

# DISEÑO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Traducción de la quinta edición original

Ray Sinnott / Gavin Towler



EDITORIAL  
REVERTÉ



Barcelona · Bogotá · Buenos Aires · Caracas · México

# CONTENIDO

PRÓLOGO xv

CÓMO UTILIZAR ESTE LIBRO xix

AGRADECIMIENTOS xxi

## 1 INTRODUCCIÓN AL DISEÑO 1

- 1.1. Introducción 2
- 1.2. Naturaleza del diseño 2
- 1.3. La anatomía de un proceso de producción química 8
- 1.4. La organización de un proyecto de ingeniería química 11
- 1.5. Documentación del proyecto 13
- 1.6. Códigos y estándares 16
- 1.7. Factores de diseño (márgenes de diseño) 18
- 1.8. Sistemas de unidades 18
- 1.9. Optimización 20
- 1.10. Referencias 44
- 1.11. Nomenclatura 44
- 1.12. problemas 46

## 2 FUNDAMENTOS DE LOS BALANCES DE MATERIA 51

- 2.1. Introducción 52
- 2.2. La equivalencia entre masa y energía 52
- 2.3. Conservación de la masa 53
- 2.4. Unidades utilizadas para expresar las composiciones 53
- 2.5. Estequiometría 54
- 2.6. Elección de los límites del sistema 55
- 2.7. Elección de la base para los cálculos 58
- 2.8. Número de componentes independientes 59
- 2.9. Restricciones en los caudales y las composiciones 60
- 2.10. Método algebraico general 61
- 2.11. Componentes clave 63
- 2.12. Reactante en exceso 64

- 2.13. Conversión, selectividad y rendimiento 65
- 2.14. Procesos de reciclado 70
- 2.15. Purga 73
- 2.16. Derivación (by pass) 74
- 2.17. Cálculos de estado no estacionario 74
- 2.18. Procedimiento general para los problemas de balances de materia 76
- 2.19. Referencias (lecturas adicionales) 77
- 2.20. Nomenclatura 77
- 2.21. Problemas 78

### 3 FUNDAMENTOS DE LOS BALANCES DE ENERGÍA Y UTILIZACIÓN DE LA ENERGÍA 83

- 3.1. Introducción 84
- 3.2. Conservación de la energía 84
- 3.3. Formas de energía (por unidad de masa de material) 84
- 3.4. El balance de energía 86
- 3.5. Cálculo de la entalpía específica 90
- 3.6. Capacidades caloríficas medias 92
- 3.7. Efecto de la presión en la capacidad calorífica 93
- 3.8. Entalpía de mezclas 95
- 3.9. Diagramas de entalpía–concentración 96
- 3.10. Calores de reacción 98
- 3.11. Calores estándar de formación 102
- 3.12. Calores de combustión 103
- 3.13. Compresión y expansión de los gases 104
- 3.14. Cálculos del balance de energía 112
- 3.15. Balances de energía en estado no estacionario 113
- 3.16. Recuperación de energía 115
- 3.17. Redes de intercambiadores de calor 124
- 3.18. Referencias 144
- 3.19. Nomenclatura 145
- 3.20. Problemas 148

### 4 DIAGRAMAS DE FLUJO 153

- 4.1. Introducción 154
- 4.2. Presentación de los diagramas de flujo 155
- 4.3. Programas de simulación de procesos 162
- 4.4. Especificación de componentes y de modelos de las propiedades físicas 165
- 4.5. Simulación de operaciones unitarias 169
- 4.6. Modelos de usuario 201
- 4.7. Hojas de cálculo con recirculación 205
- 4.8. Optimización de diagramas de flujo 216
- 4.9. Simulación dinámica 219

- 4.10. Referencias 219
- 4.11. Nomenclatura 220
- 4.12. Problemas 221

## 5 TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN 229

- 5.1. Introducción 230
- 5.2. Diagramas T e I 230
- 5.3. Selección de válvulas 235
- 5.4. Bombas y compresores 237
- 5.5. Diseño mecánico de sistemas de tuberías 255
- 5.6. Selección del tamaño de la tubería 258
- 5.7. Control e instrumentación 268
- 5.8. Sistemas de control típicos 271
- 5.9. Alarmas, disparadores de seguridad y enclavamientos 279
- 5.10. Ordenadores en el control de procesos 281
- 5.11. Referencias 283
- 5.12. Nomenclatura 286
- 5.13. Problemas 287

## 6 EVALUACIÓN DE COSTES Y DE PROYECTOS 291

- 6.1. Introducción 292
- 6.2. Costes, ingresos y beneficios 292
- 6.3. Estimación de los costes de capital 300
- 6.4. Estimación de los costes de producción y los ingresos 327
- 6.5. Impuestos y depreciación 345
- 6.6. Financiación del proyecto 350
- 6.7. Evaluación económica de los proyectos 355
- 6.8. Análisis de sensibilidad 373
- 6.9. Selección del portafolio de proyectos 377
- 6.10. Referencias 380
- 6.11. Nomenclatura 382
- 6.12. Problemas 384

## 7 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN 389

- 7.1. Introducción 390
- 7.2. Propiedades de los materiales 390
- 7.3. Propiedades mecánicas 391
- 7.4. Resistencia a la corrosión 394
- 7.5. Selección para la resistencia a la corrosión 399

- 7.6. Costes de material 400
- 7.7. Contaminación 401
- 7.8. Materiales comúnmente utilizados en la construcción 402
- 7.9. Plásticos como materiales de construcción para plantas químicas 409
- 7.10. Materiales cerámicos (materiales de silicatos) 411
- 7.11. Carbono 413
- 7.12. Recubrimientos protectores 413
- 7.13. Diseño para la resistencia a la corrosión 413
- 7.14. Referencias 414
- 7.15. Nomenclatura 416
- 7.16. Problemas 416

## 8 INFORMACIÓN DE DISEÑO Y DE DATOS 419

- 8.1. Introducción 420
- 8.2. Fuentes de información de procesos de fabricación 420
- 8.3. Fuentes generales de propiedades físicas 422
- 8.4. Precisión exigida a los datos de ingeniería 424
- 8.5. Predicción de las propiedades físicas 425
- 8.6. Densidad 425
- 8.7. Viscosidad 428
- 8.8. Conductividad térmica 432
- 8.9. Capacidad calorífica específica 434
- 8.10. Entalpía de vaporización (calor latente) 441
- 8.11. Presión de vapor 443
- 8.12. Coeficientes de difusión (difusividades) 444
- 8.13. Tensión superficial 447
- 8.14. Constantes críticas 449
- 8.15. Entalpía de reacción y entalpía de formación 452
- 8.16. Datos de equilibrios de fase 452
- 8.17. Referencias 464
- 8.18. Nomenclatura 469
- 8.19. Problemas 470

## 9 SEGURIDAD Y PREVENCIÓN DE PÉRDIDAS 473

- 9.1. Introducción 474
- 9.2. Materiales peligrosos 480
- 9.3. Peligros del proceso 487
- 9.4. Análisis de la seguridad del producto y del proceso 495
- 9.5. Análisis modal de fallos y efectos 498
- 9.6. Índices de seguridad 501
- 9.7. Estudios de peligrosidad y operabilidad 511
- 9.8. Análisis cuantitativos de los peligros 520

- 9.9. Válvula de alivio de presión 527
- 9.10. Referencias 541
- 9.11. Nomenclatura 547
- 9.12. Problemas 548

## 10 ELECCIÓN, ESPECIFICACIÓN Y DISEÑO DEL EQUIPO 551

- 10.1. Introducción 552
- 10.2. Separaciones gas – gas 554
- 10.3. Separaciones sólido – sólido 567
- 10.4. Separadores (líquido – sólido) sólido – líquido 573
- 10.5. Separación de sólidos disueltos 599
- 10.6. Separación líquido – líquido 612
- 10.7. Separación de líquidos disueltos 619
- 10.8. Separaciones gas – sólido (limpieza de gas) 625
- 10.9. Separadores líquido – gas 637
- 10.10. Reducción de tamaño y aumento de tamaño 642
- 10.11. Equipos para el mezclado 647
- 10.12. Transporte y almacenamiento de materia 655
- 10.13. Reactores 662
- 10.14. Referencias 668
- 10.15. Nomenclatura 674
- 10.16. Problemas 677

## 11 COLUMNAS DE SEPARACIÓN (DESTILACIÓN, ABSORCIÓN Y EXTRACCIÓN) 681

- 11.1. Introducción 682
- 11.2. Destilación en continuo: descripción del proceso 683
- 11.3. Destilación en continuo: principios básicos 686
- 11.4. Variables de diseño en la destilación 690
- 11.5. Métodos de diseño para sistemas binarios 692
- 11.6. Destilación multicomponentes: consideraciones generales 699
- 11.7. Destilación multicomponente: métodos rápidos para determinar los requerimientos de etapas y reflujo 709
- 11.8. Sistemas multicomponentes: procedimientos de resolución rigurosos (métodos por ordenador) 715
- 11.9. Otros procesos de destilación 717
- 11.10. Eficacia de los platos 720
- 11.11. Dimensionado aproximado de la columna 730
- 11.12. Tipos de platos para favorecer el contacto líquido vapor 731
- 11.13. Diseño hidráulico de los platos 740
- 11.14. Columnas de relleno 763
- 11.15. Auxiliares de la columna 794
- 11.16. Extracción con disolventes (extracción líquido – líquido) 794

- 1.17. Referencias 802
- 1.18. Nomenclatura 806
- 1.19. Problemas 810

## 12 Equipamiento de transferencia de calor 815

- 12.1. Introducción 816
- 12.2. Teoría y procedimiento de diseño básicos 817
- 12.3. Coeficiente global de transferencia de calor 818
- 12.4. Factores de ensuciamiento (factores de suciedad) 822
- 12.5. Intercambiadores de tubos y carcasa: detalles de construcción 823
- 12.6. Diferencia de temperatura promedio (fuerza motriz de la temperatura) 837
- 12.7. Intercambiadores de tubo y carcasa: consideraciones de diseño generales 843
- 12.8. Coeficiente de transferencia de calor de lado de los tubos y caída de presión (una fase) 846
- 12.9. Caída de presión y transferencia de calor para el lado de la carcasa (una fase) 852
- 12.10. Condensadores 878
- 12.11. Calderas y evaporadores 900
- 12.12. Intercambiadores de calor de placas 926
- 12.13. Intercambiadores de calor de contacto directo 935
- 12.14. Tubos con aletas 936
- 12.15. Intercambiadores de calor de doble tubería 938
- 12.16. Intercambiadores refrigerados con aire 939
- 12.17. Calentadores de fuego directo (hornos y calderas) 948
- 12.18. Transferencia de calor a recipientes 955
- 12.19. Referencias 961
- 12.20. Nomenclatura 968
- 12.21. Problemas 974

## 13 DISEÑO MECÁNICO DEL EQUIPO DE PROCESO 979

- 13.1. Introducción 980
- 13.2. Códigos y estándares de recipientes a presión 981
- 13.3. Principios fundamentales y ecuaciones 984
- 13.4. Consideraciones generales de diseño: recipientes a presión 998
- 13.5. Diseño de recipientes de pared fina bajo presión interna 1004
- 13.6. Compensación para aberturas y ramificaciones 1011
- 13.7. Diseño de recipientes sujetos a presión externa 1013
- 13.8. Diseño de recipientes sujetos a cargas combinadas 1017
- 13.9. Soportes del recipiente 1030
- 13.10. Juntas de bridas atornilladas 1038
- 13.11. Placas para tubos en intercambiadores de calor 1047
- 13.12. Diseño de uniones soldadas 1048
- 13.13. Cálculo de la fatiga de los recipientes 1051
- 13.14. Ensayos de presión 1051

- 13.15. Recipientes de presión elevada 1052
- 13.16. Tanques de almacenamiento de líquidos 1055
- 13.17. Referencias 1055
- 13.18. Nomenclatura 1059
- 13.19. Problemas 1063

## 14 CONSIDERACIONES GENERALES DEL LUGAR 1067

- 14.1. Introducción 1068
- 14.2. Localización de la planta y selección del lugar 1068
- 14.3. Distribución del lugar 1070
- 14.4. Distribución de la planta 1071
- 14.5. Servicios auxiliares 1076
- 14.6. Consideraciones ambientales 1078
- 14.7. Referencias 1088

## APÉNDICES

- A Símbolos gráficos para sistemas de tuberías y plantas 1091
  - B Tablas de corrosión 1101
  - C Banco de datos de las propiedades físicas 1121
  - D Factores de conversión para algunas unidades SI comunes 1149
  - E Diseño de proyectos I 1153
  - F Proyectos II 1173
  - G Hojas de especificaciones (datos) del equipo 1203
  - H Distribución de los tubos en intercambiadores de calor de carcasa y tubos típicos 1217
  - I Hojas de datos de seguridad de materiales 1223
- Índice 1231





# Prólogo

Cuando escribí el prólogo de la cuarta edición dije que esa sería probablemente la última edición de Diseño en Ingeniería Química, a menos que se encontrase un coautor adecuado.

Cuando Gavin Towler se puso en contacto con los editores para pedirles que continuaran con el volumen y que prepararan también una versión nueva dirigida al mercado norteamericano, me sorprendí y me alegré. No pensé que encontraría un coautor que tuviera la combinación necesaria de conocimientos de ingeniería, contactos académicos y, sobre todo, tiempo. Afortunadamente, Gavin reúne todas esas condiciones e hizo una quinta edición excelente. En particular, puso al día el tratamiento de diagramas de flujo, la seguridad y los costes, reflejando la práctica actual del diseño. Además, realizó este trabajo manteniendo el estilo básico de las versiones anteriores y respetando mi objetivo de hacer un libro que se utilice en la práctica diaria. Gracias Gavin.

EUR. ING. R.K. SINNOTT

Cuando era estudiante, el libro más útil que tenía era “Ingeniería química de Coulson y Richardson, Volumen 6: Diseño de Ingeniería Química” por Ray Sinnott. Este libro no sólo me servía como un manual que me guiaba en la realización de mi proyecto de diseño, sino que también era el primer lugar donde buscaba explicaciones sencillas, métodos de diseño rápidos y detalles prácticos del equipamiento de cada una de las facetas de la ingeniería química. A lo largo de mi carrera en síntesis, diseño y desarrollo de procesos, el libro de Ray era una fuente útil de información. He adquirido otros libros de diseño pero, aunque cada uno de ellos tiene su mérito, ninguno era tan amplio o práctico. Como profesional industrial de diseño, llegué a apreciar el énfasis que Ray ponía en temas tales como la instrumentación, la seguridad, la selección de materiales y el diseño mecánico, temas que a menudo no se trataban en la mayoría de los libros teóricos escritos por académicos.

Poco después de comenzar a enseñar Diseño en la Universidad de Northwestern, me puse en contacto con Elsevier para preguntarle si Ray podría escribir una versión modificada de su libro dirigido específicamente a un público de América del Norte. Las modificaciones que propuse eran cambiar las referencias de los códigos y estándares británicos por los códigos apropiados del diseño norteamericano, añadir una discusión sobre la seguridad y la legislación medioambiental en los Estados Unidos y Canadá, e incluir más información sobre el diseño asistido por ordenador. Todo ello haciendo el menor número de cambios en la terminología. Ray había decidido recientemente retirarse y no quería hacer una nueva edición; sin embargo, acordamos que yo me ocuparía del proyecto y el resultado fue un libro que se publicó en 2008 como “Diseño en Ingeniería Química: Principios, Práctica y Economía de la planta y Diseño de procesos”. En el desarrollo de la edición americana mantuve el formato y el estilo original de Ray, a la vez que actualicé material y los diagramas basándome en mi propia experiencia para proporcionar ejemplos adicionales.

Esta quinta edición del Volumen 6 en la serie Coulson y Richardson incluye algunos de los materiales actualizados que se introdujeron en la edición americana, así como otros materiales que creí que mejoraban el libro. Los cambios principales se discuten abajo, y espero que educadores, estudiantes y profesionales encuentren el contenido valioso.

La mayoría de los diseños de procesos industriales se llevan a cabo utilizando software de diseños comerciales. En todo este libro se hacen muchas referencias a procesos comerciales y a software de diseño de equipos y también se han añadido ejemplos nuevos con “pantallazos” de varios programas. Muchas empresas de software comercial ofrecen licencias con fines educativos de sus programas a precios simbólicos. Recomiendo firmemente a los estudiantes que se introduzcan en el mundo del software comercial lo más rápidamente posible. El uso de software académico de diseño y de costes debe ser desaconsejado. Generalmente los programas académicos carecen del control de calidad y del soporte técnico que se necesita en la industria, y es poco probable que el estudiante utilice dicho software después de su graduación. En los Capítulos 4, 6 y 12 se han añadido ejemplos detallados de la utilización de herramientas informáticas en la simulación de procesos, el cálculo de costes y el diseño detallado de columnas de destilación e intercambiadores de calor. Todas las herramientas de diseño asistidas por ordenador se deben usar con cierta discreción y juicio técnico por parte del diseñador. Este juicio principalmente proviene de la experiencia pero, siguiendo la filosofía de Ray, he intentado proporcionar sugerencias útiles sobre la mejor manera de utilizar las herramientas informáticas.

Los ingenieros químicos trabajan en un conjunto muy diverso de industrias, y muchas de ellas tienen sus propias convenciones de diseño y equipo especializado. He tratado de ampliar la gama de industrias de procesos representadas en los ejemplos y problemas, pero allí donde el espacio o mi falta de experiencia han limitado la cobertura de un tema particular, se proporciona referencias a la literatura general sobre los métodos de diseño disponibles. El tratamiento de las operaciones unitarias en el Capítulo 10 se ha ampliado para incluir más procesos de separación prácticos en el procesamiento de gases, la fabricación de química fina y farmacéutica, con secciones nuevas sobre adsorción, separación por membranas, cromatografía e intercambiadores iónicos. En el Apéndice E se han añadido nuevos ejemplos de proyectos de diseño para una variada gama de industrias de procesos.

