totalizador para la alimentación de la compresora
COMPCP	Límite de capacidad de la compresora
CPA	Descarga de la compresora del producto A
CPB	Descarga de la compresora del producto B
CPC	Descarga de la compresora del producto C
CPD	Descarga de la compresora del producto D
CPE	Descarga de la compresora del producto E
FRACLT	Totalizador de la alimentación de la sección de fraccionamiento
FRACCP	Límite de capacidad de la sección de fraccionamiento
FPB	Salida del fraccionamiento del producto B
FPC	Salida del fraccionamiento del producto C
FPD	Salida del fraccionamiento del producto D
FPE	Salida del fraccionamiento del producto E
SPLIT	Renglón para requerir los porcentajes fijos de reciclaje hacia el reactor y las compresoras, para el producto B
STEAM	Depósito de alimentación de vapor
POWER	Depósito de alimentación de energía eléctrica
FUEL	Depósito de alimentación de combustible
\$\$\$	Función objetivo

Columnas (34 en total)

F1	Alimentación 1
F2	Alimentación 2
F3	Alimentación 3
F4	Alimentación 4
F1C1	Alimentación 1 en el nivel de conversión 1
F1C2	Alimentación 1 en el nivel de conversión 2
F2C1	Alimentación 2 en el nivel de conversión 1
F2C2	Alimentación 2 en el nivel de conversión 2
F3C1	Alimentación 3 en el nivel de conversión 1
F3C2	Alimentación 3 en el nivel de conversión 2
F4C1	Alimentación 4 en el nivel de conversión 1
F4C2	Alimentación 4 en el nivel de conversión 2
F4C3	Alimentación 4 en el nivel de conversión 3
PAC	Producto A hacia la compresora
PBC	Producto B hacia la compresora
PCC	Producto C hacia la compresora
PDC	Producto D hacia la compresora
PEC	Producto E hacia la compresora
OUTSIDE	Alimentación del producto C proveniente de otra planta
PAF	Producto A hacia la sección de fraccionamiento
PBF	Producto B hacia la sección de fraccionamiento
PCF	Producto C hacia la sección de fraccionamiento
PDF	Producto D hacia la sección de fraccionamiento
PEF	Producto E hacia la sección de fraccionamiento
PEBL	Producto E transferido hacia otra planta
PBREC	Reciclaje del producto B hacia el reactor
PCREC	Reciclaje del producto C hacia el reactor
PAFUEL	Producto A hacia el combustible
PBREC	Reciclaje del producto B hacia la compresora
PDS	Producto D hacia ventas
PES	Producto E hacia ventas
STEAM	Alimentación de vapor
POWER	Alimentación de energía eléctrica
FUEL	Alimentación de combustible además de producto A que va hacia el combustible

La inhibición del apilado al ponerle precio da al modelo una flexibilidad para apilar, si los errores del usuario han creado una situación imposible. Resulta mejor para el modelo no apilar y dar por resultado un caso ilógico, con un valor objetivo negativo grande, que no tener ejecución en lo absoluto. De esta manera, se tiene una mejor posibilidad de obtener una solución a la que se le pueden detectar las fallas, en lugar de obtener algunas enunciados de diagnóstico. Esto resulta particular cuando se está tratando de ejecutar un modelo por primera vez.

El mezclado o la división de los flujos en el modelo de la planta se manejan al tener "flujos" (columnas) que suman los materiales a "tanques" (renglones) especiales, establecidos para el fin, o los restan de ellos, en razones dadas. Ahora se puede aplicar el método de modelado en acción con el ejemplo de la figura 1.

Como se mencionó al principio, se consideraron renglones adicionales, como puede verse en la figura 1. Esto da la flexibilidad adicional necesaria para los estudios de casos del diseño del proceso. A menudo, el conjunto de estudios de casos iniciales por el ingeniero o el gerente no son suficientes para dar respuesta a todas las preguntas. Los renglones adicionales permiten considerar reciclajes o flujos intermedios, o adiciones a la planta que podrían no haberse previsto al principio. Otro valor de los renglones intermedios es el de los componentes a puntos intermedios en el proceso. El punto de equilibrio de una corriente propuesta para ser usada en otra planta sería uno de los usos de los valores de los componentes intermedios.

Ejemplo de programa lineal de diseño de procesos

El ejemplo usado aquí no representa algún proceso en particular y es más sencillo que la mayor parte de los casos de la vida real. Sin embargo, tiene los elementos necesarios para hablar acerca del camino a través del desarrollo del modelo de un programa lineal para diseño de procesos. Los modelos deben de tener lo siguiente:

Diagrama

Explicaciones de la nomenclatura

Matriz

Como se ve en la figura 1, la planta de ejemplo tiene tres principales de procesamiento: reacción, compresión y fraccionamiento. Se dispone de cuatro alimentaciones para la planta (F1, F2, F3 y F4). El deseo es usar toda la alimentación disponible. El modelo se inhibe en contra de dejar alguna cantidad de alimentación 1 sin usar por medio un SPRICE muy grande, como se ve en la matriz. A las alimentaciones 2 y 4 se les da la posibilidad de elegir cuánto del material disponible se va a usar. Sin embargo, las alimentaciones 3 y 4 se deben utilizar en una relación de 2:1, como lo exige el renglón MIX de la matriz. Las alimentaciones 1, 2 y 3 tienen la posibilidad de elegirse en dos niveles de conversión, en tanto la alimentación 4 tiene la posibilidad de 3.

Los flujos (columnas), F1C1 hasta F4C3 crean los componentes de REACTL, el flujo total hacia el reactor, y agotan las capacidades de capacidad del reactor, REACTCP. Los flujos F1C3 crean los rendimientos de productos del reactor REACTP. El componente puro "C" se agrega proveniente de fuente exterior al tanque (renglón) RPC por medio del renglón OUTSIDE.

Los flujos hacia las secciones de la compresora y de fraccionamiento se manejan en forma semejante. La alimentación que se fracciona, que aparece en la sección de fraccionamiento como los componentes "B" y "C", se recicla hacia el reactor. Estos componentes se toman de los tanques (renglones) FPB y FPC y se envían hacia los tanques de alimentación. El componente "B"

MATRIZ

Renglones	Columnas				Splices	RHS
	F1					
F1CAP	1				-L	A
	F2					
F2CAP	1					A
	F3					
F3CAP	1					A
	F4					
F4CAP	1					A
	F1C1	F1C2	F1C3	PBREC		
F1TK	1	1	-1	-1	-L	
	F2C1	F2C2	F2C3			
F2TK	1	1	-1		-L	
	F3C1	F3C2	F3C3			
F3TK	1	1	-1		-L	
	F4C1	F4C2	F4C3	PCREC	F4	
F4TK	1	1	1	-1	-1	-L
	F3	F4				
MIX	-1	2			-L	
	(F1C1-hasta-F4C3)					
REACTL		-1				
	(F1C1-hasta-F4C3)					
REACTCP		E				R
	(F1C1-hasta-F4C3)		PAC			
RPA		-X	1		-L	
	(F1C1-hasta-F4C3)		PBC	PBREC		
RPB		-X	1	-1	-L	
	(F1C1-hasta-F4C3)		PCC	OUTSIDE		
RPC		-X	1	-1	-L	
	(F1C1-hasta-F4C3)		PDC			
RPD		-X	1		-L	
	(F1C1-hasta-F4C3)		PEC			
RPE		-X	1		-L	
	OUTSIDE					
OC	1					A
	(PAC-hasta-PEC)					
COMPTL		-1				
	(PAC-hasta-PEC)					
COMPCP		E				R
	PAC	PAF				
CPA	-1	1			-L	
	PBC	PBF				
CPB	-1	1			-L	
	PCC	PDF				
CPC	-1	1			-L	
	PDC	PCF				
CPD	-1	1			-L	
	PEC	PEF	PEBL			
CPE	-1	1	1		-L	

(el texto continúa en la página 344)

(Continúa la tabla)

MATRIZ (Continuación)

Renglones	Columnas	Prices	RHS
(PAF-HASTA-PEF)			
FRACTL	-1		
(PAF-HASTA-PEF)			
FRACCP	E		R
	PBF	PBREC	PBREC Y
FPB	-1	1	1
	PBREC	PBREC Y	
SPLIT	Y	-Y	-L
	PCF	PCREC Y	
FPC	-1	1	-L
	PDF	PDS	
FPD	-1	1	-L
	PEF	PES	
FPE	-1	1	-L
	(F1C1-hasta-F4C3)	(PAC-hasta-PEC)	
STEAM	U	U	-L
	(PAF-hasta-PEF)	STEAMM	
STEAM	U	-1	
(continuación)			
	(PAC-hasta-PEC)	(PAF-hasta-PEF)	
POWER	U	U	-L
	POWERM		
POWER	-1		
(continuación)			
	(F1C1-hasta-F4C3)	(PAC-hasta-PEC)	
FUEL	U	U	-L
	FUELM	PAFUEL	
FUEL	-1	-1	
(continuación)			
	(F1-hasta-F4)	OUTSIDE	STEAMM
\$\$\$	C	C	C
(El valor objetivo debe maximizarse)			
	PEBL	PDS	PES
\$\$\$	-V	-V	-V
(continuación)			

Nota: Se da instrucciones al P. L. para que maximice el valor objetivo y aplique todas las ecuaciones (cada renglón en la matriz representa una ecuación) en la forma "LESS THAN" (MENOR QUE), como contraste a "GREATER THAN" (MAYOR QUE) o "EQUAL TO" (IGUAL A), excepto para el renglón del valor objetivo, el cual se fija en "FREE" (LIBRE) (sin restricciones, liberado de inhibiciones contra un valor de holgura negativo).

Nomenclatura para los coeficientes de la matriz

- A = Disponibilidad de la alimentación o servicio general (por ejemplo, lb/h)
 C = Costo de la alimentación, corriente de otra planta o servicio general comprados (por ejemplo, dólares/lb)
 E = Cantidad de la capacidad del equipo, agotada por el componente que fluye (unidades de R)
 L = Número grande seleccionado
 R = Capacidad del equipo (por ejemplo, lb/h de alimentación)

U = Cantidad del servicio general agotada por el componente que fluye (por ejemplo, kW/lb)

V = Valor del producto (por ejemplo, dólares/lb)

X = Rendimiento fraccionario de producto

Y = División fraccionaria de una corriente o proporción fraccionaria en una mezcla

Nota: Las anteriores son cantidades que cambian. Por ejemplo, las dos Y que aparecen como intersecciones con el renglón "SPLIT" y las columnas "PBREC" y "PBREC Y" no son cantidades iguales.

(continuación del texto de la página 343)

también tiene un reciclaje hacia la compresora. El tanque (renglón) SPLIT garantiza que para todas las unidades de reciclaje hacia el reactor, una cantidad según una razón se recicle hacia la compresora.

Los usos de servicios generales están enlazadas a la alimentación hacia las diversas secciones de la planta. El renglón objetivo \$\$\$\$ recibe crédito por los productos vendidos y créditos por los costos de la alimentación de materia prima y los servicios generales. Asimismo, la corriente OUTSIDE que se trae de otra planta se considera débito.

Consideraciones adicionales

Hasta ahora, se ha tratado de las partes principales de un paquete estándar de programa lineal, pero se cuenta con otras partes y son útiles. Algunas de estas últimas son:

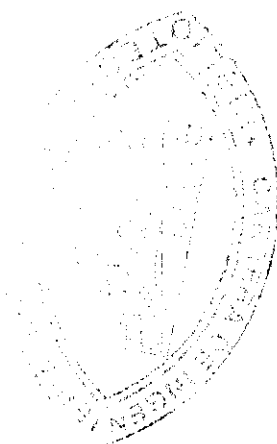
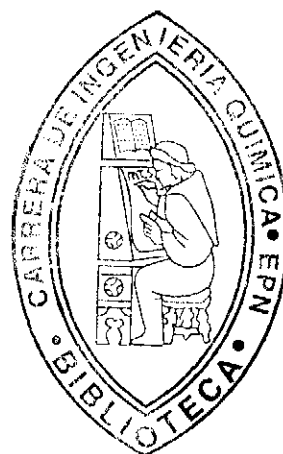
1. Información de los rangos
2. Redactor del informe
3. Generador de la matriz

La información de los rangos es de dos tipos básicos. El primero dispone de precios sombra para conceptos que no se encuentran en la base de la solución, como la capacidad de un equipo que se agotó por completo, sin remanente. El precio sombra indica el incremento en el valor de la capacidad adicional y se suministran rangos para indicar el rango de la capacidad al cual se aplica este valor. Para conceptos en la base de la solución, como las alimentaciones o niveles de conversión que fueron seleccionados por el modelo para la ejecución en cuestión, se da la información del rango. Esto hace ver lo que sucedería si el concepto base se eliminara de esa base.

En general, es una buena práctica la información compuesta de los rangos junto con la solución. Puede ser que ya se haya respuesta a las preguntas de "¿Qué sucede si...?" de la generación por la información de los rangos, sin tener que hacer otra ejecución con computadora. También, la información de los rangos es valiosa si se está formando una biblioteca de ejecuciones.

Se cuenta con redactores de informes para poner la solución en términos para legos, en lugar de nombres matriciales.

Existen generadores de matrices para eliminar la tarea de preparar una matriz escrita a mano, como se ha hecho por ejemplo.



25

Propiedades

Viscosidad 346	Temperatura de hidratación del gas natural 358
Propiedades físicas aproximadas 346	Gases inorgánicos en el petróleo 360
Propiedades de líquidos 347	Densidad de la espuma 362
Viscosidad relativa 351	Diámetro equivalente 363
Viscosidad superficial 352	Temperatura de autoignición 365
Coeficientes de difusión de gases 352	Energía libre de Gibbs de formación 371
Propiedades de hidrocarburos 354	Nuevos refrigerantes 380

Introducción

Existen muchas fuentes de propiedades comunes de hidrocarburos y de productos químicos bien conocidos. Por lo tanto, en este manual se dan las propiedades más difíciles de hallar.

Propiedades físicas aproximadas

Gravedad de una mezcla de hidrocarburos en ebullición, a todas las presiones:

4 lb/gal, o bien, 30 lb/ft³

Contribución en volumen de líquido de gases disueltos en mezclas de hidrocarburos:

Componente	PM	gal/lb mol
O ₂	32	3.37
CO	28	4.19
CO ₂	44	6.38
SO ₂	64	5.50
H ₂ S	34	5.17
N ₂	28	4.16
H ₂	2	3.38

Contribución en volumen de líquido de hidrocarburos ligeros en mezclas de hidrocarburos:

Componente	PM	gal/lb mol
C ₁	16	6.4
C ₂ ^F	30	10.12
C ₂	28	9.64
C ₃ ^F	44	10.42
C ₃	42	9.67
iC ₄	58	12.38
nC ₄	58	11.93
iC ₅	72	13.85
nC ₅	72	13.71
iC ₆	86	15.50
C ₆	86	15.57
iC ₇	100	17.2
C ₇	100	17.46
C ₈	114	19.39

Valores caloríficos altos de diversos combustibles:

Combustibles sólidos	VCA, Btu/lb
Carbón bituminoso de baja volatilidad y	
Carbón antracita de alta volatilidad	11 000-14 000
Carbón subbituminoso	9000-11 000
Lignito	7000-8000
Coque y clisco de coque	12 000-13 000
Madera	8000-9000
Bagazo (seco)	7000-9000

Combustibles gaseosos	VCA, Btu/scf
Gas de horno de coque	500-700
Gas de alto horno	90-120
Gas natural	900-1300
Gas de salida de refinería	1000-2000

scf = ft³ estándar

Combustibles líquidos	VCA, Btu/gal
Crudo pesado (14°API)	150 000
Crudo ligero (30°API)	140 000
Aceites combustibles No. 1	137 400
No. 2	139 600
No. 3	141 800
No. 4	145 100
No. 5	148 800
No. 6	152 400
15°API	178 710
Kerosina (45°API)	159 000
Gasolina (60°API)	150 000
Nafta (65°API)	115 000
Butano	103 300
Propano	91 600
Etano	66 000

Gravedades supuestas que se usan en forma comercial en determinación de las tarifas de ferrocarril:

Propano o butano	4.7 lb/gal
Gasolina natural	6.6 lb/gal

Volumen de un "gas perfecto":

379 ft³/lb mol a 60°F y 14.7 psia (lb/in² absolutas)

Este volumen es directamente proporcional a la temperatura absoluta, la cual es igual a °F más 460. Asimismo, es inversamente proporcional a la presión absoluta.

Calor molar de vaporización en el punto normal de ebullición (1 atm):

8000 cal/g mol, o bien, 14 400 Btu/lb mol

Factor de compresibilidad (Z) para las mezclas cuando usan constantes pseudocríticas para éstas con el fin de determinar:

Súmense 8°C a la temperatura crítica y 8 atmósferas a la presión crítica del hidrógeno y del helio.

El calor latente del agua es alrededor de cinco veces el de un líquido orgánico.

Capacidades caloríficas, Btu/lb °F

Agua	1.0
Vapor de agua/vapores de hidrocarburos	0.5
Aire	0.25

Para la resistencia estructural:

Peso del concreto = peso del equipo soportado

Para paisaje desértico (casa u oficina); uso de los contratistas:
yardas (yd³) de roca = ft² cubiertos/100

Fuente

Branan, C., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Gulf Publishing Co.

Viscosidades de líquidos

Líquidos no comunes

Inseguida se dan las viscosidades de líquidos no comunes. En la tabla¹ se da el número del punto y la escala de tempera-

tura (ambas en °C) que deben usarse en el nomograma. Por ejemplo, para el yoduro de alilo a 20°C, úsese el punto 8 y la escala B para obtener 0.71 cp.

Tabla 1
Viscosidades de líquidos no comunes

Producto químico	Escala de temperatura	No.	Producto químico	Escala de temperatura	No.	Producto químico	Escala de temperatura
Acetamida	B	30	Dietilenglicol	A	59	Metilo, <i>n</i> -butirato de	B
Anhidrido acético	B	31	Éter dietílico	A	60	Metilo, isobutirato de	B
Acetonitrilo	A	32	Dietilcetona	B	61	Metilo, formato de	B
Acetofenona	A	33	Dimetilnilina	A	62	Metilo, propionato de	B
Ácido acrílico	A	34	Difenilo	A	63	Metilpropilcetona	B
Alilo, bromuro de	B	35	Difenilamina	B	64	Metilo, sulfuro de	A
Alilo, cloruro de	A	36	Éter dipropílico	B	65	Metileno, bromuro de	A
Alilo, yoduro de	B	37	Dipropilo, oxalato de	A	66	Nitrógeno, bióxido de	B
Alcohol <i>n</i> -amílico	B	38	Alcohol etílico	A	67	Nitrometano	A
Benzofenona	A	39	Etilnilina	B	68	Nitrotolueno	A
Benzotricloruro	B	40	Étilo, cloruro de	B	69	Fenetolo	B
Éter bencílico	A	41	Étilo, yoduro de	B	70	Fenol	A
Bencilnilina	A	42	Étilo, propionato de	B	71	Fósforo	B
Bromo	B	43	Éter etilpropílico	B	72	Propilo, acetato de	A
<i>m</i> -Bromoanilina	A	44	Étilo, sulfuro de	B	73	Propilaldehído	B
Bromobenceno	A	45	Etileno, bromuro de	B	74	<i>n</i> -Propilo, bromuro de	A
Bromoformo	A	46	Eugenol	A	75	Isopropilo, bromuro de	B
Isobutilo, acetato de	B	47	Fluorobenceno	A	76	<i>n</i> -Propilo, cloruro de	A
Isobutilo, bromuro de	B	48	Formamida	A	77	Isopropilo, cloruro de	B
Isobutilo, cloruro de	B	49	Furfural	A	78	<i>n</i> -Propilo, yoduro de	B
Isobutilo, yoduro de	B	50	Hidrazina	A	79	Isopropilo, yoduro de	B
<i>n</i> -Butilo, formato de	A	51	Yodobenceno	B	80	Succinonitrilo	B
Carbono, tetracloruro de	B	52	Isoamilo, acetato de	A	81	Tiofeno	B
<i>m</i> -Cresol	A	53	Isoheptano	A	82	Tolueno	B
Ciclohexano	B	54	Isohexano	A	83	Turpentina	B
Ciclohexeno	A	55	Isopentano	A	84	Uretano	B
Dialilo	B	56	Isopreno	B	85	<i>o</i> -Xileno	B
Dibromometano	A	57	Mentol, líquido	B	86	<i>m</i> -Xileno	B
Dietilnilina	A	58	Alcohol metílico	A	87	<i>p</i> -Xileno	B

Efecto de la temperatura

Para obtener una rápida estimación del cambio en la viscosidad con la temperatura, sencillamente colóquese un punto so-

bre la gráfica² que se muestra como figura 2 y realícese un movimiento hacia una nueva temperatura, °C, representada por los incrementos de 100°C sobre el eje X.

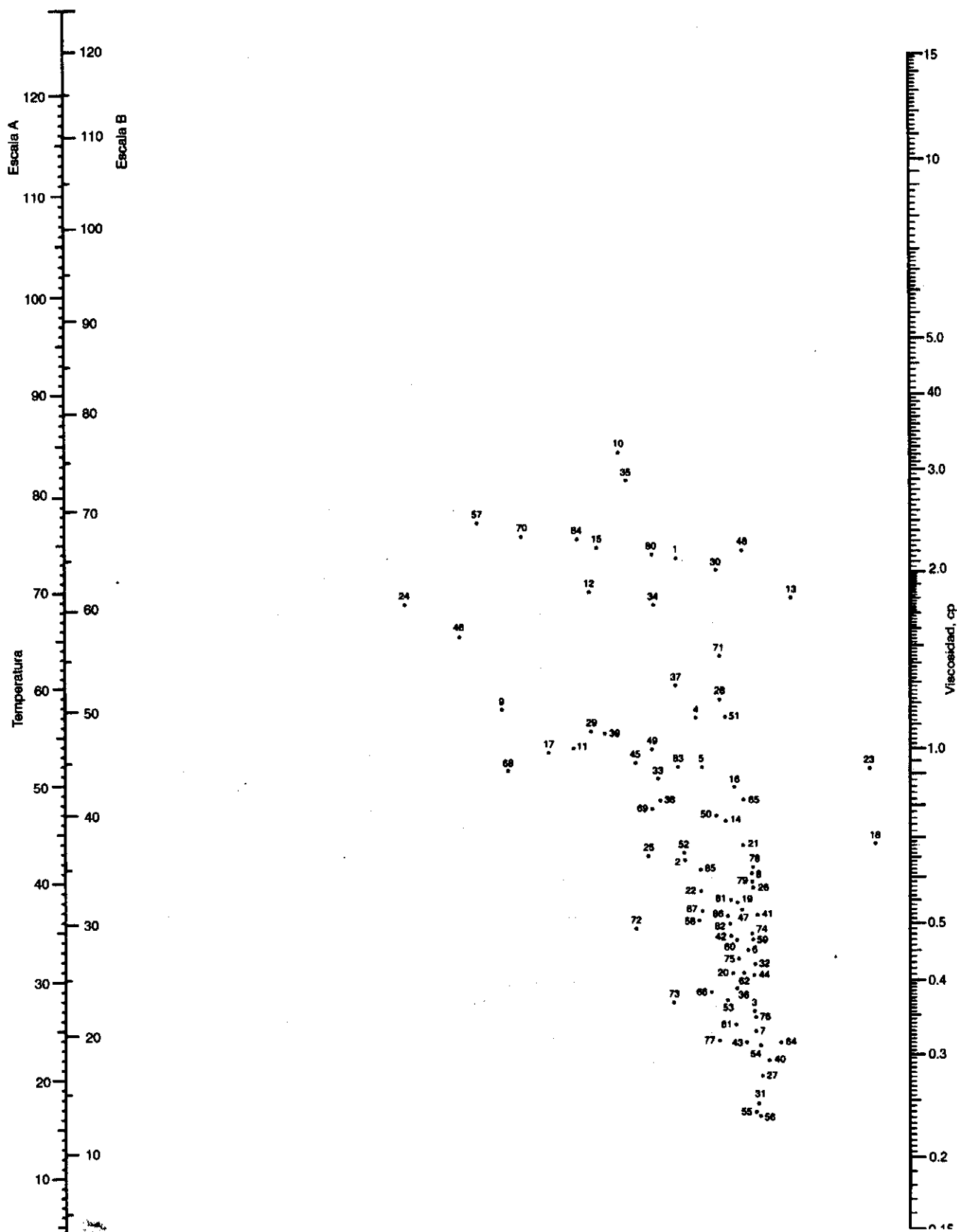


Figura 1. Nomograma para la viscosidad de líquidos no comunes.

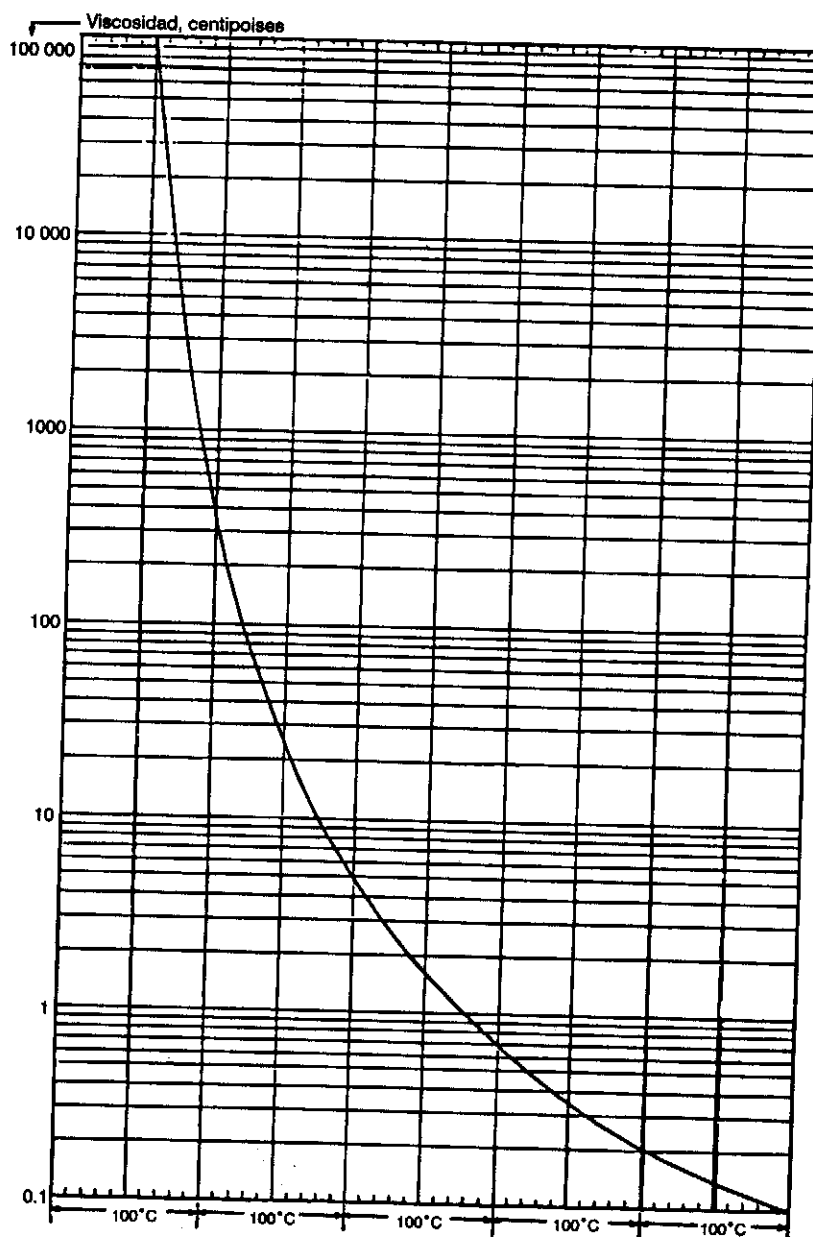


Figura 2. La manera más fácil de pasar de una temperatura a otra.

Mezclado de viscosidades

Para mezclas no polares, la ecuación siguiente da la viscosidad de la mezcla, por lo común con un error menor que $\pm 5\%$ a

$$\eta_{\text{mezcla}} = \sum W_i \ln \eta_i$$

de η_{mezcla} = Viscosidad de la mezcla

η_i = Viscosidad del componente puro i

W_i = Fracción en peso de i

No se use esta ecuación para sistemas que contienen componentes polares, incluyendo el agua.

Fuente

Perry, R. H. y Green, D., *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 6a. edición, McGraw-Hill, Inc.

Emulsiones

En el nomograma (Fig. 3) se encuentra la viscosidad de una emulsión de líquidos no miscibles y se basa en la ecuación siguiente:

$$\mu = \frac{\mu_c}{\delta_c} \left(1 + \frac{1.5\mu_D\delta_D}{\mu_D + \mu_c} \right)$$

en donde

μ = Viscosidad deseada (cualquiera unidades)

δ = Fracción en volumen del líquido

Subíndices:

$_D$ = Fase dispersa

$_c$ = Fase continua

El rango de las variable se eligió como sigue:

Viscosidad de la fase continua = 0.5 a 50.0

Viscosidad de la fase dispersa = 0.5 a 100.0

Fracción en volumen de la fase continua = 0.1 a 1.0

Fracción en volumen de la fase dispersa = 0.0 a 0.9

La manera de usar el nomograma es la siguiente: Encuéntrese el punto de intersección de las curvas de las viscosidades de la fase continua y de la fase dispersa, en el campo binario (lado izquierdo del nomograma). Trácese una recta desde este punto hasta la fracción en volumen de la escala común de los líquidos de la fase dispersa y la continua. La intersección de esta recta con la escala de "Viscosidad de la emulsión" da el resultado.

Ejemplo. La viscosidad del líquido de la fase continua es 20. La viscosidad del líquido de la fase dispersa es 30. La fracción en volumen del líquido de la fase dispersa es 0.3. El nomograma hace ver que la viscosidad de la emulsión es 36.2.

Fuente

1. Kasipati, Rao, K. V., "Viscosities of Uncommon Liquids" *Chemical Engineering*, 30 de mayo de 1983, págs. 90-91

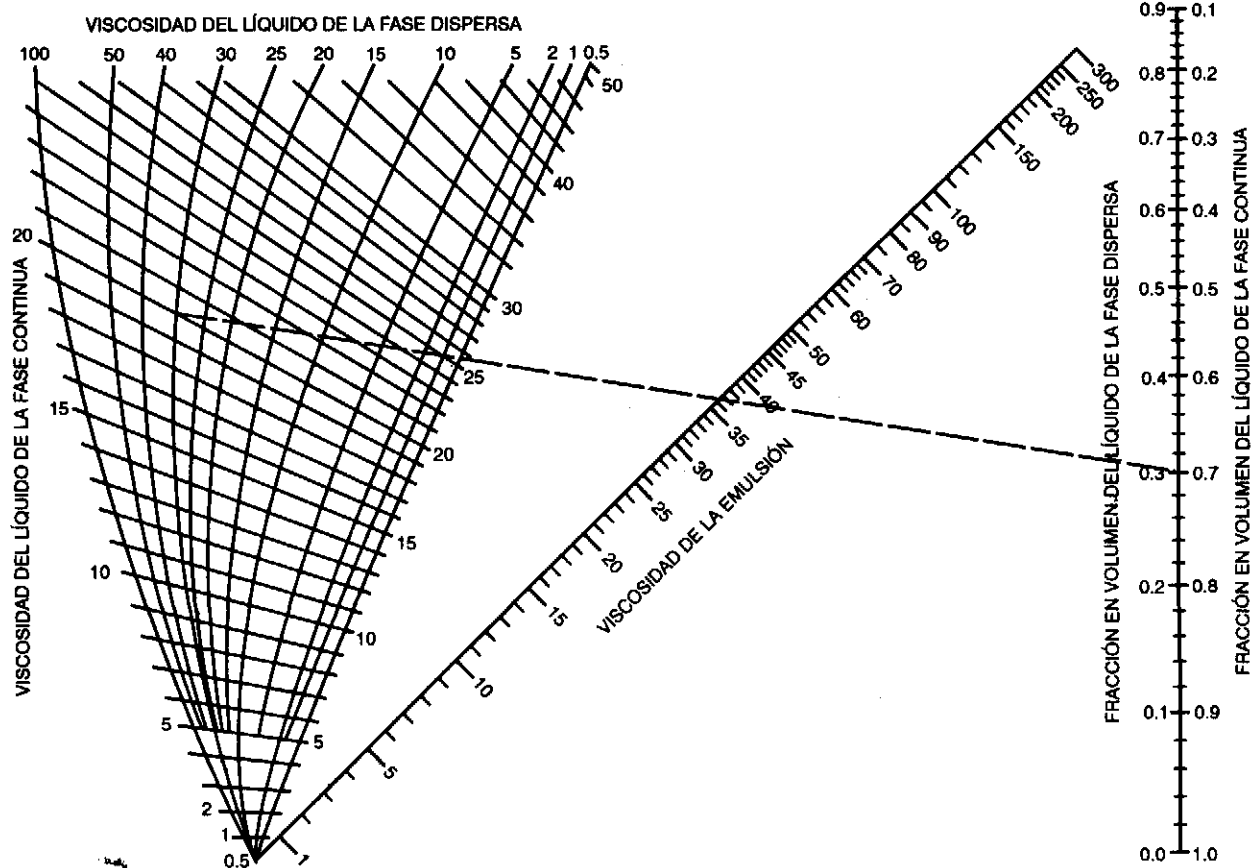


Figura 3. Nomograma para hallar la viscosidad de emulsiones.

umbill, W. R., "Estimate Engineering Properties—How and T Change Liquid Viscosity", *Chemical Engineering*, febrero de 1959, pág. 123.

3. Zanker, Adam, "Find Emulsion Viscosity Through Use of Nomograph", *Hydrocarbon Processing*, enero de 1969, pág. 178.

dad relativa

Se da una ecuación para la humedad relativa (*relative humidity*) y un breve programa BASIC para calcularla que aumenta su valor. La diferencia promedio entre los valores dados por la ecuación y los reales sólo se extiende 0.33 puntos de porcentaje y la diferencia absoluta más que se vio en las comparaciones fue de dos puntos de porcentaje.

$$10 \left(\frac{P_w - P_m}{P_d} \right) \quad (1)$$

$$10 K_d (1 - T_c/T_d) \quad (2)$$

$$10 K_w (1 - T_c/T_w) \quad (3)$$

$$0.00367 \left[1 + \left(\frac{t_w - 32}{1571} \right) \right] \quad (4)$$

$$P_b (t_d - t_w)$$

donde K_d y K_w son funciones de las temperaturas del bulbo seco, T_d , y del bulbo húmedo, T_w .

```

10: RH CALCULATION/Consultant Apalachin, NY
20: LS:KEY OFF:SCREEN 2:SCREEN 0:COLOR
30: CLS:PRINT
40: PRINT "PERCENT RELATIVE HUMIDITY CALCULATION": "SAVE" CE-RH.BAS
50: PRINT:PRINT:DEFDBL A-Z
60: C=6567.6569#*25.4#:TC=1165.608#:KF=459.67#
70: PRINT"[1] Introduzca la temp. del bulbo seco en grados..F ";:INPUT "":TD
80: DR=TD+KF
90: PRINT"[2] Introduzca la temp. del bulbo húmedo en grados..F ";:INPUT "":TW
100: WR=TW+KF
110: PRINT "[3] Introduzca la lect. de presión barométrica en mm de Hg ";:INPUT "":BP
120: C3=0.439553#:C1=-.0034691#:C2=.0000030721#: C3=.00000000088331#

```

```

120 PDI=CI*TDR:PW1=C1*TWR:PD2=C2*TDR*
    TDR:PW2=C2*TWR*TWR
130 PD3=C3*TDR*TDR*TDR:PW3=C3*TWR*
    TWR*TWR
140 KD=C0+PDI+PD2+PD3:KW=C0+PW1+PW2+PW3
150 PD=PC*10(KD*(1#-TC/TDR)):PW=PC*10(KW*(1#-
    TC/TWR))
160 K0=.000367#:K1=1571#:K2=32#
170 PM=K0*(1#+((TW-K2)/K1))*BP*(TD-TW):
    RH=100*((PW-PM)/PD):PRINT
180 IF RH < 0 OR RH > 100 GOTO 200
190 GOTO 210
200 PRINT "Resultado sin significado para % RH. ":PRINT
210 PRINT USING " Humedad relativa, RH = ###.## %";RH
220 END

```

Nomenclatura

K Parámetro dependiente de la temperatura, adimensional; K_d = valor en T_d ; K_w = valor en T_w

P Presión del vapor de agua a cualquier temperatura T (°R), mm Hg

P_b Presión barométrica, mm Hg

P_c Presión crítica del agua, 166 818 mm Hg

P_d Presión de saturación del agua a la temperatura del bulbo seco, mm Hg

P_m Presión parcial del vapor de agua debido a la depresión de solución ($t_d - t_w$), mm Hg

P_w Presión de saturación del agua a la temperatura del bulbo húmedo, mm Hg

RH Humedad relativa, %

T_c Temperatura crítica del agua = 1165.67°R

t_d Temperatura del bulbo seco, °F

T_d Temperatura del bulbo seco, °R

t_w Temperatura del bulbo húmedo, °F

T_w Temperatura del bulbo húmedo, °R

Fuente

Pallady, P. H., "Compute Relative Humidity Quickly", *Chemical Engineering*, noviembre de 1989, pág. 255.

Tensión superficial

Para un líquido con temperatura crítica y tensión superficial a una temperatura conocida, úsese el nomograma para estimar su tensión superficial a otras temperaturas.

Para la mayor parte de los líquidos se puede estimar la tensión superficial para temperaturas que no sean las dadas en la literatura (por lo común, 15 o 20°C), usando la ecuación siguiente:

$$\sigma_2 = \sigma_1 [(T_c - T_2)/(T_c - T_1)]^{1.2}$$

en donde

σ_1 = Tensión superficial a la temperatura T_1

σ_2 = Tensión superficial a la temperatura T_2

T_c = Temperatura crítica del líquido

En la figura 1 se determina el efecto antes citado de la temperatura y es más fácil de usar que la ecuación a un nomograma propuesto por Kharbanda¹ para esta relación. Los resultados son bastante exactos, siempre y cuando las temperaturas para las cuales se consideran las tensiones superficiales no estén cercanas a la temperatura crítica del material en cuestión. Los mejores resultados se obtienen para los compuestos no polares.

Para garantizar el uso correcto del nomograma, sea σ_L la tensión superficial, en dinas/cm, para la temperatura más baja, T_L . Entonces σ_H es la tensión superficial a la temperatura más alta, T_H . Todas las temperaturas se dan en grados centígrados. El nomograma es apropiado para estimar la tensión superficial a temperaturas más altas o más bajas respecto de aquella para la cual se da la tensión superficial conocida.

Un ejemplo. Determinése la tensión superficial del benceno a 100°C. A 20°C, su tensión superficial es de 29 dinas/cm y su temperatura crítica es de 288.5°C.

En el nomograma, encuéntrase el punto en donde la recta 1 de la temperatura crítica, para $T_c = 288.5^\circ\text{C}$, se interseca con la

recta 2 de la temperatura más baja, para $T_L = 20^\circ\text{C}$. Se puede hacer una fácil interpolación al advertir que las rectas para las temperaturas críticas, T_c , convergen a un punto focal en el extremo superior de la recta de referencia y se intersecan en las mismas temperaturas en la escala para la temperatura más elevada, T_H . Del mismo modo, las rectas para las temperaturas más bajas, T_L , convergen en un punto focal en el extremo inferior de la recta de referencia y también se intersecan a las mismas temperaturas en la escala de la temperatura más elevada.

A continuación, trácese una recta 3 desde el punto de la escala de la temperatura más alta que representa $T_H = 100^\circ\text{C}$ y prolonguese, pasando por la intersección de las rectas 1 y 2 hasta hallar el punto sobre la recta de referencia. Desde ese punto de la recta de referencia, tiéndase otra recta 4 que pase por el punto que representa $\sigma_L = 29$ dinas/cm en la escala de la tensión superficial a la temperatura más baja, para hallar el punto de intersección sobre la escala de la tensión superficial a la temperatura más alta. La tensión superficial estimada a $T_H = 100^\circ\text{C}$ es $\sigma_H = 19$ dinas/cm.

La tensión superficial medida para el benceno a 100°C es 18.2 dinas/cm. De donde, el error para el valor estimado sobrepasa el 4.5% del valor medido.

LITERATURA CITADA

1. Kharbanda, O. P., *Ind. Chemist*, abril de 1995, volumen 31, pág. 187, según se cita en R. H. Perry y C. H. Chilton (editores), *Chemical Engineers' Handbook*, 5a. edición, McGraw-Hill Book Co., Nueva York, 1973, capítulo 2, pág. 241.

Fuente

Zanker, Adam, "Estimating Surface Tension Changes for Liquids", *Hydrocarbon Processing*, abril de 1980, pág. 20.

Coefficientes de difusión de gases

Bailey y Chen¹ han mejorado correlaciones anteriores con las ecuaciones siguientes:

$$DP = (186)(T/298)^{1.7} \frac{\left(\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}\right)^{0.5}}{(V_{c1}^{0.4} + V_{c2}^{0.4})^2}$$

Se ha desarrollado una ecuación para relacionar los coeficientes de difusión de dos sistemas a la misma temperatura, del modo siguiente:

$$\frac{DP_{12}}{DP_{13}} = (0.99) \left[\frac{\alpha_{12}^{1.096}}{\alpha_{13}^{1.096}} \right]^{1.02}$$

en donde:

$$\alpha = \frac{\left(\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}\right)^{0.5}}{(V_{c1}^{0.4} + V_{c2}^{0.4})^2}$$

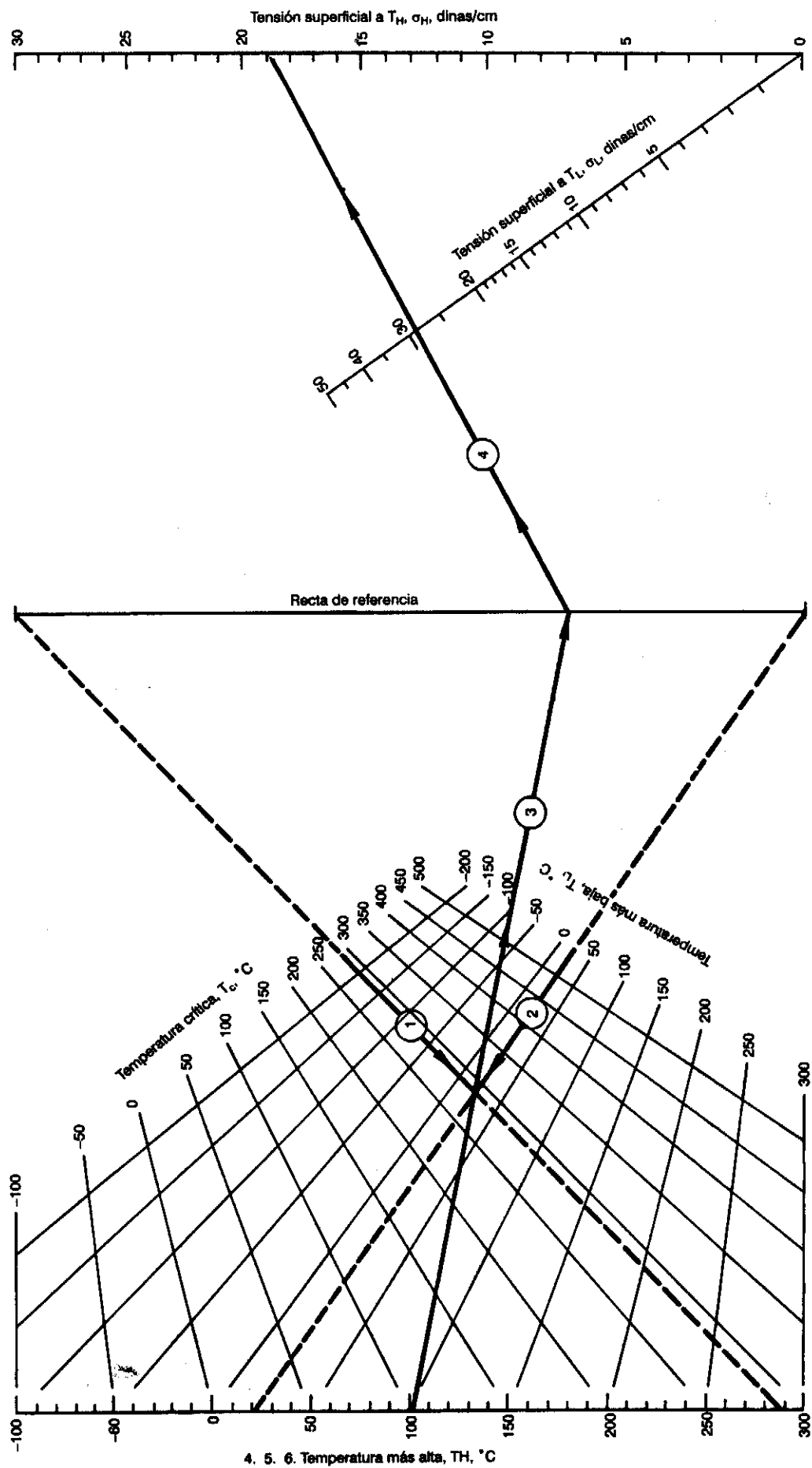


Figura 1. Este nomograma ayuda a estimar la tensión superficial de líquidos a diversas temperaturas.

Por último, se han usado datos experimentales para calcular las razones DP/DP_{298} . Si se conoce el coeficiente a 298 K, se puede predecir a cualquier temperatura por la relación:

$$DP = (0.989)(DP)_{298}(T/298)^{1.7}$$

Nomenclatura

$D_{1,2}$ = Coeficiente de difusión, componente 1 a través del componente 2, cm^2/s

M = Peso molecular

P = Presión, atm

T = Temperatura absoluta, °K

V_c = Volumen molar crítico, $\text{cm}^3/\text{g mol}$

$1,2$ = Subíndices que indican los componentes 1 y 2, respectivamente

Fuente

Bailey, R. G. y Chen, H. T., "Predicting Diffusion Coefficient In Binary Gas Systems", *Chemical Engineering*, 17 de marzo de 1975, pág. 86.

Agua e hidrocarburos

Agua en el gas natural

En la figura 1¹ se muestra el contenido de agua del gas natural dulce pobre. También se puede usar para gases que tengan tanto como 10% de CO_2 o de H_2S , o de ambos, si la presión está por debajo de 500 psia (lb/in^2 absolutas). Arriba de 500 psia, deben tenerse en cuenta los gases ácidos por medio de cálculos rápidos trifásicos¹, o bien, por métodos de aproximación.²

Hidrocarburos en el agua

Se ha desarrollado un nomograma de fácil uso para la solubilidad de los hidrocarburos líquidos en agua, a las condiciones ambiente (25°C). Se ha comprobado la exactitud del nomograma contra datos disponibles de solubilidad. Se ha comparado el comportamiento del nomograma con las predicciones dadas por dos correlaciones analíticas disponibles. El nomograma es mucho más sencillo de usar y bastante más exacto que cualquiera de los dos métodos analíticos.

Desarrollo del nomograma. Se usaron dos fuentes principales de datos para desarrollar el nomograma: McAuliffe³ y Price⁴. Los hidrocarburos se dividieron en 14 series homólogas, como se lista en la tabla 1. Entonces, se hizo una regresión a partir de las solubilidades a 25°C con los números de carbonos de los hidrocarburos, para obtener el mejor ajuste para cada serie homóloga. Una ecuación polinomial de segundo orden se ajusta muy bien a los datos:

$$-\log S = a + bC^2$$

en donde

S = Solubilidad en fracción molar

a, b = Constantes de la regresión

C = Número de carbonos del hidrocarburo

Tabla 1
Constantes de regresión y coordenadas del nomograma para las solubilidades de hidrocarburos líquidos en agua a 25°C

Series homólogas	No. de compuestos	Constantes de regresión		Coordenadas de nomograma	
		a	b	X	Y
Parafinas normales	7	3.81	0.0511	15.0	20.0
Isoparafinas; monosustituidas	8	3.91	0.0476	18.0	21.0
Isoparafinas; disustituidas	7	4.02	0.0409	23.2	25.0
Isoparafinas; trisustituidas	3	5.23	0.0186	47.1	20.0
Naftenos (no sustituidos)	4	3.45	0.0378	26.0	40.0
Naftenos; monosustituidos	4	3.48	0.0441	20.7	33.0
Naftenos; disustituidos y trisustituidos	4	4.75	0.0228	41.8	27.0
Alquenos; normales y monosustituidos	10	3.25	0.0479	18.0	34.0
Dienos	5	2.79	0.0460	19.1	43.0
Cicloalquenos	4	2.69	0.0460	19.1	46.0
Acetilenos	6	2.32	0.0469	18.9	52.0
Díenos	2	1.51	0.0391	25.0	76.0
Aromáticos; de un solo anillo, monosustituidos y disustituidos por n-parafinas	6	1.91	0.0418	23.5	66.0
Aromáticos; de un solo anillo, monosustituidos por isoparafinas	2	2.99	0.0264	37.5	62.0

En la tabla 1 se dan las constantes a y b para las diferentes series homólogas. Entonces fue construido el nomograma que se muestra en la figura 2 con la ayuda de las ecuaciones para las 14 series homólogas. En la misma tabla 1 se da la lista de l

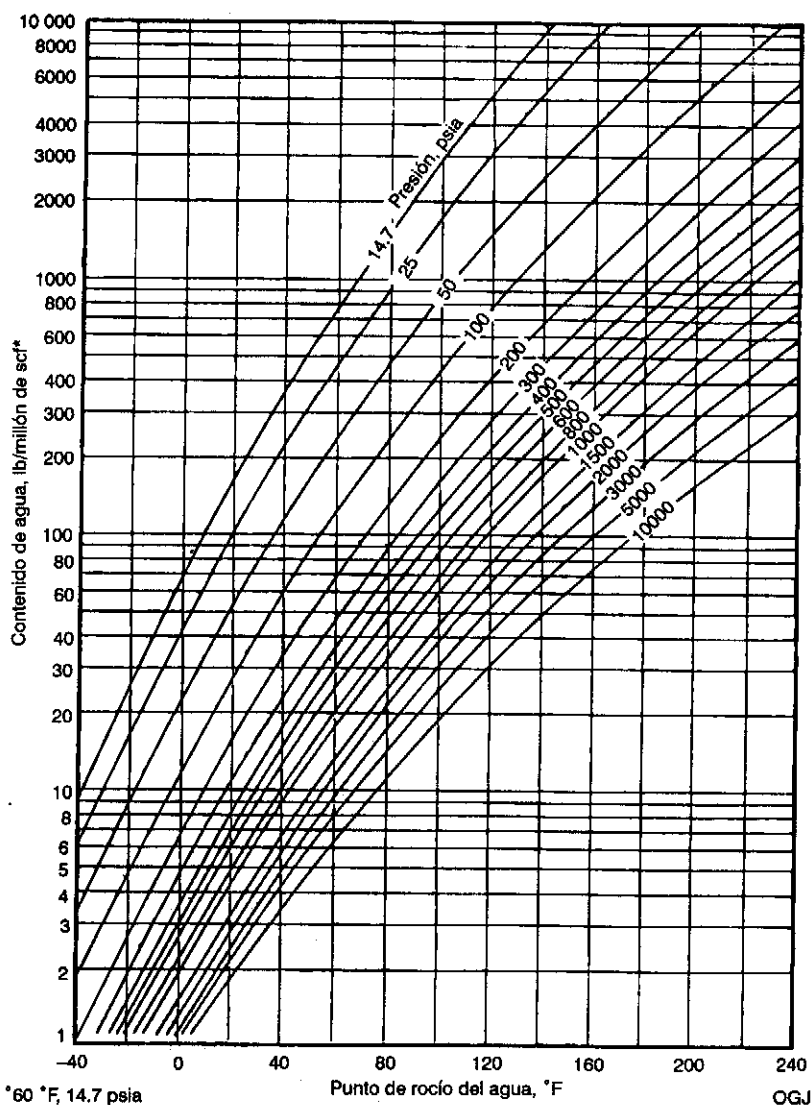


Figura 1. Contenido de agua del gas natural dulce, pobre. (scf = ft³ estándar, psia = lb/in² absolutas).

nadas X y Y para las diferentes series homólogas. El número de carbonos en el nomograma es de 4 a 10, o que el rango de la fracción molar es de 10^{-9} a 10^{-4} . No se conoce su exactitud más allá de estos rangos.

Como un ejemplo del uso del nomograma, se muestra la línea que se trazaría para determinar la solubilidad del *n*-pentano en agua a 25°C. Se han usado las coordenadas que se dan en la tabla 1 para las parafinas normales: X = 15.0, Y = 1.5. La solubilidad que se predice es de una fracción molar de 1.5×10^{-6} . El valor experimental es 1.98×10^{-6} , según lo dan McAuliffe³ y Price.⁴

Reconocimiento

Este trabajo fue revisado y mejorado gracias a la revisión hecha al *Technical Data Book—Petroleum Refining* del American Petroleum Institute. Los fon-

dos fueron proporcionados por el Refining Department del American Petroleum Institute a través de Subcommittee on Technical Data.

Literatura citada

1. Fredenslund, A., Jones, R. L. y Prausnitz, J. M., *AIChE Journal*, 21, 1086, 1975.
2. Leinonen, P. J., Mackay, D. y Phillips, C. R., *Canadian Journal of Chem. Engr.*, 19, 288, 1971.
3. McAuliffe, C., *Journal of Phys. Chem.*, 70, 1267, 1966.
4. Price, L. C., boletín de la Amer. Assoc. Petrol. Geol., 60, 213, 1976.
5. Fredenslund, A., Gmehling, J. y Rasmussen, P., *Vapor-Liquid Equilibria using UNIFAC*, Elsevier Scientific Publishing Co., 1977.

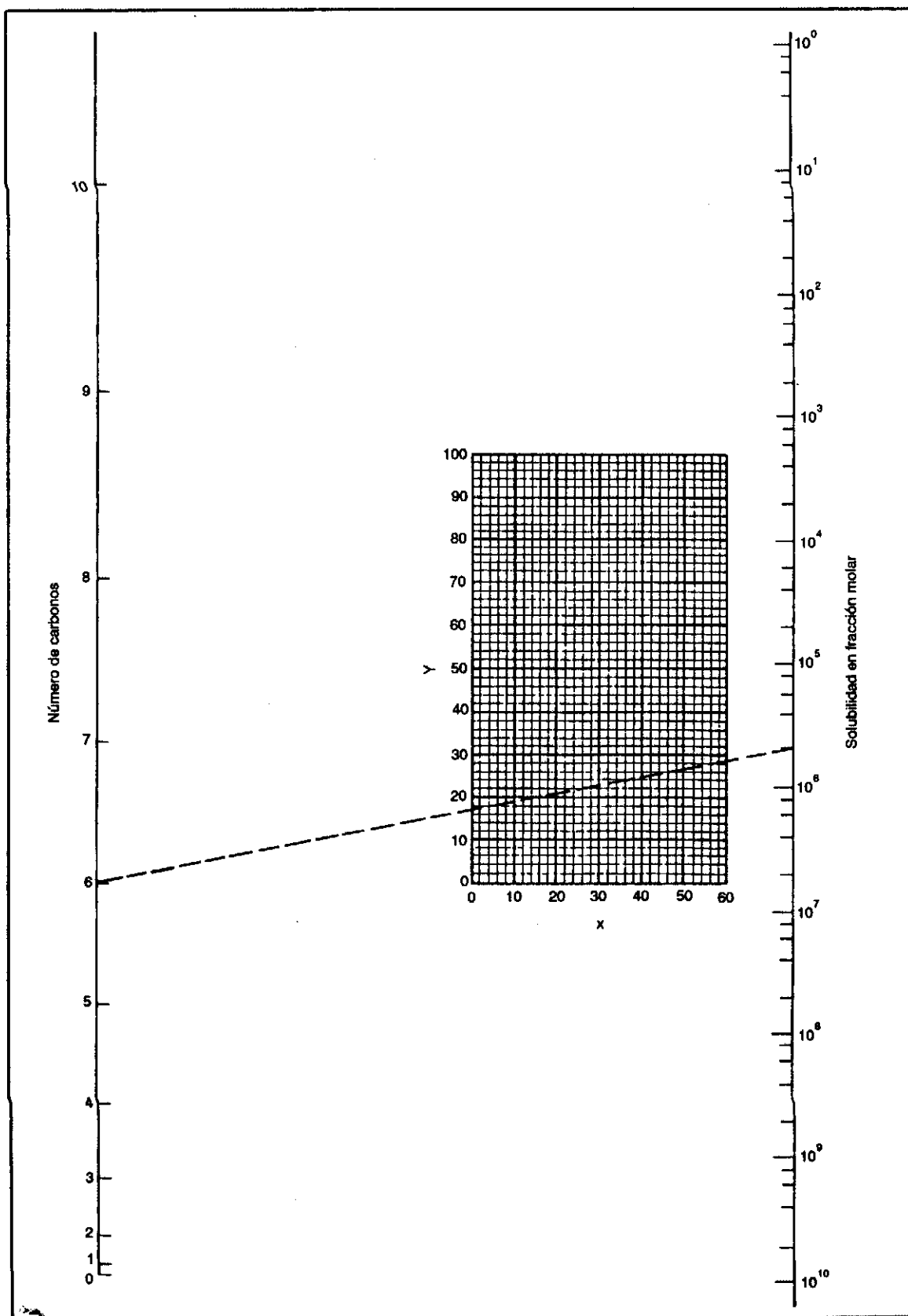


Figura 2. Nomograma para la solubilidad de los hidrocarburos líquidos en agua a 25°C.

Inyección de metanol

Con frecuencia se usa metanol para inhibir la formación de hidratos en el gas natural, de modo que se ha incluido información acerca de los efectos del metanol sobre los equilibrios de fase líquida. Shariat, Moshfeghian y Erbar⁴ han hecho uso de una ecuación de estado relativamente nueva y de extensos datos para producir resultados interesantes acerca del efecto del metanol. Sus hipótesis de partida son la composición del gas en la tabla 2, el perfil de presión/temperatura en la tubería en la tabla 3 y las concentraciones de metanol suficientes para producir una depresión de 24°F en la temperatura de formación de hidratos. Las concentraciones resultantes de metanol se dan en las tablas 4, 5 y 6. En las figuras 3 y 4 se muestran los efectos del metanol sobre la solubilidad del CO₂ en el hidrocarburo en el agua líquida.

A continuación se dan algunas conclusiones del estudio:

El agua o el agua más metanol tienen un efecto despreciable sobre la deshidratación que se predice del hidrocarburo líquido.

El metanol causa un aumento apreciable de la solubilidad del CO₂ en la fase agua (Fig. 3). Obsérvese la mayor corrosión.

En esencia, la concentración de metanol no tiene efecto sobre el contenido que se predice de agua de la fase hidrocarburo líquido. El contenido de agua (no se muestra en las tablas) fue alrededor de 0.02 % molar.

Tabla 2
Composición del gas

Componente	% molar
N ₂	2.85
C ₁	79.33
CO ₂	5.46
C ₂	4.19
C ₃	2.00
iC ₄	0.44
nC ₄	0.78
iC ₅	0.40
nC ₅	0.34
Aromáticos ligeros	0.34
C ₈ ⁺	3.87
Total	100.00

Tabla 3
Perfil presión/temperatura en la tubería*

P, psia	T, °F.
‡2000	‡150
1800	100
1600	80
1400	70
1200	60
‡1000	‡60

*separador primario opera a 150°F y 2000 psi.
‡la entrada del separador. ‡Descarga de la tubería.
la = lb/in² absolutas; psi = lb/in²

Tabla 4
Resultados basados en la evaporación instantánea de los hidrocarburos secos

P/T psia/°F	Hidrocarburos, bbl/millón scf	H ₂ O, lb/millón scf		Metanol	
				Liq. rico en agua, % en peso	Fase vapor, lb/ millón scf ²
		Líquido	Vapor		
2000/150	0	—	131.0	—	86.1
1000/100	3.36	95.0	36.0	—	—
1600/80	4.57	107.0	24.0	—	—
1400/70	5.19	114.5	16.5	—	—
1200/60	5.75	118.8	12.2	—	—
1000/60	5.59	117.8	13.2	24.75	47.03

psia = lb/in² absolutas; bbl = barril; scf = ft³ estándar

Tabla 5
Resultados basados en la evaporación instantánea de los hidrocarburos secos

P/T psia/°F	Hidrocarburos, bbl/millón scf	H ₂ O, lb/millón scf		Metanol	
				Liq. rico en agua, % en peso	Fase vapor, lb/ millón scf ²
		Líquido	Vapor		
2000/150	0	0	137.8	—	86.1
1000/100	3.36	94.5	43.3	—	—
1600/80	4.56	111.4	26.4	—	—
1400/70	5.18	116.9	20.9	—	—
1200/60	5.72	121.3	16.5	—	—
1000/60	5.58	119.7	18.1	24.75	47.03

psia = lb/in² absolutas; bbl = barril; scf = ft³ estándar

Tabla 6
Resultados basados en la evaporación instantánea de los hidrocarburos secos

P/T psia/°F	Hidrocarburos, bbl/millón scf	H ₂ O, lb/millón scf		Metanol	
				Liq. rico en agua, % en peso	Fase vapor, lb/ millón scf ²
		Líquido	Vapor		
2000/150	0	0	137.8	—	85.15
1000/100	3.36	98.8	39.0	16.22	64.43
1600/80	4.69	114.9	22.9	20.40	52.07
1400/70	5.33	120.1	17.7	22.68	45.24
1200/60	5.90	124.1	13.7	24.78	38.20
1000/60	5.74	122.8	15.0	24.77	38.56

psia = lb/in² absolutas; bbl = barril; scf = ft³ estándar

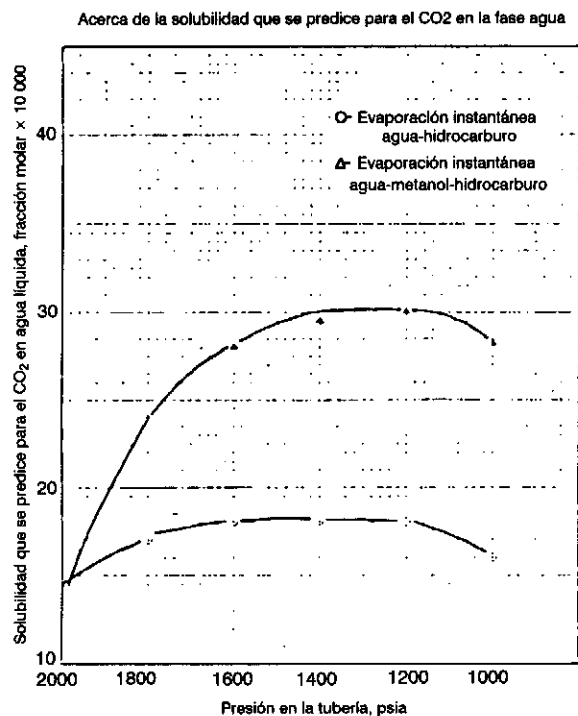


Figura 3. Efectos del metanol sobre la solubilidad que se predice para el CO₂ en la fase agua.

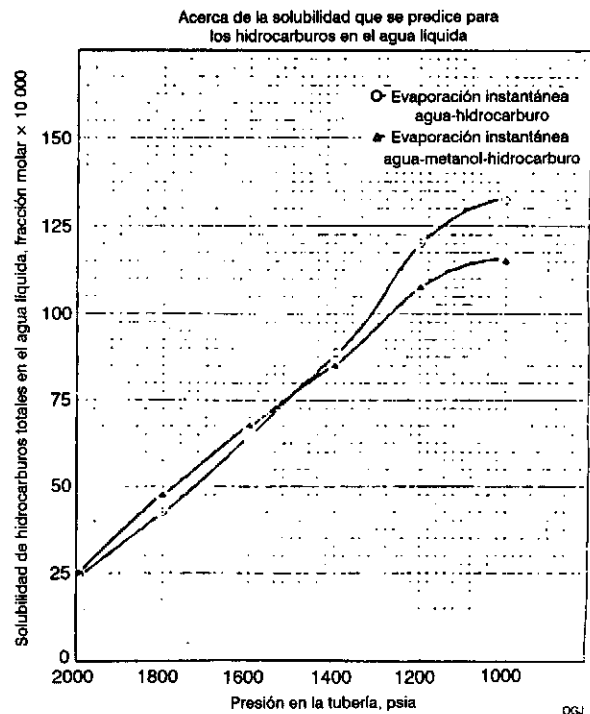


Figura 4. Efectos del metanol sobre la solubilidad que se predice para los hidrocarburos en agua líquida.

- Para este problema, el metanol no tuvo efecto práctico sobre la solubilidad de los hidrocarburos en la fase agua (Fig. 4).
- El metanol causa una reducción de 10–15% en el contenido de agua que se predice del gas en la tubería.

Fuentes

- Erbar, J. H. y Maddox, R. N., "Water-Hydrocarbon System Behavior", *Oil and Gas Journal*, 16 de marzo de 1981, pág. 75.
- GPSA Engineering Data Book*, Gas Processors Suppliers Association, 10a. edición, parte 20: Dehydration.
- Kabadi, V. N. y Danner, R. P., "Nomograph Solves Problems of Solubilities of Hydrocarbons in Water", *Hydrocarbon Processing*, mayo de 1979, pág. 245.
- Shariat, A., Moshfeghian, M. y Erbar, J. H., "Predicting Water Knockout In Gas Lines", *Oil and Gas Journal*, 19 de noviembre de 1979, pág. 126.

Temperatura de hidratación del gas natural

Este método gráfico fue desarrollado para personal de operaciones de campo. Está diseñado para gas natural amargo entre 100 y 4000 psia (lb/in² absolutas) y con hasta 50% de H₂S, o bien, gas dulce con C₃ hasta un 10%.

Ejemplo. Calcúlese la temperatura de hidratación para las condiciones siguientes:

Presión = 500 psia
H₂S = 10%

Gravedad = 0.70 (relativa al aire)
Propano = 0.5%

Éntrese a la izquierda en 500 psia, aváncese hacia la derecha hasta 10% de H₂S y bájese hasta la gravedad de 0.7. Con este procedimiento se llega hasta un punto debajo de la recta inclinada cercana a 65°F. Aváncese en sentido paralelo a esta recta y hacia abajo hasta alrededor de 65.5°F.

A continuación, hágase una corrección por el contenido de C₃. Éntrese a la pequeña gráfica de ajuste que está a la izquierda

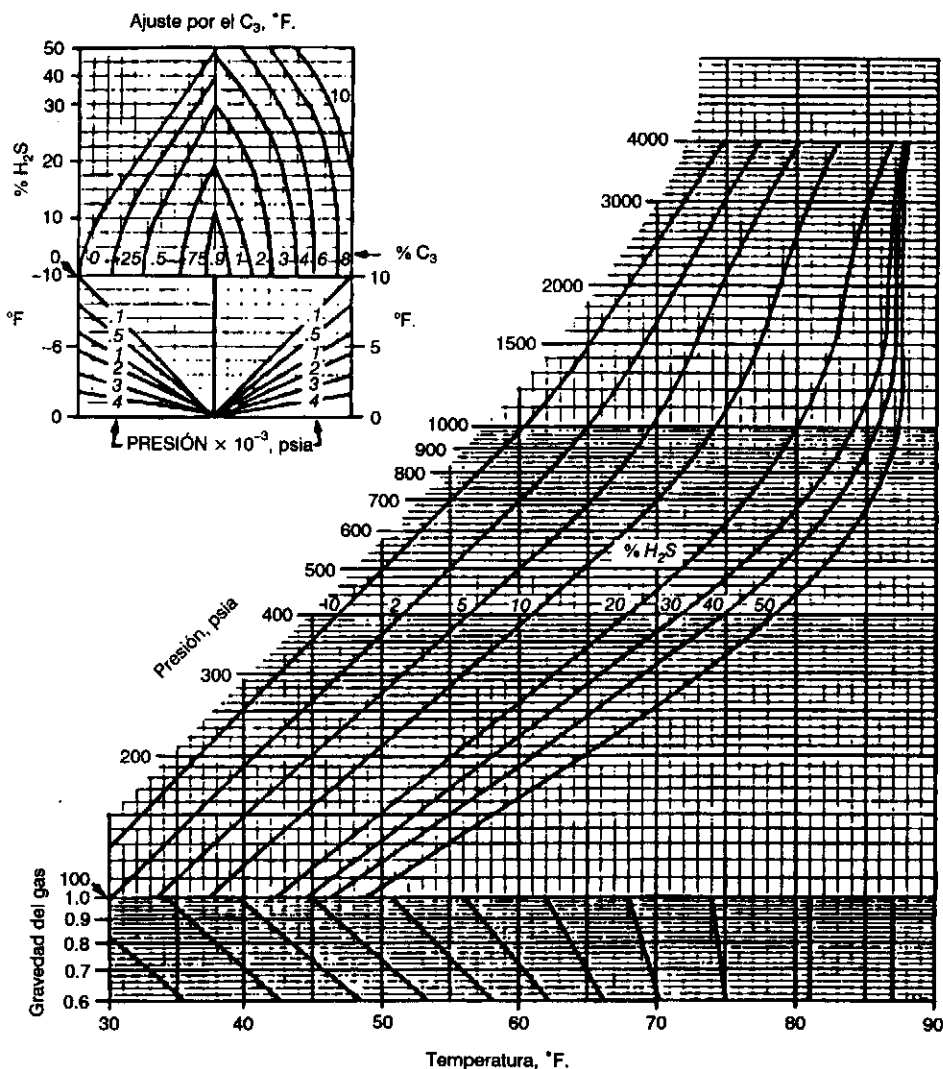


Figura 1. Gráfica imperial de hidratación unitaria para el gas natural amargo.

10% de H₂S, aváncese hacia la derecha hasta 0.5% de C₃, aváncese hacia abajo hasta 500 psia (recta 0.5). Aváncese hacia la izquierda hasta una corrección de -3.5°F. La temperatura de hidratación corregida es $65.5 - 3.5 = 62^\circ\text{F}$.