Los estándares y los códigos de práctica son una parte esencial de la ingeniería. Ha habido cambios sustanciales en los códigos y estándares británicos desde la cuarta edición, como el reemplazo de los estándares británicos más antiguos por estándares europeos comunes. Se han actualizado las referencias de los códigos de diseño para reflejar estos cambios. Aunque esta edición se ha escrito principalmente para un público británico y europeo, este libro se utiliza ampliamente en todos los países, y en algunos casos incluye también referencias a estándares americanos donde éstos son los más utilizados en todo el mundo. En los Capítulos 9 y 14 se ha añadido una discusión sobre la seguridad británica y europea y la legislación medioambiental; en la edición americana se ofrece una información similar para Estados Unidos. En el Capítulo 9 la sección sobre la seguridad se ha ampliado significativamente. La mayoría de los ingenieros químicos trabajan ahora en un contexto internacional y muchos trabajarán en diferentes países durante su carrera. El ingeniero de diseño debe seguir la política de la empresa u obtener un asesoramiento legal en el que los códigos, estándares y leyes se aplican localmente, y siempre debe consultar las referencias de la fuente original de las leyes, estándares y códigos de la práctica, ya que se actualizan con frecuencia.

El tratamiento de los costes y la economía del proceso se han actualizado en el Capítulo 6 y las correlaciones de los costes reflejan los datos de los precios recientes en lugar de las actualizaciones del índice de los datos más antiguos. La mayoría de los costes se dan en dólares americanos en una base de U.S. Gulf Coast, ya que ésta era la base de la fuente de datos y la mayoría de las compañías de ingeniería internacionales desarrollan los costes en dólares americanos. Los ejemplos y los problemas también se dan en euros y en libras esterlinas británicas y se ha ampliado la sección sobre la conversión de los precios de una base a la otra. Donde es posible, se utiliza la terminología internacional de la ingeniería y la industria de la construcción. Todos los ejemplos se dan en unidades métricas, pero algunos también utilizan las unidades convencionales americanas para propuestas ilustrativas, ya que es importante para los estudiantes aprender a convertir datos de fuentes americanas.

He seguido el modelo de Ray de describir las herramientas y métodos que se utilizan con mayor frecuencia en los diseños de procesos industriales y de evitar deliberadamente los métodos conceptuales idealizados desarrollados por investigadores que aún no han ganado la aceptación suficiente en la industria. El lector puede encontrar buenas descripciones de estos métodos en la literatura de investigación y en muchos libros de texto académicos. En el Capítulo 1 se ha añadido una pequeña sección sobre la optimización, y se han modificado algunos de los ejemplos y problemas para ilustrar cómo los diseñadores industriales experimentados optimizan sus diseños.

En el prefacio de la primera edición Ray escribió: El arte y la práctica del diseño no se puede estudiar en los libros. La intuición y el juicio necesarios para aplicar la teoría a la práctica sólo vendrán de la experiencia práctica. Confío en que este libro dará a sus lectores un comienzo modesto en ese camino”. Ciertamente mi comienzo en el diseño fue utilizando el libro de Ray y espero que esta nueva edición sea tan útil para los futuros lectores.

Gavin Towler



# Cómo utilizar este libro

Este libro se ha escrito principalmente para los estudiantes de cursos universitarios de ingeniería química y tiene especial importancia para sus proyectos de diseño. También es de interés para los nuevos licenciados que trabajan en la industria y necesitan ampliar sus conocimientos de operaciones unitarias y diseño. Algunos de los primeros capítulos del libro también se pueden usar en las clases de introducción a la ingeniería química y otras disciplinas en las industrias químicas y de procesos.

## Como libro de texto del curso de de diseño

Los Capítulos 1 a 9 y el 14 cubren el material básico para un curso de diseño de procesos e incluye una explicación del método de diseño, incluyendo consideraciones de seguridad, costes y selección de materiales. Los Capítulos 2, 3 y 8 contienen una gran cantidad de material de fondo que se deberían haber cubierto en cursos anteriores y que se pueden repasar rápidamente como recordatorio. Si se tiene poco tiempo, se debe poner un mayor énfasis en los Capítulos 4, 6 y 9. Los Capítulos 9 y 10 cubren la selección y el diseño del equipo, incluyendo aspectos mecánicos de su diseño. Estos temas importantes generalmente se olvidan en los currículos de ingeniería química. Los capítulos de equipamiento se utilizan como base para un segundo curso en el diseño o como material suplementario en las clases de diseño de proceso.

## Como libro de texto introductorio en la ingeniería química

El material de los Capítulos 1, 2, 3 y 6 no requiere ningún conocimiento previo de la ingeniería química y se puede utilizar como un curso de introducción a la ingeniería química. Gran parte del material de los Capítulos 7, 9, 10 y 14 también se podría utilizar en una clase introductoria. En la introducción al diseño en una fase temprana en el currículo de ingeniería química hay mucho que decir, ya que ayuda a los estudiantes a apreciar mejor el propósito de las otras clases requeridas, y establece el contexto para el resto del plan de estudios. Los estudiantes que se inician en la ingeniería química suelen encontrar las aplicaciones prácticas de la asignatura mucho más fascinantes que las áridas matemáticas que normalmente utilizan. Una apreciación de la economía, la optimización y el diseño del equipo puede mejorar notablemente el rendimiento de un alumno en otras clases de ingeniería química. Si el libro se utiliza en una clase introductoria, entonces se puede hacer referencia a todo el currículo como una guía para los métodos de diseño.

## Material complementario

Muchos de los cálculos descritos en el libro se pueden realizar utilizando hojas de cálculo. En la dirección de internet <http://Elsevierdirect.com/companions> se pueden encontrar plantillas de hojas de cálculo y hojas de especificaciones de equipos en formato Microsoft Excel. Este material se puede ver *on line* y también se puede descargar.

En <http://www.reverte.com/microsites/coulson6> se puede encontrar el *Solutions Manual* y los *Powerpoint Lecture Slides* que apoyan la explicación de la mayoría de los capítulos. Este material sólo está disponible para los profesores.

# 1 INTRODUCCIÓN AL DISEÑO

## Contenidos del capítulo

- 1.1. Introducción
- 1.2. Naturaleza del diseño
- 1.3. La anatomía de un proceso de fabricación de productos químicos
- 1.4. La organización de un proyecto de ingeniería química
- 1.5. Documentación del proyecto
- 1.6. Códigos y Normas estándar
- 1.7. Factores de diseño (márgenes de diseño)
- 1.8. Sistemas de unidades
- 1.9. Optimización
- 1.10. Referencias
- 1.11. Nomenclatura
- 1.12. Problemas

## *Objetivos clave de aprendizaje*

- Cómo se llevan a cabo los proyectos de diseño y cómo se documentan en la industria
- Por qué los ingenieros en la industria utilizan códigos y estándares y establecen márgenes en sus diseños
- Cómo se mejora un diseño utilizando métodos de optimización
- Por qué los ingenieros de diseño experimentados utilizan muy raramente métodos de optimización rigurosos en la práctica industrial



## 1.1. INTRODUCCIÓN

Este capítulo es una introducción a la naturaleza y a la metodología del proceso de diseño, y a sus aplicaciones en el diseño de procesos de fabricación de productos químicos.

## 1.2. NATURALEZA DEL DISEÑO

Esta sección es una discusión general sobre el proceso de diseño. El objetivo de este libro es el diseño en ingeniería química, pero la metodología descrita en esta sección se aplica igualmente a otras ramas de la ingeniería.

La ingeniería química ha sido sistemáticamente una de las profesiones de ingeniería mejor pagadas. Existe una demanda de ingenieros químicos en muchos sectores de la industria, incluyendo las industrias de procesos tradicionales: productos químicos, polímeros, combustibles, alimentos, fármacos y papel, así como en otros sectores tales como materiales y dispositivos electrónicos, productos de consumo, minería y extracción de metales, implantes biomédicos, y generación de energía.

La razón de que las empresas de una gama tan diversa de industrias valoren tanto los ingenieros químicos es la siguiente:

*Partiendo de un planteamiento de un problema, definido vagamente como una necesidad del cliente o de un conjunto de resultados experimentales, los ingenieros químicos pueden desarrollar una comprensión de la ciencia física subyacente importante relacionada con el problema y utilizar esta comprensión para crear un plan de acción y un conjunto de especificaciones detalladas, que si se aplican, llevarán a los resultados financieros previstos.*

La creación de planes y especificaciones y la predicción de resultados financieros, si los planes se aplican en las plantas, es pues la actividad del diseño en ingeniería química

El diseño es una actividad creativa, y como tal puede ser uno de las actividades más gratificantes y satisfactorias realizadas por un ingeniero. El diseño no existe al principio del proyecto. El diseñador empieza con un objetivo específico o una necesidad del cliente en mente, y mediante el desarrollo y evaluación de diseños posibles, consigue la mejor manera de alcanzar aquel objetivo; ya sea una silla mejor, un puente nuevo, o para el ingeniero químico, un producto químico nuevo o un proceso de producción nuevo.

Cuando se consideran posibles maneras para conseguir el objetivo, el diseñador se verá limitado por muchos factores, lo que limitará el número de diseños posibles. En raras ocasiones existe una única solución posible al problema, sólo un diseño. Normalmente son posibles varias maneras alternativas para conseguir el objetivo, incluso varios diseños buenos, dependiendo de la naturaleza de las limitaciones.

Estas limitaciones en las posibles soluciones a un problema de diseño se presentan de muchas maneras. Algunas limitaciones serán fijas e invariables, tales como aquellas que surgen de las leyes físicas, regulaciones gubernamentales, y estándares. Otras serán menos rígidas, y el diseñador las puede “relajar” como parte de la estrategia general de búsqueda del mejor diseño. Las limitaciones que están fuera de la influencia del diseñador se pueden considerar limitaciones externas. En la Figura 1.1 se muestra este conjunto de límites externos de diseños posibles. Dentro de estos límites habrá un número de diseños plausibles constreñidos por otras limitaciones, las limitaciones internas, sobre las cuales el diseñador tiene algún tipo de control; tales como, elección del proceso, elección de las condiciones de proceso, de los materiales y del equipo.

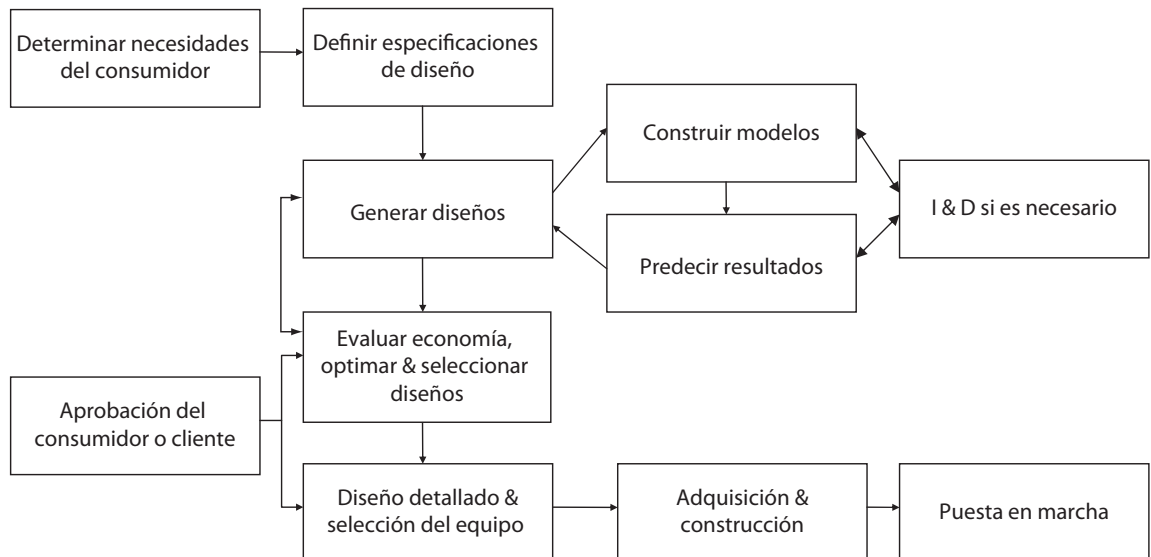


**Figura 1.1.** Limitaciones de diseño.

Las consideraciones económicas obviamente son la principal limitación en cualquier diseño de ingeniería: las plantas deben proporcionar un beneficio. En el Capítulo 6 se discutirá el coste y la economía del proceso

El tiempo será también una limitación. El tiempo disponible para completar un diseño limitará normalmente el número de diseños alternativos que se puedan considerar.

En la Figura 1.2 se muestra un diagrama de las etapas en el desarrollo de un diseño, desde la identificación inicial del objetivo hasta el diseño final. Cada etapa se discutirá en las siguientes secciones.



**Figura 1.2.** El proceso de diseño.

La Figura 1.2 muestra el diseño como un procedimiento iterativo, a medida que el diseño se desarrolla el diseñador será consciente de más posibilidades y limitaciones, y estará constantemente buscando nuevos datos e ideas, y evaluando posibles soluciones del diseño.

### 1.2.1. El objetivo del diseño (la necesidad)

Todos los diseños comienzan por una necesidad percibida. En el diseño de un proceso químico, el objetivo es la necesidad pública de un producto, creando una oportunidad comercial, según lo previsto por la organización de ventas y de mercado. Dentro de este objetivo general el diseñador reconocerá sub-objetivos; los requisitos de varias unidades que componen el proceso global.

Antes de empezar a trabajar, el diseñador debe obtener una declaración lo más completa, y sin ambigüedades, de los requisitos posibles. Si el requisito (la necesidad) surge de fuera del grupo de diseño, de un cliente o de otro departamento, entonces, el diseñador tendrá que esclarecer los requisitos reales mediante una discusión. Es importante distinguir entre las necesidades que se “deben hacer” de aquellas que se “tienen que hacer”. Las que se “tienen que hacer” son aquellas partes de la especificación inicial que pueden considerarse convenientes, pero que pueden ser más flexibles cuando se está desarrollando el diseño. Por ejemplo, una especificación de un producto determinado se puede considerar conveniente por el departamento de ventas, pero puede ser difícil y costosa de obtener, y podría ser posible cierta “relajación” de la especificación, consiguiendo un producto vendible y más barato. Siempre que sea posible, el diseñador debe cuestionar los requisitos del diseño (el proyecto y las especificaciones del equipo) y mantenerlos bajo revisión mientras progresa el diseño. Para el ingeniero de diseño es importante trabajar estrechamente con el departamento de ventas y de mercado o directamente con el cliente, para tener lo más claro posible una comprensión de las necesidades del mismo.

Cuando se escriben especificaciones para otros, tales como el diseño mecánico, o la compra de una pieza para un equipo, el ingeniero de diseño debe ser consciente de las restricciones (limitaciones) que van indicando otros diseñadores. Una especificación bien pensada y exhaustiva de los requisitos para la pieza de un equipo define las limitaciones externas en las que otros diseñadores deben trabajar.

### 1.2.2. Establecer la base del diseño

El paso más importante para empezar un diseño de un proceso es traducir la necesidad del cliente en una base del diseño. La base del diseño es un comunicado más preciso del problema que se ha de resolver. Normalmente incluye el caudal de producción y las especificaciones de pureza de la mayoría de los productos, conjuntamente con la información de las limitaciones que influirán en el diseño tales como:

1. El sistema de unidades que se utilizará.
2. Los códigos de diseño, nacionales, locales o de la compañía que se deben seguir.
3. Detalles de las materias primas que están disponibles.
4. Información de lugares posibles donde se puede colocar la planta, incluyendo datos climatológicos, condiciones sísmicas y la disponibilidad de infraestructura. En el Capítulo 14 se discute el diseño del lugar.
5. Información de las condiciones, disponibilidad y precio de los servicios públicos tales como gas combustible, vapor de agua, agua de refrigeración, aire de proceso, agua de proceso, y electricidad, que serán necesarios para poner en marcha el proceso.

La base del diseño se debe definir de forma clara antes de que se pueda empezar el diseño. Si el cliente realiza el diseño entonces se debe revisar la base del diseño con el cliente al comienzo del proyecto. Muchas empresas utilizan formas estándares o cuestionarios para obtener información de las bases del diseño. En el Apéndice G se da un ejemplo patrón y se puede bajar en formato Excel MS de la dirección de Internet: <http://elsevierdirect.com/companions>.

### 1.2.3. Generación de conceptos de diseño posibles

La parte creativa del proceso de diseño es la generación de soluciones posibles al problema para el análisis, evaluación y selección. En esta actividad, la mayoría de los diseñadores cuentan en gran medida con experiencias anteriores, la propia y la de los demás. Es dudoso que ningún diseño sea totalmente novedoso. Los antecedentes de la mayoría de los diseños generalmente se pueden rastrear fácilmente. Los primeros automóviles fueron claramente carruajes tirados por caballos pero sin el caballo; y el desarrollo del diseño de los coches modernos se puede rastrear paso a paso desde los primeros prototipos. En la industria química, los procesos de destilación modernos se desarrollaron a partir de los alambiques antiguos usados para destilar bebidas alcohólicas, y las columnas de relleno utilizadas para la absorción de gas se desarrollaron a partir de las torres primitivas rellenas de broza. Por lo tanto, no es frecuente que un diseñador de procesos se enfrente a la tarea de producir un diseño para un proceso completamente nuevo o una pieza nueva de un equipo.

Los ingenieros experimentados normalmente prefieren los métodos probados y evaluados, en lugar de diseños nuevos no probados pero posiblemente más excitantes. El trabajo que se requiere para el desarrollo de procesos nuevos, y el coste, hace que normalmente se desestimen. La comercialización de tecnología nueva es difícil y cara y pocas compañías están dispuestas a hacer inversiones multimillonarias en tecnología que no está bien probada (se conoce como el síndrome "*me third*": *yo, el tercero*). Se avanza con más seguridad en pequeñas etapas; sin embargo, cuando se quiere innovación, la experiencia previa, a través de prejuicios, puede inhibir la generación y aceptación de nuevas ideas (conocido como síndrome de "*no inventado aquí*").