Fuente

Speight, J. C. y Wichert, E., "Chart Gives Hydrate Formation Temperature For Natural Gas", *Oil and Gas Journal*, 6 de abril de 1987, pág. 37.

Gases Inorgánicos en el petróleo

Mediante este nomograma se puede estimar la solubilidad de gases inorgánicos en líquidos del petróleo

Ahora se puede estimar la solubilidad de equilibrio de gases inorgánicos comunes en líquidos del petróleo por medio de este nomograma. La relación se basa en una correlación anterior¹ establecida por la U. S. National Aeronautics and Space Administration y el contenido de un método estándar² aprobado por la American Society of Testing and Materials.

El método se aplica a líquidos del petróleo que tienen densidades desde 0.63 hasta 0.90 gramos por mililitro a 15.5°C (aproximadamente 93 a 25° API a 60°F). Los resultados se dan en la figura 1 como partes por millón en peso para la presión parcial especificada del gas y para temperaturas especificadas en el rango de -45° a 150°C (-50° a 302°F).

Ejemplo. Un gasóleo que tiene una densidad de 0.84 gramos por mililitro (37° API) se almacena a 60°C (140°F) debajo de una capa de bióxido de carbono (CO₂) a una presión de 1 atmósfera absoluta. Para estimar la cantidad de bióxido de carbono disuelto en el gasóleo en el equilibrio, llévase a cabo los pasos siguientes:

- Paso 1. En la figura 1, encuentre la intersección de la densidad 0.84 del líquido y 60°C.
- Paso 2. Con una recta, únase el punto correspondiente al bióxido de carbono en la escala primaria con la intersección densidad-temperatura y extiéndase la recta hasta intersecarse con la recta de referencia 1.
- Paso 3. Tiéndase una recta desde el punto sobre la recta de referencia 1, pasando por el punto en la escala secundaria que corresponde al bióxido de carbono y interséquese la recta de referencia 2.
- Paso 4. Una recta entre el punto sobre la recta de referencia 2 y el punto correspondiente a 1 atmósfera absoluta en la recta de la presión se cruzará con la recta para el gas disuelto en 1500 partes por millón en peso.

Nomograma definido. En este método se supone la aplicación de la ecuación de Clausius-Clapeyron, la ley de Henry y la ley de los gases perfectos. En el método se usa el coeficiente de

Ostwald para definir la solubilidad de un gas, expresada como volumen de gas disuelto por volumen de líquido, en equilibrio y a 0°C (32°F). La densidad de referencia del líquido es de 0.85 gramos por mililitro. Estos coeficientes se dan en la tabla 1.

Para temperaturas diferentes de 0°C, la ecuación es la siguiente:

$$V = 0.300 e^{0.639 [(700 - T)/T] \ln (3.333 V_0)} \quad (1)$$

en donde

V = Coef. de Ostwald para el líquido de 0.85 y a la temp.

V₀ = Coef. de Ostwald para el líquido de 0.85 y a 0°C (273 K)

T = Temp. especificada, K

e = Base natural (2.7183)

Para una densidad del líquido del petróleo que no sea 0.85, la ecuación es la siguiente:

$$V_c = 7.70 V (0.980 - d) \quad (2)$$

en donde

V_c = Coef. de Ostwald corregido por T y d

d = Densidad del líquido a 15.5°C, g/ml

Para los efectos de la presión se usa el coeficiente de Bunsen y se calcula a partir de la ecuación de la manera siguiente:

$$B = 273 p V_c / T \quad (3)$$

en donde

B = Coef. de Bunsen

p = Presión del gas, atm abs.

Entonces la solubilidad de un gas en el líquido, con respecto al peso, se da por la ecuación del modo siguiente:

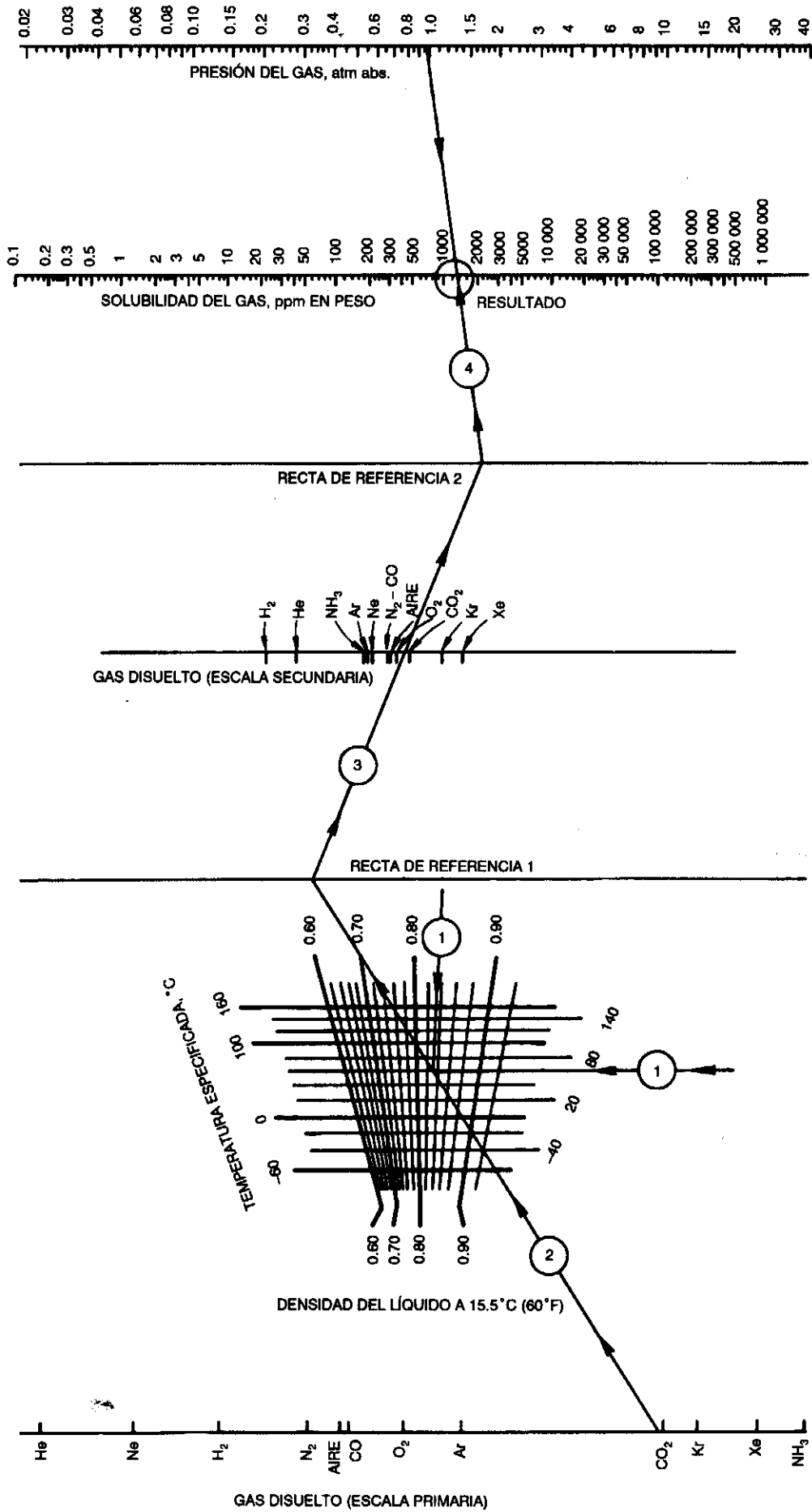


Figura 1. No se necesitan las propiedades físicas de los gases para hallar con este nomograma su solubilidad en los líquidos del petróleo.

Tabla 1
Coeficiente de Ostwald, V_o , para 0°C

He	Ne	H ₂	N ₂	Aire	CO	O ₂	Ar	CO ₂	Kr	Xe	NH ₃
0.010	0.021	0.039	0.075	0.095	0.10	0.15	0.23	1.0	1.3	2.0	2.8

$$G = \left(\frac{BM_g}{0.0224} \right) \left\{ d \left[1 - 0.000595 \left(\frac{T - 288.6}{d^{1.21}} \right) \right] \right\}^{-1} \quad (4)$$

en donde

G = Solubilidad del gas en el líquido, ppm en peso
 M_g = Peso molecular del gas

Se supone que la presión de vapor del líquido del petróleo es menor del 10% de la presión total. Para una presión de vapor más elevada, la corrección es como se indica enseguida:

$$G' = [(P - p_v)/P]G \quad (5)$$

en donde

P = Presión total del sistema
 p_v = Presión de vapor del líquido

En el nomograma se combinan todas estas correcciones excepto la correspondiente a las presiones de vapor más elevadas del líquido. Las propiedades físicas de cada uno de los gases inorgánicos están incorporadas en las escalas primaria y secundaria que identifican el gas disuelto.

Literatura citada

1. *NASA Technical Note 3276*, National Aeronautics and Space Administration (con anterioridad, National Advisory Committee on Aeronautics), 1956.
2. *ASTM Standard D 2779-69* (vuelta a aprobar en 1974), *1974 Annual Book of ASTM Standards*, parte 24, págs. 679-682.

Fuente

Zanker, Adam, "Inorganic Gases in Petroleum", *Hydrocarbon Processing*, mayo de 1977, pág. 255.

Densidad de la espuma

Zanker¹ da este método para los platos de las columnas de destilación y de absorción, la cual se afirma que concuerda bien con los datos publicados:

$$d_F = d_L [1 - 0.46 \log(f/0.0073)]$$

en donde

$f = u[d_v/(d_L - d_v)]^{0.5}$
 d_F = Densidad de la espuma, lb/ft³

d_L = Densidad del líquido, lb/ft³
 d_v = Densidad del vapor, lb/ft³
 u = Velocidad superficial del vapor, ft/s

Fuente

Zanker, Adam, "Quick Calculation for Foam Density", *Chemical Engineering*, 17 de febrero de 1975.

etro equivalente

artículo de Zanker¹, que enseguida se reimprime, da una a para estimar el elusivo diámetro equivalente de los s.

Estimación de diámetros equivalentes de sólidos

liámetro de una partícula es una variable primaria importante para muchos cálculos de la ingeniería química, incluyendo sedimentación, el flujo de pastas aguadas, los lechos fluidizados, los reactores empacados y las torres empacadas de absorción. Por desgracia, esta dimensión suele ser difícil o imposible de medir, porque las partículas son pequeñas o muy numerosas. Como consecuencia, los ingenieros químicos se han familiarizado con la noción de "diámetro equivalente" de una partícula, el cual es el diámetro de una esfera que tenga un volumen igual al de esa partícula.

El diámetro equivalente se puede calcular a partir de las dimensiones de partículas regulares, como cubos, pirámides,

cilindros, conos, etcétera. Para las partículas irregulares, el diámetro equivalente se determina de la manera más conveniente a partir de datos como el volumen libre fraccionario y la superficie o área específica de la partícula en un lecho de partículas de ese tipo, según se encuentran experimentalmente a partir de mediciones con las que se determina el volumen de la partícula como un fluido desplazado.

Estos dos nomogramas proporcionan un medio conveniente para estimar el diámetro equivalente de casi cualquier tipo de partícula: en la figura 1, de partículas regulares a partir de sus dimensiones, y en la figura 2, de partículas irregulares a partir del volumen libre fraccionario, la superficie específica y la forma.

Asimismo, en los casos en donde las dimensiones de una partícula regular varían en todo un lecho de partículas de ese tipo, o bien, no se conocen, pero en donde se pueden medir o calcular el volumen libre fraccionario y la superficie específica, se puede calcular el factor de forma y determinarse el diámetro equivalente de esa partícula a partir de la figura 2.

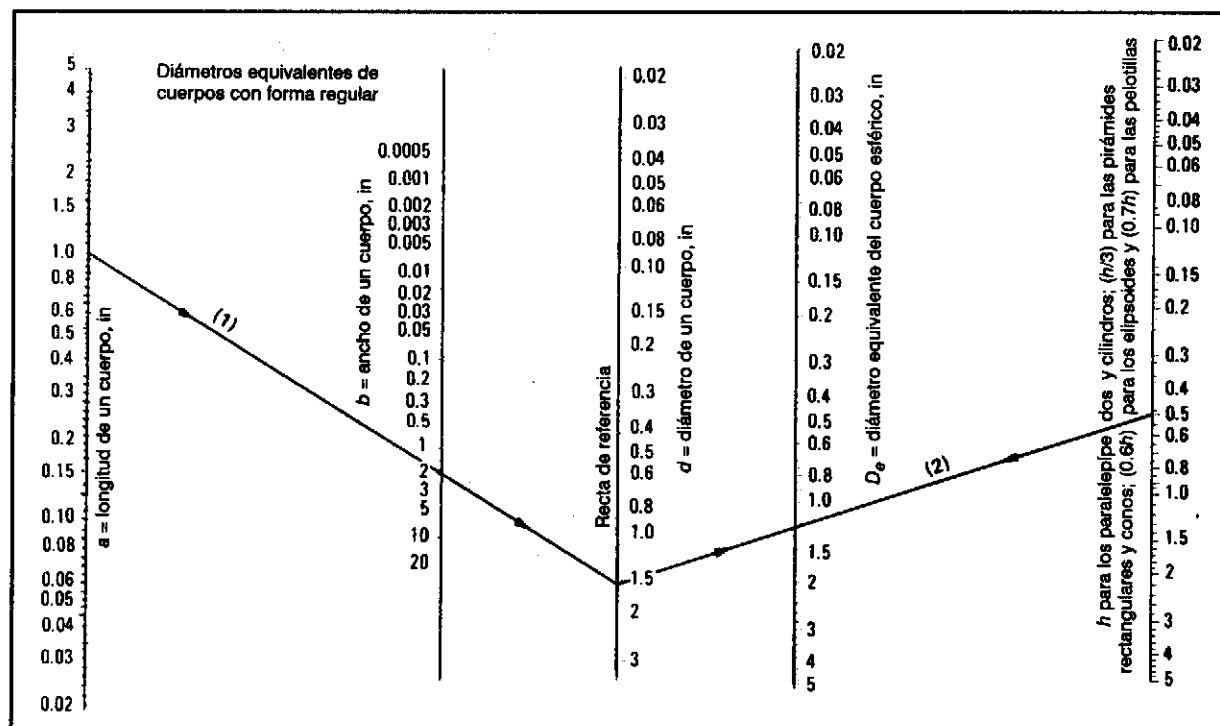


Figura 1. Diámetros equivalentes de cuerpos con forma regular.

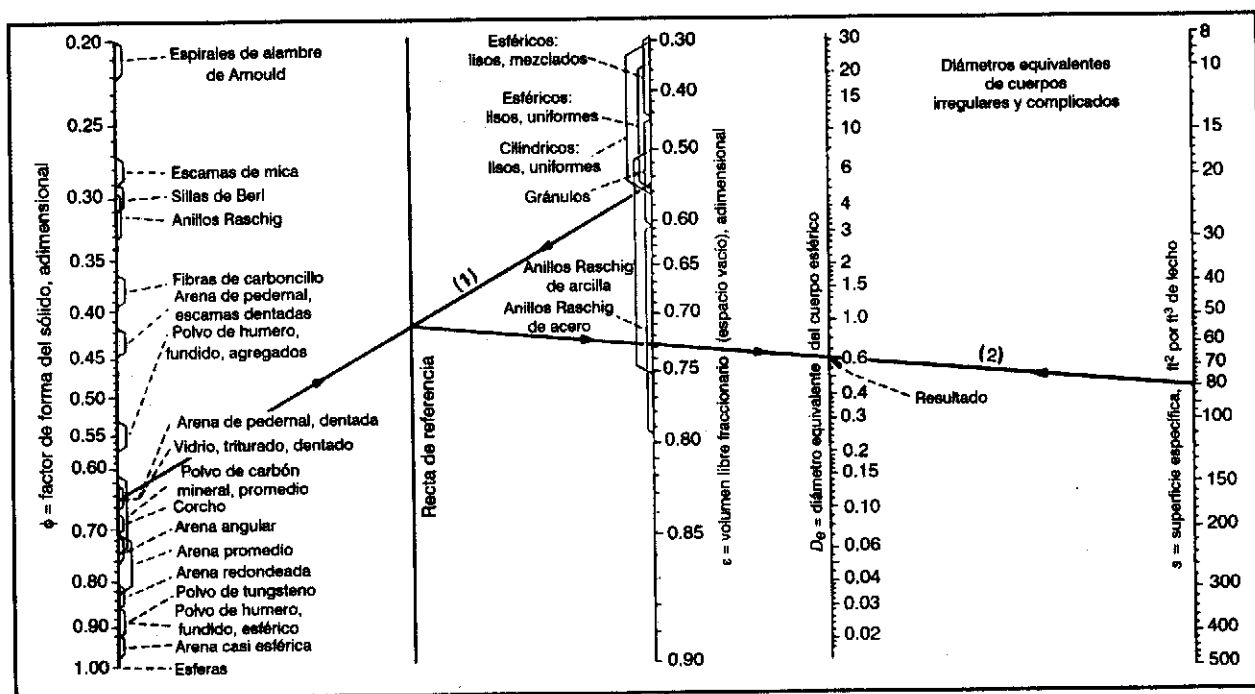


Figura 2. Diámetros equivalentes de cuerpos irregulares y complicados.

En la figura 1, el diámetro equivalente está relacionado con las formas regulares, a través de volúmenes equivalentes, mediante las fórmulas siguientes:

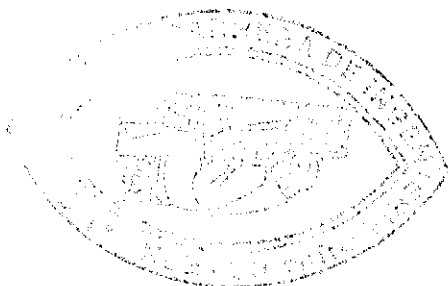
$$D_e = \sqrt[3]{6V/\pi} = \frac{6(1-\epsilon)}{\phi s}$$

Forma	Fórmula
paralelepípedo	$V = abh$
cubo	$V = a^3$
pirámide	
rectangular	$V = (ab)h/3$
cilindro	$V = h(d^2\pi/4)$
cono	$V = (d^2\pi/4)(h/3)$
pelotilla	$V \cong 0.7h(d^2\pi/4)$
elipsoide	$V \cong 0.6h(d^2\pi/4)$

en donde los términos, todos en unidades coherentes longitud, se definen como:

- V = Volumen
- a = Longitud de la arista de la base
- b = Ancho de la base medido perpendicular a a
- h = Altura medida perpendicular al plano ab
- d = Diámetro
- ϵ = Volumen libre fraccionario, adimensional
- s = Superficie específica = Superficie de la partícula por unidad de volumen del lecho
- ϕ = Factor de forma = Área de la esfera dividida entre el área de la superficie de una partícula de volumen igual

Ejemplos: ¿Cuál es el diámetro equivalente de una pirámide rectangular con lados de la base de 1 y 2 in, y una altura de 1 in? En la figura 1, alínese 1.0 (o 2.0) de la escala a con 2



le la escala b y obsérvese la intersección de esta recta la recta de referencia. Alinéese esta intersección con h/3 y léase $D_e = 1.24$ in.

¿Cuál es el diámetro equivalente de una pelotilla con un tro de 0.5 in y una longitud de 0.5 in? En la figura 1, se 0.5 de la escala d con 0.35 (0.7h) y léase $D_e = 0.51$. ¿Cuál es el diámetro equivalente de vidrio triturado ($\phi =$ con un volumen libre fraccionario de 0.55 y una superfi-

cie específica de 80? En la figura 2, alinéese $\phi = 0.65$ con $\varepsilon = 0.55$ y obsérvese la intersección sobre la recta de referencia. Alinéese ésta con $s = 80$ y léase $D_e = 0.62$.

Fuente

Zanker, Adam, "Estimating Equivalent Diameters of Solids", *Chemical Engineering*, 5 de julio de 1976, pág. 101.

eratura de autoignición

ado y Clark¹ presentan un informe acerca de las tempe- s de autoignición (TAI), difíciles de hallar al mismo o de la eliminación de discrepancias aparentes en los s de la literatura. En la tabla 1, se muestra su compila-

(el texto continúa en la página 371)

Tabla 1
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
Alifáticas de cadena recta							1.2 Parafinas con una rama						
	515	959	2	537	999	17	2-Metilpropano (isobutano)	462	864	3	460	860	20
	493	919	3	472	882	24	2-Metilbutano (isopentano)	420	788	3			
	372	702	14	450	842	20	2-Metilpentano (isohexano)	264	507	6			
	258	496	5	288	550	14	3-Metilpentano	278	532	6			
	227	441	6	243	470	20	2-Metilhexano				280	536	20
	213	415	6	225	437	20	3-Metilhexano				280	536	20
	206	403	6	204	399	14	2-Metilheptano	420	788	5			
	205	401	6				2-Metiloctano (isononano)	227	440	19	220	428	20
	201	394	6				3-Metiloctano	228	442	19	220	428	20
no (dihexilo)	203	397	5				4-Metiloctano	232	450	19	225	437	20
ano	202	396	2	200	392	20	2-Metilnonano	214	418	19	210	410	20
ano (cetano)	202	396	5				2-Metildecano				225	437	8
				227	441	8	2-Metilundecano				500	932	12
ano				230	446	8	2-Etiloctano				231	448	8
cano				232	450	8	3-Etiloctano				230	446	20
o							4-Etiloctano	237	458	19	229	445	20

de fábrica de Union Carbide Corp.



Tabla 1 (Continuación)
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
1.3 Parafinas con dos ramas							2.4 Olefinas con tres ramas						
2,2-Dimetilpropano (neopentano)	456	853	19	450	842	20	2,3,3-Trimetil-1-buteno	383	721	19			
2,2-Dimetilbutano (neohexano)	405	761	6				2,2,4-Trimetil-1-penteno	377	711	6	415	799	
2,3-Dimetilbutano	396	745	6				2,4,4-Trimetil-1-penteno	420	788	19			
2,3-Dimetilpentano	338	640	19	335	635	20	2,3,4-Trimetil-1-penteno	257	495	19	305	581	
2,3-Dimetilhexano				438	820	12	2,4,4-Trimetil-2-penteno	308	587	19	325	617	
3,3-Dimetilheptano	330	626	19	325	617	20	3,4,4-Trimetil-2-penteno	330	626	19			
2,3-Dimetiloctano	231	447	19	225	437	20	2.5 Dienos						
4,5-Dimetiloctano				290	554	8	Diciclopentadieno	505	941	22			
2-Metil-3-etilpentano				460	860	20	1,3-Butadieno (eritreno)				420	788	
2-Metil-4-etilhexano				280	536	20	Dipenteno				237	458	
3,3-Dietilpentano	290	554	2				2-Metil-1,3-butadieno (isopreno)				220	428	
4-Isopropilheptano				255	491	20	3.1 Aromáticos de un anillo						
1.4 Parafinas con tres ramas							Benceno	498	928	22			
2,2,3-Trimetilbutano	412	774	6				Tolueno	482	900	5	480	896	
2,2,4-Trimetilbutano	407	765	6				Etilbenceno	432	810	2			
2,2,3-Trimetilpentano	396	745	6				Propilbenceno	456	853	19			
2,2,4-Trimetilpentano	418	784	2	415	779	20	Isopropilbenceno (cumeno)	424	795	2			
2,3,3-Trimetilpentano	430	806	19	425	797	20	Butilbenceno	412	774	2	410	770	
2,5,5-Trimetilheptano				275	527	20	Isobutilbenceno	428	802	2			
2,4-Dimetil-3-etilpentano	390	734	19				sec-Butilbenceno	418	784	2			
1.5 Parafinas con cuatro ramas							terc-Butilbenceno	450	842	2			
2,2,3,3-Tetrametilpentano	430	806	2				1,2-Dimetilbenceno (o-xileno)	464	867	2			
2,3,3,4-Tetrametilpentano	437	818	19				1,3-Dimetilbenceno (m-xileno)	528	982	2			
2.1 Olefinas de cadena recta							1,4-Dimetilbenceno (p-xileno)	529	984	2			
Eteno (etileno)				490	914	20	1,2,3-Trimetilbenceno (hemelitol)	479	895	19			
Propeno (propileno)				455	851	13	1,2,4-Trimetilbenceno	521	970	19			
1-Buteno (butileno)	455	851	22	385	725	20	1,3,5-Trimetilbenceno (mesitileno)	559	1039	19			
2-Buteno-cis				325	617	20	1-Metil-2-etilbenceno	448	836	19	440	824	
2-Buteno-trans				325	617	20	1-Metil-3-etilbenceno	485	905	19	480	896	
1-Penteno (amileno)	298	569	19	275	527	20	1-Metil-4-etilbenceno	483	902	19	475	887	
1-Hexeno	253	487	6				1,2-Dietilbenceno	404	759	19	395	743	
2-Hexeno	245	473	6				1,3-Dietilbenceno	455	851	19	450	842	
1-Hepteno	263	505	19				1,4-Dietilbenceno	430	806	2			
1-Octeno	230	446	6				1-Metil-3,5-dietilbenceno	461	861	19			
1-Deceno	244	471	19	235	455	20	1-Metil-4-isopropilbenceno (p-cimeno)				436	817	
1-Dodeceno (dodecileno)				255	491	8	Diisopropilbenceno				449	840	
1-Tetradeceno	239	463	19	235	455	20	Estireno (vinilbenceno)				490	914	
1-Hexadeceno	240	464	19				(cinnameno)						
1-Octadeceno (octadecileno)				250	482	20	α-Metilestireno				574	1066	
2.2 Olefinas con una rama							3.2 Aromáticos de dos anillos						
2-Metil-1-propeno (isobutileno)	465	869	2				Bifenilo	566	1051	2	540	1004	
3-Metil-1-buteno	374	706	19	365	689	20	2-Metilbifenilo	502	936	19	495	923	
2-Metil-1-penteno	306	582	19	300	572	20	2-Etilbifenilo	449	840	19			
4-Metil-1-penteno	304	580	19	300	572	20	2-Propilbifenilo	452	845	19	445	833	
2-Etil-1-buteno	324	615	19	315	599	20							
2.3 Olefinas con dos ramas													
2,3-Dimetil-1-buteno	369	697	19	360	680	20							
2,3-Dimetil-2-buteno	407	764	19	401	753	20							

(la tabla conti

Tabla 1 (Continuación)
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
Bifenilo				435	815	20	1,1-Diciclohexiletano	270	518	15			
Enilo	433	811	19	430	806	20	1,2-Diciclohexiletano	237	459	15			
Etano	486	907	2	485	905	20	Hidrindano	296	565	15			
Etetano, ico	487	909	19	480	896	20	Decahidronaftaleno (decalina)	268	514	15	250	482	20
Étrico				440	824	20	Metildecalina	264	507	15			
Ilpropano	466	870	19	460	860	20	Dimetildecalina	257	495	15	235	455	20
Ilbutano	462	863	19	455	851	20	Biciclo (2,2,1) heptano	314	597	15			
o	526	979	2				Pinano	273	523	15			
ftaleno	529	984	2				4.3 Cicloparafinas de tres anillos						
aleno	481	898	19	480	896	20	1-Ciclohexildecalina	263	505	15			
onaftaleno	423	794	19	384	723	21	1,2-Ciclopentanodecalina	261	502	15			
na)							Perhidroacenafteno	275	527	15			
onaftaleno	288	521	19	250	482	20	Perhidrofluoreno	266	511	15			
na)							1,2,3,4-Diciclopentano-ciclohexano	272	522	15			
ahidronaftaleno				255	491	20	Perhidroantraceno	252	486	15			
calina				235	455	20	Perhidrofenantreno	246	475	15			
Áticos de tres anillos							Perhidrofenaleno	262	504	15			
o	540	1004	2				endo-Tetrahidrodiciclo-pentadieno	273	523	15			
Parafinas de un anillo							Adamantán	287	549	15			
ano	498	928	3	210	410	20	1,3-Dimetiladamantán	288	550	15			
utano	212	414	2				1-Etiladamantán	271	520	15			
tano	361	682	6				4.4 Cicloparafinas de cuatro y cinco anillos						
pentano	258	496	6	260	500	20	1,4,5,8-Diendometilenodecalina	284	543	15			
entano	262	504	2				1,4,5,8-Dimetileno-2,3-trimetilenodecahidro-naftaleno	232	450	15			
opentano	269	516	15				4.5 Cicloolefinas						
pentano	250	482	15				Ciclopenteno	395	743	15			
pentano	228	442	15	245	473	20	Ciclohexeno	244	471	6			
no	246	475	5				1,2,3,4-Diciclopentanoci-clohexeno	249	480	15			
hexano	258	496	6				Biciclo (2,2,1) hepteno-2	505	941	15			
exano	238	460	6				Dihidrodiciclopentadieno	495	923	15			
ohexano	248	478	15				Diclopentadieno	503	937	15			
ciclohexano	283	541	15				1,4,5,8-Diendometile-neoctahidronaftaleno	508	946	15			
hexano	246	475	15				trans, trans, cis-1,5,9-Ciclododecatrieno	243	469	15			
clohexano	274	525	15				5.1 Alcoholes de cadena recta						
ciclohexano	277	531	15				Metanol (alcohol metílico)	386	727	5	385	725	20
ciclohexano	342	648	15				Etanol (alcohol etílico)	363	685	5			
hexano	239	462	15				1-Propanol (alcohol propílico)	432	810	16			
hexano	236	457	15				2-Propanol (alcohol isopropílico)				399	750	20
ilciclohexano	304	579	15				1-Butanol (alcohol butílico)	359	678	19	343	650	21
ilciclohexano	306	583	15				2-Butanol	414	777	3	405	761	20
ilciclohexano	304	579	15				terc-Butanol	478	892	3			
etilciclohexano	315	599	15				1-Pentanol (alcohol amílico)	300	572	2			
etilciclohexano	314	597	15										
hexano				240	464	20							
ilciclohexano	275	527	15										
	306	583	15										
ilciclohexano													
lciclohexano	349	660	15										
ano	235	455	15										
Parafinas de dos anillos													
ntilo	252	486	15										
lciclopentano	255	491	15										
xilo	256	493	15										
xilmetano	244	471	15										

Tabla 1 (Continuación)
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
5.1 Alcoholes de cadena recta (continuación)							Ácido hexanoico (ácido caproico)	402	756	22	380	716	2
2-Pentanol	343	650	20	343	650	20	Ácido 2-metilpentanoico	378	712	22			
3-Pentanol	437	819	2	435	815	20	Ácido 2-etilhexanoico	377	711	22			
Decanol (alcohol decílico)				288	550	8	Ácido adípico	422	792	2	420	788	2
1-Dodecanol (alcohol laurílico)				275	527	20	Ácido isooctanoico	392	738	22			
5.2 Alcoholes de cadena ramificada							Ácido 2-etilbutírico	400	752	22			
2-Metil-1-propanol				427	800	20	Ácido esteárico				395	743	2
2-Metil-2-propanol				480	896	20	6.2 Ácidos no saturados						
2-Metil-1-butanol	385	725	22				Ácido acrílico	438	820	22			
3-Metil-1-butanol (aceite fusel)				350	662	20	Ácido oleico				363	685	2
1-Butoxietoxi-2-propanol	265	509	22				6.3 Ácidos aromáticos						
5.3 Alcoholes cíclicos							Ácido benzoico				570	1058	2
Ciclohexanol (hexalina)	300	572	2				7.1 Ésteres de formato						
o-Metilciclohexanol	296	565	2				Metilo, formato de	467	873	5	449	840	1
p-Metilciclohexanol	295	563	2				Etilo, formato de	455	851	2			
5.4 Alcoholes aromáticos							Propilo, formato de				455	851	2
Fenol				715	1319	20	Isopropilo, formato de				485	905	2
Alcohol bencílico	436	817	16				Butilo, formato de	322	612	3			
o-Cresol (ácido cresílico)				599	1110	20	Isobutilo, formato de				320	608	2
m-Cresol				599	1038	20	7.2 Ésteres de acetato						
p-Cresol				599	1038	20	Metilo, acetato de	502	935	16	454	850	2
5.5 Alcoholes dihidroxílicos							Etilo, acetato de	484	904	16	427	800	2
Tetrametilenglicol				390	734	20	Propilo, acetato de	450	842	3			
Etilenglicol	398	748	5				Isopropilo, acetato de	460	860	16			
Diethylenglicol				229	444	17	Butilo, acetato de	422	792	16	421	790	1
Trietilenglicol				371	700	20	Isobutilo, acetato de	423	793	2	421	790	2
Propilenglicol	421	790	3	371	700	20	Amilo, acetato de				360	680	2
Octilenglicol				335	635	20	Isoamilo, acetato de (aceite de plátano)	379	714	17	360	680	2
1,3-Butanodiol				395	743	20	Vinilo, acetato de				427	800	1
2,3-Butanodiol				402	756	20	Metilvinilo, acetato de	431	808	22			
1,5-Pentanodiol				335	635	20	Bencilo, acetato de	460	860	16			
2-Etil-1,3-hexanodiol	360	680	22				Ciclohexilo, acetato de				335	635	2
Tiodiglicol	298	568	22				7.3 Ésteres de propionato						
Butoxitriglicol	317	603	22				Metilo, propionato de				469	876	2
p-Dihidroxibenceno (hidroquinona)				515	959	20	Etilo, propionato de	476	889	3	440	824	2
5.6 Alcoholes trihidroxílicos							Butilo, propionato de	426	799	16			
Glicerol (glicerina)	371	700	5	370	698	20	Amilo, propionato de	378	712	2			
5.7 Alcoholes no saturados							7.4 Ésteres de butirato y de orden superior						
Alcohol alílico				378	713	20	Etilo, butirato de	463	866	3	463	865	2
6.1 Ácidos saturados							Butilo, estearato de	355	671	2			
Ácido fórmico	540	1004	22				Etilo, lactato de				400	752	2
Ácido acético	464	867	5				Butilo, lactato de				382	720	2
Ácido propiónico	475	887	22				7.5 Ésteres no saturados						
Ácido butírico	452	846	2	450	824	20	Metilo, acrilato de	468	875	22			
Ácido isobutírico	490	914	22				Etilo, acrilato de				383	721	2
Ácido pentanoico (ácido valérico)	400	752	22				Isobutilo, acrilato de	427	800	22			
Ácido isopentanoico	416	781	22				2-Etilhexilo, acrilato de				252	485	2
							Isodecilo, acrilato de	282	540	22			
							Glicidilo, acrilato de	415	779	22			

(la tabla continúa)