La cantidad de trabajo, y la manera de abordarlo, dependerán del grado de novedad en un proyecto de diseño. El desarrollo de procesos nuevos requiere inevitablemente mucha más interacción con los investigadores y la recolección de datos de laboratorios y plantas piloto.

Los proyectos de ingeniería química se pueden dividir en tres tipos, dependiendo del grado de novedad:

1. Modificaciones, y adiciones, en una planta que ya existe; normalmente llevadas a cabo por el grupo de diseño de la planta.
2. Nueva capacidad de producción para satisfacer la creciente demanda de ventas, y la venta de los procesos establecidos por los contratistas. Repetición de los diseños existentes, con sólo pequeños cambios en el diseño, incluyendo diseños de procesos de un proveedor o un competidor llevados a cabo para entender si tienen un coste más convincente de producción.
3. Procesos nuevos, desarrollados en un laboratorio de investigación, a través de plantas piloto, para un proceso comercial. Incluso aquí, la mayoría de las operaciones unitarias y el equipo de proceso utilizará diseños establecidos.

La mayoría de los procesos de diseño se basan en diseños que existían anteriormente. El ingeniero de diseño muy rara vez se sienta delante de un papel en blanco para crear un diseño nuevo a partir de cero, una actividad a veces referida como "síntesis del proceso". Incluso en industrias tales como farmacéuti-

cas, donde la investigación y el desarrollo de productos nuevos son especialmente importantes, los tipos de proceso utilizados a menudo se basan en diseños previos para productos similares, a fin de hacer uso de un equipo bien estudiado y facilitar el proceso de obtener la aprobación reglamentaria para la planta nueva.

El primer paso para crear un diseño de proceso nuevo será esbozar un diagrama de bloques en borrador que muestren las principales etapas en el proceso; y hacer una lista de las funciones principales (objetivo) y las limitaciones principales para cada etapa. La experiencia entonces debe indicar que tipos de operaciones unitarias y equipo se debe considerar. En el Capítulo 4 se describen los pasos involucrados en la determinación de la secuencia de las operaciones unitarias que constituyen un diagrama de flujo del proceso.

La generación de ideas para posibles soluciones para un problema de diseño no se pueden separar de la etapa de selección del proceso de diseño; algunas ideas se rechazarán como poco prácticas, tan pronto como se conciben.

#### 1.2.4. Pruebas de aptitud

Cuando se sugieren las alternativas de diseños, se deben probar para ajustar los objetivos. En otras palabras, el ingeniero de diseño debe determinar lo bien que se ajusta cada concepto del diseño a las necesidades identificadas. En el campo de la ingeniería química es excesivamente costoso realizar varios diseños para encontrar cual funciona mejor (una práctica conocida como desarrollo de prototipos, que es común en otras disciplinas ingenieriles). En cambio, el ingeniero químico diseña un modelo matemático del proceso, normalmente mediante un simulador informático de procesos, de reactores, y de otros equipos clave. En algunos casos, el modelo de rendimiento puede incluir una planta piloto u otra instalación para predecir el rendimiento de la planta y recopilar los datos necesarios para el diseño. En otros casos, los datos del diseño se pueden recoger de una instalación a escala real existente o se pueden encontrar en la literatura de ingeniería química.

El ingeniero de diseño debe reunir toda la información necesaria para el modelo del proceso con el fin de predecir sus rendimientos frente a los objetivos identificados. Para el diseño del proceso éste incluirá información de procesos posibles, rendimiento del equipo, y datos de las propiedades físicas. En el Capítulo 8 se revisarán las fuentes de información de los procesos y las propiedades físicas.

Muchas organizaciones de diseño preparan un manual de datos básicos, conteniendo todos los conocimientos prácticos (“know-how”) del proceso en los que se basa el diseño. La mayoría de las organizaciones tienen manuales de diseño que cubren los métodos preferidos y los datos de los procedimientos de diseño usados más frecuentemente. Los estándares nacionales también son fuentes de obtención de métodos de diseños y datos. Son también limitaciones de diseño, como que las plantas nuevas deben estar diseñadas de acuerdo con los estándares nacionales. Si los datos o modelos de diseño necesarios no existen entonces se necesita un trabajo de investigación y desarrollo para recopilar los datos y obtener modelos nuevos.

Una vez recopilados los datos y establecido un modelo de trabajo del proceso, el ingeniero de diseño puede empezar a determinar el tamaño y los costes del equipo. En esta etapa será obvio que algunos diseños no son rentables y se podrán rechazar sin más análisis. Es importante asegurarse de que todos los diseños que se consideran son aptos para el servicio, es decir, reúnen los requisitos del cliente que “deben tener”. En la mayoría de los problemas de diseño de ingeniería química esto reduce la producción de productos que cumplen con las especificaciones requeridas. Un diseño que no cumple con los objetivos del cliente normalmente se puede modificar hasta que si los cumple, pero esto adiciona siempre costes extras.

### 1.2.5. Evaluación económica, optimación y selección

Una vez el diseñador ha identificado unos pocos diseños candidatos que cumplan con el objetivo del cliente, se puede empezar el proceso de selección del diseño. El criterio primordial para la selección del diseño normalmente es el rendimiento económico, aunque factores tales como seguridad e impacto medioambiental pueden también jugar un rol importante. La evaluación económica implica generalmente analizar el capital y los costes de operación del proceso para determinar la devolución de la inversión, tal como se describe en el Capítulo 6.

También se puede utilizar el análisis económico del producto o proceso para optimar el diseño. Cada diseño tendrá diferentes variantes posibles que tienen sentido económico en determinadas condiciones. Por ejemplo, el grado de recuperación del calor del proceso es una compensación entre el coste de la energía y el coste de los intercambiadores de calor (generalmente expresado como el coste del área del intercambiador de calor). En las regiones donde los costes de energía son elevados, son atractivos los diseños que utilizan mucha superficie de intercambio de calor para maximizar la recuperación del calor residual para su reutilización en el proceso. En las regiones donde los costes de energía son bajos, puede ser más económico utilizar más combustible y reducir el coste del capital de la planta. En la Sección 1.9 se discuten brevemente las técnicas matemáticas que se han desarrollado para ayudar en la optimación del diseño de la planta y de la operación.

Cuando todos los diseños candidatos se han optimado, se debe seleccionar el mejor diseño. Con mucha frecuencia, el ingeniero de diseño encontrará que diseños diferentes tienen un rendimiento económico muy cercano, en cuyo caso se elegirá el diseño más seguro o el que tiene la mejor trayectoria comercial. En la etapa de selección un ingeniero experimentado tendrá también muy en cuenta que los diseños candidatos son seguros, operables y fiables, y que no se ha pasado por alto ningún coste significativo.

### 1.2.6. Diseño detallado y selección del equipo

Después de haber seleccionado el proceso o el producto, el proyecto pasa al diseño detallado. Aquí se determinan las especificaciones detalladas del equipo tales como recipientes, intercambiadores, bombas e instrumentos. El ingeniero de diseño puede trabajar con otros profesionales, tales como ingenieros civiles para la preparación del lugar, ingenieros mecánicos para diseñar los recipientes y estructuras, e ingenieros eléctricos para la instrumentación y el control.

Muchas empresas contratan empresas de Ingeniería, Adquisición y Construcción (IAC; en inglés: EPC) comúnmente conocidas como contratistas, en la etapa del diseño detallado. Las compañías EPC mantienen un gran personal de diseño que pueden realizar de forma rápida y competente proyectos con un coste relativamente bajo.

Durante la etapa del diseño detallado todavía puede haber algunos cambios en el diseño y sin duda habrá una optimación en curso a medida que se desarrolla una idea mejor de la estructura del coste del proyecto. Las decisiones del diseño detallado tienden a enfocarse principalmente en la selección del equipo más bien que en los cambios en el diagrama de flujo. Por ejemplo, el ingeniero de diseño puede necesitar decidir si utiliza un intercambiador de tubos en U o de cabezal flotante, como se discute en el Capítulo 12, o si utiliza platos o rellenos para una columna de destilación, como se describe en el Capítulo 11.

### 1.2.7. Adquisición, construcción y operación

Cuando se han finalizado ya los detalles del diseño, se puede comprar el equipo, y se puede construir la planta. La adquisición y la construcción normalmente se llevan a cabo por una empresa EPC a menos

que el proyecto sea muy pequeño. Debido a que trabajan en muchos proyectos cada año, las empresas EPC son capaces de realizar pedidos a granel tales como tuberías, cables, válvulas, etc., y pueden usar su poder de compra para conseguir descuentos en la mayoría de los equipos. Las compañías EPC también tienen una gran experiencia en el campo de la construcción, inspección, ensayo e instalación de los equipos. Por lo tanto, pueden contratar normalmente la construcción de una planta para un cliente más barata (y normalmente también más rápida) que si el cliente se la construye él mismo.

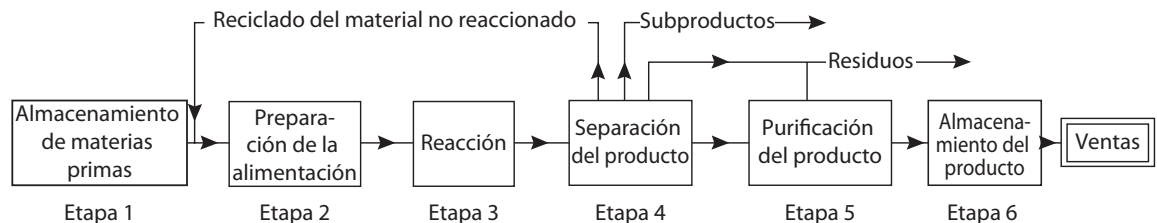
Finalmente, una vez construida la planta y preparada para la puesta en marcha, se puede comenzar la operación. Entonces, se llama con frecuencia al ingeniero de diseño para ayudar a resolver cualquier tema de la puesta en marcha y los problemas iniciales de la planta nueva.

### 1.3. LA ANATOMÍA DE UN PROCESO DE PRODUCCIÓN QUÍMICA

En la Figura 1.3 se muestran los componentes básicos de un proceso químico típico, en el que cada bloque representa una etapa en el proceso global para la fabricación de un producto a partir de sus materias primas. La Figura 1.3 representa un proceso generalizado, no todas las etapas son necesarias para cualquier proceso particular y la complejidad de cada etapa dependerá de la naturaleza del proceso. El diseño en ingeniería química se ocupa de la selección y disposición de las etapas, y de la selección, especificación y diseño del equipo requerido para realizar la función de cada etapa.

*Etapa 1. Almacenamiento de las materias primas.* A menos que las materias primas (llamadas también almacenamientos o alimentaciones) se suministren como productos intermedios de una planta vecina, se tendrá que hacer alguna provisión de almacenamiento para algunos días, o semanas, con objeto de resolver fluctuaciones e interrupciones en el suministro. Incluso cuando los materiales provienen de una planta adyacente se realiza normalmente alguna provisión para mantener algunas horas, o incluso días, el inventario para desacoplar los procesos. El tipo de almacenamiento que se requiere depende de la naturaleza de las materias primas, el método de suministro, y que seguridad se puede tener en la continuidad del suministro. Si los materiales se suministran por barco (contenedores o buque de carga a granel) se necesita un lote almacenado de varias semanas, mientras que si se suministran por carretera o por tren, en lotes más pequeños, se necesita un almacenamiento menor.

*Etapa 2. Preparación de la alimentación.* Se necesitará normalmente una purificación y preparación de las materias primas antes de que sean suficientemente puras, o en la forma correcta, para alimentar la etapa de la reacción. Por ejemplo, el acetileno generado por el proceso del carburo contiene com-



**Figura 1.3.** Anatomía de un proceso químico.

puestos de arsénico y de azufre, y otras impurezas, que se deben eliminar por lavado con ácido sulfúrico concentrado (u otro proceso) antes de ser suficientemente puro para reaccionar con el ácido clorhídrico para producir diclorometano. Se deben eliminar los contaminantes de la alimentación que puedan envenenar los catalizadores, enzimas o microorganismos. Las alimentaciones líquidas se tienen que evaporar antes de alimentar a reactores en fase gaseosa y se puede necesitar triturar, pulverizar y tamizar los alimentos sólidos.

*Etapa 3. Reacción.* La etapa de reacción es el corazón de un proceso de producción química. En el reactor se introducen todas las materias primas juntas en las condiciones que conducen a la obtención del producto deseado; casi siempre, se formarán también algunos subproductos, ya sea consecuencia de la estequiometría de la reacción, o de reacciones secundarias, o de las reacciones de las impurezas presentes en la alimentación.

*Etapa 4. Separación del producto.* Después del reactor (o reactores) los productos y subproductos se separan de cualquier material que no haya reaccionado. Si la cantidad es suficiente, el material que no ha reaccionado se reciclará a la etapa de reacción o a la etapa de preparación y purificación de la alimentación. Los subproductos se pueden también separar de los productos en esta etapa. En procesos de química fina existen a menudo etapas múltiples de reacción, cada una seguida por una o más etapas de separación.

*Etapa 5. Purificación.* Antes de la venta, el producto principal necesitará frecuentemente una purificación para obtener las especificaciones del producto. Si se producen en cantidades económicas, los subproductos también se pueden purificar para su venta.

*Etapa 6. Almacenamiento del producto.* Se realizará un inventario del producto acabado para ajustar la producción a las ventas. Se necesita también una provisión para el envasado y transporte del producto, dependiendo de la naturaleza del mismo. Los líquidos se despachan normalmente en bidones y en cisternas (carretera, tren y mar), los sólidos en sacos, envases de cartón o balas.

La cantidad de producto almacenado dependerá de la naturaleza del producto y del mercado.

### Procesos auxiliares

Además de las etapas principales del proceso mostradas en la Figura 1.3, se debe hacer una previsión para el suministro de los servicios (instalaciones auxiliares) necesarios; tales como, agua de proceso, agua de refrigeración, aire comprimido y vapor de agua. Se necesitan también instalaciones para el mantenimiento, la protección contra incendios, oficinas y otras dependencias, y laboratorios; véase Capítulo 14.

#### 1.3.1. Procesos continuos y discontinuos (o por cargas)

Los procesos continuos se diseñan para operar 24 horas al día, 7 días a la semana, durante todo el año. Se preverá algún tiempo de parada para el mantenimiento y, para algunos procesos, para la regeneración del catalizador. Se denomina factor de servicio de la planta o tasa de operación al porcentaje de las horas disponibles en un año que la planta opera, y está normalmente entre el 90 y el 95%.

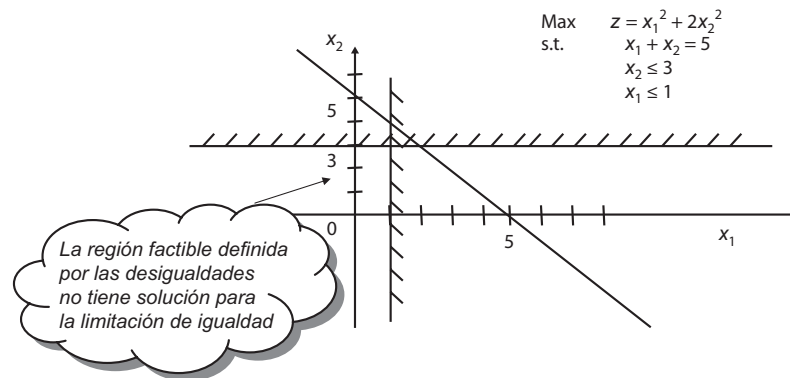
$$\text{Factor de servicio \%} = \frac{\text{horas operadas}}{8760} \times 100$$



Es posible también restringir más el problema. Por ejemplo, si se tiene el problema:

$$\begin{aligned} \text{Max } z &= x_1^2 + 2x_2^2 \\ \text{s.t. } x_1 + x_2 &= 5 \\ x_2 &\leq 3 \\ x_1 &\leq 1 \end{aligned}$$

En este caso, se puede ver en la Figura 1.7 que la región posible definida por las limitaciones de desigualdad no contiene ninguna solución para la limitación de igualdad. El problema, por lo tanto, es inviable tal como está planteado.



**Figura 1.7.** Un problema sobre restringido.

### Grados de libertad

Si el problema tiene  $n$  variables y  $m_e$  limitaciones de igualdad entonces tiene  $n - m_e$  grados de libertad. Si  $n = m_e$  no existen entonces grados de libertad y el conjunto de  $m_e$  ecuaciones se puede resolver para las  $n$  variables. Si  $m_e > n$  entonces el problema está sobre especificado. En la mayoría de los casos, sin embargo,  $m_e < n$  y  $n - m_e$  es el número de parámetros que se pueden ajustar independientemente para encontrar el óptimo.

Cuando se introducen limitaciones de desigualdad en el problema, normalmente ponen límites en el intervalo en el que los parámetros se pueden variar y por lo tanto reducir el espacio donde la búsqueda para el óptimo se lleva a cabo. A menudo, la solución óptima para un problema limitado se encuentra en el borde del espacio, i.e., en uno de los límites de las restricciones de desigualdad. En tales casos, el límite de desigualdad se convierte en una igualdad y se dice que es “activo”. Es posible con frecuencia usar perspectiva ingenieril y entendimiento de la química y la física para simplificar el problema de optimización. Si se entiende bien el comportamiento de un sistema, entonces el ingeniero de diseño puede decidir que un límite de desigualdad puede ser activo. Mediante la conversión de la limitación de desigualdad en limitación de igualdad, el número de grados de libertad se reduce en uno y el problema se hace más sencillo.

Esto se puede ilustrar mediante un ejemplo de optimización de un reactor único. El tamaño y el coste de un reactor son proporcionales al tiempo de residencia, que disminuye cuando la temperatura aumenta. La temperatura óptima normalmente es un compromiso entre el coste del reactor y la forma-

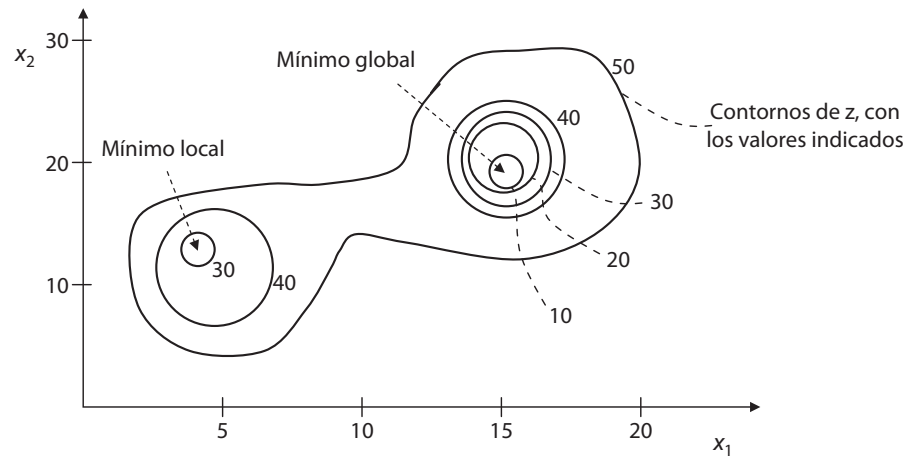


Figura 1.13. Optimación de dos variables de decisión.

**Convexidad**

Los límites de las restricciones se pueden también representar en el espacio de los parámetros  $(x_1, x_2)$ , como se ilustra en la Figura 1.14. Si las restricciones no son lineales, entonces existe la posibilidad de que la región factible no puede ser convexa. Una región convexa factible ilustrada en la Figura 1.14a es aquella en la que cualquier punto en una línea recta entre dos puntos dentro de la región factible se encuentra también dentro de la región factible. Esto se puede demostrar matemáticamente como:"

$$\begin{aligned}
 x &= \alpha x_a + (1 - \alpha)x_b \in \text{FR} \\
 \forall x_a, x_b \in \text{FR}, 0 < \alpha < 1
 \end{aligned}
 \tag{1.7}$$

donde

- $x_a, x_b$  = dos puntos cualesquiera pertenecientes a la región factible
- FR = el conjunto de puntos dentro de la región factible limitado por las restricciones
- $\alpha$  = una constante

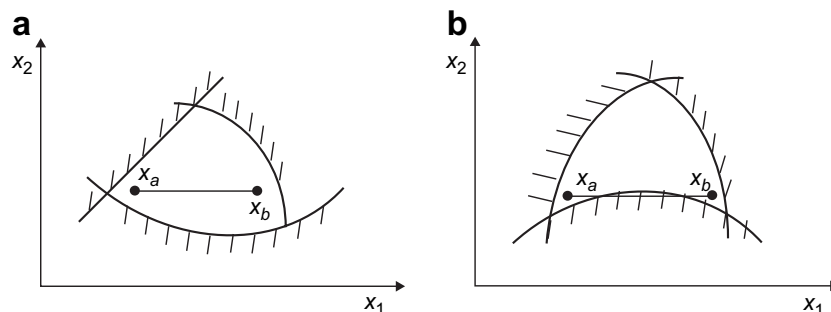


Figura 1.14. Convexidad para un problema de dos variables. (a) Región factible convexa. (b) Región factible no convexa.

Si se pueden encontrar dos puntos en la región factible tales que algún punto en una línea recta entre ellos se encuentre fuera de la región factible, entonces la región factible es no-convexa, como se ilustra en la Figura 1.14b.

La importancia de la convexidad es que los problemas con una región factible convexa son más fáciles de resolver para un óptimo global. Problemas con regiones factibles no-convexas son propensos a converger en un mínimo local.

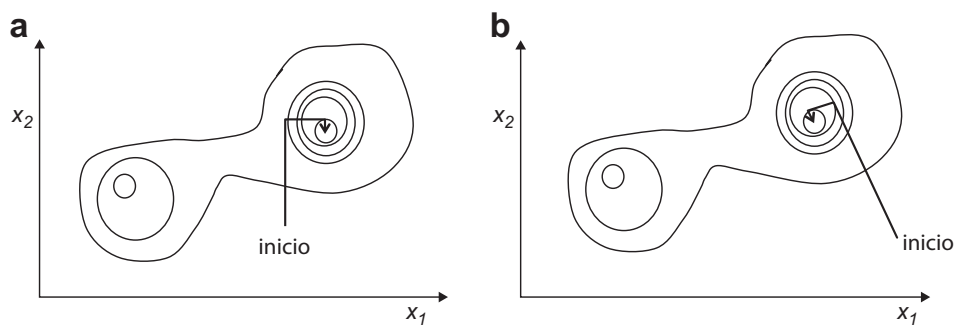
### Búsqueda en dos dimensiones

Los procedimientos para la búsqueda en dos dimensiones son en su mayoría extensiones de los métodos utilizados para búsquedas lineales de una sola variable:

1. Encontrar una solución inicial  $(x_1, x_2)$  dentro de la región factible.
2. Determinar una dirección de búsqueda
3. Determinar longitudes de paso  $\delta x_1$ , y  $\delta x_2$ .
4. Evaluar  $z = f(x_1 + \delta x_1, x_2 + \delta x_2)$
5. Repetir los pasos 2 al 4 hasta que converjan.

Si se varían  $x_1$  y  $x_2$  de uno en uno entonces el método se conoce como una investigación univariante y es lo mismo que llevar a cabo búsquedas lineales sucesivas. Si la longitud del paso se determina de modo que se encuentra el mínimo con respecto a la variable investigada entonces los pasos del cálculo van hacia el óptimo, como se muestra en la Figura 1.15a. Este método es sencillo de implementar, pero puede ser muy lento a la hora de converger. Otros métodos directos incluyen investigaciones patrones tales como los diseños factoriales usados en diseños estadísticos de experimentos (véase, por ejemplo, Montgomery, 2001), el método EVOP (Box, 1957) y el método simplex secuencial (Spendley et al., 1962).

Se pueden también aplicar métodos indirectos en problemas con dos o más variables de decisión. En el método de descenso más rápido (conocido también como el método del gradiente), la dirección de búsqueda es a lo largo del gradiente en el punto  $(x_1, x_2)$ , es decir, ortogonal para los contornos de  $f(x_1, x_2)$ . A continuación se lleva a cabo una búsqueda lineal para establecer un nuevo punto mínimo donde se vuelve a evaluar el gradiente. Este proceso se repite hasta que se cumplen los criterios de convergencia, como se muestra en la Figura 1.15b.



**Figura 1.15.** Métodos de búsqueda. (a) Búsqueda univariable. (b) Descenso más rápido.

### Problemas de optimación con variables múltiples

Algunos problemas comunes que se encuentran en la optimación multivariable se pueden describir para un problema de dos variables y se ilustra en la Figura 1.16. En la Figura 1.16a, la forma de los con-

nos en las secciones de rectificación y de agotamiento. En el contexto más amplio del proceso, puede ser posible suministrar el calor requerido para la caldera utilizando el calor recuperado de otras partes del proceso, donde el coste de energía se reducirá y se modificará el compromiso energía capital. En el contexto del proceso total, también se podría cuestionar si la columna necesita tales recuperaciones de tolueno y etilbenceno, ya que las recuperaciones elevadas llevan de forma clara a una razón de reflujo y un coste de energía de la columna elevados.

## 1.10. REFERENCIAS

- Abadie, J. y Guigou, J. (1969) Gradient reduit generalisé, Electricité de France Note HI 069/02.
- Biegler, L. T., Grossman, I. E., y Westerberg, A. W. (1997) Systematic Methods of Chemical Process Design (Prentice Hall).
- Box, G. E. P. (1957) Applied Statistics 6, 81. Evolutionary operation: a method for increasing industrial productivity.
- Dantzig, G. B. (1963) Linear Programming and Extensions (Princeton University Press).
- Diwekar, U. (2003) Introduction to Applied Optimization (Kluwer Academic Publishers).
- Edgar, T. E. and Himmelblau, D. M. (2001) Optimization of Chemical Processes, 2nd edn (McGraw-Hill).
- Hillier, F. S. and Lieberman, G. J. (2002) Introduction to Operations Research, 7th edn (McGraw-Hill).
- Kokossis, A. C. and Floudas, C. A. (1990) Chem. Eng. Sci. 45(3), 595. Optimization of complex reactor networks – 1. Isothermal operation.
- Livio, M. (2002) The Golden Ratio (Random House).
- Montgomery, D. C. (2001) Design and Analysis of Experiments, 5th edn (Wiley).
- Murtagh, B. A. and Saunders, M. A. (1978) Mathematical Programming 14, 41. Largescale linearly constrained optimization.
- Murtagh, B. A. and Saunders, M. A. (1982) Mathematical Programming Study 16, 84. A projected lagrangian algorithm and its implementation for sparse non-linear constraints.
- Rudd, D. F. and Watson, C. C. (1968) Strategy of Process Design (Wiley).
- Spendley, W., Hext, G.R. and Himsworth, F. R. (1962) Technometrics 4, 44.
- Stoecker, W. F. (1989) Design of Thermal Systems 3rd edn (McGraw-Hill)
- Wolfe, P. (1962) Notices Am. Math. Soc. 9, 308. Methods of non-linear programming.

## 1.11. NOMENCLATURA

		<b>Dimensiones en \$MLT\theta\$</b>
$a$	Una constante	—
$b$	Una constante	—
$f(x)$	Función general de $x$	—
$f'(x)$	Primera derivada de la función de $x$ con respecto a $x$	—
$f''(x)$	Segunda derivada de la función de $x$ con respecto a $x$	—
FR	El conjunto de puntos contenido en una región factible	—
$\mathbf{g}(x)$	Un vector $m_i$ de las restricciones de desigualdad	—

$g(x)$	Ecuación general en $x$ para la restricción de desigualdad	—
$\mathbf{h}(x)$	Un vector $m_e$ de restricciones de igualdad	—
$h(x)$	Ecuación general en $x$ de la restricción de igualdad	—
$h$	Longitud del paso en un algoritmo de investigación	—
$M$	Una constante escalar grande	—
$m$	Número de restricciones	—
$m_e$	Número de restricciones de igualdad	—
$m_i$	Número de restricciones de desigualdad	—
$n$	Número de variables	—
$Q_c$	Rendimiento de condensación en la destilación	$ML^2T^{-3}$
$Q_r$	Rendimiento de calentamiento en la destilación	$ML^2T^{-3}$
$S_1, S_2 \dots$	Variables de holgura	—
$T$	Temperatura	$\theta$
$T_{\text{aleación}}$	Temperatura máxima permitida para una aleación	$\theta$
$T_A, T_B, T_C$	Temperaturas máximas permitidas para las aleaciones A, B y C	$\theta$
$U$	Coefficiente global de transferencia de calor	$ML^{-3}TL^{-1}$
$X$	Un vector $d$ con $n$ variables de decisión	—
$x_1, x_2 \dots$	Variables continuas	—
$y_1, y_2 \dots$	Variables enteras (discretas)	—
$z$	El objetivo (en la optimización)	—
$\alpha$	Una constante entre 0,0 y 1,0	—
$\varepsilon$	Fracción del intervalo de búsqueda o tolerancia para la convergencia	—
$\Delta T$	Diferencia de temperaturas	$\theta$
$\Delta T_{\text{óptima}}$	Diferencia de temperaturas óptima en la recuperación de calor	$\theta$
$\delta_{x1}, \delta_{x2}$	Incrementos pequeños en $x_1$ y $x_2$	—
$\omega$	Razón usada en la búsqueda mediante el segmento áureo (= 0,381966)	—
<i>Sufijos</i>		
D1	Lado inferior de una discontinuidad	
D2	Lado superior de una discontinuidad	

$i$	Variable $i$
$j$	Variable $j$
$k$	Iteración $k$
$L$	Límite inferior
$S$	Punto estacionario
$U$	Límite superior

## 1.12. PROBLEMAS

- 1.1.** Desarrollar los planos de un proyecto para el diseño y la construcción de los siguientes procesos. Usar la Figura 1.2 como guía para las actividades que deben tener lugar. Estimar el tiempo total requerido desde la puesta en marcha del proyecto hasta el comienzo de la operación.
- i) Un proceso petroquímico utilizando tecnología establecida, para que se construya en un lugar existente.
  - ii) Un proceso para la producción a escala completa de un nuevo medicamento, basado en un proceso que actualmente se están haciendo pruebas en planta piloto.
  - iii) Un proceso nuevo para convertir residuos de celulosa en combustibles.
  - iv) Una instalación de reprocesamiento de un combustible nuclear gastado.
  - v) Un sistema de recuperación de disolvente para una instalación de producción de sistemas electrónicos.
- 1.2.** Usted es el gerente del proyecto de un equipo que se ha contratado para completar el diseño de una planta química en la etapa de selección del diseño. Tiene tres ingenieros disponibles (incluido usted mismo) y el trabajo se debe terminar en 10 semanas. Desarrollar un proyecto de la planta y el calendario de las tareas para cada ingeniero. Asegúrese de dejar el tiempo suficiente para el dimensionamiento del equipo, el coste y la optimación. ¿Qué intermedios que se puedan entregar se deberían especificar para asegurar que el proyecto va por buen camino?
- 1.3.** Un separador divide una corriente de proceso en tres fases: una corriente orgánica líquida, una corriente acuosa líquida, y una corriente gaseosa. La corriente de alimentación contiene tres componentes, y todos ellos están presentes en cierta medida en la corriente de separación. Se conoce la composición y el caudal de la corriente de alimentación. Todas las corrientes estarán a la misma temperatura y presión. Están disponibles las constantes de equilibrio de fase para los tres componentes
- i) ¿Cuántas variables de diseño se deben especificar para poder calcular las composiciones de la corriente de salida y los caudales?
  - ii) ¿Cómo optimar estas variables si el objetivo del separador fuera la recuperación máxima de los componentes condensables dentro de la corriente orgánica líquida? ¿Qué restricciones podrían limitar la recuperación alcanzable?

- 1.4.** Se construye un tanque rectangular con base cuadrada a partir de láminas de acero de 5 mm. Si la capacidad requerida es 8 metros cúbicos, determinar las dimensiones óptimas si el tanque tiene:
- un tope cerrado
  - un tope abierto.

- 1.5.** Estimar el espesor óptimo del aislamiento del techo de una casa dada la siguiente información. El aislamiento se instalará en el ático.

Valores de  $U$ , coeficiente global de transferencia de calor para el aislamiento en función del espesor (véase Capítulo 12)

Espesor, mm	0	25	50	100	150	200	250
$U, \text{Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$	20	0,9	0,7	0,3	0,25	0,20	0,15

El coste del aislamiento, incluyendo la instalación, es  $\$120/\text{m}^3$ . Las cargas de capital (véase Capítulo 6) son el 20% por año. El coste de combustible, permitido para la eficacia del sistema de calefacción es  $\$/\text{GJ}$ . El coste del enfriador es  $\$/\text{GJ}$ . Las temperaturas promedio para cualquier región de los Estados Unidos o Canadá se pueden encontrar en [www.weather.com](http://www.weather.com) (bajo las tablas promedio). Se supone que la casa se calienta o se enfría para mantener una temperatura interna en el intervalo de 21 a 27 °C.

*Nota:* La velocidad a la que el calor se va perdiendo o ganando viene dada por  $U \times \Delta T$ ,  $\text{W}/\text{m}^2$ , donde  $U$  es el coeficiente global y  $\Delta T$  es la diferencia de temperaturas; véase Capítulo 12.

- 1.6.** ¿Cuál es la forma práctica del óptimo para un habitante terrestre, para minimizar el calor perdido a través de la estructura de los edificios? ¿Dónde se utiliza (o utilizaba) esta forma óptima? ¿Por qué esta forma óptima raramente se utiliza en las sociedades más ricas?
- 1.7.** El hidrógeno se fabrica a partir del metano por reformado con vapor de agua (reacción con el vapor de agua) o por oxidación parcial (reacción con el oxígeno). Ambos procesos son endotérmicos. ¿Qué temperatura y presión del reactor serían las óptimas para estos procesos? ¿Qué restricciones se aplicarían?
- 1.8.** El etileno y el propileno son monómeros valiosos. El paso clave en la recuperación de estos materiales es el fraccionamiento de la olefina a partir de la correspondiente parafina (etano o propano). Estas etapas de fraccionamiento requieren una refrigeración del condensador superior y columnas de destilación muy grandes con muchas etapas. Aumentando la presión a la que la columna opera se mejora el rendimiento del sistema de refrigeración, pero aumenta el número de etapas necesarias. Formular la función objetivo por la optimación de la recuperación del etileno a partir de una mezcla de etileno-etano. ¿Cuáles son las restricciones clave? ¿Cuál será el principal compromiso?
- 1.9.** Si usted tuviera que diseñar una planta para leche pasteurizada, ¿qué restricciones utilizaría en el diseño?

- 1.10.** Se ha diseñado un proceso catalítico para fabricar 150 000 toneladas métricas por año de producto con un beneficio neto de \$0,25/lb de producto. El catalizador para este proceso cuesta \$10/lb y se tardan 2 meses en parar el proceso, eliminar el catalizador antiguo, recargar el catalizador nuevo y reiniciar el proceso. La alimentación y la recuperación del producto y las secciones de purificación puede forzarse a fabricar tanto como un 120% de la capacidad base del diseño. La sección del reactor se dimensiona con catalizador suficiente para obtener el 100% del diseño base cuando se opera con catalizador nuevo a 500 °F. El reactor sólo se puede operar por razones de seguridad a temperaturas hasta de 620 °F. La velocidad espacial másica horaria del reactor (lb de producto por hora por lb de catalizador) viene dada por la siguiente ecuación:

$$\text{WHSV} = 4,0 \times 10^6 \exp\left(\frac{-8000}{T}\right) \exp(-8,0 \times 10^{-5} \times t \times T)$$

donde  $t$  = tiempo de la corriente en meses

$T$  = temperatura

Encontrar la temperatura óptima frente al perfil del tiempo para el reactor y determina cuanto tiempo tiene que trabajar el reactor antes de que se cambie el catalizador. (Pista: la temperatura inicial no tiene por qué ser 500 °F).