Tabla 1 (Continuación)
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
res aromáticos							Isobutiraldehído	261	502	22	254	490	20
nzoato de				490	914	20	Valeraldehído				222	432	21
benzoato de	481	898	2	480	896	20	2-Etilhexanal				197	387	20
alicilato de				454	850	20	3-Hidroxibutanol				250	482	20
de gaulteria)							10.2 Aldehídos no saturados						
teres							Acroleína	300	572	22	235	455	20
ftalato de				556	1032	20	(aldehído acrílico)						
ftalato de				403	757	20	Crotonaldehído	280	536	22	232	450	13
maleato de	350	662	22				(2-butenal)						
teres							2-Etilcrotonaldehído	250	482	22			
triacetato de							2-Furaldehído (furfural)				316	600	20
tina)				433	812	20	10.3 Aldehídos aromáticos						
as alifáticos							Benzaldehído				192	377	20
óxido de	457	855	22	429	804	17	(aceite de almendras)						
óxido de	464	867	22				11.1 Cetonas de cadena recta						
óxido de	439	822	22				Propanona (acetona)	467	873	5	465	869	20
óxido de				321	610	20	Butanona	404	759	22			
diofurano)							(metiletilcetona)						
bióxido de				180	356	20	2-Pentanona	452	846	22			
ano)							(metilpropilcetona)						
óxido de				344	652	20	3-Pentanona (dietilcetona)	454	846	2	450	842	20
as aromáticos							2-Hexanona				533	992	13
óxido de	538	1000	22	498	929	21	(metilbutilcetona)						
óxido de	646	1195	19	620	1148	20	2-Heptanona				533	991	20
as saturados							(metilamilcetona)						
etilico	350	662	3				2,4-Pentanodiona	340	644	2			
ilico	160	320	5				(acetilacetona)						
opilico	215	419	22				2,5-Hexanodiona				493	920	20
propilico				443	830	17	(acetoniilacetona)						
ilico	198	388	22	194	382	20	11.2 Cetonas cíclicas						
ilico	171	340	2	170	338	20	Ciclohexanona	420	788	2			
ilico	187	369	2				(cetona pimélica)						
ilico				205	401	20	11.3 Cetonas aromáticas						
ilico				215	419	20	Metilfenilcetona	571	1060	2	570	1058	20
ilico				190	374	17	(acetofenona)						
ilico				205	401	20	11.4 Cetonas de cadena ramificada						
ilico							4-Metil-2-pentanona				457	854	21
ilico							(MIBK)						
ilico				360	680	17	Diisobutilcetona				418	785	21
ilico	287	549	22	272	522	20	(isovalerona)						
ilico	255	437	22				Isobutilheptilcetona	410	770	22			
es aromáticos							12.1 Aminas						
ilfenilico (anisola)				475	887	20	Metilamina				430	806	20
ilico	618	1144	2				Dimetilamina				400	752	20
dehídos saturados							Etilamina				384	725	20
dehído	424	795	2				Dietilamina				312	594	20
dehído (etanol)	204	399	22	175	347	20	Propilamina				318	604	20
dehído	227	441	22	207	405	20	Dipropilamina	299	570	22			
dehído (butanol)	230	446	3				Isopropilamina				402	756	20
							Diisopropilamina	316	600	22			
							Butilamina				312	594	20

Tabla 1 (Continuación)
Compilación de datos de la TAI

Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica			Material	TAI más baja de la que se informa, en vaso de vidrio			TAI más baja de la que se informa, si el vaso no es de vidrio o no se especifica		
	°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.		°C	°F	Ref.	°C	°F	Ref.
terc-Butilamina				380	716	20	14.1 Anhídridos alifáticos						
Alilamina				374	705	20	Anhídrido acético				316	600	18
Ciclohexilamina				293	560	20	Anhídrido propiónico	335	635	22			
12.2 Diaminas							Anhídrido butírico				310	590	23
Propilenodiamina	416	780	22				Anhídrido isobutírico				352	665	20
12.3 Triaminas							14.2 Anhídridos aromáticos						
Dietilenotriamina				399	750	20	Anhídrido ftálico				570	1058	20
12.4 Tetraminas							20.1 Cloruros						
Trietilenotetramina				338	640	20	Metilo, cloruro de				632	1170	20
12.5 Pentaminas							Etilo, cloruro de				519	966	20
Tetraetilenopentamina	321	610	22				Propilo, cloruro de				520	968	20
12.6 Alcanolaminas							Butilo, cloruro de	250	482	14	240	464	14
Monoetanolamina	410	770	22				1-Cloropentano				260	500	20
Dietanolamina				662	1224	20	3-Cloropentano				345	653	20
Monoisopropanolamina	374	705	22				Alilo, cloruro de				485	905	20
Diisopropanolamina	374	705	22				(3-cloropropeno)						
Triisopropanolamina	320	608	22				Acetilo, cloruro de	390	734	2			
Dimetiletanolamina	295	563	22				Clorobenceno	638	1180	2			
Dietiletanolamina	320	608	22				Bencilo, cloruro de	585	1085	2			
2-Aminoetiletanolamina				368	695	20	2-Cloroetanol				425	797	20
n-Acetiletanolamina				460	860	20	(etilenclorohidrina)						
12.7 Aminas aromáticas							20.2 Dicloruros						
Anilina (fenilamina)				615	1139	20	Diclorometano				662	1224	17
o-Toluidina				482	900	20	1,2-Dicloroetano	438	820	14	413	775	17
p-Toluidina				482	900	20	1,2-Dicloropropano				557	1035	17
Fenildimetilamina				371	700	20	1,2-Diclorobutano				275	527	20
Fenildietilamina				630	1166	20	Dicloroetileno				460	860	20
Difenilamina	634	1173	2				o-Diclorobenceno				648	1198	20
2-Bifenilamina	452	846	2				20.3 Tricloruros y cloruros de orden superior						
13.1 Cellosolve* de éteres del glicol							1,1,1-Tricloroetano	486	907	14	458	856	14
Cellosolve de metilo (2-metoxietanol)				285	545	20	Hexaclorobutadieno	618	1144	19	610	1130	20
Cellosolve de etilo (2-etoxietanol)				235	455	20	Hexaclorodifenilóxido	628	1163	19	620	1148	20
Cellosolve de butilo (2-butoxietanol)				244	472	17	20.4 Bromuros						
Cellosolve de hexilo (2-hexoxietanol)	280	536	22				Metilo, bromuro de				537	999	20
13.2 Carbitol* de éteres del glicol							Etilo, bromuro de				511	952	17
Carbitol de butilo (butoxidietilenglicol)				228	442	17	Propilo, bromuro de				490	914	20
Carbitol de dietilo (dietoxidietilenglicol)	205	401	22				Butilo, bromuro de	265	509	2			
Carbitol de dibutilo (dibutoxidietilenglicol)	310	590	22				Alilo, bromuro de (3-bromopropeno)				295	563	20
							Bromobenceno	566	1051	2	565	1049	20
							1,1,2,2-Tetrabromoetano				335	635	20
							20.5 Fluoruros						
							Perfluorodimetilciclohexano	651	1204	19			
							Tricloroetileno	420	788	14	416	781	14

*Marca de fábrica de la Union Carbide Corp.

(continuación del texto de la página 365)

Fuente

ado, C. J. y Clark, S. W., "Autoignition Temperatures of Organic Chemicals", *Chemical Engineering*, 4 de septiembre de 1972, pág. 75.

Energía libre de Gibbs de formación

Encuéntrense con mayor rapidez las reacciones favorables

En un artículo reciente¹ se informa de ecuaciones para ayudar a calcular el calor de reacción para reacciones propuestas de productos químicos orgánicos. En ese artículo se dieron las ecuaciones de entalpía para 700 compuestos orgánicos importantes.

Ahora se dan las ecuaciones para identificar si las reacciones son termodinámicamente favorables. En el método se aplica la energía libre de Gibbs de formación para los reactivos y los productos. La ecuación para cualquiera de los 700 compuestos orgánicos importantes se da como coeficientes de temperaturas. Entonces, se puede probar la reacción a diversos niveles de temperatura, más allá de las condiciones de 298 K impuestas por muchas otras tabulaciones de datos. También se incluyen los datos para el agua y el cloruro de hidrógeno.

(el texto continúa en la página 379)

Tabla 1
Energía libre de Gibbs para la formación de gas, $\Delta G_f = A + BT + CT^2$

FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f 298K	
1	CCL4	CARBONO, TETRACLORURO DE	-100.838	1.4561E-01	-8.6766E-06	-58.24	46	C2H2CL2	CIS-1,2-DI-CLOROETENO	-3.264	7.5010E-02	5.9732E-06
2	CCL3F	TRICLORO-FLUOROMETANO	-284.764	1.3487E-01	-5.3707E-06	-245.18	47	C2H2CL2	TRANS-1,2-DI-CLOROETENO	-0.772	7.4474E-02	5.8258E-06
3	CCL2F2	DICLORODI-FLUOROMETANO	-481.826	1.4482E-01	4.3398E-06	-438.06	48	C2H2CL4	1,1,2,2-TETRA-CLOROETANO	-153.859	2.2902E-01	-5.6905E-07
4	CCLF3	CLOROTRI-FLUOROMETANO	-694.327	1.3545E-01	6.8525E-07	-653.96	49	C2H2F2	1,1-DIFLUORO-ETENO	-337.271	7.8515E-02	7.9741E-06
5	CF4	CARBONO, TETRAFLUORURO DE	-933.816	1.5206E-01	6.7334E-08	-888.43	50	C2H2F2	CIS-1,2-DIFLUORO-ETENO	-322.591	7.4587E-02	9.0983E-06
6	CO	CARBONO, MONÓXIDO DE	-109.885	-9.2218E-02	1.4547E-06	-137.28	51	C2H2F2	TRANS-1,2-DIFLUOROETENO	-322.543	7.5116E-02	6.3671E-06
7	CO2	CARBONO, BIÓXIDO DE	-393.360	-3.8212E-03	1.3322E-06	-394.38	52	G2H2O	CETENO	-60.986	2.0204E-04	6.7880E-06
8	COS	CARBONILO, SULFURO DE	-136.376	-1.0575E-01	2.5182E-05	-165.64	53	C2H3BR	BROMOETILENO	61.115	5.6200E-02	8.6699E-06
9	CS2	CARBONO, DISULFURO DE	121.242	-1.9750E-01	5.0587E-05	66.90	54	C2H3CL	CLOROETENO	31.557	3.2864E-02	1.8788E-05
10	CHCL3	CLOROFORMO	-101.846	1.1137E-01	8.6302E-07	-68.53	55	C2H3CL3	1,1,2-TRICLORO-ETANO	-139.616	2.0630E-01	5.9155E-06
11	CHCL2F	DICLORO-FLUOROMETANO	-283.827	01.0295E-01	3.0690E-06	-252.81	56	C2H3CLO	ACETILO, CLORURO DE	-244.471	1.2418E-01	1.2494E-05
12	CHCLF2	CLORODI-FLUOROMETANO	-482.201	01.0483E-01	4.2461E-06	-450.47	57	C2H3F	FLUOROETENO	-139.376	4.3674E-02	1.3378E-05
13	CHF3	TRIFLUORO-METANO	-698.169	01.1528E-01	7.1054E-06	-663.08	58	C2H3F3	1,1,1-TRIFLUORO-ETANO	-746.790	2.2487E-01	9.9950E-06
14	CH13	TRIYODOMETANO	116.349	01.0932E-01	-2.3734E-06	177.95	59	C2H3N	ACETONITRILLO	87.546	5.6339E-02	1.3233E-05
15	CHNS	ÁCIDO ISOTIOCIÁNICO	129.895	-6.6463E-02	3.1215E-05	112.88	60	C2H4	ETILENO	51.752	4.9338E-02	1.7284E-05
16	CH2CL2	DICLORO-METANO	-95.965	8.8060E-02	8.5438E-06	-68.87	61	C2H4BR2	1,2-DIBROMOETANO	-72.860	1.9515E-01	3.5902E-06
17	CH2CLF	CLOROFLUORO-METANO	-262.549	08.3336E-02	1.0838E-05	-236.64	62	C2H4CL2	1,1-DICLOROETANO	-131.060	1.9006E-01	1.2939E-05
18	CH2F2	DIFLUORO METANO	-453.610	9.0621 E-02	1.2721 E-05	-425.35	63	C2H4CL2	1,2-DICLOROETANO	-130.549	1.8562E-01	1.3775E-05
19	CH212	DIYODOMETANO	53.345	9.2134E-02	3.1467E-06	101.09	64	C2H4F2	1,1-DIFLUOROETANO	-494.858	1.9101E-01	1.6948E-05
20	CH20	FORMALDEHÍDO	-115.972	1.6630E-02	1.1381E-05	-109.91	65	C2H412	1,2-DIYODOETANO	0.000	1.9267E-01	5.9773E-06
21	CH202	ÁCIDO FÓRMICO	-379.192	9.1431 E-02	9.5249E-06	-351.00	66	C2H4O	ETILENO, ÓXIDO DE	-53.838	1.3045E-01	1.8741E-05
22	CH3BR	BROMOMETANO	-55.241	8.0199E-02	1.1207E-05	-28.16	67	C2H4O	ACETALDEHÍDO	-167.052	1.0714E-01	1.8665E-05
23	CH3CL	CLOROMETANO	-86.903	7.5722E-02	1.4823E-05	-62.89	68	C2H4O2	ÁCIDO ACÉTICO	-435.963	1.9346E-01	1.6362E-05
24	CH3F	FLUOROMETANO	-234.475	7.6613E-02	1.6807E-05	-209.99	69	C2H4O2	METILO,FORMATO DE	-350.914	1.7474E-01	1.6322E-05
25	CH31	YODOMETANO	-20.627	8.3254E-02	8.0701E-06	15.65	70	C2H4O6	ÁCIDO TIOACÉTICO	-178.878	6.9466E-02	4.6167E-05
26	CH3NO2	NITROMETANO	-76.173	2.2738E-01	1.4355E-05	-6.95	71	C2H4S	TIACICLOPROPANO	85.451	2.2403E-02	5.2946E-05
27	CH3NO2	METILO, NITRITO DE	-66.840	2.2023E-01	9.2945E-06	1.00	72	C2H5BR	BROMOETANO	-83.274	1.7808E-01	1.4544E-05
28	CH3NO3	METILO, NITRATO DE	-122.358	3.0626E-01	8.2197E-06	-30.17	73	C2H5CL	CLOROETANO	-112.949	1.7104E-01	1.9992E-05
29	CH4	METANO	-75.262	7.5925E-02	1.8700E-05	-50.84	74	C2H5F	FLUOROETANO	-262.745	1.7117E-01	2.2082E-05
30	CH40	METANOL	-201.860	1.2542E-01	2.0345E-05	-162.51	75	C2H51	YODOETANO	-45.122	1.8148E-01	1.1291E-05
31	CH4S	METANOTIOL	-19.483	1.6198E-02	5.2738E-05	-9.92	76	C2H5N	ETILONIMINO	121.662	1.8205E-01	2.0521E-05
32	CH5N	METILAMINA	-24.115	1.8179E-01	2.2182E-05	32.26	77	C2H5NO2	NITROETANO	-103.424	3.2377E-01	1.9797E-05
33	C2CL4	TETRA-CLOROETENO	-12.176	1.1919E-01	-7.6720E-06	22.64	78	C2H5NO3	ETILO, NITRATO DE	-156.474	3.9637E-01	1.3852E-05
34	C2CL6	HEXACLOROETANO	-142.168	2.9190E-01	-1.8349E-05	-58.82	79	C2H6	ETANO	-85.787	1.6858E-01	2.6853E-05
35	C2CL3F3	112TRICLORO-TRIFLUOROETANO	-696.127	2.7082E-01	-1.6970E-05	-617.14	80	C2H6O	ÉTER METÍLICO	-185.267	2.3378E-01	2.7075E-05
36	C2CL2F4	12DICLORO-TETRAFLUOROETANO	-888.420	2.8167E-01	-1.2046E-05	-806.42	81	C2H6O	ALCOHOL ETÍLICO	-236.102	2.1904E-01	2.5859E-05
37	C2CLF5	CLOROPENTA-FLUOROETANO	-1108.395	2.8235E-01	-6.2604E-06	-1025.08	82	C2H6O2	ETILENGLICOL	-390.502	2.8378E-01	1.4492E-05
38	C2F4	TETRAFLUOROETENO	-658.653	1.1 776E-01	-1.8295E-06	-623.71	83	G2H6S	METILO, SULFURO DE	-33.596	1.1704E-01	6.2933E-05
39	C2F6	HEXAFLUORETANO	-1344.410	2.9411 E-01	-7.6769E-06	-1257.38	84	C2H6S	ETANOTIOL	-42.415	1.0784E-01	6.1979E-05
40	C2N2	CIANÓGENO	309.375	-3.9443E-02	-4.0226E-06	297.19	85	C2H6S2	METILO, DISULFURO DE	-18.556	8.6388E-02	8.3731E-05
41	C2HCL3	TRICLOROETENO	-9.886	8.7331 E-02	-1.0392E-06	16.07	86	C2H7N	ETILAMINA	-47.732	2.7622E-01	2.8832E-05
42	C2HCL5	PENTACLOROETANO	-143.234	2.5953E-01	-9.0227E-06	-66.65	87	C2H7N	DIMETILAMINA	-20.837	2.8875E-01	2.7736E-05
43	C2HF3	TRIFLUOROETENO	-491.035	8.7927E-02	3.6243E-06	-484.47	88	C3H3N	ACRILONITRILLO	184.585	3.2496E-02	1.0680E-05
44	C2H2	ACETILENO (ETINO)	227.187	-8.1675E-02	4.3960E-06	209.20	89	C3H4	ALENO (PROPADIENO)	191.839	3.0752E-02	1.4194E-05
45	C2H2CL2	1,1-DICLOROETENO	1.994	7.6745E-02	5.2089E-06	25.40	90	C3H4	PROPINO (METIL-ACETILENO)	185.351	2.5730E-02	1.4771E-05
							91	C3H4O2	ÁCIDO ACRÍLICO	-337.271	1.6672E-01	1.5209E-05
							92	C3H5BR	3-BROMO-1-PROPENO	30.623	1.5305E-01	1.3603E-05
							93	C3H5CL	3-CLORO-1-PROPENO	-1.565	1.4516E-01	1.9444E-05
							94	C3H5CL3	1,2,3-TRICLORO-PROPANO	-187.124	2.9501E-01	1.3833E-05
							95	C3H51	3-YODO-1-PROPENO	60.299	1.8149E-01	8.7329E-06
							96	C3H5N	PROPIONITRILLO	49.759	1.4902E-01	2.0199E-05
							97	C3H6	PROPENO	19.412	1.3685E-01	2.5749E-05

MULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_p^A 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_p^A 298K	
C3H6	CICLOPROPANO	51.843	1.6873E-01	2.4958E-05	104.39	154	C4H8O2	ETILO, ACETATO DE	-444.940	3.8444E-01	2.9614E-05	-327.40
C3H6BR2	1,2-DIBROMO-PROPANO	-108.362	2.8677E-01	1.0766E-05	-17.66	155	C4H8S	TIACICLO-PENTANO	-29.540	2.2983E-01	7.8684E-05	46.02
C3H6CL2	1,2-DICLORO-PROPANO	-167.410	2.7636E-01	1.9161E-05	-83.09	156	C4H9BR	1-BROMOBUTANO	-129.464	3.7286E-01	2.3816E-05	-12.89
C3H6CL2	1,3-DICLORO-PROPANO	-162.984	2.6293E-01	2.0030E-05	-82.59	157	C4H9BR	2-BROMOBUTANO	-142.489	3.7386E-01	2.1226E-05	-25.77
C3H6CL2	2,2-DICLORO-PROPANO	-177.370	3.0654E-01	1.3973E-05	-84.56	158	C4H9BR	2-BROMO-2-METILPROPANO	-155.863	4.1286E-01	1.6443E-05	-28.16
C3H6I2	1,2-DIYODO-PROPANO	-33.335	2.8808E-01	7.3960E-06	74.52	159	C4H9CL	1-CLOROBUTANO	-149.464	3.6039E-01	3.2740E-05	-38.79
C3H6O	PROPILENO, ÓXIDO DE	-94.384	2.2200E-01	2.4413E-05	-25.77	160	C4H9CL	2-CLOROBUTANO	-163.844	3.5979E-01	3.1321E-05	-53.47
C3H6O	ALCOHOL ALÍLICO	-133.300	2.0021E-01	2.4167E-05	-71.25	161	C4H9CL	1-CLORO-2-METILPROPANO	-161.758	3.6555E-01	3.1330E-05	-49.86
C3H6O	PROPIONALDEHÍDO	-193.326	2.0318E-01	2.3446E-05	-130.46	162	C4H9CL	2-CLORO-2-METILPROPANO	-185.492	3.9793E-01	2.7814E-05	-64.10
C3H6O	ACETONA	-218.777	2.1177E-01	2.8619E-05	-153.05	163	C4H9I	2-YODO-2-METILPROPANO	-113.912	4.1708E-01	1.1495E-06	23.64
C3H6S	TIACICLOBUTANO	64.908	1.2220E-01	6.8322E-05	107.49	164	C4H9N	METILPROPANO	-6.977	3.9482E-01	3.9541E-05	114.68
C3H7BR	1-BROMOPROPANO	-108.651	2.7327E-01	1.9373E-05	-22.47	165	C4H9NO2	PIRROLIDINA	-147.096	5.1673E-01	3.1532E-05	10.13
C3H7BR	2-BROMOPROPANO	-117.884	2.8906E-01	1.7035E-05	-27.24	166	C4H9NO2	2-NITROBUTANO	-166.954	5.2869E-01	3.0809E-05	-6.23
C3H7CL	1-CLOROPROPANO	-131.804	2.6332E-01	2.6786E-05	-50.87	167	C4H10	BUTANO	-128.375	3.6047E-01	3.8256E-05	-17.15
C3H7CL	2-CLOROPROPANO	-148.229	2.7943E-01	2.4248E-05	-62.51	168	C4H10	2-METIL-PROPANO (ISOBUTANO)	-136.800	3.7641E-01	3.7497E-05	-20.88
C3H7F	1-FLUOROPROPANO	-282.862	2.6789E-01	2.8109E-05	-200.29	169	C4H10O	ÉTER ETÍLICO	-254.382	4.3005E-01	3.8901E-05	-122.34
C3H7F	2-FLUOROPROPANO	-290.498	2.8041E-01	2.7211E-05	-204.22	170	C4H10O	ÉTER METIL-PROPÍLICO	-239.994	4.2359E-01	3.8666E-05	-109.91
C3H7I	1-YODOPROPANO	-69.399	2.8216E-01	1.4073E-05	27.95	171	C4H10O	ÉTER METIL-ISOPROPÍLICO	-254.443	4.3538E-01	3.8072E-05	-120.88
C3H7I	2-YODOPROPANO	-80.618	2.9402E-01	1.3004E-05	20.08	172	C4H10O	ALCOHOL BUTÍLICO	-276.720	4.0989E-01	3.9100E-05	-150.67
C3H7NO2	1-NITROPROPANO	-127.329	4.1957E-01	2.5482E-05	0.33	173	C4H10O	ALCOHOL	-294.630	4.1501E-01	3.6367E-05	-167.32
C3H7-NO2	2-NITROPROPANO	-142.923	4.2813E-01	2.4633E-05	-12.80	174	C4H10O	SEC-BUTÍLICO	-328.304	4.4891E-01	3.4424E-05	-191.04
C3H7NO3	PROPILO, NITRATO DE	-177.035	4.9531E-01	1.9599E-05	-27.32	175	C4H10O	ALCOHOL TERC-BUTÍLICO	-78.870	2.9895E-01	8.3578E-05	17.78
C3H7NO3	ISOPROPILO, NITRATO DE	-194.076	5.0799E-01	1.8793E-05	-40.67	176	C4H10S	ETILO, SULFURO DE	-85.853	3.0788E-01	8.3375E-05	13.43
C3H8	PROPANO	-105.603	2.6475E-01	3.2500E-05	-23.47	177	C4H10S	ISOPROPILMETILO SULFURO DE	-77.076	2.9483E-01	8.4110E-05	18.41
C3H8O	ÉTER	-218.142	3.2628E-01	3.2734E-05	-117.65	178	C4H10S	METILPROPILO, SULFURO DE	-83.578	2.9249E-01	8.2267E-05	11.05
C3H8O	ETILMETÍLICO	-259.317	3.1232E-01	3.3063E-05	-162.97	179	C4H10S	1-BUTANOTIOL	-91.727	3.0122E-01	8.1363E-05	5.40
C3H8O	ALCOHOL PROPÍLICO	-274.808	3.2915E-01	2.9243E-05	-173.59	180	C4H10S	2-BUTANOTIOL	-92.734	3.0510E-01	8.1489E-05	5.56
C3H8S	ETILMETILO, SULFURO DE	-55.315	2.0160E-01	7.3815E-05	11.42	181	C4H10S	2-METIL-1-PROPANOTIOL	-105.410	3.3262E-01	7.7086E-05	0.71
C3H8S	1-PROPANOTIOL	-63.596	1.9853E-01	7.3301E-05	2.18	182	C4H10S2	2-METIL-2-PROPANOTIOL	-68.436	3.2620E-01	1.0156E-04	22.26
C3H8S	2-PROPANOTIOL	-72.286	2.1257E-01	7.0456E-05	-2.55	183	C4H11N	ETILO, DISULFURO DE BUTILAMINA	-94.792	4.7000E-01	3.9129E-05	49.20
C3H9N	PROPILAMINA	-74.693	3.7313E-01	3.2676E-05	39.79	184	C4H11N	SEC-BUTILAMINA	-107.194	4.8307E-01	3.8180E-05	40.83
C3I49N	TRIMETILAMINA	-26.507	4.0989E-01	3.2215E-05	98.91	185	C4H11N	TERC-BUTILAMINA	-123.074	4.9817E-01	3.4076E-05	28.87
C4F8	OCTAFLUORO-CICLOBUTANO	-1530.065	4.4414E-01	-1.3877E-05	-1398.84	186	C4H11N	DIETILAMINA	-75.362	4.8136E-01	3.9617E-05	72.09
C4H2	BUTADIENO (BIACETILENO)	473.689	-9.9296E-02	-6.6000E-07	443.96	187	C5H5N	PIRIDINA	138.330	1.6730E-01	2.0124E-05	190.20
C4H4	1BUTENSINO (VINILACETILENO)	304.509	1.1570E-03	1.1754E-05	305.98	188	C5H6S	2-METILTIOFENO	87.227	1.0101E-01	6.1872E-05	122.93
C4H4O	FURANO	-35.958	1.1791E-01	1.7007E-05	0.88	189	C5H6S	3-METILTIOFENO	86.422	9.9888E-02	6.2512E-05	121.84
C4H4S	TIOFENO	118.623	1.2478E-02	4.9100E-05	126.78	190	C5H8	1,2-PENTADIENO	144.351	2.1311E-01	2.5804E-05	210.41
C4H6	1,2-BUTADIENO	161.456	1.1686E-01	2.2211E-05	198.45	191	C5H8	1,3-PENTADIENO, CIS	76.492	2.2798E-01	2.9198E-05	145.77
C4H6	1,3-BUTADIENO	109.172	1.3296E-01	1.9003E-05	150.87	192	C5H8	TRANS	76.388	2.2756E-01	2.5564E-05	146.73
C4H6	1-BUTINO (ETIL-ACETILENO)	164.525	1.1892E-01	2.1726E-05	202.09	193	C5H8	1,4-PENTADIENO	104.148	2.1318E-01	2.5815E-05	170.25
C4H6	2-BUTINO (DIMETILACETILENO)	145.727	1.2497E-01	2.5636E-05	185.43	194	C5H8	2,3-PENTADIENO	137.273	2.2032E-01	3.0252E-05	205.89
C4H6	CICLOBUTENO	128.171	1.4815E-01	2.4315E-05	174.72	195	C5H8	3-METIL-1,2-BUTADIENO	128.505	2.2625E-01	2.7245E-05	198.61
C4H8O3	ANHÍDRIDO ACÉTICO	-578.076	3.3162E-01	2.5188E-05	-478.68	196	C5H8	2-METIL-1,3-BUTADIENO	74.305	2.3206E-01	2.4048E-05	145.85
C4H7N	BUTIRONITRILLO	32.613	2.4673E-01	2.5125E-05	106.66	197	C5H8	1-PENTINO	143.273	2.1581E-01	2.7158E-05	210.25
C4H7N	ISOBUTIRONITRILLO	23.812	2.5980E-01	2.4170E-05	103.60	198	C5H8	2-PENTINO	127.758	2.1215E-01	3.2628E-05	194.18
C4H8	1-BUTENO	-1.692	2.3442E-01	3.1682E-05	71.30	199	C5H8	3-METIL-1-BUTINO	135.083	2.2757E-01	2.8485E-05	205.52
C4H8	2-BUTENO, CIS	-8.619	2.3793E-01	3.6144E-05	65.86	200	C5H8	CICLOPENTENO	30.597	2.5815E-01	3.8996E-05	110.79
C4H8	2-BUTENO TRANS	-12.497	2.4252E-01	3.2484E-05	62.97	201	C5H8	ESPIROPENTANO	162.924	2.6684E-01	2.9124E-05	265.31
C4H8	2-METILPROPENO	-18.295	2.4609E-01	3.0860E-05	58.07	202	C5H10	1-PENTENO	-22.938	3.3006E-01	3.7449E-05	79.12
C4H8	CICLOBUTANO	24.216	2.7677E-01	3.3570E-05	110.04	203	C5H10	2-PENTENO, CIS	-30.293	3.2915E-01	4.0930E-05	71.84
C4H8BR2	1,2-DIBROMO-BUTANO	-135.879	3.9161E-01	1.8038E-05	-13.14	204	C5H10	2-PENTENO, TRANS	-33.667	3.3463E-01	3.9095E-05	69.91
C4H8BR2	2,3-DIBROMO-BUTANO	-139.240	4.0686E-01	1.5194E-05	-11.92	205	C5H10	2-METIL-1-BUTENO	-38.406	3.3676E-01	3.6799E-05	65.61
C4H8I2	1,2-DIYODOBUTANO	-58.978	3.9654E-01	1.1910E-05	82.09	206	C5H10	3-METIL-1-BUTENO	-30.771	3.4337E-01	3.2419E-05	74.77
C4H8O	BUTIRALDEHÍDO	-206.702	2.9868E-01	2.9382E-05	-114.77	207	C5H10	2-METIL-2-BUTENO	-44.552	3.3614E-01	4.0662E-05	58.66
C4H8O	2-BUTANONA	-239.887	3.0451E-01	3.0949E-05	-148.06	208	C5H10	CICLOPENTANO	-80.496	3.8452E-01	4.5171E-05	38.62
C4H8O2	P-DIOXANO	-318.550	4.5161E-01	3.0870E-05	-180.79	209	C5H10-	2,3-DIBROMO-2-METILBUTANO	-177.701	5.2964E-01	1.6349E-05	-13.35
C4H8I2	1,2-DIYODOBUTANO	-58.978	3.9654E-01	1.1910E-05	82.09	BR2	2-METILBUTANO					
C4H8O	BUTIRALDEHÍDO	-206.702	2.9868E-01	2.9382E-05	-114.77	210	C5H10O	VALERALDEHÍDO	-229.987	3.9852E-01	3.5518E-05	-108.28
C4H8O	2-BUTANONA	-239.887	3.0451E-01	3.0949E-05	-148.06	211	C5H10O	2-PENTANONA	-260.842	4.0289E-01	3.7677E-05	-137.07
C4H8O2	P-DIOXANO	-318.550	4.5161E-01	3.0870E-05	-180.79	212	C5H10S	TIACICLOHEXANO	-59.519	3.5205E-01	8.4273E-05	53.05

FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K		
213	C5H10S	CICLOPENTANOTIOL	-43.019	3.0720E-01	9.3808E-05	57.03	269	C6H12	CICLOHEXANO	-127.917	5.2032E-01	4.4706E-05	31
214	C5H11BR	1-BROMOPENTANO	-152.750	4.7242E-01	2.7996E-05	-5.73	270	C6H12	METILCICLO-PENTANO	-110.437	4.7401E-01	4.9123E-05	35
215	C5H11CL	1-CLOROPENTANO	-177.625	4.5745E-01	3.8765E-05	-37.40	271	C6H12O	CICLOHEXANOL	-299.464	5.9552E-01	3.9211E-05	-117
216	C5H11CL	1-CLORO-3-METILBUTANO	-183.095	4.5557E-01	3.6144E-05	-43.68	272	C6H12O	HEXANAL	-251.064	4.9255E-01	4.1576E-05	-100
217	C5H11CL	2-CLORO-2-METILBUTANO	-205.548	4.8810E-01	3.5442E-05	-56.48	273	C6H12S	TIACICLO-HEPTANO	-58.172	4.4956E-01	9.0710E-05	84
218	C5H12	PENTANO	-149.141	4.5748E-01	4.4417E-05	-8.37	274	C6H14	HEXANO	-170.447	5.5417E-01	5.0303E-05	-0
219	C5H12	2-METILBUTANO (ISOPENTANO)	-157.445	4.6399E-01	4.3411E-05	-14.81	275	C6H14	2-METIL-PENTANO	-177.675	5.6303E-01	4.8313E-05	-5
220	C5H12	2,2-DIMETIL-PROPANO	-169.088	5.0284E-01	3.9605E-05	-15.23	276	C6H14	3-METIL-PENTANO	-174.861	5.6271E-01	5.0351E-05	-2
221	C5H12O	ÉTER METIL-TERC-BUTÍLICO	-296.013	5.5806E-01	4.2094E-05	-125.44	277	C6H14	2,2-DIMETIL-BUTANO	-189.225	5.8649E-01	4.7623E-05	-9
222	C5H12O	ALCOHOL PENTÍLICO	-305.155	5.0637E-01	4.5232E-05	-149.75	278	C6H14	2,3-DIMETIL-BUTANO	-181.310	5.7783E-01	4.9722E-05	-4
223	C5H12O	ALCOHOL TERC-PENTÍLICO	-332.312	5.4443E-01	4.2371E-05	-165.77	279	C6H14O	ÉTER PROPÍLICO	-296.085	6.2222E-01	5.0914E-05	-105
224	C5H12S	BUTILMETILO, SULFURO DE	-97.062	3.8661E-01	9.3888E-05	26.65	280	C6H14O	ÉTER ISOPROPÍLICO	-322.050	6.5458E-01	5.0837E-05	-121
225	C5H12S	ETILPROPILO, SULFURO DE	-99.575	3.8453E-01	9.4240E-05	23.56	281	C6H14O	ALCOHOL HEXÍLICO	-322.918	6.0346E-01	5.1175E-05	-137
226	C5H12S	2-METIL-2-BUTANOTIOL	-122.516	4.1515E-01	8.8234E-05	9.20	282	C6H14S	BUTILETIL, SULFURO DE	-119.839	4.7788E-01	1.0404E-04	32
227	C5H12S	1-PENTANOTIOL	-103.448	3.8392E-01	9.2649E-05	19.37	283	C6H14S	ISOPROPILO, SULFURO DE	-136.423	5.1958E-01	9.5795E-05	27
228	C6CL8	HEXACLORO-BENCENO	-34.385	2.6934E-01	-1.8686E-05	44.18	284	C6H14S	METILPENTILO, SULFURO DE	-117.395	4.8025E-01	1.0343E-04	35
229	C6F6	HEXAFLUORO-BENCENO	-957.239	2.6465E-01	-1.1629E-05	-879.39	285	C6H14S	PROPILO, SULFURO DE	-119.954	4.8210E-01	1.0475E-04	33
230	C6H4CL2	O-DICLORO-BENCENO	28.788	1.7721E-01	1.0481E-05	82.68	286	C6H14S	1-HEXANOTIOL	-123.627	4.7685E-01	1.0281E-04	27
231	C6H4CL2	M-DICLORO-BENCENO	25.238	1.7541E-01	1.0191E-05	78.58	287	C6H14S2	PROPILO, DISULFURO DE	-110.285	4.5705E-01	1.2224E-04	36
232	C6H4CL2	P-DICLORO-BENCENO	21.845	1.8209E-01	1.0115E-05	77.15	288	C6H15N	TRITILAMINA	-103.700	7.0072E-01	5.1024E-05	110
233	C6H4F2	M-DIFLUORO-BENCENO	-311.294	1.7786E-01	1.2420E-05	-257.02	289	C7H5F3	A.A.A.-TRIFLUORO-TOLUENO	-602.334	3.0018E-01	1.5014E-05	-511
234	C6H4F2	O-DIFLUORO-BENCENO	-295.933	1.7694E-01	1.1637E-05	-242.00	290	C7H5N	BENZONITRIL	217.638	1.3974E-01	1.5912E-05	260
235	C6H4F2	P-DIFLUORO-BENCENO	-308.558	1.8283E-01	1.2013E-05	-252.84	291	C7H6O2	ÁCIDO BENZOICO	-292.081	2.6249E-01	3.5028E-05	-210
236	C6H5BR	BROMOBENCENO	85.584	1.6480E-01	1.3600E-05	138.53	292	C7H7F	P-FLUOROTOLUENO	-150.014	2.5689E-01	2.5593E-05	-70
237	C6H5CL	CLOROBENCENO	50.479	1.5737E-01	1.7618E-05	99.16	293	C7H8	TOLUENO	47.813	2.3831E-01	3.1916E-05	122
238	C6H5F	FLUOROBENCENO	-118.073	1.5842E-01	1.8022E-05	-69.04	294	C7H8	1,3,5-CICLOHEP-TATRIENO	179.084	2.4584E-01	2.2285E-05	255
239	C6H5I	YODOBENCENO	125.947	1.6680E-01	9.7930E-06	187.78	295	C7H8O	M-CRESOL	-134.426	3.0573E-01	2.7772E-05	-40
240	C6H6	BENCENO	81.512	1.5282E-01	2.6522E-05	129.66	296	C7H8O	O-CRESOL	-130.472	3.0478E-01	2.5844E-05	-37
241	C6H6O	FENOL	-97.896	2.1140E-01	1.9980E-05	-32.89	297	C7H8O	P-CRESOL	-127.446	3.1458E-01	2.8223E-05	-30
242	C6H6S	BENCENOTIOL	114.974	9.1284E-02	6.0204E-05	147.61	298	C7H12	1-HEPTINO	100.830	4.0998E-01	3.9550E-05	228
243	C6H7N	2-PICOLINA	98.687	2.6032E-01	2.7720E-05	177.07	299	C7H14	1-HEPTENO	-65.354	5.2430E-01	4.9439E-05	95
244	C6H7N	3-PICOLINA	103.829	2.6047E-01	2.7853E-05	184.26	300	C7H14	CICLOHEPTANO	-124.727	6.1171E-01	5.3325E-05	63
245	C6H7N	ANILINA	84.822	2.6707E-01	2.2598E-05	166.89	301	C7H14	ETILCICLOPENTANO	-131.223	5.7136E-01	5.4772E-05	44
246	C6H10	1-HEXINA	121.936	3.1308E-01	3.3426E-05	218.57	302	C7H14	1,1-DIMETIL-CICLOPENTANO	-142.804	5.9241E-01	5.2208E-05	39
247	C6H10	CICLOHEXENO	-8.701	3.7574E-01	3.5208E-05	108.86	303	C7H14	C-1,2-DIMETIL-CICLOPENTANO	-133.964	5.8514E-01	5.2430E-05	45
248	C6H10	1-METILCICLO-PENTENO	-8.313	3.5608E-01	4.3221E-05	102.13	304	C7H14	T-1,2-DIMETIL-CICLOPENTANO	-141.075	5.8436E-01	5.2465E-05	38
249	C6H10	3-METILCICLO-PENTENO	5.787	3.5193E-01	4.3095E-05	114.98	305	C7H14	C-1,3-DIMETIL-CICLOPENTANO	-140.241	5.8437E-01	5.2448E-05	39
250	C6H10	4-METILCICLO-PENTENO	11.922	3.5346E-01	4.3307E-05	121.59	306	C7H14	T-1,3-DIMETIL-CICLOPENTANO	-137.981	5.8437E-01	5.2451E-05	41
251	C6H10O	CICLOHEXANONA	-234.483	4.6963E-01	3.6411E-05	-90.75	307	C7H14	METILCICLO-HEXANO	-160.038	6.1255E-01	4.6303E-05	27
252	C6H12	1-HEXENO	-44.217	4.2734E-01	4.3352E-05	87.45	308	C7H14O	HEPTANAL	-267.231	5.8999E-01	4.7332E-05	-86
253	C6H12	2-HEXENO, CIS	-55.001	4.2475E-01	4.6828E-05	76.23	309	C7H16	HEPTANO	-191.520	6.5052E-01	5.6444E-05	7
254	C6H12	2-HEXENO, TRANS	-56.244	4.3026E-01	4.4958E-05	76.44	310	C7H16	2-METILHEXANO	-198.645	6.5837E-01	5.6475E-05	3
255	C6H12	3-HEXENO, CIS	-50.434	4.3223E-01	4.6533E-05	83.01	311	C7H16	3-METILHEXANO	-196.032	6.5427E-01	5.6454E-05	4
256	C6H12	3-HEXENO, TRANS	-56.854	4.3669E-01	4.3504E-05	77.61	312	C7H16	3-ETILPENTANO	-193.374	6.6687E-01	5.6450E-05	11
257	C6H12	2-METIL-1-PENTENO	-54.752	4.3022E-01	4.1468E-05	77.61	313	C7H16	2,2-DIMETIL-PENTANO	-209.894	6.8563E-01	5.6352E-05	0
258	C6H12	3-METIL-1-PENTENO	-47.336	4.3630E-01	3.7470E-05	86.44	314	C7H16	2,3-DIMETIL-PENTANO	-203.028	6.6456E-01	5.6286E-05	0
259	C6H12	4-METIL-1-PENTENO	-48.656	4.4313E-01	4.6863E-05	90.04	315	C7H16	2,4-DIMETIL-PENTANO	-205.762	6.8189E-01	5.6332E-05	5
260	C6H12	2-METIL-2-PENTENO	-62.375	4.3289E-01	4.6135E-05	71.21	316	C7H16	3,3-DIMETIL-PENTANO	-205.327	6.7887E-01	5.6327E-05	3
261	C6H12	3-METIL-2-PENTENO, CIS	-60.369	4.3290E-01	4.6127E-05	73.22	317	C7H16	2,2,3-TRIMETIL-BUTANO	-209.101	6.9811E-01	5.2621E-05	5
262	C6H12	3-METIL-2-PENTENO, TRANS	-61.309	4.2960E-01	4.6053E-05	71.30	318	C7H16O	ÉTER ISOPROPIL-TERC-BUTÍLICO	-361.844	7.6268E-01	5.6918E-05	-12
263	C6H12	4-METIL-2-PENTENO, CIS	-52.910	4.3887E-01	4.2824E-06	82.13	319	C7H16O	ALCOHOL HEPTÍLICO	-338.701	7.0060E-01	5.7147E-05	-12
264	C6H12	4-METIL-2-PENTENO, TRANS	-56.547	4.4368E-01	3.9806E-05	79.62	320	C7H16S	BUTILPROPILO, SULFURO DE	-140.231	5.6947E-01	1.1450E-04	3
265	C6H12	2-ETIL-1-BUTENO	-54.167	4.3620E-01	4.1384E-05	79.96	321	C7H16S	ETILPENTILO, SULFURO DE	-140.038	5.7058E-01	1.1447E-04	4
266	C6H12	2,3-DIMETIL-1-BUTENO	-57.958	4.4708E-01	3.7750E-05	79.04	322	C7H16S	HEXILMETILO, SULFURO DE	-137.588	5.7293E-01	1.1389E-04	4
267	C6H12	3,3-DIMETIL-1-BUTENO	-45.896	4.6814E-01	4.5620E-05	98.16							
268	C6H12	2,3-DIMETIL-2-BUTENO	-61.872	4.4549E-01	5.0110E-05	75.86							

IULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f^A 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f^A 298K	
C7H16S	1-HEPTANOTIOL	-143.858	5.6969E-01	1.1320E-04	36.19	377	C9H10	P-METIL-ESTIRENO	112.745	3.1472E-01	3.7119E-05	210.20
C8H6	ETILBENCENO	326.263	1.1297E-01	1.8500E-05	361.75	378	C9H12	PROPILBENCENO	4.889	4.2937E-01	4.4012E-05	137.24
C8H8	ESTIRENO	145.657	2.1917E-01	2.8490E-05	213.80	379	C9H12	CUMENO	0.983	4.4175E-01	4.3406E-05	136.98
C8H8	1,3,5,7-CICLO- OCTATETRAENO	296.084	2.3877E-01	2.6787E-05	369.91	380	C9H12	M-ETILTOLUENO	-4.705	4.2485E-01	4.5613E-05	126.44
						381	C9H12	O-ETILTOLUENO	-1.301	4.2958E-01	4.3769E-05	131.08
C8H10	ETILBENCENO	27.421	3.3327E-01	3.8542E-05	130.58	382	C9H12	P-ETILTOLUENO	-5.947	4.2950E-01	4.6751E-05	126.69
C8H10	M-XILENO	15.063	3.3452E-01	4.1387E-05	118.87	383	C9H12	1,2,3-TRIMETIL- BENCENO	-11.858	4.4140E-01	4.9389E-05	124.56
C8H10	O-XILENO	17.048	3.3940E-01	3.9428E-05	122.09							
C8H10	P-XILENO	15.763	3.3952E-01	4.2301E-05	121.13	384	C9H12	1,2,4-TRIMETIL- BENCENO	-16.358	4.3119E-01	4.8564E-05	116.94
C8H14	1-OCTINO	79.739	5.0705E-01	4.5503E-05	235.39							
C8H16	1-OCTENO	-86.500	6.2135E-01	5.5457E-05	104.22	385	C9H12	MESITILENO	-18.595	4.4166E-01	4.9679E-05	117.95
C8H16	CICLOOCTANO	-131.710	7.2244E-01	6.2236E-05	89.91	386	C9H16	1-NONINO	58.588	6.0406E-01	5.1578E-05	243.76
C8H16	PROPILCICLO- PENTANO	-152.696	6.8824E-01	6.0934E-05	52.59	387	C9H18	1-NONENO	-107.582	7.1838E-01	6.1441E-05	112.68
						388	C9H18	BUTILCICLO- PENTANO	-173.390	7.6514E-01	6.7065E-05	61.38
C8H16	ETILCICLOHEXANO	-177.580	7.0980E-01	5.1198E-05	39.25							
C8H16	1,1-DIMETIL- CICLOHEXANO	-187.269	7.2867E-01	5.1482E-05	35.23	389	C9H18	PROPILCICLO- HEXANO	-199.501	8.0874E-01	5.6178E-05	47.32
C8H16	C-1,2-DIMETIL- CICLOHEXANO	-178.140	7.1809E-01	5.1867E-05	41.21	390	C9H18	C-C-135 TRIMETIL CICLOHEXANO	-222.259	8.4009E-01	5.5762E-05	33.89
C8H16	T-1,2-DIMETIL- CICLOHEXANO	-185.997	7.2249E-01	4.9658E-05	34.48	391	C9H18	C-T-135-TRIMETIL CICLOHEXANO	-212.955	8.2810E-01	5.8630E-05	39.87
C8H16	C-1,3-DIMETIL- CICLOHEXANO	-190.817	7.2267E-01	5.1077E-05	29.83	392	C9H180	NONANAL	-314.560	7.8403E-01	5.9438E-05	-74.94
C8H16	T-1,3-DIMETIL- CICLOHEXANO	-182.416	7.1581E-01	5.2435E-05	36.32	393	C9H20	NONANO	-233.826	8.4477E-01	6.8451E-05	24.81
C8H16	C-1,4-DIMETIL- CICLOHEXANO	-182.489	7.2157E-01	5.2435E-05	37.95	394	C9H20	2-METILOCTANO	-240.805	8.5474E-01	6.6289E-05	20.59
						395	C9H20	3-METILOCTANO	-238.219	8.4955E-01	6.6998E-05	21.71
C8H16	T-1,4-DIMETIL- CICLOHEXANO	-190.646	7.2867E-01	5.0049E-05	31.71	396	C9H20	4-METILOCTANO	-238.219	8.4955E-01	6.6998E-05	21.71
						397	C9H20	3-ETILHEPTANO	-235.493	8.5556E-01	6.7981E-05	26.32
C8H160	OCTANAL	-293.423	6.8704E-01	5.3338E-05	-83.30	398	C9H20	4-ETILHEPTANO	-235.493	8.5556E-01	6.7981E-05	26.32
C8H18	OCTANO	-212.692	7.4774E-01	6.2361E-05	16.40	399	C9H20	2,2-DIMETIL-HEPTANO	-251.912	8.8046E-01	6.1573E-05	16.74
C8H18	2-METIL-HEPTANO	-219.792	7.5940E-01	6.2231E-05	12.76	400	C9H20	2,3-DIMETIL-HEPTANO	-240.580	8.6274E-01	6.7176E-05	23.30
C8H18	3-METIL-HEPTANO	-216.883	7.5284E-01	6.2428E-05	13.72	401	C9H20	2,4-DIMETIL-HEPTANO	-245.667	8.6328E-01	6.7859E-05	18.45
C8H18	4-METIL-HEPTANO	-216.353	7.5119E-01	6.2325E-05	16.74	402	C9H20	2,5-DIMETIL-HEPTANO	-245.667	8.6328E-01	6.7859E-05	18.45
C8H18	3-ETILHEXANO	-215.139	7.5633E-01	6.2330E-05	16.53	403	C9H20	2,6-DIMETIL-HEPTANO	-248.402	8.7460E-01	6.8904E-05	19.00
C8H18	2,2-DIMETIL-HEXANO	-229.039	7.8345E-01	6.2253E-05	10.71	404	C9H20	3,3-DIMETIL-HEPTANO	-246.821	8.7164E-01	6.2519E-05	19.29
C8H18	2,3-DIMETIL-HEXANO	-218.217	7.7062E-01	6.2282E-05	17.70	405	C9H20	3,4-DIMETIL-HEPTANO	-237.951	8.6040E-01	6.7955E-05	25.31
C8H18	2,4-DIMETIL-HEXANO	-223.687	7.8894E-01	6.2289E-05	11.72	406	C9H20	3,5-DIMETIL-HEPTANO	-243.061	8.6878E-01	6.8579E-05	22.18
C8H18	2,5-DIMETIL-HEXANO	-226.952	7.7568E-01	6.2197E-05	10.46	407	C9H20	4,4-DIMETIL-HEPTANO	-246.853	8.7750E-01	6.2463E-05	21.00
C8H18	3,3-DIMETIL-HEXANO	-224.411	7.7653E-01	6.2269E-05	13.26	408	C9H20	3-ETIL-2- METILHEXANO	-237.903	8.6316E-01	6.8037E-05	26.19
C8H18	3,4-DIMETIL-HEXANO	-217.260	7.6617E-01	6.2351E-05	17.32	409	C9H20	4-ETIL-2- METILHEXANO	-243.011	8.6950E-01	6.8697E-05	23.05
C8H18	3-ETIL-2- METILPENTANO	-215.532	7.7359E-01	6.2197E-05	21.25	410	C9H20	3-ETIL-3- METILHEXANO	-241.791	8.7215E-01	6.3284E-05	24.56
C8H18	3-ETIL-3- METILPENTANO	-219.251	7.8158E-01	6.2315E-05	19.92	411	C9H20	3-ETIL-4- METILHEXANO	-235.257	8.6369E-01	6.8768E-05	29.08
C8H18	2,2,3- TRIMETILPENTANO	-224.335	7.8913E-01	6.2502E-05	17.11	412	C9H20	2,2,3-TRIMETIL- HEXANO	-246.598	8.8845E-01	6.2515E-05	24.52
C8H18	2,2,4- TRIMETILPENTANO	-228.383	7.9125E-01	6.2364E-05	13.68	413	C9H20	2,2,4-TRIMETIL- HEXANO	-248.840	8.8895E-01	6.3241E-05	22.51
C8H18	2,3,3- TRIMETILPENTANO	-220.671	7.8284E-01	6.2446E-05	18.91	414	C9H20	2,2,5-TRIMETIL- HEXANO	-250.495	8.9450E-01	6.2167E-05	13.43
C8H18	2,3,4- TRIMETILPENTANO	-221.742	7.8655E-01	6.2268E-05	18.91	415	C9H20	2,3,3-TRIMETIL- HEXANO	-244.225	8.8514E-01	6.2489E-05	25.90
C8H18	2,2,3,3-TETRA- METILBUTANO	-231.148	8.3203E-01	5.0497E-05	22.01	416	C9H20	2,3,4-TRIMETIL- HEXANO	-240.368	8.7376E-01	6.8017E-05	26.90
C8H180	ÉTER BUTÍLICO	-337.796	8.1490E-01	6.4263E-05	-88.53	417	C9H20	2,3,5-TRIMETIL- HEXANO	-248.145	8.8262E-01	6.7777E-05	21.76
C8H180	ÉTER SEC-BUTÍLICO	-364.965	8.5433E-01	6.2752E-05	-104.06	418	C9H20	2,4,4-TRIMETIL- HEXANO	-246.460	8.8561E-01	6.3235E-05	23.89
C8H180	ÉTER TERC-BUTÍLICO	-369.106	8.8957E-01	6.2818E-05	-97.70							
C8H180	ALCOHOL OCTÍLICO	-361.386	7.9753E-01	6.3199E-05	-117.36							
C8H18S	BUTILO, SULFURO DE	-161.106	6.6757E-01	1.2527E-04	49.20	419	C9H20	3,3,4-TRIMETIL- HEXANO	-241.552	8.7981E-01	6.3300E-05	27.07
C8H18S	ETILHEXILO, SULFURO DE	-160.100	6.6283E-01	1.2547E-04	48.83	420	C9H20	3,3-DIETILPENTANO	-237.893	8.9338E-01	6.4028E-05	35.06
C8H18S	HEPTILMETILO, SULFURO DE	-157.568	6.6496E-01	1.2493E-04	51.92	421	C9H20	3-ETIL-2,2- DIMETILPENTANO	-243.872	8.9430E-01	6.3760E-05	29.12
C8H18S	PENTILPROPILO, SULFURO DE	-160.310	6.6161E-01	1.2550E-04	48.24	422	C9H20	3-ETIL-2,3- DIMETILPENTANO	-239.241	8.8583E-01	6.3120E-05	31.17
C8H18S	1-OCTANOTIOL	-163.961	6.6230E-01	1.2366E-04	44.64	423	C9H20	3-ETIL-2,4- DIMETILPENTANO	-240.323	8.8226E-01	6.8132E-05	29.50
C8H18S2	BUTILO, DISULFURO DE	-150.661	6.4275E-01	1.4278E-04	53.85	424	C9H20	2,2,3,3-TETRAMETIL PENTANO	-242.926	9.1022E-01	5.8406E-05	34.31
C9H10	ALFA-METIL-ESTIRENO	111.072	3.1472E-01	3.7121E-05	208.53	425	C9H20	2,2,3,4-TETRAMETIL PENTANO	-242.527	9.0198E-01	6.2433E-05	32.64
C9H10	PROPENIL- BENCENO, CIS	119.443	3.1471E-01	3.7129E-05	216.90	426	C9H20	2,2,4,4-TETRAMETIL PENTANO	-247.825	9.2587E-01	5.7635E-05	34.02
C9H10	PROPENIL- BENCENO, TRANS	115.154	3.1893E-01	3.5506E-05	213.72	427	C9H20	2,3,3,4-TETRA- METILPENTANO	-241.799	9.0451E-01	6.2351E-05	34.10
C9H10	M-METIL-ESTIRENO	113.573	3.0888E-01	3.7107E-05	209.28							
C9H10	O-METIL-ESTIRENO	116.520	3.1469E-01	3.7144E-05	213.97							

FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K		
428	C9H20O	ALCOHOL NONÍLICO	-391.755	8.9463E-01	6.9190E-05	-118.20	482	C10H22	2,2,6-TRIMETIL-HEPTANO	-280.476	9.9171E-01	6.7751E-05	21.0
429	C9H20S	BUTILPENTILO, SULFURO DE	-181.275	7.5451E-01	1.3571E-04	55.90	483	C10H22	2,3,3-TRIMETIL-HEPTANO	-265.181	9.8212E-01	6.8178E-05	34.0
430	C9H20S	ETILHEPTILO, SULFURO DE	-180.361	7.5587E-01	1.3563E-04	57.20	484	C10H22	2,3,4-TRIMETIL-HEPTANO	-261.391	9.7099E-01	7.3509E-05	35.0
431	C9H20S	HEXILPROPILO, SULFURO DE	-180.488	7.5455E-01	1.3567E-04	56.69	485	C10H22	2,3,5-TRIMETIL-HEPTANO	-266.466	9.7144E-01	7.4281E-05	30.0
432	C9H20S	METILOCTILO, SULFURO DE	-177.894	7.5828E-01	1.3475E-04	60.33	486	C10H22	2,3,6-TRIMETIL-HEPTANO	-269.149	9.7393E-01	7.3404E-05	28.0
433	C9H20S	1-NONANOTIOL	-184.234	7.5533E-01	1.3380E-04	53.01	487	C10H22	2,4,4-TRIMETIL-HEPTANO	-267.448	9.8275E-01	6.8799E-05	32.0
434	C10H8	NAFTALENO	148.988	2.4014E-01	3.0705E-05	223.59	488	C10H22	2,4,5-TRIMETIL-HEPTANO	-266.466	9.7144E-01	7.4281E-05	30.0
435	C10H8	AZULENO	277.714	2.3826E-01	3.1796E-05	351.87	489	C10H22	2,4,6-TRIMETIL-HEPTANO	-259.166	9.8025E-01	7.4100E-05	40.0
436	C10H14	BUTILBENCENO	-17.190	5.2633E-01	5.0190E-05	144.68	490	C10H22	2,5,5-TRIMETIL-HEPTANO	-275.356	9.8275E-01	6.8799E-05	24.0
437	C10H14	M-DIETIL-BENCENO	-25.143	5.2637E-01	4.9852E-05	136.69	491	C10H22	3,3,4-TRIMETIL-HEPTANO	-262.647	9.7725E-01	6.8661E-05	35.0
438	C10H14	O-DIETIL-BENCENO	-21.957	5.3091E-01	4.8193E-05	141.08	492	C10H22	3,3,5-TRIMETIL-HEPTANO	-264.902	9.7782E-01	6.9318E-05	33.0
439	C10H14	P-DIETIL-BENCENO	-25.535	5.3121E-01	5.0922E-05	137.86	493	C10H22	3,4,4-TRIMETIL-HEPTANO	-262.647	9.7725E-01	6.8661E-05	35.0
440	C10H14	1,2,3,4-TETRAMETIL BENCENO	-44.515	5.4782E-01	4.7618E-05	123.43	494	C10H22	2,3,5-TRIMETIL-HEPTANO	-259.802	9.7141E-01	7.5693E-05	38.0
441	C10H14	1,2,3,5-TETRAMETIL BENCENO	-47.443	5.4079E-01	5.0474E-05	118.74	495	C10H22	3-ISOPROPIL-2-METIL-HEXANO	-261.387	9.7967E-01	7.3499E-05	37.0
442	C10H14	1,2,4,5-TETRAMETIL BENCENO	-47.801	5.4403E-01	5.1676E-05	119.45	496	C10H22	3,3-DIETIL-HEXANO	-257.797	9.7908E-01	6.9505E-05	41.0
443	C10H18	1-DECENO	37.488	7.0119E-01	5.7516E-05	252.21	497	C10H22	3,4-DIETIL-HEXANO	-253.621	9.7301E-01	7.5062E-05	43.0
444	C10H18	DECAHIDRO-NAFTALENO, CIS	-175.788	8.5412E-01	6.9065E-05	85.81	498	C10H22	3-ETIL-2,2-DIMETILHEXANO	-264.982	9.8620E-01	6.8786E-05	35.0
445	C10H18	DECAHIDRO-NAFTALENO, TRANS	-189.001	8.5677E-01	6.9466E-05	73.43	499	C10H22	4-ETIL-2,2-DIMETILHEXANO	-267.225	9.9254E-01	6.9429E-05	35.0
446	C10H20	1-DECENO	-128.709	8.1530E-01	6.7574E-05	121.04	500	C10H22	3-ETIL-2,3-DIMETILHEXANO	-260.267	9.7727E-01	6.8648E-05	37.0
447	C10H20	1-CICLO-PENTILPENTANO	-194.532	8.6222E-01	7.3010E-05	69.79	501	C10H22	4-ETIL-2,3-DIMETILHEXANO	-258.811	9.7449E-01	7.4202E-05	39.0
448	C10H20	BUTILCICLO-HEXANO	-219.884	9.0572E-01	6.2305E-05	56.44	502	C10H22	3-ETIL-2,4-DIMETILHEXANO	-258.787	9.7149E-01	7.4304E-05	38.0
449	C10H20O	DECANAL	-335.674	8.8103E-01	6.5416E-05	-66.53	503	C10H22	4-ETIL-2,4-DIMETILHEXANO	-262.418	9.8330E-01	6.9521E-05	37.0
450	C10H22	DECANO	-255.000	9.4201E-01	7.4254E-05	33.22	504	C10H22	3-ETIL-2,5-DIMETILHEXANO	-266.527	9.7459E-01	7.4067E-05	31.0
451	C10H22	2-METILNONANO	-261.869	9.5206E-01	7.1758E-05	29.08	505	C10H22	4-ETIL-3,3-DIMETILHEXANO	-259.929	9.8334E-01	6.9567E-05	40.0
452	C10H22	3-METILNONANO	-259.232	9.4674E-01	7.2527E-05	30.21	506	C10H22	3-ETIL-3,4-DIMETILHEXANO	-257.579	9.7763E-01	6.9541E-05	40.0
453	C10H22	4-METILNONANO	-259.232	9.4674E-01	7.2527E-05	30.21	507	C10H22	2,2,3,3-TETRAMETILHEXANO	-264.021	1.0077E+00	6.3741E-05	42.0
454	C10H22	5-METILNONANO	-259.270	9.5261E-01	7.2471E-05	31.92	508	C10H22	2,2,3,4-TETRAMETILHEXANO	-259.481	9.9664E-01	6.8878E-05	44.0
455	C10H22	3-ETILOCTANO	-256.591	9.5302E-01	7.3335E-05	34.81	509	C10H22	2,2,3,5-TETRAMETILHEXANO	-275.197	9.9984E-01	6.8575E-05	29.0
456	C10H22	4-ETILOCTANO	-256.563	9.4713E-01	7.3410E-05	33.10	510	C10H22	2,2,4,4-TETRAMETILHEXANO	-263.859	1.0089E+00	6.3813E-05	43.0
457	C10H22	2,2-DIMETIL-OCTANO	-272.907	9.7753E-01	6.7222E-05	25.23	511	C10H22	2,2,4,5-TETRAMETILHEXANO	-272.355	9.9985E-01	6.8569E-05	32.0
458	C10H22	2,3-DIMETIL-OCTANO	-266.771	9.6074E-01	7.3210E-05	26.94	512	C10H22	2,2,5,5-TETRAMETILHEXANO	-291.593	1.0233E+00	6.2952E-05	19.0
459	C10H22	2,4-DIMETIL-OCTANO	-261.653	9.6011E-01	7.2592E-05	31.80	513	C10H22	2,3,3,4-TETRAMETILHEXANO	-260.022	9.9071E-01	6.8648E-05	42.0
460	C10H22	2,5-DIMETIL-OCTANO	-266.771	9.6074E-01	7.3210E-05	26.94	514	C10H22	2,3,3,5-TETRAMETILHEXANO	-264.912	9.9652E-01	6.8562E-05	38.0
461	C10H22	2,6-DIMETIL-OCTANO	-266.771	9.6074E-01	7.3210E-05	26.94	515	C10H22	2,3,4,4-TETRAMETILHEXANO	-257.185	9.9074E-01	6.8625E-05	45.0
462	C10H22	2,7-DIMETIL-OCTANO	-260.396	9.7167E-01	7.2527E-05	27.49	516	C10H22	2,3,4,5-TETRAMETILHEXANO	-263.908	9.9031E-01	7.3463E-05	38.0
463	C10H22	3,3-DIMETIL-OCTANO	-267.928	9.6911E-01	6.7859E-05	27.78	517	C10H22	3,3,4,4-TETRAMETILHEXANO	-258.982	1.0048E+00	6.4558E-05	47.0
464	C10H22	3,4-DIMETIL-OCTANO	-259.027	9.5779E-01	7.3332E-05	33.81	518	C10H22	24-DIMETIL-3-ISOPROPILPENTANO	-264.215	1.0048E+00	6.8707E-05	42.0
465	C10H22	3,5-DIMETIL-OCTANO	-264.140	9.5839E-01	7.3992E-05	28.95	519	C10H22	33-DIETIL-2-METILPENTANO	-255.118	9.9226E-01	6.9725E-05	47.0
466	C10H22	3,6-DIMETIL-OCTANO	-264.093	9.6400E-01	7.4100E-05	30.87	520	C10H22	3-ETIL-223-TRIMETILPENTANO	-268.971	1.0024E+00	6.4555E-05	46.0
467	C10H22	4,4-DIMETIL-OCTANO	-267.928	9.6911E-01	6.7859E-05	27.78							
468	C10H22	4,5-DIMETIL-OCTANO	-258.993	9.6344E-01	7.3443E-05	35.52							
469	C10H22	4-PROPIL-HEPTANO	-256.533	9.6193E-01	7.3483E-05	37.53							
470	C10H22	4-ISOPROPIL-HEPTANO	-256.743	9.6635E-01	7.3427E-05	38.66							
471	C10H22	3-ETIL-2-METILHEPTANO	-258.970	9.6045E-01	7.3515E-05	34.89							
472	C10H22	4-ETIL-2-METILHEPTANO	-264.077	9.6109E-01	7.4107E-05	29.83							
473	C10H22	5-ETIL-2-METILHEPTANO	-264.106	9.6694E-01	7.4061E-05	31.55							
474	C10H22	3-ETIL-3-METILHEPTANO	-262.888	9.6960E-01	6.8641E-05	33.05							
475	C10H22	4-ETIL-3-METILHEPTANO	-256.382	9.5829E-01	7.4126E-05	36.69							
476	C10H22	3-ETIL-5-METILHEPTANO	-261.414	9.6136E-01	7.5079E-05	32.68							
477	C10H22	3-ETIL-4-METILHEPTANO	-256.320	9.6100E-01	7.4238E-05	37.57							
478	C10H22	4-ETIL-4-METILHEPTANO	-262.888	9.6960E-01	6.8641E-05	33.05							
479	C10H22	2,2,3-TRIMETIL-HEPTANO	-267.615	9.8661E-01	6.8083E-05	33.01							
480	C10H22	2,2,4-TRIMETIL-HEPTANO	-269.875	9.8622E-01	6.8723E-05	31.00							
481	C10H22	2,2,5-TRIMETIL-HEPTANO	-277.782	9.8622E-01	6.8723E-05	23.10							

IMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f^A 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f^A 298K	
C10H22	3-ETIL-224-TRIMETILPENTANO	-259.533	1.0062E+00	6.8727E-05	47.32	565	C12H22	1-DODECINO	-4.724	8.9500E-01	6.9758E-05	268.99
C10H22	3-ETIL-234-TRIMETILPENTANO	-257.589	9.9632E-01	6.8759E-05	46.32	566	C12H24	1-DODECENO	-170.907	1.0093E+00	7.9654E-05	137.90
C10H22	22334-PEN-TAMETILPENTANO	-253.281	1.0201E+00	6.4778E-05	57.36	567	C12H24	1-CICLO-PENTIL-HEPTANO	-236.801	1.0564E+00	8.5011E-05	86.61
C10H22	22344-PEN-TAMETILPENTANO	-253.379	1.0306E+00	6.3360E-05	60.25	568	C12H24	1-CICLO-HEXIL-HEXANO	-262.182	1.1000E+00	7.4071E-05	73.26
C10H220	ALCOHOL DECÍLICO	-408.594	9.9155E-01	7.5283E-05	-105.52	569	C12H26	DODECANO	-297.182	1.1359E+00	8.6457E-05	50.04
C10H22S	BUTILHEXILO, SULFURO DE	-201.497	8.4742E-01	1.4603E-04	64.31	570	C12H26O	ALCOHOL DODECÍLICO	-449.239	1.1858E+00	8.7192E-05	-87.07
C10H22S	ETILOCTILO, SULFURO DE	-200.446	8.4814E-01	1.4635E-04	65.61	571	C12H26S	BUTILOCTILO, SULFURO DE	-241.769	1.0327E+00	1.6697E-04	81.17
C10H22S	HEPTILPROPILO, SULFURO DE	-200.752	8.4746E-01	1.4599E-04	65.06	572	C12H26S	DECILETIL, SULFURO DE	-242.383	1.0341E+00	1.6662E-04	80.92
C10H22S	METILNONILO, SULFURO DE	-198.094	8.5098E-01	1.4518E-04	68.70	573	C12H26S	HEXILO, SULFURO DE	-241.877	1.0389E+00	1.6649E-04	82.89
C10H22S	PENTILO, SULFURO DE	-201.402	8.5291E-01	1.4621E-04	66.07	574	C12H26S	METILUNDECILO, SULFURO DE	-238.536	1.0370E+00	1.6539E-04	85.52
C10H22S	1-DECANOTIOL	-204.389	8.4798E-01	1.4421E-04	61.42	575	C12H26S	NONIL-PROPILO, SULFURO DE	-241.027	1.0327E+00	1.6692E-04	81.92
C10H22S2	PENTILO, DISULFURO DE	-190.970	8.2801E-01	1.6386E-04	70.67	576	C12H26S	1-DODECANOTIOL	-244.797	1.0337E+00	1.6475E-04	78.24
C11H10	1-METILNAFTALENO	114.458	3.3490E-01	3.4180E-06	217.69	577	C12H26S2	HEXILO, DISULFURO DE	-231.339	1.0136E+00	1.8450E-04	87.49
C11H10	2-METILNAFTALENO	113.834	3.3151E-01	3.5442E-05	216.15	578	C13H14	1-PROPILNAFTALENO	71.181	5.2690E-01	4.3941E-05	232.63
C11H16	PENTILBENCENO	-38.343	6.2290E-01	5.6186E-05	152.93	579	C13H14	2-PROPILNAFTALENO	70.476	5.2339E-01	4.5280E-05	231.00
C11H16	PENTAMETIL-BENCENO	-77.647	6.5761E-01	4.9942E-05	123.34	580	C13H14	2-ETIL-3-METILNAFTALENO	62.759	5.2530E-01	4.7025E-05	224.01
C11H20	1-UNDECINO	16.390	7.9808E-01	6.3658E-05	260.62	581	C13H14	2-ETIL-6-METILNAFTALENO	58.499	5.2712E-01	4.6332E-05	220.20
C11H22	1-UNDECENO	-149.838	9.1236E-01	7.3538E-05	129.45	582	C13H14	2-ETIL-7-METILNAFTALENO	58.499	5.2712E-01	4.6332E-05	220.20
C11H22	1-CICLOPENTIL-HEXANO	-215.718	9.5953E-01	7.8827E-05	78.20	583	C13H20	1-FENIL-HEPTANO	-80.656	8.1688E-01	6.8286E-05	169.74
C11H22	PENTILCICLO-HEXANO	-241.092	1.0031E+00	6.7958E-05	64.85	584	C13H24	1-TRIDECINO	-25.829	9.9206E-01	7.5746E-05	277.44
C11H24	UNDECANO	-278.105	1.0389E+00	8.0406E-05	41.59	585	C13H26	1-TRIDECENO	-192.059	1.1064E+00	8.5626E-05	146.27
C11H24O	ALCOHOL UNDECÍLICO	-428.070	1.0886E+00	8.1234E-05	-95.44	586	C13H26	1-CICLOPENTIL-OCTANO	-257.926	1.1536E+00	9.0881E-05	95.06
C11H24S	BUTILHEPTILO, SULFURO DE	-221.656	9.4009E-01	1.5642E-04	72.72	587	C13H26	1-CICLOHEXIL-HEPTANO	-283.301	1.1970E+00	8.0042E-05	81.67
C11H24S	DECILMETILO, SULFURO DE	-218.271	9.4391E-01	1.5535E-04	77.15	588	C13H28	TRIDECANO	-318.273	1.2328E+00	9.2692E-05	56.45
C11H24S	ETILNONILO, SULFURO DE	-220.622	9.4107E-01	1.5652E-04	74.06	589	C13H28O	1-TRIDECANOL	-470.339	1.2840E+00	9.3318E-05	-78.28
C11H24S	OCTILPROPILO, SULFURO DE	-220.786	9.4013E-01	1.5638E-04	73.60	590	C13H28S	BUTILNONILO, SULFURO DE	-261.912	1.1252E+00	1.7759E-04	89.54
C11H24S	1-UNDECANOTIOL	-224.542	9.4068E-01	1.5465E-04	69.83	591	C13H28S	SULFURO DE DECILPROPILO, SULFURO DE	-261.150	1.1251E+00	1.7763E-04	90.29
C12H10	BIFENILO	179.415	3.2590E-01	3.5313E-05	280.08	592	C13H28S	DODECILMETILO, SULFURO DE	-258.629	1.1295E+00	1.7609E-04	93.97
C12H12	1-ETILNAFTALENO	93.648	4.3103E-01	3.8318E-05	225.98	593	C13H28S	ETILUNDECILO, SULFURO DE	-260.976	1.1265E+00	1.7738E-04	90.88
C12H12	2-ETILNAFTALENO	93.053	4.2755E-01	3.9627E-05	224.43	594	C13H28S	SULFURO DE	-264.946	1.1264E+00	1.7521E-04	86.65
C12H12	1,2-DIMETIL-NAFTALENO	80.611	4.4220E-01	3.8339E-05	216.23	595	C14H16	1-TRIDE-CANOTIOL	49.101	1.1264E+00	1.7521E-04	86.65
C12H12	1,3-DIMETIL-NAFTALENO	78.976	4.3981E-01	3.9571E-05	213.72	596	C14H16	1-BUTILNAFTALENO	49.101	6.2380E-01	5.0256E-05	240.08
C12H12	1,4-DIMETIL-NAFTALENO	79.522	4.4807E-01	3.8242E-05	216.90	597	C14H16	2-BUTILNAFTALENO	48.475	6.2035E-01	5.1496E-05	238.53
C12H12	1,5-DIMETIL-NAFTALENO	78.821	4.4803E-01	3.8272E-05	216.19	598	C14H22	1-FENIL-OCTANO	-101.612	9.1381E-01	7.4333E-05	178.20
C12H12	1,6-DIMETIL-NAFTALENO	79.690	4.3879E-01	3.9579E-05	214.43	599	C14H22	1,2,3,4-TETRAETIL-BENCENO	-128.011	9.3083E-01	6.4968E-05	155.94
C12H12	1,7-DIMETIL-NAFTALENO	78.976	4.3881E-01	3.9571E-05	213.72	600	C14H22	1,2,3,5-TETRAETIL-BENCENO	-127.656	9.2414E-01	6.7895E-05	154.56
C12H12	2,3-DIMETIL-NAFTALENO	81.060	4.3524E-01	4.2654E-05	215.02	601	C14H22	1,2,4,5-TETRAETIL-BENCENO	-127.872	9.2707E-01	6.9124E-05	155.35
C12H12	2,6-DIMETIL-NAFTALENO	79.922	4.3839E-01	4.0694E-05	214.64	602	C14H26	1-TETRADECINO	-46.990	1.0891E+00	8.1802E-05	285.81
C12H12	2,7-DIMETIL-NAFTALENO	79.918	4.3842E-01	4.0642E-05	214.64	603	C14H28	1-TETRADECENO	-213.140	1.2035E+00	9.1571E-05	154.77
C12H18	HEXILBENCENO	-59.463	7.1997E-01	6.2172E-05	161.34	604	C14H28	1-CICLOPENTIL-NONANO	-279.030	1.2505E+00	9.7036E-05	103.43
C12H18	1,2,3-TRITIL-BENCENO	-71.837	7.2867E-01	6.2504E-05	151.54	605	C14H28	1-CICLOHEXIL-OCTANO	-304.390	1.2940E+00	8.6187E-05	90.08
C12H18	1,2,4-TRITIL-BENCENO	-72.938	7.1000E-01	6.8084E-05	145.23	606	C14H30	TETRADECANO	-339.495	1.3301E+00	9.8399E-05	66.82
C12H18	1,3,5-TRITIL-BENCENO	-78.848	7.2900E-01	6.2716E-05	144.68	607	C14H30O	1-TETRADECANOL	-491.525	1.3812E+00	9.9188E-05	-89.87
C12H18	HEXAMETIL-BENCENO	-109.218	7.8642E-01	5.0247E-05	130.21	608	C14H30S	BUTILDECILO, SULFURO DE	-282.126	1.2181E+00	1.8779E-04	97.95
						609	C14H30S	DODECILETIL, SULFURO DE	-281.237	1.2195E+00	1.8745E-04	99.24
						610	C14H30S	HEPTILO, SULFURO DE	-282.102	1.2238E+00	1.8786E-04	99.70
						611	C14H30S	METILTRIDECILO, SULFURO DE	-278.793	1.2219E+00	1.8683E-04	102.34
								SULFURO DE PROPILUNDECILO, SULFURO DE	-281.344	1.2181E+00	1.8773E-04	98.74

FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K	FÓRMULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K
612	C14H30S 1-TETRADECANOTIOL	-285.169	1.2193E+00	1.8537E-04	95.06	655	C18H30 1-FENIL-DODECANO	-186.163	1.3021E+00	9.8370E-05	21.06
613	C14H30-S2 HEPTILO, DISULFURO DE	-271.597	1.1987E+00	2.0566E-04	104.31	656	C18H30 HEXAETIL-BENCENO	-231.018	1.3613E+00	7.6183E-05	16.06
614	C15H18 1-PENTILNAF-TALENO	27.930	7.2052E-01	5.6005E-05	248.32	657	C18H34 1-OCTADECINO	-131.478	1.4774E+00	1.0574E-04	31.06
615	C15H18 2-PENTILNAF-TALENO	27.301	7.1700E-01	5.7364E-05	246.77	658	C18H36 1-OCTADECENO	-297.655	1.5915E+00	1.1579E-04	16.06
616	C15H24 1-FENILNONANO	-122.814	1.0110E+00	8.0315E-05	186.56	659	C18H36 1-CICLOPENTIL-TRIDECANO	-363.548	1.6385E+00	1.2095E-04	13.06
617	C15H28 1-PENTADECINO	-68.040	1.1860E+00	8.7866E-05	294.26	660	C18H36 1-CICLOHEXIL-DODECANO	-388.881	1.6821E+00	1.1029E-04	12.06
618	C15H30 1-PENTADECENO	-234.403	1.3006E+00	9.7536E-05	163.05	661	C18H38 1-OCTADECANO	-423.911	1.7180E+00	1.2257E-04	10.06
619	C15H30 1-CICLOPENTILDECANO	-300.184	1.3476E+00	1.0295E-04	111.84	662	C18H38O 1-OCTADECANOL	-575.861	1.7690E+00	1.2355E-04	-3.06
620	C15H30 1-CICLOHEXIL-NONANO	-325.560	1.3912E+00	9.2165E-05	98.49	663	C18H38S BUTILTETRADECILO, SULFURO DE	-362.931	1.5895E+00	2.2894E-04	13.06
621	C15H32 PENTADECANO	-360.562	1.4269E+00	1.0458E-04	75.23	664	C18H38S ETILHEXADECILO, SULFURO DE	-361.840	1.5902E+00	2.2925E-04	13.06
622	C15H32O 1-PENTADECANOL	-512.580	1.4780E+00	1.0540E-04	-61.46	665	C18H38S HEPTADECIL-METILO, SULFURO DE	-359.398	1.5926E+00	2.2863E-04	13.06
623	C15H32S BUTILUNDECIL, SULFURO DE	-302.378	1.3111E+00	1.9792E-04	106.36	666	C18H38S NONILO, SULFURO DE	-362.874	1.5950E+00	2.2922E-04	13.06
624	C15H32S DODECILPROPILO, SULFURO DE	-301.620	1.3111E+00	1.9794E-04	107.11	667	C18H38S PENTADECIL-PROPILO, SULFURO DE	-362.194	1.5896E+00	2.2887E-04	13.06
625	C15H32S ETILTRIDECILO, SULFURO DE	-301.464	1.3125E+00	1.9758E-04	107.65	668	C18H38S 1-OCTADECANOTIOL	-365.792	1.5899E+00	2.2735E-04	12.06
626	C15H32S METIL-TETRADECIL, SULFURO DE	-298.940	1.3145E+00	1.9728E-04	110.75	669	C18H38-S2 NONILO, DISULFURO DE	-352.424	1.5702E+00	2.4668E-04	13.06
627	C15H32S 1-PENTADECANOTIOL	-305.323	1.3120E+00	1.9578E-04	103.47	670	C19H32 1-FENIL-TRIDECANO	-207.235	1.3990E+00	1.0443E-04	22.06
628	C16H26 1-FENILDECANO	-143.980	1.1082E+00	8.6141E-05	194.97	671	C19H36 1-NONADECINO	-152.616	1.5744E+00	1.1175E-04	32.06
629	C16H26 PENTAETIL-BENCENO	-181.006	1.1365E+00	7.1696E-05	164.98	672	C19H38 1-NONADECENO	-318.805	1.6887E+00	1.2163E-04	19.06
630	C16H30 1-HEXADECINO	-89.177	1.2831E+00	9.3850E-05	302.67	673	C19H38 1-CICLOPENTIL-TETRADECANO	-384.618	1.7355E+00	1.2721E-04	14.06
631	C16H32 1-HEXADECENO	-255.460	1.3976E+00	1.0363E-04	171.50	674	C19H38 1-CICLOHEXIL-TRIDECANO	-409.956	1.7791E+00	1.1633E-04	13.06
632	C16H32 1-CICLOPENTIL-UNDECANO	-321.252	1.4445E+00	1.0913E-04	120.25	675	C19H40 NONADECANO	-444.994	1.8150E+00	1.2867E-04	10.06
633	C16H32 1-CICLO-HEXILDECANO	-346.683	1.4883E+00	9.8015E-05	106.90	676	C19H40O 1-NONADECANOL	-597.017	1.8661E+00	1.2948E-04	-2.06
634	C16H34 HEXADECANO	-381.687	1.5241E+00	1.1046E-04	83.68	677	C19H40S BUTILPENTADECIL, SULFURO DE	-380.286	1.6678E+00	2.5645E-04	14.06
635	C16H34O 1-HEXADECANOL	-533.675	1.5751E+00	1.1135E-04	-53.01	678	C19H40S ETILHEPTADECIL, SULFURO DE	-382.174	1.6836E+00	2.3903E-04	14.06
636	C16H34S BUTILDODECIL, SULFURO DE	-322.605	1.4041E+00	2.0806E-04	114.77	679	C19H40S HEXADECILPROPILO, SULFURO DE	-382.299	1.6822E+00	2.3931E-04	14.06
637	C16H34S ETIL-TETRADECIL, SULFURO DE	-321.538	1.4049E+00	2.0836E-04	116.11	680	C19H40S METILOCTADECIL, SULFURO DE	-379.714	1.6859E+00	2.3849E-04	14.06
638	C16H34S METIL-PENTADECIL, SULFURO DE	-319.146	1.4075E+00	2.0743E-04	119.20	681	C19H40S 1-NONADECANOTIOL	-386.116	1.6833E+00	2.3717E-04	13.06
639	C16H34S OCTILO, SULFURO DE	-322.409	1.4082E+00	2.0873E-04	116.52	682	C20H34 1-FENIL-TETRADECANO	-228.416	1.4962E+00	1.1037E-04	22.06
640	C16H34S PROPILTETRADECIL, SULFURO DE	-321.856	1.4041E+00	2.0804E-04	115.52	683	C20H38 1-EICOSANO	-173.613	1.6710E+00	1.1807E-04	33.06
641	C16H34S 1-HEXADECANOTIOL	-325.520	1.4048E+00	2.0614E-04	111.88	684	C20H40 1-EICOSENO	-339.913	1.7856E+00	1.2774E-04	20.06
642	C16H34S2 OCTILO, DISULFURO DE	-312.192	1.3851E+00	2.2550E-04	121.08	685	C20H40 1-CICLO-PENTILPENTADECANO	-405.771	1.8327E+00	1.3312E-04	15.06
643	C17H28 1-FENILUNDECANO	-165.020	1.2050E+00	9.2372E-05	203.43	686	C20H40 1-CICLOHEXIL-TETRADECANO	-431.135	1.8762E+00	1.2227E-04	14.06
644	C17H32 1-HEPTADECINO	-110.335	1.3802E+00	9.9805E-05	311.04	687	C20H42 EICOSANO	-466.086	1.9119E+00	1.3473E-04	11.06
645	C17H34 1-HEPTADECENO	-276.569	1.4847E+00	1.0958E-04	179.91	688	C20H42O 1-EICOSANOL	-618.212	1.9633E+00	1.3835E-04	-1.06
646	C17H34 1-CICLOPENTIL-DODECANO	-345.061	1.5413E+00	1.1522E-04	125.94	689	C20H42S BUTILHEXADECIL, SULFURO DE	-403.297	1.7751E+00	2.4859E-04	14.06
647	C17H34 1-CICLOHEXIL-UNDECANO	-367.817	1.5854E+00	1.0407E-04	115.31	690	C20H42S DECILO, SULFURO DE	-403.294	1.7809E+00	2.4954E-04	15.06
648	C17H36 HEPTADECANO	-402.745	1.6209E+00	1.1069E-04	92.09	691	C20H42S ETILOCTADECIL, SULFURO DE	-402.324	1.7761E+00	2.4974E-04	14.06
649	C17H36O 1-HEPTADECANOL	-554.820	1.672E+00	1.1740E-04	-44.64	692	C20H42S HEPTADECIL-PROPILO, SULFURO DE	-402.579	1.7752E+00	2.4843E-04	14.06
650	C17H36S BUTILTRIDECILO, SULFURO DE	-342.679	1.4965E+00	2.1883E-04	123.22	693	C20H42S METILNONADECIL, SULFURO DE	-399.878	1.7786E+00	2.4886E-04	15.06
651	C17H36S ETILPENTADECIL, SULFURO DE	-341.808	1.4980E+00	2.1838E-04	124.47	694	C20H42S 1-EICOSANOTIOL	-406.155	1.7754E+00	2.4814E-04	14.06
652	C17H36S HEXADECILMETILO, SULFURO DE	-339.362	1.5003E+00	2.1778E-04	127.57	695	C20H42-S2 DECILO, DISULFURO DE	-392.688	1.7552E+00	2.6793E-04	15.06
653	C17H36S PROPILTETRADECIL, SULFURO DE	-341.939	1.4965E+00	2.1877E-04	123.97	696	C21H36 1-FENILPENTADECANO	-249.518	1.5931E+00	1.1646E-04	23.06
654	C17H36S 1-HEPTADECANOTIOL	-345.747	1.4978E+00	2.1827E-04	120.29	697	C21H42 1-CICLOPENTIL-HEXADECANO	-426.839	1.8296E+00	1.3923E-04	16.06

RULA No.	NOMBRE	A	B	C	ΔG_f° 298K
C21H42	1-CICLOHEXIL-PENTADECANO	-452.259	1.9733E+00	1.2822E-04	148.95
C22H38	1-FENILHEXADECANO	-270.675	1.6903E+00	1.2232E-04	245.43
C22H44	1-CICLOHEXIL-HEXADECANO	-473.340	2.0702E+00	1.3439E-04	157.36

1. El rango de temperatura es de 298-1000 K, excepto para los compuestos de S, Br e I.

2. El rango de temperatura para los compuestos de S, Br e I es de 298-717.2 K, 332.6-1000 K y 458.4-1000 K, respectivamente.

3. Compuestos adicionales son: $H_2O(g)$ (A = -2.4174E+02, B = 4.1740E-02, C = 7.4281E-06) y $HCl(g)$ (A = -9.2209E+01, B = -1.1226E-02, C = 2.6966E-06).

a energía libre de Gibbs de formación del gas ideal (ΔG_f° , le/g mol) se calcula a partir de los coeficientes tabulados (A, B, C) y la temperatura (T, K), usando la ecuación siguiente:

$$\Delta G_f^\circ = A + BT + CT^2 \quad (1)$$

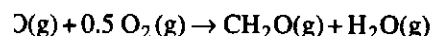
El equilibrio químico para una reacción se asocia con el cambio en la energía libre de Gibbs (ΔG_r°), calculada como:

$$\Delta G_r^\circ = \Delta G_{f, \text{productos}} - \Delta G_{f, \text{reactivos}} \quad (2)$$

Si el cambio en la energía libre de Gibbs es negativo, la reacción es favorable. Por otra parte, si el cambio en la energía libre de Gibbs es fuertemente positivo, la reacción no es favorable y sólo puede ocurrir en circunstancias especiales. Criterios aproximados para discriminar las reacciones químicas son los siguientes:

$\Delta G_r^\circ < 0$ kJoules/g mol	favorable
$0 < \Delta G_r^\circ < 50$ kJoules/g mol	posiblemente favorable
$\Delta G_r^\circ > 50$ kJoules/g mol	no favorable

Ejemplo. Calcúlese el cambio en la energía libre de Gibbs para la reacción del metanol y el oxígeno para producir aldehído y agua, a las temperaturas de reacción de 600, 800, 900 y 1000 K:



Se usan las constantes de correlación dadas en la tabla 1. Usando la ecuación 1, a la temperatura de 600 K, se obtiene:

$$\Delta G_{f, H_2O}^\circ = -115.972 + 1.663 \cdot 10^{-2}(600) + 1.138 \cdot 10^{-5}(600^2) = -101.9$$

$$\Delta G_{f, H_2O}^\circ = -241.74 + 4.174 \cdot 10^{-2}(600) + 7.428 \cdot 10^{-6}(600^2) = -214.02$$

$$\Delta G_{f, CH_4O}^\circ = -201.860 + 1.254 \cdot 10^{-1}(600) + 2.035 \cdot 10^{-5}(600^2) = -119.28$$

$$\Delta G_{f, O_2}^\circ = 0$$

El cambio en la energía libre de Gibbs para la reacción se determina a partir de la ecuación 2 y la energía libre de Gibbs de formación para los productos y reactivos:

$$\begin{aligned} \Delta G_r^\circ &= \Delta G_{f, CH_2O}^\circ + \Delta G_{f, H_2O}^\circ - \Delta G_{f, CH_4O}^\circ - 0.5 \Delta G_{f, O_2}^\circ \\ &= -101.9 + (-214.02) - (-119.28) - 0 \\ &= -196.64 \text{ kJoule/g mol} \end{aligned}$$

Si se repiten los cálculos a las otras temperaturas, se obtienen estos resultados:

T, K	600	700	800	900	1000
ΔG_r° , kJ/g mol	-197	-204	-210	-217	-224

Ya que el cambio en la energía libre de Gibbs para la reacción es intensamente negativo, las termodinámicas para la reacción a estas temperaturas son favorables (promesa de reacción).

Fuente de datos. Las constantes de correlación se determinaron a partir de un ajuste por mínimos cuadrados de los datos que se encuentran en la literatura.^{2,13} En la mayor parte de los casos, las desviaciones promedios entre los datos calculados y de los que se informa fue menor que 0.6 kJoules/g mol.

Mediante una cuota nominal se puede obtener una copia (disquete de 5 1/4 pulgadas) de un programa para computadora, accionado por un menú, para calcular la energía libre de Gibbs de formación y el cambio en la energía libre de Gibbs para las reacciones (incluyendo un archivo de datos de acceso aleatorio de los coeficientes de los compuestos). Para obtener los detalles, hay que ponerse en contacto con: C. L. Yaws, Dept. of Chem. Eng., Lamar University, P. O. Box 10053, Beaumont, Texas 77710, USA.

Literatura citada

1. Yaws, C. L. y Chiang, P. Y., *Chemical Engineering*, volumen 95, No. 13, 26 de septiembre de 1988, págs. 81-88.
2. Gallant, R. W., *Physical Properties of Hydrocarbons*, volúmenes 1 y 2, Gulf Publishing Co., Houston, 1968 y 1970.
3. Gallant, R. W. y Railey, J. M., *Physical Properties of Hydrocarbons*, volumen 2, 2a. edición, Gulf Publishing Co., Houston, 1984.

4. Braker, W., y Mossman, A. L., *Matheson Gas Data Book*, 6a. edición, Matheson, Lyndhurst, N. J., 1980.
5. Dean, John A., *Handbook of Organic Chemistry*, McGraw-Hill Book Co., 1987.
6. Perry, R. H., editor, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6a. edición, McGraw-Hill Book Co., 1984.
7. *Selected Values of Properties of Hydrocarbons and Related Compounds*, volumen 7, *TRC Tables (u-y)*, Thermodynamic Research Center, Texas A&M Univ., College Station, Texas, 1977 y 1987.
8. *Selected Values of Properties of Chemicals Compounds*, volumen 4, *TRC Tables (u-y)*, Thermodynamic Research Center, Texas A&M Univ., College Station, Texas, 1977 y 1987.
9. Stull, D. R., y otros, *The Chemical Thermodynamics of Organic Compounds*, Wiley, Nueva York, 1969.
10. Stull, D. R. y Prophet, H., Directores de Proyecto, *JANAF Thermodynamical Tables*, 2a. edición, NSRDS-NBS 3, U. S. Govt. Printing Office, Washington, D. C., 1971.
11. Weast, R. C., editor, *CRC Handbook of Chemistry and Physics*, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1985.
12. Yaws, C. L., *Physical Properties*, McGraw-Hill Book Co., Nueva York, 1977.
13. Reid, R. C., y otros, *The Properties of Gases and Liquids*, 4a. edición, McGraw-Hill Book Co., Nueva York, 1987.

Fuente

Yaws, C. L. y Chiang, P., "Find Favorable Reactions Faster", *Hydrocarbon Processing*, noviembre de 1988, pág. 81.

Nuevos refrigerantes

Nuevos hidrofluorocarbonos (HFC) están reemplazando a los clorofluorocarbonos (CFC) e hidroclorofluorocarbonos (HCFC), eliminados por fases para disminuir el daño a la capa de ozono. En el sitio web de DuPont se encuentra una lista de las propiedades físicas para varios de sus refrigerantes. Váyase a:

www.dupont.com/suva/412.html

En estas tablas de propiedades físicas se dan tres puntos de presión de vapor que se pueden conectar con el diagrama de presión de vapor tipo Cox, favorito del lector, para tener una aproximación rápida del rango completo. Estos tres puntos son:

punto normal de ebullición
propiedades críticas
presiones de vapor a 25°C

Si se necesitan datos más exactos acerca de las presiones de vapor a través del rango, DuPont los puede proporcionar. Yo recibí datos de rango completo sobre presión de vapor, para muchos productos, al solicitarlos a su muy servicial SUVA Refrigerants Division.

Fuente

Sitio web de E. I. DuPont de Nemours and Company, "Physical properties and ASHRAE standard 34 classification of SUVA® refrigerants".

Apéndices

Apéndice 1: Programación de computadoras	382
Apéndice 2: Sistemas de información geográfica	384
Apéndice 3: Ideas de Internet	386
Apéndice 4: Administración de la seguridad de procesos	389
Apéndice 5: Métodos abreviados de hágalo usted mismo	391
Apéndice 6: Panorama para los estudiantes de ingeniería	398
Apéndice 7: Iniciativas modernas de administración	401
Apéndice 8: Hojas de especificaciones del proceso	402

Apéndice 1

Programación de computadoras

En la primera edición se discutió el porteo de programas de ingeniería, desde una unidad de procesamiento central hasta una minicomputadora y el desarrollo hacia un puerto final en PC. Nuestro Departamento Central de Ingeniería ama la minicomputadora con su sistema operativo UNIX y los programas FORTRAN 77. La nueva red de área amplia de Windows 95 de la compañía también es útil y creemos que ciertos programas nuestros se aplicarían mejor allí.

Las selecciones razonables de lenguaje para el puerto de PC, mencionadas en la primera edición, fueron:

FORTRAN 77
Turbo Pascal
C
C++

El lenguaje C fue la selección que recomendamos, con base en factores como el amplio uso comercial y su utilización cada vez mayor en las universidades. C++ se pregonó como la onda

del futuro, considerándolo el mejor representante de la programación orientada al objeto.

Desde entonces, vemos una mayor utilización del poderoso FORTRAN 90 y un mayor uso del C++ sobre el C. En un contacto reciente con las universidades se dijo que aceptan FORTRAN, C o C++ en sus clases de problemas. Las compañías están empezando a abarcar Java de Sun Microsystems para aplicaciones empresariales, en Internet y en otras partes. ¿Las aplicaciones en ingeniería van muy atrás? Java puede reemplazar C++ como un lenguaje orientado a objeto.

Yo soy bastante fanático de Visual Basic y he producido una aplicación comercial en Windows con él. Visual C++ sería un paso hacia delante, pero, para mis necesidades, el poder adicional no justifica la curva de aprendizaje. Concédasele a Visual Basic una prueba en alguna ocasión, sólo por el placer de hacerlo.

Enseguida se da una idea para quienes viajan con una computadora portátil (laptop), pero que no desean llevar una in-

Apéndice 2

Sistemas de información geográfica

Existe una buena posibilidad de que el lector haya tenido algún contacto con los sistemas de información geográfica (GIS, *geographic information system*). Un GIS es una representación por computadora de un sistema en el que se usa toda la información pertinente, topográfica y de base de datos, para generar mapas inteligentes y preguntas. Se ha publicado mucho sobre la materia. Además, existen muchos vendedores de la tecnología y muchos seminarios. El GIS es una materia complicada. Varios de los primeros proyectos GIS no tuvieron éxito. A menudo, los proyectos GIS son muy caros.

Para mí, la demostración GIS más fácil de comprender es la de una ciudad típica. Todos podemos relacionar los diversos servicios públicos que intervienen y podemos ver la utilidad de un GIS para el mantenimiento y las emergencias, conforme vemos el mapa GIS de la ciudad en pantalla. Observar las capas entrar y salir y los cambios de color es impresionante.

Un GIS de tuberías es un primo cercano de un GIS de ciudad. Nuestra compañía necesitó producir un GIS para un sistema de dos líneas principales, desde Nuevo México hasta California. Una subsidiaria ya había iniciado un GIS para los sistemas de recolección, su parte del negocio.

Para hacer que tomáramos el paso, asistimos a seminarios, hablamos con compañías y municipios con proyectos GIS e

invitamos a vendedores para presentaciones. Enseguida menciona lo que se decidió:

1. Hicimos que el departamento de dibujo se constituyera en la oficina conductora para producir el GIS con ayuda de un consultor.
2. Debido a que ya éramos un taller AutoCAD, construimos el GIS en torno al AutoCAD, en lugar de usar *software* que fuera más especializado para los fines de GIS, pero más caro. AutoCAD se está haciendo más poderoso para su uso con GIS, a medida que salen a luz nuevas versiones.
3. Empezamos con un programa para traducir a la forma digital todas nuestras hojas de alineación en un formato GIS. Esto nos produjo ahorros inmediatos en relación con hacer que una compañía externa actualizara las hojas. También nos dio material para los informes de avance que fueran comprensibles para la gerencia. Sentimos que es importante hacer presentaciones que impresionen a la gerencia durante un proyecto piloto y por las primeras etapas del proyecto GIS principal. Las hojas de alineación facilitaron una comprensión similar del mapa de la ciudad estudiado con anterioridad.

Apéndice 3

Ideas de Internet

El crecimiento de Internet es asombroso. El *Investor's Business Daily* informó acerca de un estudio realizado por la International Data Corp. que demostró que los sitios comerciales en el World Wide Web crecieron en más de 45 000 en 1996.

¿Qué se encuentra en ella para nosotros? Las revistas del ramo muestran numerosos sitios para los ingenieros químicos, algunas con listas mensuales. Ninguna lista de sitios puede estar completa jamás debido a las adiciones y cambios frecuentes. Los que siguen son algunos ejemplos de sitios para ingenieros químicos. Conforme el lector navegue éstos en línea, encontrará otros:

AIChE: www.aiche.org

Aleaciones

AlloyTech: www.alloytech.com

Carpenter Technology Corp.: www.cartech.com

Automatización

Alley-Bradley: www.ab.com

Foxboro: www.foxboro.com

Información de ingeniería química

Chemical Engineering:

www.che.ufl.edu/WWW-CHE/index.html

Chemical Engineering URL's Directory:
www.ciw.uni-karlsruhe.de/chem-eng.html

Engineering Information: www.ei.org

Información química

ChemFinder Search Engine: <http://chemfinder.soft.com>

Chemistry at Center for Scientific Computing (CSC):
www.csc.fi/lul/csc_chem.html

Chemists' Club Library: <http://members.aol.com/chemists/ccl.htm>

Arco: www.arcochem.com

Dow: www.dow.com

DuPont: www.dupont.com

Recubrimientos

General Magnaplate: www.magnaplate.com

Recubrimientos protectores, forros y recursos afines:
www.corrosion.com

Apéndice 4

Administración de la seguridad de procesos

La Process Safety Management (PSM, Administración de la seguridad de procesos)⁵, según la OSHA, intenta proteger a los empleados expuestos a toxicidad, incendio o explosión. Muchas plantas en la que se les da empleo a ingenieros químicos deben de realizar una PSM que consta de catorce partes. Algunas de las partes se facilitan mucho si en el equipo se incluyen ingenieros químicos.

Yo fui incluido en equipos para las partes siguientes: "Información de seguridad del proceso", "Análisis de riesgos del proceso" e "Integridad mecánica". La experiencia tuvo su recompensa y se alienta al lector a que participe en la PSM, si se le da la oportunidad. Nuestras plantas son más seguras gracias al intenso trabajo de equipos dedicados.

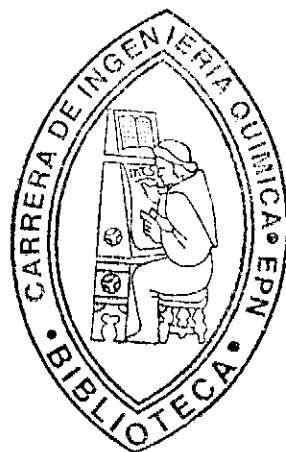
Los sistemas de alivio de seguridad se verifican como parte de la PSM. Esto incluye las propias PSV (*pressure safety valve*, válvula de seguridad de presión) y también las redes de tuberías del sistema de hogueras. Las válvulas de alivio de seguridad se cubren en la sección 1, "Flujo de fluidos". En la sección 19, "Seguridad; Múltiples de alivio", se encuentra un buen procedimiento para dimensionar la tubería del sistema de hogueras. Este método, publicado por primera vez en la *Oil and Gas Journal*,³ ha sido adoptado por el API.¹ También ha

usado el procedimiento para realizar análisis de flujos compresibles de la tubería del proceso, como parte de la PSM.

Trabajar con un equipo de Process Hazards Analysis (PHA, Análisis de riesgos del proceso) fue en particular provechoso. Los operarios de la planta que se encontraban en el equipo señalaron aspectos que habían considerado problemas de seguridad durante años, pero que no habían sido tomados en cuenta por completo hasta que se formó el equipo PHA. Aplicamos el método de análisis de "¿Qué sucede si...?" Para el PHA se dispone de muchos métodos de análisis.

Como parte del PHA, el autor verificó el sistema de ventilación natural para un edificio que alojaba generadores auxiliares de electricidad, los cuales eran generadores impulsados por motor de gas. El procedimiento para llevar a cabo esta práctica recomendada por el API² se puede hallar en la sección 19, "Seguridad; Ventilación natural".

Se está enfocando más la seguridad. Pronto, la OSHA y la EPA formarán equipo para investigar los accidentes de mayor importancia con productos químicos o la liberación de éstos. El AIChE ha establecido un centro de seguridad y parece probable que este instituto produzca un mayor porcentaje de publicaciones relacionadas con la seguridad. Puedo prever la



Apéndice 5

Métodos abreviados de hágalo usted mismo

En este artículo, presentado por el autor en la 1985 ASCE Conference en Atlanta, Georgia, se pretende mostrar cómo se

pueden desarrollar métodos abreviados clásicos de diseño y alentar la elaboración de nuevos y mejores.

DESARROLLO DE MÉTODOS ABREVIADOS DE DISEÑO DE EQUIPO

Introducción

Luego después de que se publicó mi primer libro, un dibujante de nuestra compañía compró uno para su hijo Bruce, estudiante de ingeniería mecánica. El padre me relató la siguiente historia: A la clase de ingeniería de Bruce se le había asignado un problema relacionado con la energía disponible en un fluido en trabajo. Los discípulos de Bruce consumieron una cantidad apreciable de tiempo trabajando con diagramas de flujo y cosas análogas. Por fortuna para Bruce, el enunciado del problema se ajustaba para simplemente encajarlo en una fórmula de su nuevo libro.

Al día siguiente, a la mañana siguiente, Bruce presentó su solución en diez minutos al profesor de estudiantes graduados, quien hizo la observación: "Tienes la respuesta correcta, pero no la he visto obtenida de esta manera". Nunca olvidaré la respuesta de Bruce: "Bien, pienso que es como lo hacemos en el trabajo".

Como Bruce, estoy aquí para compartir la perspectiva del campo. Los métodos abreviados de diseño de equipo desempeñan un papel importante en las instalaciones de equipos de procesos. En casi todos los diseños de procesos se emplean estos métodos y las técnicas abreviadas se desarrollan desde muchas fuentes.