- 1.11.** Se ha propuesto el siguiente portafolio de proyectos de inversión para una compañía para el próximo año:

Proyecto	NPV (MM\$)	Coste (MM\$)
A	100	61
B	60	28
C	70	33
D	65	30
E	50	25
F	50	17
G	45	25
H	40	12
I	40	16
J	30	10

- i) Desarrollar un programa de optimación en una hoja de cálculo para seleccionar el portafolio óptimo de proyectos para maximizar el valor actual neto del portafolio total (VAN), dado un presupuesto total de \$100 millones. (Esto es un PLEM sencillo).
- ii) ¿Cómo cambiará el portafolio y el VAN si el se incrementara el presupuesto a \$110 millones?
- iii) Debido al recorte del coste corporativo, el presupuesto se reduce a \$80 millones. ¿Qué proyectos están ahora financiados y cuál es el VAN nuevo?



# 11 COLUMNAS DE SEPARACIÓN (DESTILACIÓN, ABSORCIÓN Y EXTRACCIÓN)

## Contenidos del capítulo

- |   |  |
|---|--|
| 11.1. Introducción  | 11.9. Otros procesos de destilación                              |
| 11.2. Destilación continua: Descripción del proceso   | 11.10. Eficacia de los platos                                    |
| 11.3. Destilación continua: Principios básicos  | 11.11. Dimensionado aproximado de la columna                     |
| 11.4. Variables de diseño en la destilación   | 11.12. Contactores de platos                                     |
| 11.5. Métodos de diseño para sistemas binarios  | 11.13. Diseño hidráulico de los platos                           |
| 11.6. Destilación multicomponente: Consideraciones generales  | 11.14. Columnas de relleno                                       |
| 11.7. Destilación multicomponente: Métodos rápidos para determinar el requerimiento de etapas y reflujo | 11.15. Columnas auxiliares                                       |
| 11.8. Sistemas multicomponentes: Procedimientos de resolución rigurosos (métodos por ordenador)         | 11.16. Extracción con disolventes (extracción líquido – líquido) |
|   | 11.17. Referencias   |
|   | 11.18. Nomenclatura  |
|   | 11.19. Problemas   |

## Objetivos clave de aprendizaje

- Cómo diseñar columnas de destilación
- Cómo dimensionar columnas de destilación y seleccionar y diseñar los platos de las columnas de destilación
- Cómo diseñar columnas de destilación usando rellenos en lugar de platos
- Cómo diseñar columnas de absorción y de desorción
- Cómo diseñar columnas de extracción líquido – líquido

## 11.1. INTRODUCCIÓN

Este capítulo abarca el diseño de las columnas de separación. Aunque el énfasis está en los procesos de destilación, las características de construcción básicas, y muchos de los métodos de diseño, también se aplican a otros procesos multietapas, tales como la desorción, absorción y extracción. Sólo se ofrecerá una revisión breve de los principios fundamentales en que subyacen los procedimientos de diseño; se puede encontrar una discusión más completa en el libro de Richardson *et al.* (2002), y otros libros de texto: King (1980), Hengstebeck (1976), Kister (1992), Doherty y Malone (2001) y Luyben (2006).

La destilación es probablemente el proceso de separación más ampliamente usado en las industrias químicas y conexas; sus aplicaciones van desde la rectificación del alcohol, que se ha practicado desde la antigüedad, hasta el fraccionamiento del petróleo. Una buena comprensión de métodos usados para la correlación de los datos del equilibrio líquido – vapor es esencial para comprender la destilación y otros procesos de etapas de equilibrio; este tema está cubierto en el Capítulo 8.

En los últimos años, mucho del trabajo realizado para el desarrollo de métodos de diseño fiables para los equipos de destilación se ha llevado a cabo por una organización comercial, Fractionation Research Inc. (FRI), una organización establecida con los recursos para llevar a cabo trabajos experimentales con columnas a escala real. Dado que su trabajo está patentado, no se publica en la literatura abierta y no es posible remeternos a sus métodos en este libro. Los manuales de diseño de Fractionation Research, sin embargo, están disponibles para los ingenieros de diseño que sus compañías están suscritas como miembros de la organización. FRI también ha producido un excelente vídeo de formación que muestra los fenómenos físicos que ocurren cuando una columna de platos trabaja en diferentes regímenes hidráulicos. Este vídeo se puede adquirir de FRI en [www.fri.org](http://www.fri.org).

### Diseño de columnas de destilación

El diseño de una columna de destilación se puede dividir en los pasos siguientes:

1. Especificar el grado de separación requerido: determinar las especificaciones del producto.
2. Seleccionar las condiciones de operación: discontinuo o continuo; presión de operación.
3. Seleccionar el tipo de dispositivo de contacto: platos o relleno.
4. Determinar los requerimientos de etapas y reflujo: el número de etapas de equilibrio.
5. Dimensionar la columna: diámetro, número de etapas reales.
6. Diseñar el interior de la columna: platos, distribuidores, soportes del relleno.
7. Diseño mecánico: carcasa e instalaciones internas.

El paso principal es determinar los requerimientos de etapas y reflujo. Esto es un procedimiento relativamente sencillo cuando la alimentación es una mezcla binaria, pero un trabajo difícil y complejo cuando la alimentación contiene más de dos compuestos (sistema multicomponente).

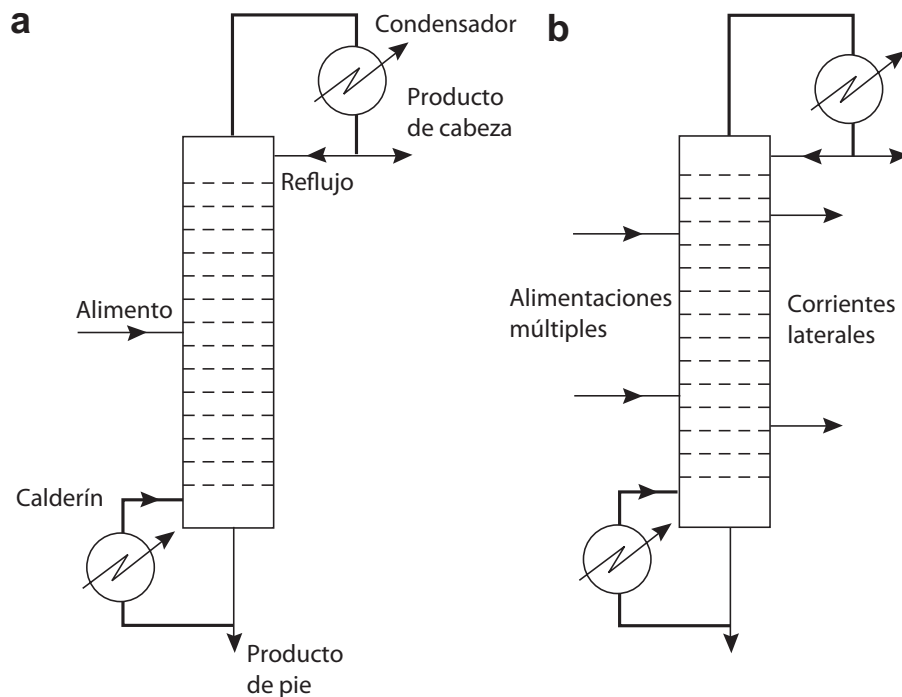
Casi todo el diseño de la destilación se lleva a cabo usando un programa informático de simulación de procesos comercial, como se indicó en el Capítulo 4. Los programas de simulación de procesos permiten al diseñador determinar los requerimientos de etapas y reflujo que son necesarios para alcanzar la separación deseada, entonces se dimensiona la columna y se diseñan los interiores de la columna. Una vez se conoce el tamaño de la columna, se puede diseñar la carcasa como un recipiente a presión (véase Capítulo 13) y se pueden diseñar el condensador y la caldera como intercambiadores de calor (véase Capítulo 12). Entonces se puede calcular el coste y optimar el diseño total. En el Capítulo 1 se dio un ejemplo de optimación de una columna de destilación.

## 11.2. DESTILACIÓN EN CONTINUO: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La separación de mezclas líquidas por destilación depende de las diferencias en la volatilidad entre los compuestos. Cuanto mayor sea la volatilidad relativa, más fácil es la separación. El equipo básico requerido para la destilación en continuo se muestra en la Figura 11.1. El vapor circula hacia arriba en la columna y el líquido en contracorriente hacia abajo de la columna. El vapor y el líquido se ponen en contacto en los platos o en el relleno. Parte del condensado del condensador se devuelve a la cabeza de la columna para proporcionar la circulación de líquido por encima del punto de alimentación (reflujo), y parte del líquido de la base de la columna se evapora en la caldera y se devuelve para proporcionar la circulación de vapor.

En la sección por debajo de la alimentación, los compuestos más volátiles se eliminan del líquido y esto se conoce como la sección de agotamiento. Por encima de la alimentación, la concentración de los compuestos más volátiles aumenta y esto se llama enriquecimiento, o más comúnmente, la sección de rectificación. La Figura 11.1a muestra una columna que está produciendo dos corrientes de producto, referidas como destilado y residuo, a partir de una alimentación única. Ocasionalmente se usan columnas con más de una alimentación, y con corrientes de salida laterales en puntos de la columna, Figura 11.1b. Esto no altera la operación básica, pero complica hasta cierto punto el análisis del proceso.

Si el requisito del proceso es eliminar un componente volátil de un disolvente relativamente no volátil, la sección de rectificación se puede omitir, y la columna entonces se llamará una columna de agotamiento.



**Figura 11.1.** Columna de destilación. (a) Columna básica. (b) Alimentaciones múltiples y corrientes laterales.

## 11.5. MÉTODOS DE DISEÑO PARA SISTEMAS BINARIOS

La destilación de mezclas binarias es un problema relativamente sencillo. Con una mezcla binaria, fijando la composición de un componente se fija la composición del otro. Los requerimientos de la etapa y el reflujo se pueden determinar usando métodos gráficos sencillos desarrollados en los años 1920, y no se requiere iterar en los cálculos.

Sin embargo, se debe enfatizar que los métodos gráficos para destilaciones binarias no se usan demasiado en la práctica. Muy pocos problemas de destilación industriales involucran mezclas binarias reales. Generalmente estarán presentes otros compuestos incluso si los dos compuestos mayoritarios constituyen más del 99,9% molar de la mezcla. El ingeniero de diseño generalmente necesitará conocer cómo se distribuyen estos otros compuestos entre el destilado y el residuo para asegurarse que se pueden determinar las especificaciones del producto y para determinar las cargas de contaminantes en las operaciones corriente abajo. Además, el problema de diseñar una destilación raramente se resuelve aisladamente respecto al diseño global del proceso y el uso generalizado de programas de simulación de procesos han hecho que los métodos gráficos queden obsoletos. Para la inicialización para una simulación rigurosa de una destilación binaria se utilizan los mismos métodos usados para una destilación multicomponente (como se describe en la Sección 4.5.2). Los métodos gráficos no ofrecen una visión de los procedimientos de resolución usados para destilaciones multicomponentes.

A pesar de las consideraciones anteriores, muchos educadores encuentran útiles los métodos gráficos para destilaciones binarias como un medio de explicación de algunos de los fenómenos que pueden ocurrir en separaciones multietapas, y estos métodos son parte del currículo de ingeniería química requerido en la mayoría de los países. Los métodos gráficos se pueden usar para ilustrar algunos problemas que son comunes en las destilaciones binarias y en las multicomponentes. Los métodos gráficos aún son útiles para comprender e para la inicialización de otros procesos de separación por etapas tales como la absorción, la desorción y la extracción.

La discusión de los métodos de destilación binaria en este capítulo está limitada a una breve visión con énfasis sobre las ideas que se pueden obtener a partir de los gráficos. Para más detalles de los métodos de destilación binarios clásicos, véase Richardson *et al.* (2002) y ediciones anteriores de este libro.

### 11.5.1. Ecuaciones básicas

Sorel (1899) fue el primero en obtener y aplicar las ecuaciones de la etapa básica para el análisis de sistemas binarios. La Figura 11.4a muestra los caudales y composiciones en la parte superior de una columna. Tomando los límites del sistema de forma que incluyan la etapa  $n$  y el condensador, se obtienen las siguientes ecuaciones:

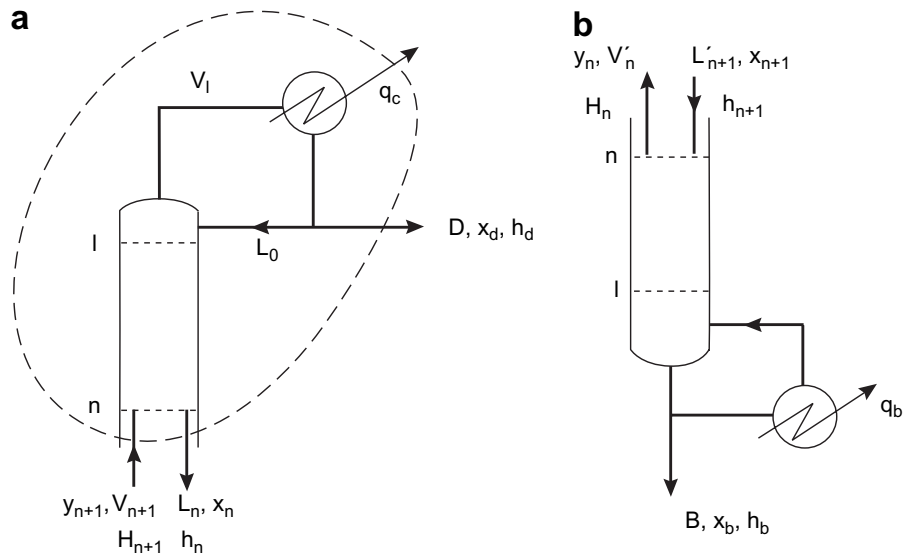
#### Balance de materia

Balances globales

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (11.11)$$

donde  $D$  es el caudal del destilado, y para cada compuesto:

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_d \quad (11.12)$$



**Figura 11.4.** Circulaciones y composiciones de la columna. (a) Por encima de la alimentación. (b) Por debajo de la alimentación.

**Balance de energía**

Entalpía global de la corriente

$$V_{n+1}H_{n+1} = L_n h_n + D h_d + q_c \tag{11.13}$$

donde  $q_c$  es el calor eliminado en el condensador.

La combinación de las ecuaciones 11.11 y 11.12 da:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} x_d \tag{11.14}$$

La combinación de las ecuaciones 11.11 y 11.13 da:

$$V_{n+1}H_{n+1} = (L_n + D)H_{n+1} = L_n h_n + D h_d + q_c \tag{11.15}$$

Se pueden escribir ecuaciones análogas para la sección de agotamiento, Figura 11.4b.

$$x_{n+1} = \frac{V'_n}{V'_n + B} y_n + \frac{B}{V'_n + B} x_b \tag{11.16}$$

y

$$L'_{n+1} h_{n+1} = (V'_n + B)h_{n+1} = V'_n H_n + B h_b - q_b \tag{11.17}$$

donde  $B$  es el caudal de residuo.

A presión constante, las temperaturas de la etapa serán sólo función de las composiciones del líquido y el vapor (puntos de rocío y de burbuja), y por lo tanto, las entalpías específicas también serán función de la composición.

$$H = f(y) \tag{11.18a}$$

$$h = f(x) \tag{11.18b}$$

### Método Lewis – Sorel (caudales equimolar)

Para la mayoría de problemas de destilación se puede realizar una suposición simplificativa, propuesta por vez primera por Lewis (1909), que evita tener que resolver las ecuaciones de balance de energía de las etapas. Los caudales molares del vapor y el líquido se toman como constantes en las secciones de enriquecimiento y agotamiento. Esta condición se conoce como caudal molar constante o equimolar: los caudales molares del líquido y el vapor son constantes para todas las etapas. Esto sólo será verdad cuando los calores latentes de vaporización molares de los compuestos son iguales y, junto con los calores específicos, estos son constantes para todo el rango de temperaturas de la columna; el calor de mezcla es insignificante; y las pérdidas de calor son despreciables. Estas condiciones se cumplen a la práctica para sistemas donde los compuestos forman mezclas líquidas próximas a la idealidad.

Incluso cuando los calores latentes son sustancialmente diferentes, el error de asumir el caudal equimolar para calcular el número de etapas a menudo es pequeño en comparación con el error cometido en el valor de la eficacia de la etapa, y esto hace esta simplificación aceptable.

Con caudal equimolar, las ecuaciones 11.14 y 11.16 se pueden escribir sin los subíndices para indicar el número de etapa:

$$\gamma_{n+1} = \frac{L}{L+D}x_n + \frac{D}{L+D}x_d \quad (11.19)$$

$$x_{n+1} = \frac{V'}{V'+B}\gamma_n + \frac{B}{V'+B}x_b \quad (11.20)$$

donde  $L$  = el caudal constante del líquido en la sección de rectificación = el caudal del reflujo,  $L_0$ ; y  $V'$  es el caudal constante del vapor en la sección de agotamiento.

Las ecuaciones 11.19 y 11.20 se pueden escribir de una forma alternativa:

$$\gamma_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_d \quad (11.21)$$

$$\gamma_n = \frac{L'}{V'}x_{n+1} - \frac{B}{V'}x_b \quad (11.22)$$

donde  $V$  es la circulación del vapor constante en la sección de rectificación =  $(L + D)$  y  $L'$  es la circulación del líquido constante en la sección de agotamiento =  $V' + B$ .

Estas ecuaciones son lineales, con pendientes  $L/V$  y  $L'/V'$ . Estas se conocen como líneas de operación, y dan la razón entre las composiciones del vapor y el líquido entre las etapas. Para una etapa de equilibrio, las composiciones de las corrientes de vapor de líquido que salen de la etapa vienen dadas por las relaciones del equilibrio.

#### 11.5.2. Método de McCabe-Thiele

Las ecuaciones 11.21 y 11.22 y las relaciones del equilibrio se resuelven cómodamente por el método gráfico desarrollado por McCabe y Thiele (1925). A continuación se ofrece un procedimiento sencillo para la construcción del diagrama y se ilustra en el Ejemplo 11.2.

**Procedimiento**

En referencia la Figura 11.5; todas las composiciones son aquellas del componente más volátil.

1. Dibujar la curva de equilibrio líquido – vapor a partir de los datos disponibles a la presión de operación de la columna. En términos de volatilidad relativa:

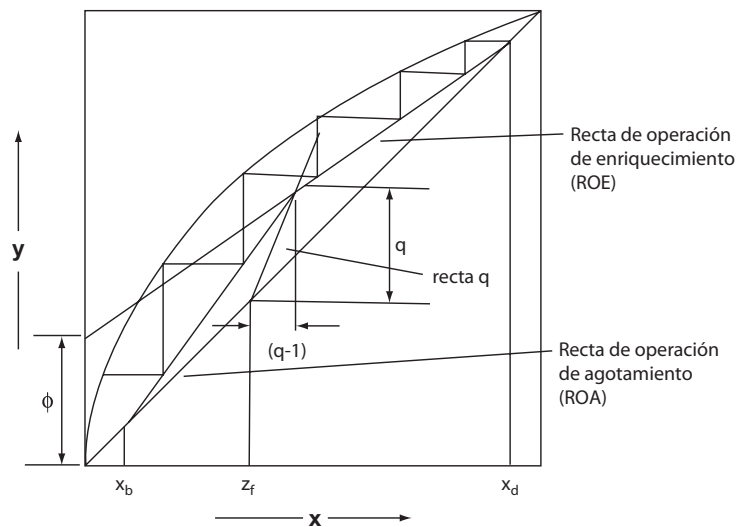
$$y = \frac{\alpha x}{(1 + (\alpha - 1)x)} \tag{11.23}$$

donde  $\alpha$  es la volatilidad relativa promedio geométrica del compuesto más ligero (más volátil) con respecto al compuesto más pesado (menos volátil). Generalmente es más cómodo, y menos confuso, usar escalas iguales para ambos ejes de la  $x$  y la  $y$ .

2. Realizar un balance de materia sobre la columna para determinar las composiciones de la cabeza y el pie de columna,  $x_d$  y  $x_b$ , a partir de los datos dados.
3. Las rectas de operación de enriquecimiento y agotamiento cruzan la diagonal a  $x_d$  y  $x_b$  respectivamente; marcar estos puntos en el diagrama.
4. El punto de intersección de las dos rectas de operación depende de la condición de la fase del alimento. La línea donde ocurre la intersección se llama la recta  $q$ , se determina como sigue:
  - (i) Calcular el valor de la razón  $q$  dada por

$$q = \frac{\text{calor para vaporizar 1 mol de alimento}}{\text{calor molar latente del alimento}}$$

- (ii) Dibujar la línea  $q$ , pendiente =  $q/(q - 1)$ , cortando la diagonal en  $z_f$  (composición del alimento).



**Figura 11.5.** Diagrama McCabe - Thiele.

donde

$E_a$  = eficacia del plato real, teniendo en cuenta el arrastre

$\Psi$  = el arrastre fraccional =  $\frac{\text{líquido arrastrado}}{\text{caudal bruto de líquido}}$

En la Sección 11.13.5 se indica un método para la predicción del arrastre en los platos tamiz, Figura 11.36; Bolles (1963) indica un método similar para los platos de campana de borboteo.

## 11.11. DIMENSIONADO APROXIMADO DE LA COLUMNA

Se puede realizar una estimación aproximada del tamaño global de la columna una vez se conoce el número de etapas reales requeridas para la separación. Esto es frecuentemente necesario para realizar una estimación aproximada del coste de capital para la evaluación de un proyecto.

### Espacio entre platos

La altura global de la columna dependerá del espacio entre platos. Normalmente se usan espacios entre platos desde 0,15 m (6 in) hasta 1 m (36 in). La elección del espacio dependerá del diámetro de la columna y de las condiciones de operación. Se usan espacios pequeños entre platos en las columnas de diámetros pequeños y donde la altura global está restringida, como pasa cuando se instala una columna en un edificio. Para columnas con un diámetro superior a 1 m, normalmente se usarán espacios entre platos de 0,3 a 0,6 m, y se puede tomar como estimación inicial un valor de 0,5 (18 in). Esto se debería revisar, si es necesario, cuando se realiza un diseño detallado de los platos.

Entre ciertos platos se necesitará un mayor espaciado para instalar los dispositivos de la alimentación y de las corrientes laterales, y para los agujeros de visita (en inglés manways).

### Diámetro de la columna

El factor principal que determina el diámetro de la columna es el caudal del vapor. La velocidad del vapor debe estar por debajo de aquel que pueda provocar un arrastre excesivo de líquido o una elevada caída de presión. La ecuación dada a continuación, que se basa en la bien conocida ecuación de Souders y Brown (Lowenstein, 1961), se puede usar para estimar la velocidad de vapor superficial máxima permitida, e incluso el área de la columna y su diámetro,

$$\hat{u}_v = (-0,171l_t^2 + 0,27l_t - 0,047) \left[ \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right] \quad (11.47)$$

donde

$u_v$  = velocidad máxima permitida para el vapor, basada en el área bruta (total) de la sección transversal, m/s

$l_t$  = espaciado entre platos, m (rango 0,5 - 1,5).

Entonces se puede calcular el diámetro de la columna,  $D_c$ :

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}} \quad (11.48)$$

donde  $\hat{V}_w$  es el máximo caudal para el vapor, kg/s.



Esta estimación aproximada del diámetro podría revisarse cuando se llevara a cabo el diseño detallado de los platos.

El diámetro estimado de la columna entonces debería de redondearse al alza hasta el tamaño estándar más cercano de cabeza, de modo que las cabezas prefabricadas se puedan usar como cierres de la carcasa de la columna (véase Sección 13.5.2). Los programas de dimensionamiento de columnas en la mayoría de programas de simulación de procesos comerciales usan los tamaños de cabeza estándares de Norte América, que están disponibles en incrementos de 6 in (152,4 mm).

## 11.12. TIPOS DE PLATOS PARA FAVORECER EL CONTACTO LÍQUIDO VAPOR

El tipo de plato más comúnmente usado en las columnas de absorción y destilación es el plato de circulación cruzada. En un plato de circulación cruzada el líquido a lo largo del plato y el vapor asciende a través del plato. En la Figura 11.23 se muestra un diseño típico. El líquido circulante se transfiere de un plato al inferior a través de canales verticales llamados bajantes. Mediante un rebosadero de salida se retiene una cierta cantidad de líquido encharcado en el plato.

Se usan otros tipos platos que no tienen bajantes (platos sin circulación cruzada), el líquido fluye descendiendo en regadera en la columna a través de grandes aberturas en los platos (algunas veces llamados platos en regadera). Estos platos, y, otros platos sin circulación cruzada patentados, se usan para fines especiales, particularmente cuando se requiere una baja caída de presión.

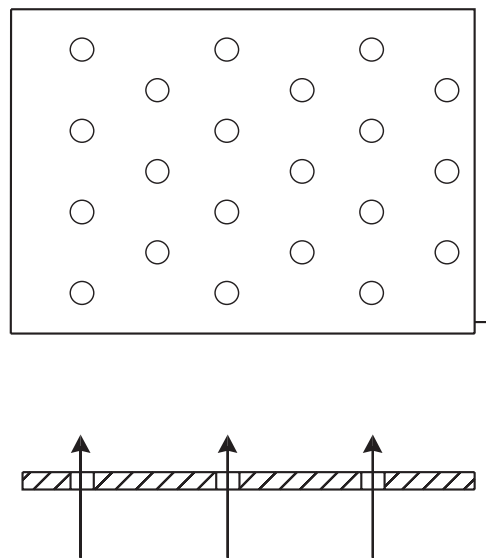
Se usan cuatro tipos principales de platos de circulación cruzada, clasificados según el método usado para hacer entrar en contacto el vapor y el líquido.

### 1. Platos tamiz (platos perforados) (Figura 11.24)

Este es el tipo de plato de circulación cruzada más sencillo. El vapor asciende a través de unas perforaciones en el plato, y el líquido es retenido en el plato gracias a la circulación del vapor. No existe un cierre hermético positivo entre el líquido y el vapor, y el líquido “llorará” a través de los agujeros a caudales bajos, reduciendo la eficacia de los platos. Las perforaciones normalmente son agujeros pequeños, pero se pueden usar agujeros y ranuras más grandes.



Figura 11.23. Plato de circulación cruzada típico (tamiz).



**Figura 11.24.** Plato tamiz o perforado.

2. *Platos de campana de borboteo (Figura 11.25)*

Los platos de campana de borboteo son platos en los que el vapor asciende a través de tuberías pequeñas, llamadas bandas, cubiertas por una campana con un borde dentado, o ranuras. El plato de campana de borboteo es el tipo de plato de circulación cruzada más antiguo y tradicional, y se han desarrollado muchos diseños diferentes. En la mayoría de aplicaciones se especificarán los diseños estándares de campanas.

La principal característica de los platos de campana de borboteo es que el uso de las bandas asegura que se mantenga un nivel de líquido en el plato para cualquier caudal del vapor. Por lo tanto las campanas de borboteo tienen un buen rendimiento de retorno a caudales bajos. Son más caros que los platos tamiz y más propensos a la corrosión, incrustaciones y taponamiento, y por ello generalmente solo se encuentran en las columnas más antiguas.

3. *Platos de válvula (platos de campana flotante) (Figura 11.26)*

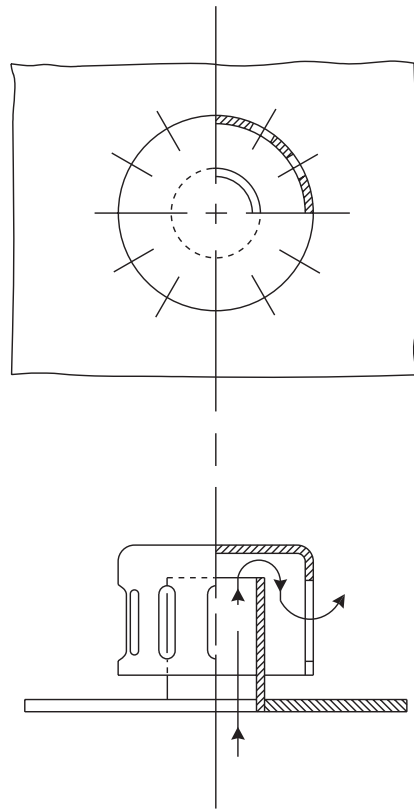
Los platos de válvula son diseños patentados. Esencialmente son platos tamiz con agujeros de gran diámetro cubiertos por tapas móviles, que se elevan cuando el caudal del vapor aumenta.

Como el área para la circulación del vapor varía con el caudal, los platos de válvula pueden trabajar eficazmente a caudales más bajos que los platos tamiz, las válvulas se cierran a caudales bajos de vapor. El coste de los platos de válvula está entre el de los platos tamiz y el de los platos de campana por borboteo.

Se han desarrollado algunos diseños de válvulas muy elaborados, pero el tipo más sencillo, mostrado en la Figura 11.26, es satisfactorio para la mayoría de las aplicaciones.

4. *Platos de válvula (platos de válvula fija) (Figura 11.27)*

Un plato de válvula fija es similar a un plato tamiz, excepto que los agujeros están parcialmente perforados, para que el agujero permanezca parcialmente cubierto, como se muestra en la Figura 11.27. Los platos de válvula fija son casi tan baratos como los platos de tamiz y tienen un rendimiento de retorno mejorado. La diferencia relativamente pequeña de coste entre los platos de válvula fija y los platos de tamiz generalmente se puede justificar por la mejora del rendimiento de retorno, y los platos de válvula fija son los tipos más comúnmente especificados en aplicaciones en que no se forman incrustaciones.



**Figura 11.25.** Plato de campana por borboteo.

Se han desarrollado muchos diferentes diseños patentados de válvulas fijas y flotantes. Se pueden obtener los detalles del rendimiento de los proveedores de los platos.

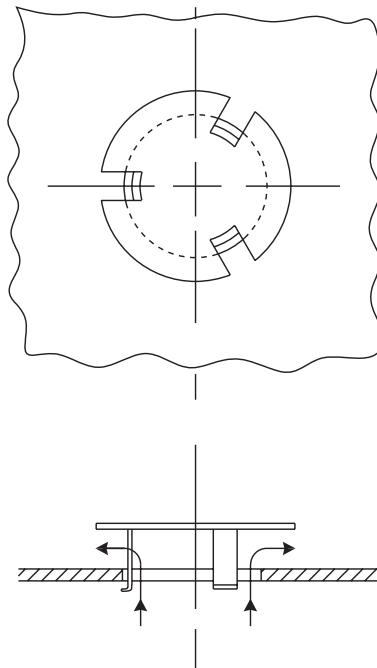
### Patrón de circulación del líquido

Los platos de circulación cruzada también se clasifican de acuerdo con el número de pasadas del líquido en el plato. El diseño mostrado en la Figura 11.28a es un plato de paso único. Para caudales bajos de líquido se usan platos de circulación inversa (Figura 11.28b). En este tipo, el plato se divide por una baja partición central, y la entrada y salida de los bajantes son en el mismo lado del plato. Los platos multi-pasos, en los que la corriente del líquido se subdivide usando varios bajantes, se usan para caudales elevados de líquido y columnas de gran diámetro. En la Figura 11.28c se muestra un plato de paso doble.

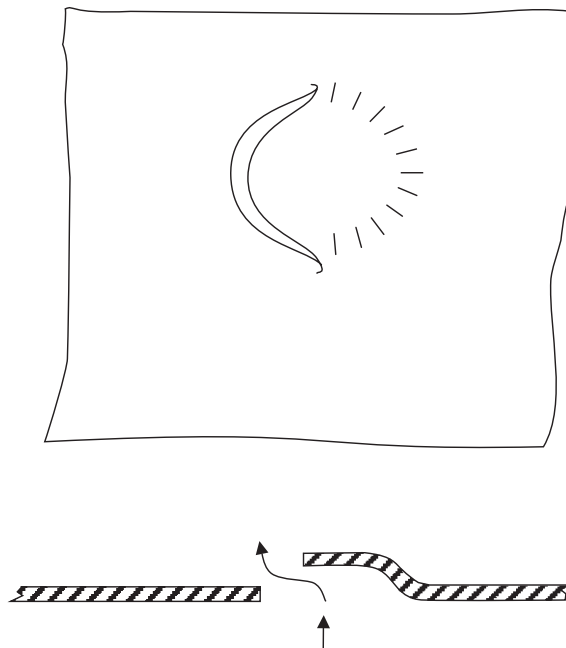
En la Sección 11.14.3 se tratará la selección del patrón de circulación del líquido. Un criterio aproximado de selección del patrón de circulación del líquido es el caudal volumétrico del líquido por unidad de longitud del rebosadero, que idealmente debería estar entre 5 y 8 L/s por m (2 a 3 gpm/in). En la Sección 11.13.8 se tratará con más detalle la longitud del rebosadero.

#### 11.12.1. Selección del tipo de plato

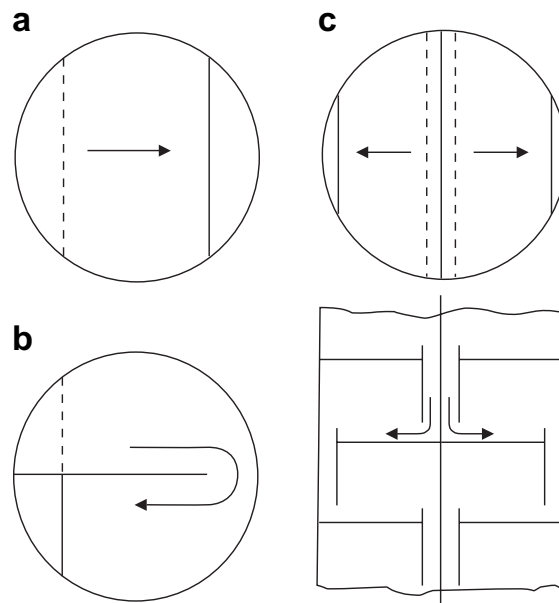
Los factores principales a considerar cuando se comparan los rendimientos de los platos de campana por borboteo, tamiz, y válvula son: coste, capacidad, rango de operación, eficacia y caída de presión.



**Figura 11.26.** Válvula sencilla.



**Figura 11.27.** Válvula fija.



**Figura 11.28.** Patrones de circulación del líquido en platos de circulación cruzada. (a) Paso único. (b) Circulación inversa. (c) Doble paso.

*Coste.* Los platos de campana por borboteo son apreciablemente más caros que los platos de tamiz o de válvula. El coste relativo dependerá del material de construcción usado; para acero dulce, las relaciones para campana por borboteo : válvula : válvula fija : tamiz son aproximadamente 3,0 : 1,2 : 1,1 : 1,0.

*Capacidad.* No hay gran diferencia entre la capacidad de caudal entre los tres tipos (el diámetro de la columna requerida para un caudal dado); la clasificación es tamiz, válvula, campana por borboteo.

*Intervalo de operación.* Este es el factor más importante. Por intervalo de operación se entiende el intervalo de caudales del líquido y vapor en el que el plato trabajará satisfactoriamente (el intervalo estable de operación). Siempre se requiere algo de flexibilidad en la operación de la planta para adaptarse a cambios en caudal producido, y para cubrir las condiciones de puesta en marcha y apagado. La razón entre los caudales mayores y los menores frecuentemente se conoce como la razón de "retorno". Los platos de campana por borboteo tienen un cierre hermético positivo del líquido y por lo tanto pueden operar eficientemente a caudales de vapor muy bajos.