¿Qué se quiere dar a entender exactamente con el término "método abreviado de diseño de equipo"? Enseguida se tiene un ejemplo. Se dan dos reglas para determinar el espesor en pulgadas de las bolas flotadoras de cobre para el nivel en la caldera.

Regla 1. $\text{Espesor} = \text{Diámetro en pulgadas} \times \text{presión en libras por pulgada cuadrada} / 16\,000$

Regla 2. $\text{Espesor} = \text{Diámetro} \times \text{raíz cuadrada de la presión} / 1240$

Estas dos reglas dan la misma respuesta para una presión de más o menos el nivel encontrado en una caldera moderna: 166

lb/in²; es decir, moderna cuando las reglas se publicaron en el número de octubre de 1891 de *The Locomotive*. ¡Se debe tener cuidado en que los métodos abreviados no tengan fecha!

En este apéndice se definirán métodos abreviados de diseño para incluir reglas empíricas y factores de seguridad y relacionados con la experiencia. En las discusiones que siguen, se catalogan los métodos abreviados de diseño según su origen. Esta división resulta útil en el desarrollo de la perspectiva del campo.

Con frecuencia, en el campo, los diseños se deben hacer con rapidez; por ejemplo, durante un paro inesperado de la planta. Para esos casos, los métodos abreviados de diseño son inapreciables. De modo invariable, el campo tiene la mejor perspectiva sobre cómo se comportarán los diseños para las condiciones de arranque, paro, alteración o fuera de carga. Los factores relacionados con la experiencia entran en juego para la revisión en el campo de estos aspectos de diseño.

Fuentes de métodos abreviados de diseño

Se discuten siete categorías de métodos abreviados de diseño. Estos siete difieren según el origen de los métodos. Algunos de los métodos abreviados podrían tener las características de más de una categoría, de modo que se observarán algunos traslapes. En estos párrafos, la finalidad es mostrar los campos fértiles de los cuales pueden crecer métodos abreviados y alentar la obtención de nuevos y mejores.

A partir de hipótesis simplificadoras

Muchos de los métodos abreviados mejor conocidos de diseño de equipo se han obtenido a partir de hipótesis informadas y análisis matemático. Como procedimiento clásico, se han usado las pruebas en el laboratorio o en el campo para validar estos métodos pero, en la actualidad, las computadoras ayudan al proporcionar un fácil acceso a cálculos rigurosos de diseño.

Las hipótesis que entran al análisis a menudo son el resultado de una comprensión completa de un comportamiento termodinámico perfecto o casi perfecto. Algunas hipótesis se basan en la casi constancia de ciertos parámetros para amplios rangos de la práctica comercial. A veces, como simplificación, también se usa la variación lineal de los parámetros.

El desarrollo de métodos abreviados útiles sólo por análisis mental intuitivo y evolutivo con seguridad debe ser en extremo satisfactorio. Más adelante se verá cómo otros individuos orientados en forma evolutiva pueden construir sobre las ideas originales del método abreviado para crear variaciones sobre el tema, para aplicaciones específicas.

Los ejemplos elegidos para esta categoría incluyen las operaciones de separación vapor/líquido, la transferencia de calor y el flujo de fluidos. El método de Underwood¹ para estimar la

razón mínima de reflujo para una mezcla de componentes múltiples en una columna de fraccionamiento es uno de los métodos abreviados más famosos del tipo que se está discutiendo. Las hipótesis simplificadoras que se requieren son un derrame molar y una volatilidad relativa de los componentes constantes a todo lo largo de la columna. Aunque estas cantidades muestran perfiles no lineales en la columna, el efecto neto de aplicar el método tiene una exactitud aceptable para sistemas que se comportan razonablemente bien. Muchas columnas comerciales se construyeron usando este cálculo abreviado.

El método de Underwood, así como otros métodos, como el de Brown-Martin² y el de Colburn³, se usan de manera preponderante para el diseño de columnas nuevas, cuando se especifican las composiciones de los productos de arriba y de los residuos. El método de Smith-Brinkley⁴ se desarrolló para aplicarse a todos los tipos de equipo de etapa de equilibrio existentes en el campo. Para una columna de fraccionamiento se calculan las composiciones de los productos de arriba y de los residuos a partir de parámetros conocidos de operación. Es fácil de manejar en el campo para estimar el efecto de los cambios en los parámetros sobre la composición. También es útil para establecer algoritmos predictores de control por computadora. Este método se desarrolló al dividir la columna a la mitad y suponer gastos molares y coeficientes de distribución constantes (valores K constantes dados) dentro de cada sección. La deducción completa del método se muestra en el libro de B. D. Smith⁵ y es suficientemente complicado como para encontrarse fuera del alcance de este artículo y mis capacidades matemáticas.

En los métodos de Edmister^{6,7} para la absorción, se usan factores para la separación y la acumulación de absorción globales al combinar factores de la parte superior y fondo de la columna.

En el campo de la transferencia de calor, un buen ejemplo de esta categoría de método abreviado de diseño es el famoso factor de corrección "F",⁸ para la corregir la diferencia media logarítmica de temperatura de los intercambiadores de calor casco y tubo para desviaciones respecto del flujo a contracorriente. Para los intercambiadores de calor de pasos múltiples las hipótesis son:

1. El coeficiente total de transferencia de calor, U, es constante a todo lo largo del intercambiador de calor.
2. El gasto de cada fluido es constante.
3. El calor específico de cada fluido es constante.
4. No hay condensación de vapor ni ebullición de líquido en la parte del intercambiador.
5. Las pérdidas de calor son despreciables.
6. Se tiene una superficie igual de transferencia de calor en cada paso.
7. La temperatura del fluido del lado del casco en cualquier paso de este último es uniforme sobre cualquier sección transversal.

Las hipótesis se cumplen tan bien que la TEMA⁹ ha estandarizado las gráficas del factor F para el diseño de intercambios de calor de casco y tubo.

Las gráficas de Lapple¹⁰ para el flujo de fluidos compresibles constituyen un buen ejemplo para esta operación. Se aplican las hipótesis de tratarse de un gas que obedece la ley de gases ideales, un tubo horizontal y un factor de fricción instantáneo sobre el tramo de tubo. Por lo general, se aplica el análisis del flujo compresible en donde la caída de presión produce un cambio en la densidad de más del 10%.

Por último, existe un artículo interesante¹⁷ que muestra cómo usar la serie de Taylor para generar métodos abreviados partir de la teoría establecida. Se dan ejemplos para desarrollar un criterio para reemplazar las diferencias medias aritméticas de temperaturas con diferencias promedio y para medir el efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción.

A partir de la correlación de datos de pruebas

Esta fuente de métodos abreviados de diseño, como el primero que se estudió, a menudo requiere un elevado nivel de ingeniería. Un caso a propósito es la correlación de Lockhart y Martinelli¹¹ acerca de la correlación de la caída de presión en flujo bifásico gas/líquido. Los datos de prueba se pueden ver correlacionar de varias maneras. Estos investigadores encontraron que sería posible una generalización significativa si se trataba un factor basado en las caídas de presión de cada una de las fases, calculadas como si cada una estuviera sola en el tubo. Entonces se pudo correlacionar este factor contra los multiplicadores necesarios para generar la caída total de presión en el sistema, partiendo de la caída de presión de cada una de las fases.

En su trabajo de prueba, Lockhart y Martinelli usaron tubos de una pulgada o menos de diámetro, logrando una exactitud de alrededor de $\pm 50\%$. Las predicciones se encuentran en el lado alto para ciertos regímenes de flujo bifásico y en el bajo, para otros. Se sostendrá la misma exactitud del $\pm 50\%$ hasta alrededor de cuatro pulgadas de diámetro. Otros investigadores han estudiado tubos hasta de diez pulgadas de diámetro y sistemas específicos; sin embargo no se ha encontrado una correlación generalizada que sea mejor.¹² La manera en que se

correlacionaron los datos produjo toda la diferencia en el éxito de este método de amplio uso.

Ser suficientemente persistente en la observación de los datos desde diferentes perspectivas con frecuencia da como recompensa una correlación útil en donde no existía una con anterioridad. Este hecho queda ilustrado con dos ejemplos de mi propia experiencia. Intenté estimar el contenido de nafta en la alimentación de gasóleo para craqueo catalítico aplicando los datos de destilación de la ASTM. La nafta se definía como un material que hierve por debajo de 430°F. Tenía muchos conjuntos de datos en los que se daba el porcentaje de nafta a partir de análisis del TBP (*total boiling point*, punto de ebullición total), junto con los resultados acompañantes de la ASTM relativos a la destilación.

El contenido de nafta mostró muy poca correlación cuando se trazaron las gráficas, de temperaturas o mezclas del mismo, contra los datos de 10%, 20%, 30%, etc. de la ASTM. Sin embargo, cuando el contenido de nafta se relacionó a temperaturas fijas (430°F, 450°F, 470°F, etc.) con el porcentaje de la ASTM, se obtuvieron correlaciones extremadamente buenas. Pasada la ocasión se demostró lo razonable de esto. Los datos de porcentaje de la ASTM se semejabán, en magnitud y variabilidad, a lo buscado según el contenido de nafta. Las temperaturas en un inicio intentadas guardaban poca semejanza.

Ocurrió otro caso interesante al intentar correlacionar el contenido de nitrato del producto de la planta de ácido adípico con el índice de producción. Una gráfica del contenido de nitrato contra el índice de producción dio como resultado el peor efecto de disparo de arma de fuego que jamás haya visto. Cada nivel de producción dio lugar a un rango de contenidos de nitrato.

Con el fin de establecer el efecto causal requerido del índice de producción sobre los nitratos, se investigó la historia de un año. Para diversos rangos del índice de producción, se construyó una tabla del porcentaje de contenidos de nitrato de diversas magnitudes, como se da en la tabla siguiente.

Una gráfica de los porcentajes acumulados demuestra la hipótesis (Fig. 1).

En las correlaciones generalizadas de caída de presión monofásica, para tubos y lechos empacados, se han usado factores complicados compuestos de grupos (a veces adimensiono-

Producción de ácido adípico	Porcentajes en nitrato				
	Rango				
Miles de lb/día	20 ppm o menos	21-25	26-30	31-40	41 o más
90-150	73.7	10.5	3.5	8.8	3.5
150-180	63.3	14.3	10.2	6.1	6.1
180-200	40.9	30.3	10.6	10.6	7.6
200-220	33.0	35.4	13.9	11.4	6.3
220-240	29.0	20.3	15.9	17.4	17.4
240-260	10.7	21.4	7.2	28.6	32.1

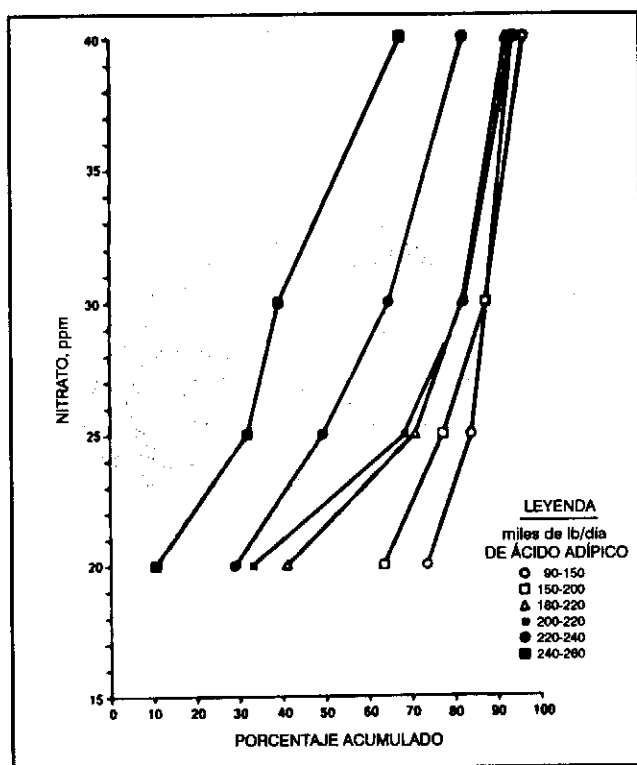


Figura 1. Contenido de nitrato en el ácido adípico.

nales) de datos de propiedades físicas y de configuración geométrica del sistema.^{13,14}

Hasta la fecha, sigue realizándose un trabajo considerable acerca de los métodos para predecir la eficiencia de los platos de las fraccionadoras. Los métodos abreviados del pasado producían diferencias un tanto amplias.^{15,16} El método de cálculo AIChE 1958 es exacto en un 90%,¹⁶ pero definitivamente no se puede decir que es un método abreviado.

A partir de la correlación de propiedades

Hay tantos métodos para la generación de propiedades o coeficientes a partir de datos simples de propiedades que resulta difícil decir en dónde finalizan los elaborados y en dónde empiezan los abreviados. En el campo de la transferencia de calor, los coeficientes de película se determinan por métodos elaborados, aunque no rigurosos, que comprenden grupos adimensionales compuestos en gran parte por propiedades físicas, químicas o de transporte. Algunos de éstos son bastante breves como para limitar con lo que se podría llamar abreviado.

Ejemplos mejores de métodos abreviados de diseño desarrollados a partir de datos de propiedades son el de la eficiencia de los platos de una fraccionadora, a partir de la viscosidad,^{18,19,20} y la ecuación de Clausius-Clapeyron²¹, la cual es útil para obtener una aproximación de la presión de vapor a una temperatura dada, si se conoce la presión de vapor a una tem-

peratura diferente. En la referencia se dice que el rastreo de todas las ecuaciones referentes a la presión de vapor se puede llevar hasta ésta.

A partir de la experiencia en la operación y el mantenimiento

La planta de un hombre es el laboratorio de otro hombre. Y hecho, la planta es un campo fértil para el desarrollo de métodos abreviados de diseño.

¿Ha intentado el lector decidir cuál fue el mejor artículo que haya leído jamás? Para mí, la respuesta viene con rapidez. "How to Operate an Amine Plant" (Cómo operar una planta de amina), escrito por Don Ballard.²² Este artículo me ha ayudado más que cualquier otro. He regresado al artículo de vez en cuando para detectar fallas y optimizar plantas de amina. Además, el artículo tiene ideas relativas al diseño y reglas empíricas abreviadas que fueron desarrolladas por la experiencia en el campo.

Si alguna vez tengo que diseñar una planta de amina, sabré, por ejemplo, que la temperatura de la solución pobre de amina que entre a la absorbidora debe ser alrededor de 10°F más alta que la temperatura del gas de entrada, para prevenir la condensación de hidrocarburos y la subsiguiente formación de espuma, que el haz de tubos del rehervidor debe de colocarse en un plano inclinado alrededor de seis pulgadas arriba del fondo del casco para dar lugar a una buena circulación, que alrededor del 2% del flujo total circulante debe de pasar por las torres de carbón, y muchos otros requisitos necesarios.

Esas reglas empíricas que resultan de la experiencia de campo no sólo me dan parámetros aislados de diseño abreviados sino un sistema de conocimientos para hacer ese trabajo de diseño. ¡Qué ayuda!

Una categoría enorme de reglas empíricas de diseño, nacidas de la experiencia de campo, comprende la tubería interna y externa asociada con las columnas de fraccionamiento.^{23,24,25,26,27,28} Las dimensiones, las orientaciones y los ángulos, que son críticos para cosas como los cabezales de alimentación y de retorno al hervidor, los sumideros de extracción y los conductos descendentes, significan la diferencia entre el equipo que funciona y el que no lo hace. Todas las reglas empíricas abarcan principios termodinámicos e hidráulicos sólidos, pero esos principios no siempre serían tan obvios dentro de las restricciones de un diseño sin la ayuda de la experiencia.

En la referencia 28 se da un buen ejemplo de un desastre causado por pasar por alto detalles en apariencia pequeños. Una serie de descuidos relacionados con un rehervidor causaron una larga serie de problemas de operación para una despropanizadora nueva. Uno por uno se rectificaron los descuidos, pero antes de que se pudiera fijar el final el gerente local de la planta perdió la paciencia, hizo parar la despropanizadora y envió la placa de identificación al vicepresidente que dependía la oficina de ingeniería.

s reglas empíricas para la tubería también tienen una tancia particular para las situaciones siguientes:

sistemas al vacío²⁹

tubería de succión de la bomba³⁰

flujo bifásico³¹

flujo vertical hacia abajo³² (Rige el número de Froude para evitar problemas)

registros de mantenimiento también suministran reglas para asuntos como las limitaciones para la velocidad intercambiadores de calor, para diversos metales en seron agua de mar, y las limitaciones para la densidad de en los tubos de las calderas.

necesitan reglas empíricas¹⁵ en el diseño de controles de os, para los siguientes (entre otros):

uperficie adicional para el condensador o el rehervidor ara funciones de control

latos adicionales en la fraccionadora para contar con argen de control

orcentaje de caída de presión en el flujo, tomada en la álvula de control.

A partir de resultados de cálculos rigurosos

iland³³ nos cuenta cómo se desarrolló su famosa correpara relacionar el reflujo real y el mínimo con las etapas s reales y mínimas, para una columna de fraccionamien-ealizaron numerosos cálculos plato a plato y se situaron ultados en gráficas usando sus bien conocidos paráme-correlación. Entonces se trazó la mejor curva que pasa-los puntos.

o la observación de que, desde el punto de vista teórico, la curva no pudo representar todos los casos con exacti-ando, de hecho, la curva en realidad es función de otras como la fracción de vapor en la alimentación. Sin embar-firió usar una sola curva, ya que previó el valor real de relación para obtener aproximaciones rápidas para el preliminar y como una guía para interpolar y extrapolar culos plato a plato. Por la misma razón, eliminó pará-s de correlación más exactos, pero más complicados.

trabajo de Gilliland debe de alentarnos a todos en el ollo de métodos abreviados a partir de resultados riguro-a proliferación de las computadoras hace que nuestro o sea más o menos fácil. Siento que, cuando se desarro-relaciones de este tipo, no debe uno detenerse en la a, sino continuar hasta que una ecuación se ajuste a los Las computadoras necesitan ecuaciones.

están estableciendo servicios comerciales de cálculo por utadora para suministrar posibilidades abreviadas de cál-Éstos dan lugar a ahorros considerables para los estudios iseño preliminar.

Incluso sin una computadora, o lo que es más probable, con una cuyo núcleo sea limitado, un ingeniero puede construir casos especializados de fraccionadoras, mediante la combi-nación de ejecuciones rigurosas, obtenidas usando computado-ra, con técnicas abreviadas.²⁵ Por lo común, se cuenta con una ejecución rigurosa, obtenida usando computadora, para el caso de una planta o para el de un diseño. Entonces se pueden estimar desviaciones respecto de una fraccionadora de planta con la aplicación del método de Smith-Brinkley.^{4,5} La eje-cución rigurosa con computadora proporciona el proceso de cálculo iniciado con perfiles exactos de la columna, en lugar de a partir de un enfoque de derrame molar igual.

Se pueden usar resultados de cálculos rigurosos con datos obtenidos en la planta con el fin de calcular hacia atrás las eficiencias de los platos de la columna, para renovar la planta o para cálculos de expansión. Ésta es todavía otra aplicación especializada. Un amigo aplicó un enfoque semejante para calcular "factores de afinación", para ajustar los cálculos del reactor al comparar producciones de equilibrio de la planta con otros rigurosamente calculados.

A partir de otros métodos abreviados

¿Por qué no poner una letra nueva a una vieja tonada? Ésta es una idea excelente y muchos han hecho esto muy bien. Rice³⁴ partió del método de Smith-Brinkley^{4,5}, usado para calcular destilación, absorción, extracción, etc., de las com-posiciones de los productos de arriba y de los residuos, y de-sarrolló ecuaciones de destilación para determinar la compo-sición del líquido en cualquier plato. Esto, junto con los cálculos del punto de burbujeo, da lugar a un perfil de tempe-raturas de la columna que resulta útil para el análisis de esta última.

Loeb³⁵ usó el trabajo, técnicas y razonamiento de Lapple¹⁰ sobre el flujo compresible con el fin de desarrollar gráficas útiles para realizar cálculos directos entre dos puntos en un tubo. Las gráficas de Lapple se diseñaron para hacer estimacio-nes de la caída de presión relativas al flujo desde un recipiente grande hacia un tramo de tubo (teniendo velocidad estática en el depósito).

Mark³⁶ usó el mismo artículo de Lapple¹⁰ con el fin de desarrollar un método para diseñar los cabezales de las hogue-ras. Su método tiene la ventaja de iniciar los cálculos desde el extremo de la punta de la hoguera (presión atmosférica), evi-tando de este modo los cálculos por tanteos de los métodos que parten de la admisión.

Este autor²⁵ desarrolló una alternativa para la absorbedora con rehervidor, a partir de la ecuación generalizada de Smith-Brinkley,^{4,5} y unos amigos han desarrollado algoritmos de con-trol de la fraccionadora de la planta aplicando la misma ecua-ción.

Estos ejemplos deben de ser suficientes para hacer que to-dos salgamos y pongamos nuestras palabras a la música.

Apéndice 6

Panorama para los estudiantes de ingeniería

Los estudiantes de ingeniería pueden usar métodos abreviados de diseño y reglas empíricas de manera eficiente. Esto se cumple en especial para los estudiantes del último año en la resolución de sus problemas de diseño de plantas. En la figura 1, el doctor Long, de la New Mexico State University, ilustra cómo diseños plausibles quedan limitados por restricciones de la vida real. Esto ayuda a los estudiantes a angostar su enfoque (y su difícil trabajo) a un rango apropiado de la práctica comercial.

Para un problema de diseño de plantas, los estudiantes necesitarán ser guiados sobre los niveles jerárquicos de la toma de decisiones para elegir un proceso. Asimismo, las listas de verificación de la información necesaria para el diseño de partes típicas de procesos comerciales prueban ser inapreciables. Éstas se encuentran en el folleto para los estudiantes del doctor Long.

Cuando llega el momento en que los estudiantes se encuentran en la fase de diseño del equipo de su proyecto, necesitan reglas empíricas. Estos “factores de la experiencia” dan a los estudiantes rangos y les fijan cotas para ahorrarles tiempo.

Con el transcurso de los años se ha optimizado el diseño del equipo. Se ha balanceado el costo inicial contra el rendimiento y también contra la facilidad de la transportación, la construc-

ción y el mantenimiento. Los estudiantes necesitan tener reglas normales de diseño, según los determina este capítulo de experiencia comercial. Enseguida se da un buen conjunto de estas reglas empíricas de fácil aplicación:¹

Reglas empíricas de fácil aplicación

Destilación

1. Velocidad del vapor en la torre: 1.5–2.5 ft/s (en la parte superior).
2. Reflujo: $R/R_{\min} = 1.1\text{--}1.5$.
3. Altura de la columna: 175 ft máx.
4. Espaciamiento entre platos: 18 in–24 in.
5. Eficiencia del plato: $\approx 70\%$ suele ser conservador (lo común es buena idea poner unos cuantos platos adicionales; digamos un 10% adicional).
6. a) Agréguese 4 ft en la parte superior de la torre por el condensador.
b) Agréguese 6 ft en el fondo para el rehervidor.
7. Si el diámetro de la torres es < 3 , úsese una torre empujada, en lugar de una de platos.
8. Caída de presión a través de los platos: 4–5 in H_2O .

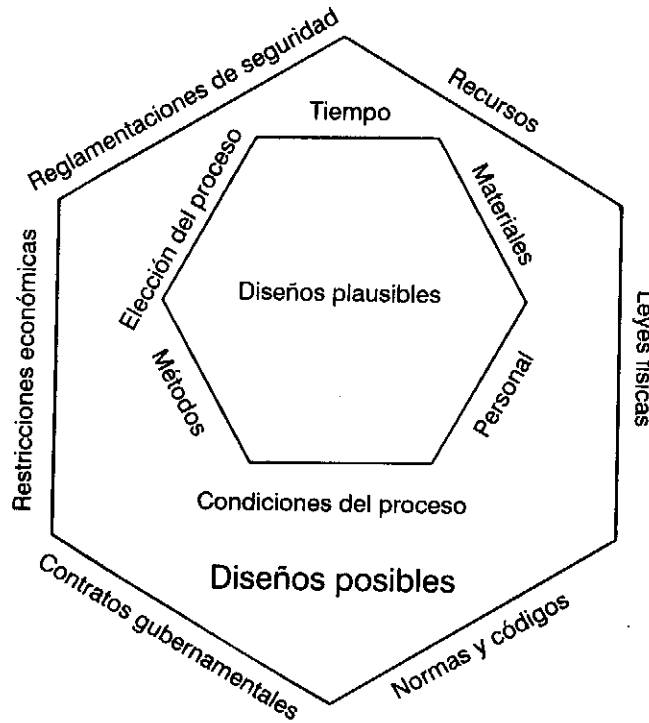


Figura 1.

9. Velocidad en la destilación al vacío: 6 ft/s en la parte superior de la torre.
0. Selecciónese un componente clave pesado y calcúlese a de todos los componentes respecto a este pesado.
1. Calcúlese una α "promedio" para la columna (digamos, $\alpha_{\text{alimentación}}$, o bien, $\alpha = (\alpha_{\text{arriba}} \alpha_{\text{fondo}})^{1/2}$).
2. Trácese la gráfica $\ln(D/B)$ contra $\ln \alpha$ y los puntos deben de caer sobre una recta. (D = gasto molar de los productos de arriba, B = gasto molar de los residuos). Si *no* resulta una línea bastante recta, las composiciones son sospechosas.

Impresoras

salida < 250–300°F para la compresora de etapas múltiples o contrario, se requiere equipo especial).

Impresoras

ritense las temperaturas de salida en el rango del punto de

Torres de enfriamiento e Intercambiadores de calor enfriados por aire

Por lo común se parte, como temperatura ambiente del aire, del 95% de la temperatura máxima de bulbo húmedo de las horas de verano.

$$T_{\text{óptima}} \approx 120\text{--}150^\circ\text{F}$$

Bombas

1. Por lo general se cuenta con una de repuesto para cada bomba principal.
2. Respecto a los datos sobre dimensionamiento, véanse los libros de Viking Pump.
3. También el Manual de Perry.

Rehervidores

1. Flujo máximo de calor:
 - a) Circulación natural: 12 000 Btu/h ft²
 - b) Circulación forzada: 30 000 Btu/h ft²
2.
$$\frac{\text{Líquido circulando en el rehervidor}}{\text{vapor generado en el rehervidor}} = \frac{4}{1}$$

Intercambiadores de calor

1. Área superficial máxima = 5000 ft²
2. Velocidad del lado del líquido (en los tubos) = 1–2 m/s (4 m/s como máximo)

Hornos

$$\Delta P = 25\text{--}40 \text{ psi (lb/in}^2\text{)}$$

Reglas empíricas adicionales

Además, enseguida se incluyen ciertas reglas empíricas tomadas de un artículo escrito por los doctores Donald R. Woods y W. K. Kodatsky. El último concepto es del autor.

Aproximación al intercambiador de calor: $5^{\circ}\text{C} = 40^{\circ}\text{F}$.

Factor aproximado de fricción: 0.005 (1 pérdida de carga de velocidad para todas las razones de longitud a diámetro de 50–60).

Eficiencias: Bombas: 40–60%
Compresoras: 60–80%
Platos de fraccionadoras: 60%

Manténgase el agua de enfriamiento por debajo de $50^{\circ}\text{C} = 120^{\circ}\text{F}$.

Calor latente del vapor de agua alrededor de 5 veces el de un líquido orgánico, Btu/lb $^{\circ}\text{F}$.

Capacidad calorífica: Btu/lb $^{\circ}\text{F}$
agua líquida 1
vapor de agua/vapores HC 0.5
aire 0.25

Aproximación a la torre de enfriamiento de 10°F para temperatura del bulbo húmedo de diseño.

Fuentes

1. Long R., Dept. of Chemical Engineering, New Mexico State University, "Guide To Design For Chemical Engineers", folleto dirigido a los estudiantes para el diseño de plantas, 1994.
2. Dr. Woods, R. y Kodatsky, W. K., Dept. of Chemical Engineering, McMaster University, Hamilton, Ontario "Discovering Short Cut Methods of Equipment Sizing and Selection", presentado en la 1985 Annual Conference (Computer Aided Engineering) de la American Society For Engineering Education, Atlanta, Georgia, 16–20 junio de 1985, volumen 1.

Apéndice 7

Iniciativas modernas de administración

El apéndice de la primera edición tuvo una sección titulada "Modern Quality Control" (Control moderno de la calidad). En esta sección se discuten las iniciativas modernas en el espíritu pionero de la calidad W. Edwards Deming. Desde entonces, aprendido de varias iniciativas de administración dirigidas a mejorar de diversas direcciones. Enseguida se da una breve lista:

Administración total de la calidad: Discutida en la primera edición como "Control moderno de la calidad".

Fabricación integrada a computadoras: Computadoras y óptica.

Administración por objetivos/Teoría Z: Metas globales.

La organización del aprendizaje: Capacitación.

Revisión de la ingeniería: Reorganización (por lo común disminución del tamaño).

Virtualización: Oficinas dispersas.

Descentralización: Formación de divisiones más independientes.

Organizaciones planas: Eliminación de la administración intermedia.

Análisis de ruta crítica: Estudio de los procedimientos generales.

Automatización de la fuerza de ventas: Computarización de la fuerza de ventas.

Organizaciones "caóticas": "Caos" y "orden" estructurados en combinación.

Postcapitalismo/"co-competencia": Cooperación entre compañías.

Fuente

Malone, M. S., *Forbes ASAP*, 7 de abril de 1997.

Apéndice 8

Hojas de especificaciones del proceso

HOJA DE DATOS DEL
INTERCAMBIADOR
DE CASCO Y TUBOS

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

PLANTA		UBICACIÓN				ART. No.	
5	Servicio de la unidad					Artículo No.	
6	Tipo						
7	Horiz.-Vert.						
8	Superficie por unidad	m ²	Cascos por unidad	: Serie	: Paralelo	: Superficie por casco	
9	RENDIMIENTO DE LA UNIDAD		Lado del casco		Lado de los tubos		
10	Fluido circulado						
11	Fluido total que entra				lb por h		lb p
12	Vapor				lb por h		lb p
13	Líquido				lb por h		lb p
14	Vapor de agua				lb por h		lb p
15	No condensables				lb por h		lb p
16	Fluido vaporizado o condensado				lb por h		lb p
17	Vapor de agua condensado				lb por h		lb p
18	Gravedad; líquido						
19	Densidad a las cond. prom.				lb por ft ³		lb p
20	Viscosidad		Centipoises a		°F	Centipoises a	
21	Viscosidad		Centipoises a		°F	Centipoises a	
22	P. Molecular						
23	Conductividad						
24	Calor específico				Btu por lb °F		Btu por
25	Calor latente; vapores				Btu por lb		Btu p
26	Temperatura de entrada				°F		
27	Temperatura de salida				°F		
28	Presión de operación				psig		
29	Número de pasadas por casco						
30	Velocidad	Adm.	Calc.	fps	Adm.	Calc.	
31	Caída de presión	Adm.	Calc.	psi	Adm.	Calc.	
32	Calor intercambiado, Btu por h				DMT (Corregida)		
33	Razón de transferencia; servicio		Limpio		Resistencia al ensuciamiento: Casco		Tubos
34	CONSTRUCCIÓN						
35	Presión de diseño				psig		
36	Presión de prueba				psig		
37	Temp. diseño (Temp. máx. del metal)				°F		
38	Tubos	Nc.	D. E.	BWG	Longitud	Esp. entre tubos	
39	Casco	D. I., material		Aletas de los tubos			
40	Cubierta del casco				Cubierta flotante del cabezal		
41	Canal				Cubierta del canal		
42	Placas de tubos; estacionarias				Flotantes		
43	Desviador; cruzado	Tipo		Espaciamiento	Espesor	Diá. del agujero	
44	Desviador; a lo largo	Tipo			Espesor	Desviador de impacto	
45	Soportes de los tubos		No.		Espesor		
46	Empaques				Empaquetadura de casquillo		
47	Conexiones; Casco, entrada		Salida		Serie	Domo	
48	Canal, entrada		Salida		Serie		
49	Sobreespesor para corrosión; lado del casco				Lado de los tubos		
50	Peso	Código	Especificaciones del cliente D2-1G		Clase de temp.		
51	Junta tubo a placa de tubos						
52	Rev. est. con rayos X:						
53	Observaciones:						
54							
55							

HOJA DE DATOS DEL
INTERCAMBIADOR DE TUBO
DOBLE (ALETA EN G)

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

LANTA		UBICACIÓN		ART. No.
5	Servicio de la unidad	Artículo No.		
6	Tamaño y tipo			
7		Horiz.-Vert.: Conex.		
8	Superficie por unidad	ft ²	Secciones por unidad	Superficie por sección
9	RENDIMIENTO DE LA UNIDAD		Lado del casco	Lado del tubo
10	Fluido circulado			
11	Fluido total que entra		lb por h	lb por h
12	Vapor		lb por h	lb por h
13	Líquido		lb por h	lb por h
14	Vapor de agua		lb por h	lb por h
15	No condensables		lb por h	lb por h
16	Fluido vaporizado o condensado		lb por h	lb por h
17	Vapor de agua condensado		lb por h	lb por h
18	Gravedad, líquido			
19	Densidad a las cond. prom.		lb por ft ³	lb por ft ³
20	Viscosidad		Centipoises a °F	Centipoises a °F
21	Viscosidad		Centipoises a °F	Centipoises a °F
22	P. molecular			
23	Conductividad		a °F	a °F
24	Calor específico		Btu por lb °F	Btu por lb °F
25	Calor latente, vapores		Btu por lb	Btu por lb
26	Temperatura de entrada		°F	°F
27	Temperatura de salida		°F	°F
28	Presión de operación		psig	psig
29	Velocidad		fps	fps
30	Caída de presión		psi	psi
31	Calor intercambiado, Btu por h		DMT (Corregida)	
32	Razón de transferencia; servicio		Limpio	
33	Resistencia al ensuciamiento: Casco		Tubos: Grueso	Neto
34			CONSTRUCCIÓN	
35	Presión de diseño		psig	psig
36	Presión de prueba		psig	psig
37	Temp. de diseño (Temp. máx. del metal)		°F	°F
38	Casco		Tubos	
39	Cubierta del casco		Aletas	
40	Conexiones del casco		Conexiones de los tubos	
41	Conectores del casco		Conectores de los tubos	
42	Empaques del casco: Cubierta		Conex.	Sobreespesor corr.: Casco Tubo
43	Peso	Código	Especificaciones del cliente	
44	Acoplamiento: Lado del casco		Bancos en paralelo de	Secciones en serie
45	Lado de los tubos		Bancos en paralelo de	Secciones en serie
46	Disposición del apilado		Ancho	Alto
47	Longitud		Ancho	Altura
48	Impresión de ref.		Inspección por quién	
49	Basado en las condiciones de operación según las cuales no se sobrepasarán la temperatura máxima dada de los tubos °F			
50	Observaciones: Todos los datos de transferencia de calor están basados en la superficie total exterior de los elementos de transferencia de calor			

ESTAS SECCIONES SON ESTÁNDAR DE LOS FABRICANTES Y CARACTERIZAN LAS UNIONES METAL A METAL EN LAS CERRADURAS DE LA UNIÓN Y EL CASCO

HOJA DE DATOS DEL INTERCAMBIADOR
ENFRIADO POR AIRE
(ALETA-VENTILADOR)

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

PLANTA

UBICACIÓN

ARTÍCULO No.

5	Servicio			
6	Tamaño	Tipo	Tiro forzado inducido	No. de claros
7	Superficie/Artículo - - - Externo		Tubo desnudo	
8	Calor intercambiado - - - Btu/h		DMT EFECTIVA	
9	Razón de transferencia - - - Externa	Superficie	Superficie del tubo desnudo	Btu/h ft ²
10				
11	DATOS DE RENDIMIENTO			
12	LADO DE LOS TUBOS			
13	Fluido circulado		Temperatura de entrada	°F
14	Fluido total que entra	lb/h	Temperatura de salida	°F
15	Vapor		Presión de admisión	psig
16	Líquido		Gravedad, líquido	
17	Vapor de agua		Viscosidad cps a °F	
18	No condensables		Viscosidad cps a °F	
19	Vapor condensado		Peso molecular	
20	Vapor de agua condensado		Calor específico	Btu/lb °F
21	Densidad de la mezcla vapor-líq.	lb/ft ³	Calor latente	Btu/lb
22	Conductividad	Btu ft/h ft ² °F	Caída admisible de presión	psi
23	Resistencia de la incrustación 1. S.	h ft ² °F/Btu	Caída de presión de diseño	psi
24	LADO DEL AIRE			
25	Cantidad de aire	lb/h acfm	Temperatura de entrada	°F
26	Cantidad de aire/ventilador	acfm	Temperatura de salida	°F
27			Altitud	ft
28				
29	CONSTRUCCIÓN			
30	Presión de diseño	psi	Presión de prueba	psi
31	SECCIÓN		CABEZAL	TUBO
32	Tamaño	Filas	Tipo	Material
33	No./claro		Material	D. E. in
34	Disposición		No. de pasadas	No./sección
35	Secciones en paralelo	en serie	Tapón: diseño	Longitud
36	Claros en paralelo	en serie	Material del empaque	Espacio entre tubos in Δ
37			Sobreespesor para corrosión	in
38	DIVERSOS		Tamaño de la tobera de entrada	in
39	Estructura		Tamaño de la tobera de salida	in
40			Capacidad nominal	No/in
41			Código:	Tipo
42				
43	EQUIPO MECÁNICO			
44	VENTILADOR		IMPULSOR	REDUCTOR DE VELOCIDAD
45	Tipo		Tipo	Tipo
46	No./Claro	HP/ventilador	No./claro	HP/impulsor
47	Diámetro ft	rpm	rpm	Modelo
48	No. de aspas	INCLINACIÓN AJUSTABLE AUTOVARIABLE	Carcasa	Capacidad nominal en HP de AGMA
49	Material de las aspas		Volts Fases Ciclos	Relación
50	Material del cubo		Fab.	Fab.
51	NOTAS:			
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58	Área del terreno	Dibujo de propuesta No.		Peso de embarque

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

PLANTA	UBICACIÓN		ART. No.
SERVICIO			
DISEÑO TÉRMICO			
	ENTRADA		SALIDA
FLUIDO CIRCULADO			
FLUIDO TOTAL QUE ENTRA			
VAPOR		lb/h	lb/h
LÍQUIDO		lb/h	lb/h
GRAVEDAD, LÍQUIDO			
DENSIDAD, VAPOR		lb/ft ³	lb/ft ³
VISCOSIDAD, LÍQUIDO		CENIPOISES	CENIPOISES
VISCOSIDAD, VAPOR		CENIPOISES	CENIPOISES
PESO MOLECULAR, LÍQUIDO			
PESO MOLECULAR, VAPOR			
CALOR ESPECÍFICO		Btu/lb	Btu/lb
CALOR LATENTE		Btu/lb	Btu/lb
TEMPERATURA		°F	°F
PRESIÓN DE VAPOR		psig	psig
PRESIÓN DE OPERACIÓN		psig	psig
CAÍDA DE PRESIÓN			lb/in ²
TIPO DE FLUJO			
VELOCIDAD			ft/s
SUPERFICIE EFECTIVA	RADIANTE	ft ²	CONVECCIÓN
ABSORCIÓN DE CALOR			Btu/h
RAZÓN DE TRANSFERENCIA RADIANTE	PROMEDIO	MÁXIMA	Btu/ft ² /h
RAZÓN DE TRANSFERENCIA POR CONVECCIÓN			Btu/ft ² /h
LIBERACIÓN DE CALOR			Btu/ft ² /h
EFICIENCIA			BASADA EN EL VCA
TEMP. DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN (APROX.)		% DE AIRE EN EXCESO	°F
TIPO DE COMBUSTIBLE			
VCA DEL COMBUSTIBLE			Btu/lb
	DISEÑO MECÁNICO		
NÚMERO DE TUBOS: RADIANTES			CONVECCIÓN
LONGITUD EFECTIVA DEL TUBO: RADIANTE			CONVECCIÓN
TUBOS RADIANTES: D. E.	"	PARED DEL TUBO	" ESPEC. ASTM
TUBOS DE CONVECCIÓN: D. E.	"	PARED DEL TUBO	" ESPEC. ASTM
CURVAS DE RETORNO:			
ESPECIFICACIONES DE LAS CURVAS DE RETORNO:			
BOQUILLAS:	ENTRADA	SALIDA	ABA
PRESIÓN DE DISEÑO:		psig	TEMPERATURA DE DISEÑO:
CÓDIGO:			
TAMAÑO DEL CALENTADOR:			PESO APROX.:
OBSERVACIONES:			

HOJA DE DATOS DE LA BOMBA
CENTRÍFUGA
Horizontal o vertical

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

PLANTA		UBICACIÓN		ARTÍCULO No.	
SERVICIO		No. REQ.			
TIPO DE ELEMENTO MOTOR		SURTIDO POR			
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
FLUIDO	gpm	Norm.	Nominal	VELOCIDAD	rpm
TEMPERATURA DE BOMBEO	°F	gpm (x)	Flujo cont. mínimo	EF. DE DIS.	(x) % nominal
GRAV. ESP.	@ T. B.	PRES. DESCARGA, psig	Nominal	bhp	(x) nominal
VISCOSIDAD	@ T. B.	PRES. DE SUCCIÓN, psig	MÁX.	Nominal	bhp (x) sin sobrecarga
PRES. VAPOR, psia	@ T. B.	PRES. DIF., psi	Nominal	bhp	(x) recomendada
NPSH (ft)	Disp.	(x) Req.	CARGA DIF., ft	Nominal	
SÓLIDOS SUSPENDIDOS					
CORROSIVOS					
GASES ARRASTRADOS					
ESPECIFICACIONES DE LA BOMBA					
MODELO	TAMAÑO		ROTACIÓN		REF. DEL ACC.
No. DE ETAPAS	PRES. MÁX. DE TRAB.		psig	TEMP. MÁX. DE TRABAJO	
SUCCIÓN: TAMAÑO	CAP. NOM.	REFRENTADO		POSICIÓN	
DESCARGA: TAMAÑO	CAP. NOM.	REFRENTADO		POSICIÓN	
DIÁ. NOM. DEL IMPULSOR	MÁX.		SE REQ. EXTRAC. HACIA ATRÁS (SI) (NO)		
MATERIALES-COMPONENTES PRINCIPALES					
PIEZA		MATERIAL/TIPO		PIEZA	
SOPORTE		/		TIPO DEL SELLO MECÁNICO	
CARCASA		/		PIEZAS METÁLICAS	
FLECHA		/		CARAS DE SELLO	
IMPULSOR		/		EMPAQUETADURA, No. de anillos (x)	
ANILLO DE DESGASTE DE LA CARCASA		/		ANILLO DE CIERRE HIDRÁULICO	
ANILLOS DE DESGASTE DEL IMPULSOR		/		PRENSAESTOPAS	
MANGUITO DE LA FLECHA		/		BUJE DEL PRENSAESTOPAS	
COJINETE RADIAL		/		CASQUILLO DEL PRENSAESTOPAS	
MAT. DEL ALOJAMIENTO		/		BUJE DE RED. DE PRES.	
ACOPLAMIENTO		/		DESFOGUE DE LA CARCASA	
PROTECCIÓN DEL ACOPLAMIENTO		/		DREN DE LA CARCASA	
BASE DE LA BOMBA Y ELEM. MOTOR		/		CONEX. DEL MANÓMETRO	
LUBRICACIÓN		/			
				SELLO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	
				CASQUILLO	
				COJINETES	
				PEDESTAL	
				AGUA TOTAL REQUERIDA	
				(x) gpm a	
				PROFUNDIDAD DE MONTAJE (Bomba vert.)	
				DATOS DEL MOTOR	
				ARTÍCULO No.	
				FAB.	
				hp	
				F. S.	
				rpm	
				VOLTS	
				HERTZ	
				FASES:	
				CUBIERTA	
				CARCASA	
				COJ. RADIAL	
				LUBRICANTE	
				AISL.	
				ELEV. DE TEMP.	
				PAR DE ARRANQUE	
				% AMPERES A P. C.	
				Se requiere CAP. COJ. INTERIOR, CAJA DE DISTRIBUCIÓN - Hierro fundido	
OBSERVACIONES					

HOJA DE DATOS
DE LA BOMBA
Turbina vertical
Cámara o propulsor

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

NTA		UBICACIÓN		ARTÍCULO No.	
VICIO		No. REQ.			
DE ELEMENTO MOTOR		SURTIDO POR			
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
DO	gpm64.Norm.	Nominal	VELOCIDAD	rpm	
PERATURA DE BOMBEO	°F	Flujo cont. mínimo	EF. DE DIS.	(x) % nominal	
/ ESP	a T. B.	PRES. DESCARGA, psig	Nominal	bhp	(x) nominal
OSIDAD	a T. B.	PRES. DE SUCCIÓN, psig	71.MÁX.72.Nominal	bhp	(x) sin sobrecarga
VAPOR, pela	a T. B.	PRES. DIF., psi	Nominal	bhp	(x) recomendada
l (ft)	Disp.	(x)Req.		CARGA DIF., ft	Nominal
OS SUSPENDIDOS					
OSIVOS					
S ARRASTRADOS					
ESPECIFICACIONES DE LA BOMBA					
LO	TAMAÑO	ROTACIÓN	REF. DEL ACOP.		
E ETAPAS	PRES. MÁX. DE TRAB.	psig	TEMP. MÁX. DE TRABAJO	°F	
IÓN:TAMAÑO	CAP. NOM.	REFRENTADO	POSICIÓN		
ARGA: TAMAÑO	CAP. NOM.	REFRENTADO	POSICIÓN		
OM. DEL IMPULSOR		MÁX.	SE REQ. EXTRAC. HACIA ATRÁS	(Si) (No)	
MATERIALES-COMPONENTES PRINCIPALES					
PIEZA	MATERIAL/TIPO	PIEZA	MATERIAL/TIPO		
ITAL DEL ELEM. MOTOR		TIPO DEL SELLO MECÁNICO			
I DE DESCARGA		PIEZAS METÁLICAS			
ANA O CÁMARA, LONG./DIÁ.	/	CARAS DE SELLO			
/TIPO	/	EMPAQUETADURA, No. de anillos (x)	TIPO		
A		ANILLO DE CIERRE HIDRÁULICO			
UPERIOR	/	PRESAESTOPAS			
AMIENTO		BUJE DEL PRESAESTOPAS			
INTERMEDIO	/	CASQUILLO DEL PRESAESTOPAS			
IELLA		BUJE DE RED. DE PRES.	/		
IFERIOR	/	DESFOGUE DE LA CARCASA			
AMIENTO		DREN DE LA CARCASA			
IES		CONEX. DEL MANÓMETRO			
DE DESGASTE DEL TAZÓN					
SOR	/				
DE DESGASTE DEL IMPULSOR		SELLO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO			
UITO DE LA FLECHA		CASQUILLO			
UITOS ESPACIADOR		COJINETES			
LAMIENTO	/	PEDESTAL			
ICACIÓN		AGUA TOTAL REQUERIDA	(x)	gpm a	°F
IPLE DE SUCCIÓN	/				
DERA		DATOS DEL MOTOR			
		ARTÍCULO No.	FAB.		
		hp	F.S.	rpm	
		VOLTS	HERTZ	FASES	
		CUBIERTA	CARCASA		
		FLECHA (hueca) (maciza)	Coj. de empuje		
		COJ. RADIAL	LUBRICANTE		
REQUIERE TAPA DE EMPUJE					
ELEM. MOTOR	(x)	(ARRIBA) (ABAJO)	AI SL.	ELEV. DE TEMP.	°C
			PAR DE ARRANQUE	% AMPERES A.P.C.	
			Se requiere CAP. COJ. INTERIOR	CAJA DE DISTRIBUCIÓN-Hierro fundido	
OBSERVACIONES					

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

HOJA DE DATOS DEL TANQUE

PLANTA						UBICACIÓN		ARTÍCULO No.				
SERVICIO												
TAMAÑO		DÍA. X		ALTURA								
CAPACIDAD				GRAVEDAD ESPECÍFICA, CONTENIDO			No. REQ.					
DIBUJOS ESTÁNDAR DE REFERENCIA							DATOS DE DISEÑO					
NORMA C-3 Escaleras, plataformas y pasamanos				CÓDIGO DE CONSTRUCCIÓN:								
				SE REQUIERE TROQUELADO: (S) (NO)								
				PRES. DE DISEÑO			psig TEMP DE DISEÑO					
				PRES. DE OPERACIÓN			psig TEMP DE OPER.					
				SOBRESPESES PARA CORROSIÓN:								
				CARGA DEL VIENTO			mph, FACTOR SÍSMICO					
				ESPEC. DE REFERENCIA								
OBSERVACIONES:						MATERIAL		OBSERVACIONES				
				CASCO, espesor								
				VIGA MAESTRA								
				PLATAFORMA, espesor				(Cono) (Domo) (Flotante) (Plan)				
				FONDO, espesor								
				SUMIDERO								
				REGISTROS DE INSP.								
				TOBERAS, ACOP, TUBO								
				EMPAQUES								
				TUERCAS Y PERNOS								
				ESCALERA (enjaulada)								
				ESCALERA CIRCULAR								
				DESCANSO								
				PINTURA		Ninguno						
				AISL. SUPERIOR, espesor				Por otros				
				COSTADOS, espesor				Por otros				
				RECUBRIMIENTO INTERIOR								
				FORRO								
				PROGRAMA DE LAS TUBERÍAS								
				MARCA	SERVICIO	No	TAMAÑO	CAP. NOM.	REFRENT.	PROYECCIÓ		
N-1	DE ENTRADA											
N-2	DE SALIDA											
N-3												
N-4												
N-5	POZO TÉRMICO											
N-6	DREN											
N-7	DESFOGUE											
N-8	DERRAME											
N-9	BOCA PARA MANÓMETRO											
N-10	MANÓMETRO DEL TANQUE											
N-11	VÁLVULA DE ALIVIO											
N-12												
N-13												
N-14												
N-15												
M-1	REG. DE INSP. DEL CASCO											
M-2	REG. DE INSP. DEL TECHO											

HOJA DE DATOS DE LA TORRE
DE ENFRIAMIENTO
Página 1 de 3

O. de T. No. _____
PÁGINA No. _____
REVISIÓN No. _____
PREPARADO POR _____
APROBADO POR _____
FECHA _____

[illegible]

HOJA DE DATOS DE LA TORRE
DE ENFRIAMIENTO
Página 2 de 3

MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN Miembros del andamiaje Envoltura Relleno Soporte Eliminadores de deriva Espaciador Tubos de ventilación de los ventiladores Rejillas de ventilación, material Particiones Plataforma de ventiladores Distribución del agua: Tipo Material Madera: Tratamiento previo Tipo de tratamiento Artículos tratados Salpicadores o boquillas rociadoras Escalera y pasamanos Conectores estructurales Clavos Soporte de equipo mecánico • Pernos de anclaje: Material Surtidos por • Pileta del agua fría: Material Surtido por • Accesorios de la pileta, por fab.	
EQUIPO MECÁNICO Ventiladores Número Tipo o modelo Fabricante Diámetro, ft Número de aspas Velocidad del ventilador, rpm Velocidad en la punta, fpm bhp por ventilador, salida del elemento motor Material de las aspas Material del cubo Presión estática total, in H ₂ O Presión de velocidad, in H ₂ O Entrega de aire por ventilador, acfm Eficiencia estática del ventilador	
Reductor de velocidad Número Tipo Modelo Fabricante Relación de reducción hp nominales mecánicos AGMA Factor de servicio a los hp nominales del elem. motor No. de reducciones	

HOJA DE DATOS DE LA TORRE
DE ENFRIAMIENTO
Página 3 de 3

[illegible]

Fuente

anan, C. y Mills, J., *The Process Engineer's Pocket Handbook*, volumen 3, Houston, Texas, Gulf Publishing Co., 1984, págs. 144-154.

Índice

- bedora
- aceite pobre, 95-96
- norgánicos, 94-99
- tipo de hidrocarburos, 94-97
- nister, 94-95
- luación del proceso, 214-215, 220-221
- ton/Franklin, 94
- mización, 96-97
- aturadora, 96
- ulador. Véase
- arador/acumulador
- ático(a)
- ga, 111, 114, 191
- jencia, 111, 114-116, 191, 200
- ación de la temperatura, 117
- onente, 111, 117, 191
- nistración de la seguridad de procesos
- PSM) (apéndice 4), 389-390
- 1
- ación para la, 43
- to sobre el intercambiador enfriado
- por aire, 43
- to sobre la transportación neumática,
- 201
- to sobre la turbina de vapor, 122
- Arranque, 320-327
 - controles, 321-322
 - listas de verificación, 324-327
- Bomba, 100-107
 - cálculo del caballaje, 101
 - eficiencia, 101
 - evaluación del proceso, 221, 230
 - flujo mínimo, 101-102
 - gas disuelto, 105
 - impulsor, 105
 - leyes de afinidad, 101
 - material de construcción, 105-107
 - NPSH, 102-105
 - sistema de succión, 102-105
- Caldera
 - alcalinidad del agua, 141
 - aquebradización cáustica, 144
 - calidad del gas de la chimenea, 138
 - calor de desecho, 146-148
 - conductividad, 143
 - control de la purga, 141
 - controles, 135-136
 - desfogue del desaereador, 140
- eficiencia, 136
- entalpía del gas de la chimenea, 137
- estabilidad del colector de vapor, 139-140
- impurezas en el agua, 141-143
- límites de la ABMA, 141
- plantas de energía, 135
- silíce en el vapor, 144-145
- Calentador, detección de fallas, 311-312
- Carga estática, 273-276
- Columna empacada, 72-92, 221
 - aplicaciones, 81-83
 - comparación con las de platos, 84, 88-91
 - correlación generalizada de la caída de presión, 85-86
 - diagrama de una columna típica, 73
 - empaquetaduras estructuradas, 84, 88-91
 - empaquetaduras vaciadas al azar, 81-84, 85-88
 - órganos internos, 72-81
- Compresora
 - cálculo del caballaje, 111-115
 - carga adiabática, 111, 114
 - carga politrópica, 111, 114
 - centrífuga, 109, 114-115
 - control de las oleadas, 117

- de flujo axial, 109, 115
- detección de fallas, 317-318
- eficiencia, 115-116
- elevación de la temperatura, 117
- evaluación del proceso, 216, 222, 231
- factor K, 110-111
- factor Z, 109-110
- rangos de aplicación, 109
- reciprocante, 109, 112-116
- Conceptos económicos
 - amortización, 237-238
 - análisis, 240-241
 - depreciación, 238
 - impuesto sobre la renta, 238-239
 - ingreso, 237
 - interés, 238
 - pago de la deuda, 238
 - sensibilidad, 241
- Confiabilidad, 243-245
- Conservación de la energía, 328-338
 - eficiencia del proceso, 334
 - expansor, 337
 - fraccionadora, 338
 - oxígeno en exceso, 329
 - pérdida de calor en la chimenea, 330
 - punto de rocío del gas de chimenea, 330-331
 - sistema de recuperación de calor, 333
 - trampa de vapor, 335-337
 - válvula del combustible, 332
- Controles
 - cromatógrafos de procesos, 290-291
 - de calderas, 135-136
 - de fraccionadoras, 61-65, 287-288
 - de las oscilaciones de las oleadas, 117
 - electrónicos, 290
 - limitaciones, 288
 - modos, 289
 - neumáticos, 290
- Corrosión. *Véase también* Metalurgia
 - agrietamiento de, con esfuerzo, 253-254
 - equivocaciones, 268
 - picadura, 256
- Costos de operación, 234-237
 - ajustes en relación con el lugar, 237
 - escondidos, 236-237
- Cromatógrafo de proceso, 290-291
- Destilación. *Véase* Fraccionadora
- Detección de fallas, 294-319
 - ariete hidráulico, 309
 - calentador, 311-313
 - compresora, 317-319
 - ejemplos de fraccionamiento en el campo, 306-308
 - flujo de fluidos, 309
 - formación de espuma, 301-302
 - formación de niebla en el condensador, 303-304
 - fraccionadora, 299-308
 - medición, 319
 - refrigeración, 310
 - rehervidores, 302
 - tratamiento de gas, 311-312
 - válvula de alivio de seguridad, 312-313
- Disposición de desechos, 226
- Eficiencia
 - adiabática, 111, 114-116, 191, 200
 - de los platos de una fraccionadora, 54
 - de un impulsor del aire en la transportación neumática, 200
 - de un motor eléctrico, 119
 - de un proceso, 334
 - de un sistema al vacío, 192
 - de una bomba, 101
 - de una caldera, 136
 - de una compresora, 115-116
 - de una turbina de vapor, 122-123
 - mecánica, 112-113, 115
 - politrópica, 111, 114-116, 191
- Elemento motor
 - expansor de gas, 125
 - motor de gas, 125
 - motor eléctrico, 119-122
 - turbina de gas, 123-125
 - turbina de vapor, 122-123
- Evaluación de procesos, 209-242
 - absorbadora, 214-216, 220-221
 - bomba, 221, 230
 - compresora, 216, 222, 231
 - conceptos económicos, 237-241
 - costo, 234-237
 - cuello de botella, 218
 - definición, 210-218
 - especificación, 219-226
 - estudios laterales "clásicos", 217-218
 - financiamiento, 241-242
 - fraccionadora, 214-215, 220-221, 229-230
 - horno, 231
 - instalaciones adicionales, 223-226
 - intercambiador de calor, 216, 221, 230
 - intercambiador de calor enfriado por aire, 217
 - propuesta del proyecto, 212-214
 - reactor, 219-220
 - recipiente, 221, 229-230
 - secadora, 222
 - separador/acumulador, 221
 - tanque, 230-231
 - termodinámica, 214
 - torre de enfriamiento, 217
 - validación de la información del concedente de la licencia, 214-215
- Expansor de gas, 125
- Expansor
 - conservación de la energía, 337
 - de gas, 125
 - evaluación del proceso, 216
- Financiamiento, 241-242
- Flujo de fluidos
 - bifásico, 7-8
 - bomba de flujo mínimo, 101-102
 - carga estática proveniente del, 273-276
 - compresible, 9-11
 - detección de fallas, 309
 - Froude, número de, 309
 - longitud equivalente, 4
 - válvula de control, 13-15
 - válvulas de alivio de seguridad, 16-18, 312-313
 - velocidad sónica, 12
- Formación de niebla en el condensador, 303-304
- Fraccionadora
 - casquete de burbujeo, 55-56
 - columna empacada, 72-92
 - conservación de la energía, 338
 - detección de fallas, 295-308
 - diámetro, generalidades, 61
 - diámetro, Lieberman, 59
 - diámetro, Smith, 57-59
 - Drickamer y Bradford, 54
 - eficiencia del plato, 54
 - Erbar/Maddox, 52-53
 - esquema de control, 61-65, 287-288
 - etapas mínimas, 52
 - etapas reales, 53
 - etapas teóricas, 52-53
 - evaluación del proceso, 214-215, 220-221, 229-230
 - factor F, 56-57
 - Fenske, 52
 - Glitsch, dimensionamiento de, 59-61
 - investigación de la AIChE, 54
 - Maxwell, 54
 - O'Connell, 54
 - optimización, 65-67
 - plato inundado, 59-61
 - reflujo mínimo, 51-52
 - rehervidores, 61, 68-72
 - Smith-Brinkley, 65-67

- Souders-Brown, 55-56
- Underwood, 51-52
- velocidad estándar, 55
- volatilidad relativa, 50
- Hojas de especificaciones del proceso (apéndice 8), 402-414
- Horno, 231
- Ideas de Internet (apéndice 3), 386-388
- Incrustación, intercambiador de calor, 38-40
- Iniciativas modernas de administración (apéndice 7), 401
- Instalaciones adicionales, 223-226
 - disposición de desechos, 226
 - edificios, 226
 - instalaciones de ferrocarril, 226
- Intercambiador de calor de casco y tubos
 - caída de presión, 27-29
 - coeficientes, 31-35
 - condensador al vacío, 42
 - diámetro del casco, 30
 - diferencia de temperaturas, 29-30
 - evaluación del proceso, 216, 221, 230
 - formación de niebla en el condensador, 303-304
 - guía de selección, 25-26
 - incrustación, 38-40
 - resistencia del metal, 40-41
 - TEMA, 20-24
 - velocidad máxima, 30-31
- Intercambiador de calor enfriado por aire
 - caída de presión, 43-44
 - capacidad nominal, 44-46
 - control de la temperatura, 46-47
 - evaluación del proceso, 217, 221
 - tipos, 42-43
- Intercambiador de calor. Véase Intercambiador de calor enfriado por aire; Intercambiador de calor de casco y tubos.
- Inversión de capital, 227-233
 - arranque, 232-233
 - equipo, 229-231
 - estimación por factores, 227-229
 - factor "0.6", 232
 - país extranjero, 231
- Lockhart y Martinelli, 7-8
- Medición, 12, 319
- Metalurgia
 - agrietamiento por corrosión con esfuerzo, 253-254
 - aquebradización, 247-253
 - ataque por hidrógeno, 254-255
 - corrosión por ácidos nafténicos, 261-262
 - corrosión por cenizas de combustible, 262-264
 - corrosión por picadura, 256
 - desgaste abrasivo, 266-267
 - equivocaciones con la corrosión, 268
 - escurrimiento plástico, 257-259
 - fatiga térmica, 264-265
 - formación de polvo metálico, 259-260
 - tenacidad de la tubería, 267
- Métodos abreviados de hágalo usted mismo (apéndice 5), 391-397
- Métodos abreviados, 391-397
- Mezclado
 - mezcladoras, 203-205
 - tobera mezcladora con aro de refuerzo, 206
- Modelado, 339-344
- Motor de gas, 125
- Motor eléctrico
 - costo relativo, 121-122
 - cubierta, 122
 - ecuaciones, 121
 - eficiencia, 119
 - factor de servicio, 120-121
 - NEMA, 120-121
 - sobrecarga, 122
 - tamaño del arrancador, 120
- Orificio, 12
- Panhandle, 9-11
- Panorama para los estudiantes de ingeniería (apéndice 6), 398-400
- Politrópico(a)
 - carga, 111, 114, 191
 - eficiencia, 111, 114-116, 191
 - elevación de la temperatura, 117
 - exponente, 111, 117, 191
- Programación de computadoras (apéndice 1), 382-383
- Programación lineal, 339-344
- Propiedades, 345-380
 - agua e hidrocarburos, 354-358
 - coeficientes de difusión de gases, 352, 354
 - densidad de la espuma, 362
 - diámetro equivalente, 363-365
 - energía libre de Gibbs de formación, 370-380
 - físicas aproximadas, 346-347
 - gases inorgánicos en el petróleo, 360-362
 - hidratos del gas natural, 358-359
 - humedad relativa, 351
 - nuevos refrigerantes, 380
 - temperatura de autoignición, 365-370
 - tensión superficial, 352-353
 - viscosidades de líquidos, 347-351
- Reactor, 119-120
- Refrigeración
 - detección de fallas, 310
 - necesidad de caballaje, 159-177, 179
 - por absorción de amoníaco, 182
 - por chorro de vapor, 179-182
 - reemplazos de refrigerantes, 178
 - servicios del condensador, 161-177
 - sistema en cascada, 179
 - tipos, 159
- Rehervidor, 68-72, 302
 - problemas, 302
 - selección, 68-71
 - tipos, 68
- Seguridad, 269-285
 - capa de gas inerte en el tanque, 270-272
 - carga estática, 273-276
 - inflamabilidad, 276-278
 - límites explosivos, 270
 - múltiple de alivio, 279-281
 - pérdidas por respiración, 270-271
 - punto de inflamación, 270
 - purga, 272-273
 - válvula de alivio, 16-18, 312-313
 - ventilación natural, 285
- Separador/acumulador, 126-133
 - caída de presión, 131
 - dimensionamiento horizontal, 129-130
 - dimensionamiento vertical, 129
 - espesor, 132
 - evaluación del proceso, 221, 229-230
 - ideas de diseño, 133
 - lavador de gas, 132
 - separador líquido/líquido, 131
 - tanque de oleada, 127
 - tanque de reflujo, 127, 132
 - tiempo de residencia del líquido, 127
 - tiempo de residencia del vapor, 128
 - velocidad másica admisible, 132
 - velocidad máxima, 128
- Servicios generales, 223-225
 - costos de operación, 235-236
 - inversiones de capital, 229
- Sistema al vacío, 190-197
 - capacidad, 192-193
 - eficiencia, 192
 - equivalente de aire (razón de arrastre), 191

- hoja de especificaciones, 196-197
- infiltración de aire, 194
- necesidades de caballaje, 191-192
- recomendaciones de diseño, 195-196
- suministro de vapor, 193
- tiempo para hacer el vacío, 194-195
- Sistemas de información geográfica (GIS)
 - (apéndice 2), 384-385
- Smtih-Brinkley
 - absorbedora, 96-97
 - fraccionadora, 65-67
- Tanque
 - capa de gas inerte, 270-272
 - evaluación del proceso, 230-231
 - pérdidas por respiración, 270-271
- Torre de enfriamiento
 - balance del sistema, 150
 - cálculos del rendimiento, 152-154
 - datos de temperatura de la oficina meteorológica, 150-151
 - evaluación del proceso, 217
 - pérdida por acción del viento, 150
 - rendimiento, historia de un caso, 154
 - unidades de transferencia, cálculo de las, 154-155
 - vida media de un producto químico, 150
- Trampa de vapor, 335-337
- Transportación neumática, 198-201
 - ángulo de resbalamiento (ángulo de reposo), 200
 - dimensionamiento del equipo, 200-210
 - eficiencia del impulsor del aire, 200
 - presiones diferenciales, 200
 - tipo de sistema, 199
- Tratamiento de gas
 - del tipo de carbonato, 188
 - del tipo de reacción, 186
 - del tipo de solvente físico, 187
 - del tipo físico/químico, 187
 - del tipo intermitente con lecho, 188-189
 - del tipo intermitente con solución, 188
 - detección de fallas, 313-317
 - guía de selección, 185
- Tubería
 - ariete hidráulico, 309
 - caída de presión, 4-5
 - flujo admisible, 5
 - longitud equivalente, 4
 - material, 6
 - velocidades recomendadas, 5-7
- Tubo pitot, 12
- Turbina de vapor
 - eficiencia, 122-123
 - gasto de vapor, 122
- Turbinas de gas, 123-125
- Válvula de alivio de seguridad, 16-18, 313
 - causas de la sobrepresión, 16-18
 - códigos, 16
 - detección de fallas, 312-313
 - dimensionamiento, 16-18
- Válvula de control
 - caída de presión
 - características, 15
 - cavitación, 13
 - coeficientes, 14-15
 - evaporación instantánea, 13
- Válvula
 - de alivio de seguridad, 16-18
 - de control, 13-15
- Velocidad sónica, 12, 16, 280-281, 337
- Velocidad
 - carga de, 3
 - estándar en la fraccionadora, 55
 - másica admisible para el lavador de gas, 132
 - máxima en el intercambiador de calor, 30-31
 - máxima en el separador/acumulador, 13
 - sónica, 12, 16, 280-281, 337
- Venturi, 12
- Vertedero, 12
- Weymouth, 9-10

SOLUCIONES PRÁCTICAS

para el ingeniero químico

SEGUNDA EDICIÓN

Manual de soluciones rápidas y exactas para
los problemas cotidianos en la ingeniería de procesos

P.V.P.
45 =

La primera edición probó por sí misma ser una referencia común para los ingenieros químicos. Esta nueva edición actualizada, revisada por completo, ayuda al lector a resolver sus problemas de ingeniería en el campo con sus ciertos de técnicas, métodos abreviados y cálculos de sentido común.

Además, en este conveniente volumen se reflejan los desarrollos más recientes en los sistemas geográficos de información, la administración de la seguridad del proceso y la tenacidad de la tubería.

Las nuevas características, actualizaciones y ampliaciones incluyen:

- La información más reciente acerca de columnas empacadas
- Material nuevo sobre la adaptabilidad del rehervidor, criterios de diseño, operabilidad y costos relativos
- Avances metalúrgicos para hacer tenaces a las tuberías y evitar las fallas
- Conocimientos adicionales sobre la detección de fallas y la resolución de problemas mecánicos en las fraccionadoras
- Consideraciones claves de diseño para evitar los errores comunes relacionados con la corrosión

En esta nueva edición se presentan métodos prácticos, de "qué hacer", que no hundirán al lector en páginas de teoría. Le coloca en las yemas de los dedos la información que necesita para resolver con rapidez y exactitud los problemas de diseño, de operación y del equipo con los que los ingenieros químicos se encaran a diario.

Acerca del autor

Carl R. Branan, quien recibió un B.S. en ingeniería química del Georgia Institute of Technology, tiene más de 40 años de experiencia en diseño de procesos y detección de fallas en petróleo, productos químicos, fibras, polímeros, gas natural y GNL. Antes de retirarse de El Paso Natural Gas, prestó sus servicios como ingeniero de procesos, Ingeniero de planta e ingeniero de proyecto. El señor Branan es miembro del American Institute of Chemical Engineers y es autor de varios libros sobre ingeniería de procesos y fraccionadoras.

Elogios para la edición anterior:

"... técnicas relacionadas con remedios rápidos para problemas de flujo de fluidos, refrigeración, metalurgia y otras disciplinas."

—Chemical Engineering

"Aquí, debajo de la cubierta, se encuentran ideas prácticas, fórmulas de fácil manejo, correlaciones, curvas, gráficos, tablas y métodos abreviados que ahorran tiempo y esfuerzo valiosos a los ingenieros."

—Chemical Equipment

"... el 2do y conveniente manual de Branan para los ingenieros químicos y de procesos (a precio de ganga) será muy apreciado por estudiantes y profesionales en servicio."

—American Reference Books Annual

"... bien organizado y presentado con claridad y eficacia... se hace hincapié en la facilidad en la aplicación."

—Choice

"... sinceramente la recomiendo."

—Chemical Engineer (R. U.)



9 789701 027332

ISBN: 970-10-2733-7

www.mcgraw-hill.com.mx

McGraw-Hill Interamericana
Editores, S.A. de C.V.

A Subsidiary of The McGraw-Hill Companies