Los platos de tamiz y los platos de válvula fija dependen del caudal de vapor a través de los agujeros para sostener el líquido en el plato, y no pueden trabajar a caudales de vapor muy bajos. Con un buen diseño, los platos de tamiz pueden tener un satisfactorio intervalo de operación; típicamente, del 50% al 120% de capacidad de diseño. Los platos de válvula fija tienen un rendimiento de "retorno" algo mejor. Los platos de válvula tienen por objeto ofrecer una mayor flexibilidad que los platos de tamiz a un coste menor que las campanas por borboteo.

*Eficacia.* La eficacia de Murphree de los tres tipos de platos será virtualmente la misma cuando se trabaja sobre el rango de caudal para el que se diseñó, y no se puede realizar una distinción real entre ellos; véase Zuiderweg *et al.* (1960).

*Caída de presión.* La caída de presión en los platos puede tener una importante consideración en el diseño, particularmente para columnas a vacío. La caída de presión del plato dependerá del diseño detallado del plato pero, en general, los platos de tamiz ofrecen la menor caída de presión, seguidos por los de válvulas, con las campanas por borboteo se obtiene la mayor caída de presión.

*Resumen.* Los platos de tamiz o perforados son los más baratos y menos propensos a las incrustaciones y son satisfactorios para la mayoría de las aplicaciones. Los platos de válvula fija son casi tan baratos como los platos de tamiz y han mejorado el comportamiento de retorno. La mejora en el rendimiento generalmente justifica el aumento de coste y este tipo es el más comúnmente seleccionado para aplicaciones sin peligro de incrustaciones. Se pueden considerar los platos de válvula móviles si no se puede alcanzar la razón de retorno especificada con los platos de tamiz o los platos de válvula fijos. Las campanas por borboteo sólo se deben usar cuando se debe trabajar con un bajo caudal de vapor (gas) y es esencial un sellado positivo del líquido a cualquier caudal.

### 11.12.2. Construcción de los platos

En esta sección se describen las características del diseño mecánico de los platos tamiz. La misma construcción general se utiliza también para los platos de campana de borboteo y de válvula. En los libros de Smith (1963) y Ludwig (1997) se pueden encontrar detalles para varios tipos de campanas por borboteo, y las dimensiones preferidas en los diseños de campanas estándares. Se deben consultar los manuales de diseño de los fabricantes para detalles del diseño de los platos de válvulas.

Se utilizan dos tipos diferentes de construcción de platos. Normalmente los platos de gran diámetro se construyen en secciones, soportados sobre vigas. Los platos pequeños se instalan en la columna en pilas de platos prefabricadas.

#### Construcción seccional

En la Figura 11.29 se muestra un plato típico. Las secciones del plato se apoyan en un anillo soldado alrededor de la pared de la carcasa, y sobre unas vigas. Las vigas y el anillo tienen alrededor de 50 mm de anchura, con las vigas espaciadas unos 0,6 m entre ellas. Generalmente las vigas son secciones angulares o canales, construidas a partir de hojas plegadas. Se usan unos cierres especiales de manera que las secciones se pueden armar a partir de un lado sólo. Se diseña una de las secciones para que sea desmontable y actúe como agujero de visita (manway). Esto reduce el número de agujeros de visita necesarios en la carcasa, lo que reduce el coste de la carcasa.

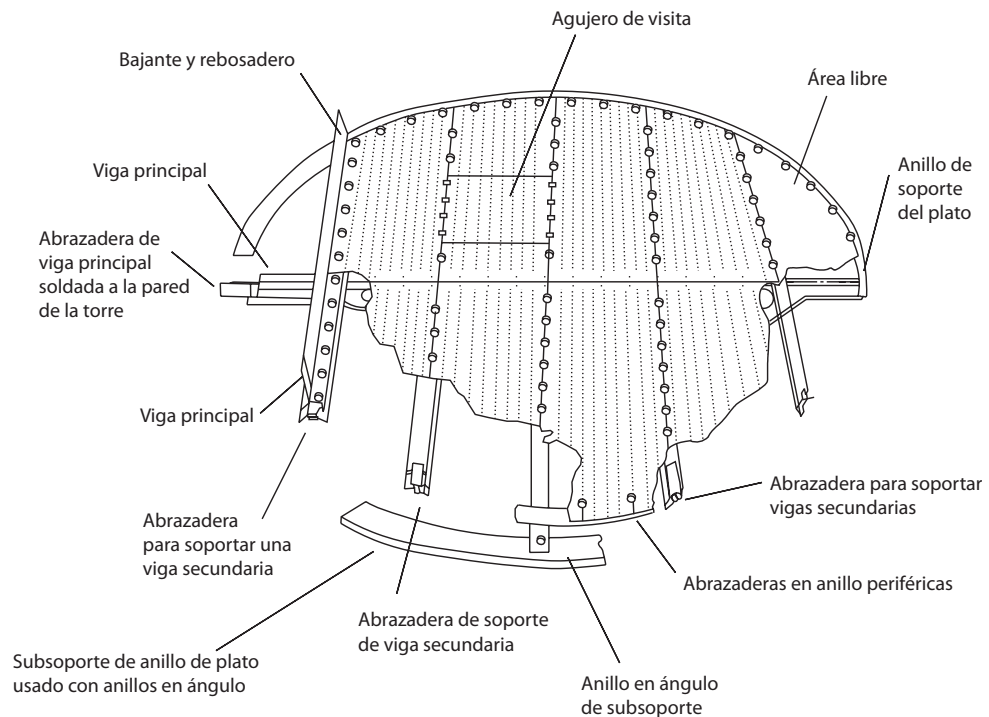
#### Platos apilados (platos envueltos en cartucho)

Se usa la construcción de tipo apilado cuando el diámetro de la columna es demasiado pequeño para que un trabajador pueda entrar a montar los platos, es decir menos de 1,2 m (4 ft). Cada plato se fabrica por completo con su bajante, y se une con los platos anteriores y posteriores usando varillas atornilladas (separadores); véase Figura 11.30. Los platos se instalan en la carcasa de la columna ensamblados (apilados) de 10 en 10 platos, o más. Las columnas altas se tienen que dividir en secciones unidas con bridas para que los platos ensamblados se puedan montar y desmontar fácilmente. Los soportes de los rebosaderos y bajante generalmente están formados doblando hacia arriba el borde del plato.

Los platos no están fijados a la pared de la carcasa, ya que están en secciones de platos, así que no existe un cierre positivo del líquido en el borde del plato y se producirán pequeñas fuga. En algunos diseños los bordes del plato se doblan hacia arriba siguiendo su perímetro externo para obtener un contacto mejor con la pared. Esto puede dificultar que se puedan retirar los platos para su limpieza y mantenimiento, sin causarles daños.

#### Bajantes

El bajante segmental o de cuerda geométrica de la circunferencia, mostrado en la Figura 11.31a, es la forma más sencilla y barata de construcción y es satisfactoria para la mayoría de propósitos. El canal



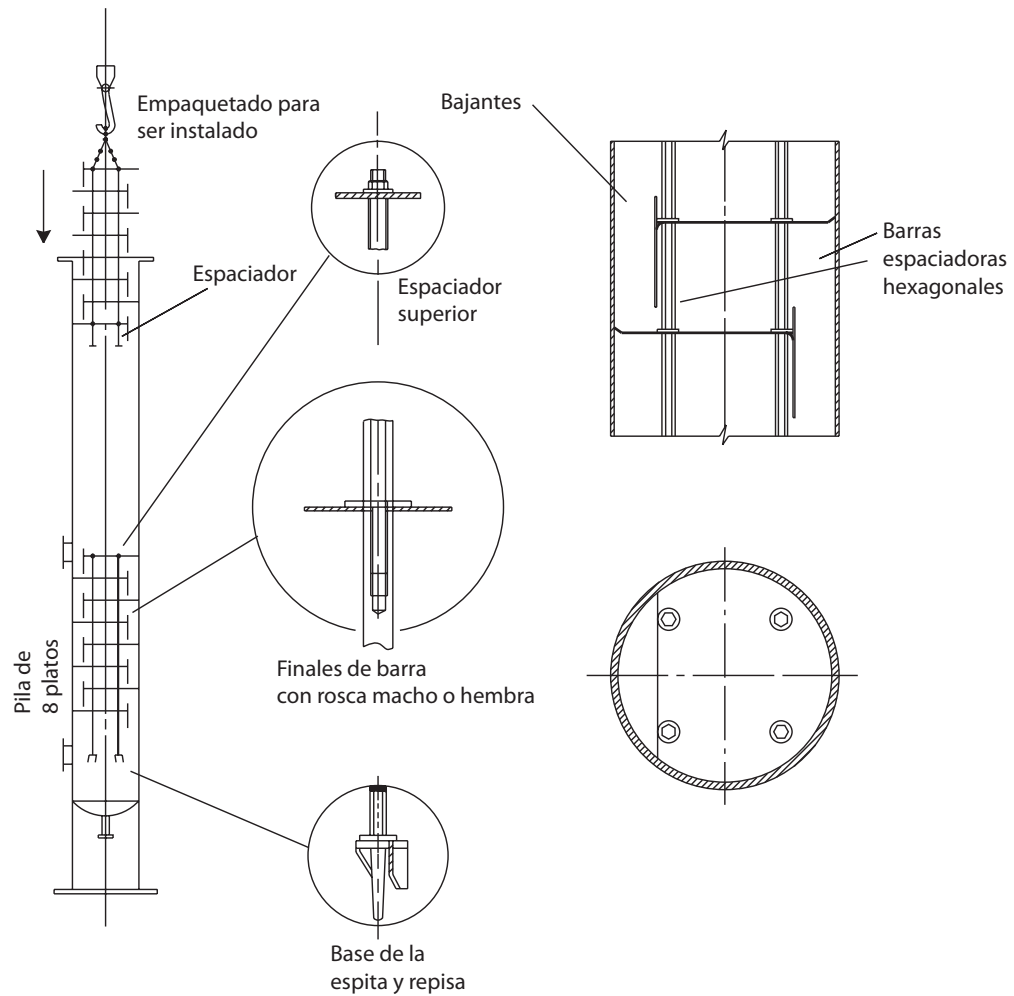
**Figura 11.29.** Construcción típica de un plato seccional.

bajante se forma con una placa llana, llamada delantal, que se extiende hacia abajo del rebosadero de salida. El delantal generalmente es vertical, pero se puede inclinar (Figura 11.31b) para aumentar el área del plato disponible para su perforación. Este diseño es común en platos de elevada capacidad. Si se requiere un sellado más positivo en el bajante de salida, se puede generar una parada en su entrada al plato inferior (Figura 11.31c) o un sellado por un cuenco ahuecado (Figura 11.31d). Algunas veces se usan bajantes circulares (tuberías) para pequeños caudales de líquido. Frecuentemente se usan bajantes curvados en platos de elevada capacidad para columnas grandes. Se pueden usar bajantes truncados (Figura 11.31e) para aumentar el área del plato disponible para su perforación y también se usan comúnmente para platos de elevada capacidad.

### Puntos de alimento y de extracciones laterales

Cuando se extrae una corriente lateral de una columna se debe modificar el diseño del plato para proporcionar un sellado líquido en la tubería de salida. En la Figura 11.32a se muestra un diseño típico. Se deben dimensionar las vías del interior de la columna para el descenso del líquido y las tuberías para extracciones laterales para el caudal de autoventilación, y se debe prever el venteo del vapor de la línea en caso de que el vapor sea arrastrado de la columna o se forme por evaporación en la línea. Sewell (1975) ofrece una correlación para el diámetro mínimo de tubería que permitiría el paso del caudal de autoventilación.

Cuando la corriente de alimento es líquida, normalmente se introducirá en el bajante que conduce al plato de alimento, y el espaciado entre platos aumentará en este punto; Figura 11.32b. Este diseño no debería usarse si la alimentación está en su punto de burbuja o son dos fases, ya que la alimentación puede evaporarse súbitamente al entrar a la columna, en este caso podría ocurrir una inundación por el bajante.



**Figura 11.30.** Construcción típica de un plato apilado.

### Diseño estructural

Se debe diseñar la estructura de los platos para que soporte las cargas hidráulicas en los platos durante la operación, y las cargas impuestas durante la construcción y mantenimiento. Los valores típicos de diseño usados por estas cargas son:

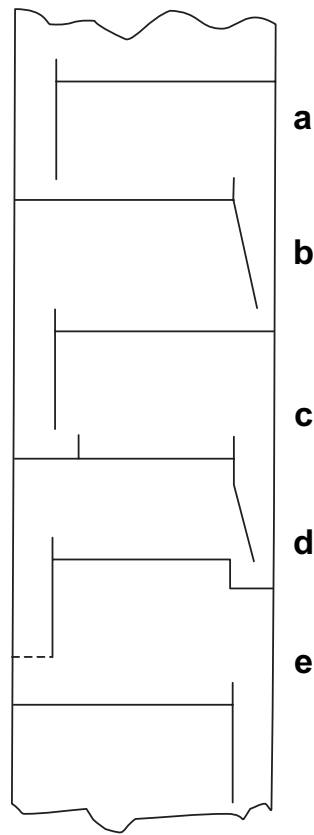
Carga Hidráulica:  $600 \text{ N/m}^2$  de carga estructural sobre el plato, mas  $3000 \text{ N/m}^2$  sobre el área de sellado del bajante.

Montaje y mantenimiento:  $1500 \text{ N}$  de carga concentrada sobre cualquier parte estructural.

Es importante establecer tolerancias próximas entre la altura del rebosadero, la evacuación del bajante y nivelación del plato, para asegurar una circulación uniforme del líquido a través del plato. Las tolerancias especificadas dependerán de las dimensiones del plato pero normalmente son alrededor de  $3 \text{ mm}$ .

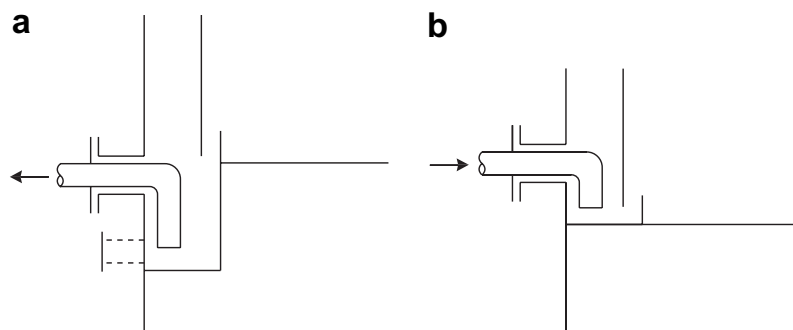
La flecha del plato debida a la carga también es importante, y normalmente se especificará que no ceda más de  $3 \text{ mm}$  bajo las condiciones de operación para platos mayores de  $2,5 \text{ m}$  y proporcionalmente menos para diámetros menores.





**Figura 11.31.** Diseño de bajante segmental (cuerda). (a) Delantal vertical. (b) Delantal inclinado. (c) Parada en la entrada. (d) Pozo ahuecado. (e) Bajante truncado.

En los libros de Glitsch (1960), McClain (1960), Thrift (1960a,b) y Patton and Pritchard (1960) se cubren las especificaciones mecánicas para los platos de campana por borboteo, de tamiz y de válvula.



**Figura 11.32.** Toberas de salida y alimentación.

### 11.13. DISEÑO HIDRÁULICO DE LOS PLATOS

Los requisitos básicos de una etapa de contacto de platos son que debe:

- Proporcionar un buen contacto líquido – vapor
- Proporcionar una retención suficiente del líquido para obtener una buena transferencia de masa (eficacia elevada)
- Tener un área suficiente y espaciado para mantener el arrastre de gotas de líquido por el vapor y la caída de presión dentro de unos límites aceptables
- Tener suficiente área en el bajante para que el líquido circule libremente de plato a plato.

El diseño del plato, como la mayoría de los diseños en ingeniería, se basa en una combinación de teoría y práctica. Los métodos de diseño usan correlaciones semiempíricas obtenidas de trabajo de investigación fundamental combinadas con experiencias prácticas obtenidas de la operación de columnas comerciales. Se usan estructuras contrastadas, y las dimensiones de los platos se mantienen dentro del rango de valores de los que se sabe que ofrecen un rendimiento satisfactorio.

En esta sección se describe un procedimiento simplificado para el diseño hidráulico de platos de tamiz. Bolles (1963) y Ludwig (1997) ofrecen métodos de diseño para platos de campana de borboteo. Los platos de válvula son diseños patentados y se diseñarán consultando con los proveedores. Están disponibles manuales de diseño de algunos proveedores.

En este volumen no se trata en detalle la extensa literatura sobre diseño de platos y rendimientos. Chase (1967) y Zuiderweg (1982) ofrecen unas revisiones críticas de la literatura sobre platos de tamiz.

Se han publicado varios métodos de diseño para platos de tamiz: Kister (1992), Barnicki y Davies (1989), Koch y Kuzniar (1966), Fair (1963), y Huang y Hodson (1958); véase también el libro de Lockett (1986).

#### Intervalo de operación

Sólo se alcanzará una operación satisfactoria en un intervalo limitado de caudales de líquido y vapor. En la Figura 11.33 se muestra un diagrama de rendimiento típico para un plato de tamiz.

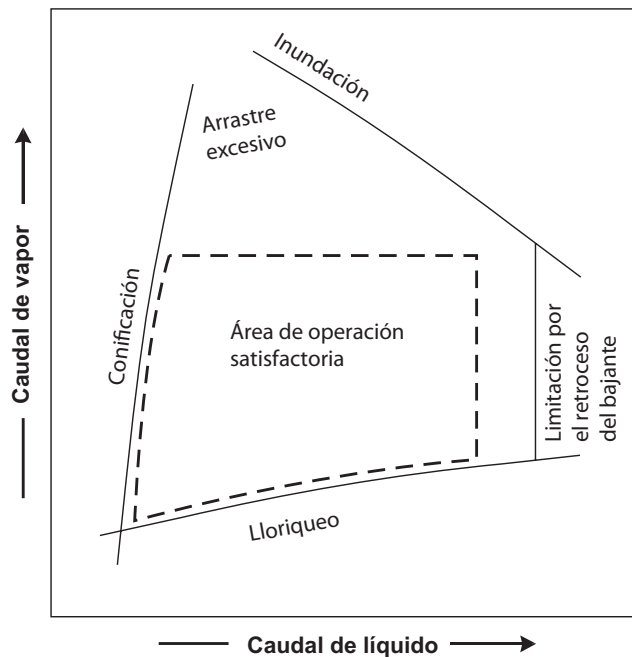
El límite superior para el caudal del vapor se establece por la condición de inundación. En la inundación existe una fuerte caída en la eficacia de los platos y un gran aumento en la caída de presión. La inundación se produce o bien por el desplazamiento excesivo del líquido al siguiente plato por arrastre (arrastre o inundación por chorro), o bien por la acumulación de líquido en los bajantes.

El límite inferior de la circulación de vapor se establece por la condición del lloriqueo. El lloriqueo se produce cuando la circulación de vapor es insuficiente para mantener el nivel de líquido en el plato. La “conificación” o canalización se produce a caudales bajos del líquido, y es el término dado cuando el vapor al subir por los agujeros empuja al líquido y lo proyecta hacia arriba formando una superficie cónica alrededor del mismo, con un contacto vertical con el líquido pobre.

En las siguientes secciones, se puede tomar gas como sinónimo de vapor cuando se aplica el método para el diseño de platos en columnas de absorción.

#### 11.13.1. Procedimiento para el diseño de los platos

Es necesario un enfoque de ensayo y error en el diseño de los platos: empezando con una distribución espacial aproximada de los platos, comprobando los factores de rendimiento claves y revisando el diseño, si es necesario, hasta que se consigue un diseño satisfactorio. A continuación se presenta un procedimiento de diseño típico y se tratará en las siguientes secciones. El rango normal de cada variable de



**Figura 11.33.** Diagrama de rendimiento de los platos de tamiz o perforados.

diseño viene dado en la explicación, junto con los valores recomendados que se pueden usar para empezar el diseño.

La mayoría de los programas de simulación de procesos comerciales ofrecen módulos de diseño de los platos. Estos programas se pueden usar para una distribución espacial preliminar de los platos para fines de estimar los costes, pero las dimensiones por defecto seleccionadas o calculadas por estos programas, generalmente, no dan el mejor rendimiento sobre el rango previsto de operación. Un diseñador experimentado realizará varios casos para confirmar si el rendimiento de los platos es satisfactorio en todo el rango de operación. También se pueden usar cálculos manuales usando los métodos dados en esta sección para guiar los programas de simulación de procesos a un mejor diseño.

### Procedimiento

1. Calcular los caudales máximos y mínimos del vapor y del líquido, para los requerimientos del rendimiento de retorno.
2. Reunir, o estimar, las propiedades físicas del sistema.
3. Seleccionar un espacio de platos de inicialización (Sección 11.11).
4. Estimar el diámetro de la columna, basándose en las condiciones de inundación (Sección 11.13.3).
5. Decidir la disposición de la circulación del líquido (Sección 11.13.4).
6. Realizar una distribución de los platos de inicialización: área del bajante, área activa, área del agujero, tamaño del orificio, altura del rebosadero (Secciones 11.13.8 a 11.13.10).
7. Comprobar el caudal de lloriqueo (Sección 11.13.6), si no es satisfactoria volver al paso 6.
8. Comprobar la caída de presión de los platos (Sección 11.13.14), si es demasiado elevada volver al paso 6.

9. Comprobar el retroceso ascendente en el bajante, si el retroceso ascendente es demasiado elevado volver al paso 6 ó 3 (Sección 11.13.15).
10. Decidir los detalles de distribución de los platos: zonas de templamiento, áreas sin perforar. Comprobar el puesto del orificio, si no es satisfactorio volver al paso 6 (Sección 11.13.11).
11. Recalcular el porcentaje de inundación basándose en el diámetro de la columna elegido.
12. Comprobar el arrastre, si es demasiado elevado volver al paso 4 (Sección 11.13.5).
13. Optimizar el diseño: repetir los pasos 3 a 12 para encontrar el diámetro más pequeño con un espaciado entre platos aceptable (el coste más bajo).
14. Finalizar el diseño: elaborar las especificaciones de los platos y realizar el esquema de su distribución.

Este procedimiento se ilustra en el Ejemplo 11.6.

### 11.13.2. Áreas de los platos

Se usan los siguientes términos de áreas en el procedimiento de diseño de los platos:

- $A_c$  = área transversal total de la columna
- $A_d$  = área transversal del bajante
- $A_n$  = área neta disponible para la separación líquido – vapor, normalmente igual a  $A_c - A_d$  para un plato de paso único
- $A_a$  = área activa o de borboteo, igual a  $A_c - 2A_d$  para platos de paso único
- $A_h$  = área de los agujeros, área total de todos los agujeros activos
- $A_p$  = área perforada (incluyendo las áreas de los agujeros)
- $A_{ap}$  = el área libre debajo del delantal del bajante.

### 11.13.3. Diámetro

Las condiciones de inundación fijan el límite superior de la velocidad del vapor. Se necesita una velocidad de vapor elevada para eficacias elevadas de platos, y la velocidad normalmente estará entre el 70 y 90% de la que puede provocar la inundación. Para el diseño, se puede usar un valor del 80 al 85% de la velocidad de inundación.

Se puede estimar la velocidad de inundación a partir de la correlación dada por Fair (1961):

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (11.49)$$

donde

$u_f$  = velocidad de inundación del vapor, m/s, basada en el área neta transversal de la columna  $A_n$  (véase Sección 11.13.2)

$K_1$  = una constante obtenida de la Figura 11.34.

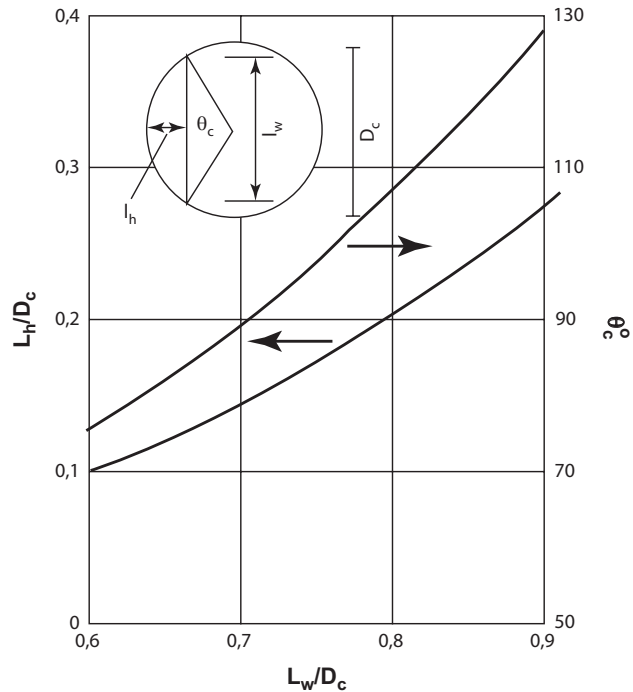
El factor de circulación vapor – líquido  $F_{LV}$  en la Figura 11.34 viene dado por:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (11.50)$$

donde

$L_w$  = caudal másico del líquido, kg/s

$V_w$  = caudal másico del vapor, kg/s.



**Figura 11.40.** Razón entre el ángulo subtendido por la cuerda, la altura de la cuerda y la longitud de la cuerda.

Se utilizan patrones de triangulares equiláteros y cuadrados; pero se prefieren los triangulares. El área total del orificio como una fracción del área perforada  $A_p$  viene dada por la siguiente expresión, para un paso o distribución triangular equilátero:

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \left[ \frac{d_h}{l_p} \right]^2 \tag{11.54}$$

Esta ecuación se representa en la Figura 11.41

### 11.13.12. Gradiente hidráulico

El gradiente hidráulico es la diferencia en el nivel de líquido necesario para impulsar al líquido que circule a lo largo del plato. En los platos de tamiz, a diferencia de los platos de campana por borboteo, la resistencia a la circulación del líquido será pequeña, y el gradiente hidráulico generalmente se ignora en el diseño de los platos de tamiz. Puede ser importante al operar a vacío, así como cuando se usan alturas bajas de rebosaderos el gradiente hidráulico puede ser una fracción importante de la profundidad total del líquido. Fair ofrece métodos para la estimación de gradientes hidráulicos (1963).

### 11.13.13. Recorrido del líquido

El recorrido del líquido es la distancia horizontal que efectúa en el plato la corriente líquida que cae por el rebosadero del bajante. Es sólo una consideración importante en el diseño de los platos de paso múltiple. Bolles (1963) ofrece un método para la estimación del alcance del líquido. Si el recorrido del líquido es excesivo entonces se pueden usar deflectores antisalto para asegurarse que el líquido cae hacia abajo y no salta a la sección adyacente.

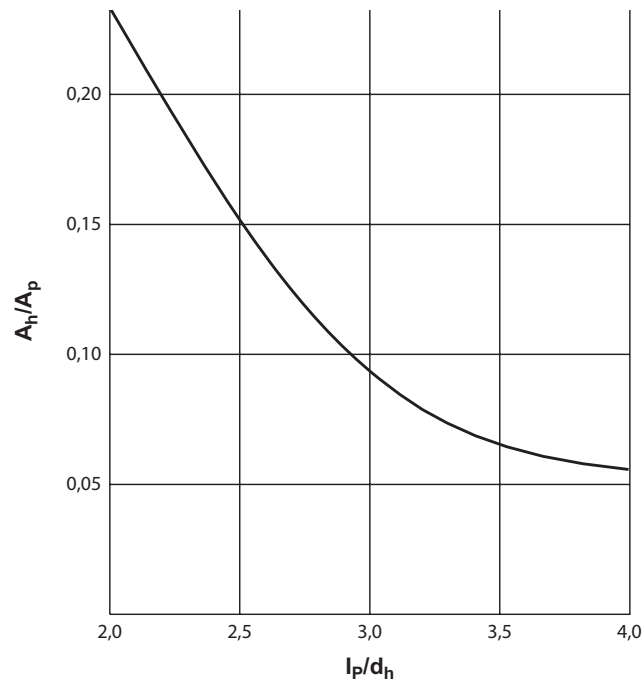


Figura 11.41. Razón entre el área del orificio y el paso o distribución.

#### 11.13.14. Caída de presión en el plato

La caída de presión en los platos es un aspecto importante en el diseño. Existen dos fuentes principales de pérdida de presión: debido a la circulación del vapor a través de los orificios (una pérdida en el orificio), y debido a la carga de presión estática del líquido en el plato.

Normalmente se usa un modelo aditivo sencillo para predecir la caída total de presión. El total se toma como la suma de la caída de presión calculada para la circulación del vapor a través del plato seco (la caída en el plato seco  $h_d$ ), la carga del líquido suspendido en el plato ( $h_w + h_{ow}$ ), y un término para tener en cuenta otras, menores, causas de pérdida de presión, conocido como la pérdida residual  $h_r$ . La pérdida residual es la diferencia entre la caída de presión experimental observada y la simple suma de la caída en el plato seco y la altura del líquido suspendido. Tiene en cuenta los dos efectos: la energía para formar las burbujas de vapor y el hecho de que sobre un plato en operación la carga líquida no será la del líquido suspendido pero si una carga de espuma líquida “aireada”, y la densidad y la altura de la espuma serán diferentes a las del líquido suspendido.

Es conveniente expresar las caídas de presión en términos de milímetros de líquido. En unidades de presión:

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} h_t \rho_L \quad (11.55)$$

donde

$\Delta P_t$  = caída total de presión en el plato, Pa (N/m<sup>2</sup>)

$h_t$  = caída total de presión en el plato, mm de líquido.

**Caída de presión en el plato seco**

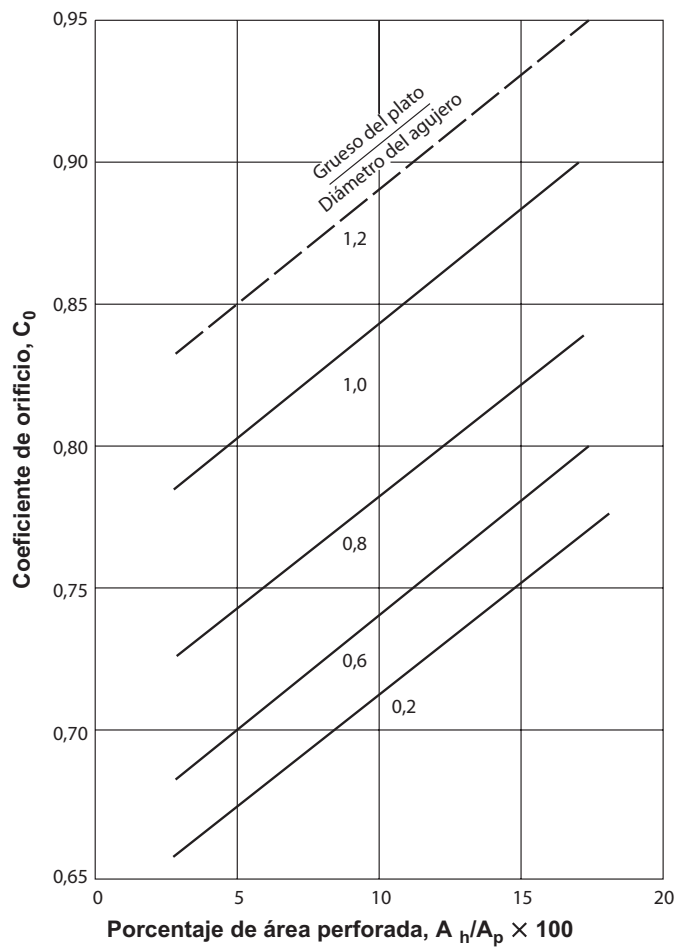
Se puede estimar la caída de presión a través del plato seco usando expresiones obtenidas de las de circulación a través de orificios.

$$h_d = 51 \left[ \frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \tag{11.56}$$

donde el coeficiente del orificio  $C_0$  es una función del grosor del plato, del diámetro del orificio, y de la razón entre la área de agujero y la perforada. Se puede obtener  $C_0$  a partir de la Figura 11.42; que se ha adaptado a partir de una figura similar por Liebson *et al.* (1957).  $u_h$  es la velocidad a través de los orificios, m/s.

**Carga residual**

Se han propuesto métodos para la estimación de la carga residual como una función de la tensión superficial del líquido y la densidad y altura de la espuma; sin embargo, como este término de correc-



**Figura 11.42.** Coeficiente de descarga, platos de tamiz (Liebson *et al.*, 1957).

ción es pequeño, no se justifica el uso de un método elaborado y se puede usar la sencilla ecuación propuesta por Hunt *et al.* (1955):

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} \quad (11.57)$$

La Ecuación 11.57 es equivalente a tomar la caída residual como un valor fijo de 12,5 mm de agua (½ in).

### Caída total

La caída de presión total del plato viene dada por:

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad (11.58)$$

Si el gradiente hidráulico es importante, se añade la mitad de su valor a la altura del líquido suspendido.

#### 11.13.15. Diseño de los bajantes (retroceso ascendente)

El área de los bajantes y el espaciado entre platos debe ser tal que el nivel del líquido y la espuma en el bajante estén bien por debajo de la parte superior del rebosadero de salida del plato adyacente superior. Si el nivel se eleva por encima de dicho rebosadero de salida la columna se inundará.

El retroceso ascendente del líquido en el bajante se produce por la caída de presión en el plato (el bajante en efecto forma un brazo de un tubo en U) y la fricción del caudal en propio bajante; véase Figura 11.43.

En términos de líquido suspendido, el retroceso ascendente del bajante viene dado por:

$$h_b = (h_w + h_{ow}) h_t + h_{dc} \quad (11.59)$$

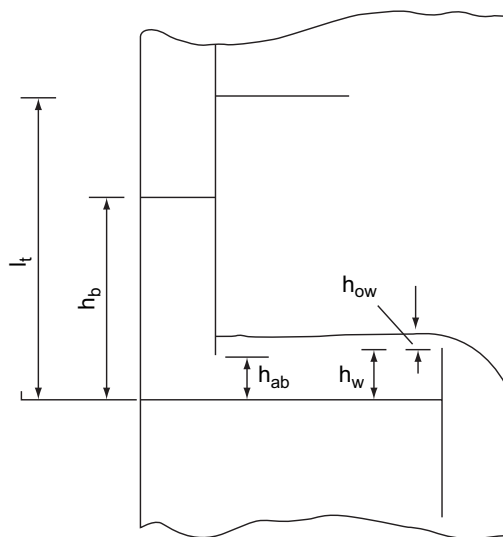


Figura 11.43. Retroceso ascendente de los bajantes.



donde

$h_b$  = retroceso ascendente del bajante, medido a partir de la superficie del plato, mm

$h_{dc}$  = pérdida de carga en el bajante, mm.

La resistencia principal a fluir se producirá por la constricción a la salida del bajante, y la pérdida de carga en el bajante se puede estimar usando la ecuación dada por Cicalese *et al.* (1947).

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2 \quad (11.60)$$

donde

$L_{wd}$  = caudal de líquido en el bajante, kg/s

$A_m$  = o bien el área del bajante  $A_d$  o bien el área de calma bajo el bajante,  $A_{ap}$ ; la que sea menor, m<sup>2</sup>.

El área de calma bajo el bajante viene dado por:

$$A_{ap} = h_{ap} l_w \quad (11.61)$$

donde  $h_{ap}$  es la altura del borde inferior del delantal por encima del plato. Esta altura normalmente se establece desde 5 a 10 mm (1/4 a 1/2 in) por debajo de la altura del rebosadero de salida:

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ a } 10 \text{ mm})$$

### Altura de la espuma

Para predecir la altura del líquido “aireado” en el plato, y la altura de la espuma en el bajante, se requieren algunos medios de estimación de la densidad de la espuma. La densidad del líquido “aireado” normalmente estará entre 0,4 y 0,7 veces la del líquido suspendido. Se han propuesto un gran número de correlaciones para la estimación de la densidad de la espuma como una función del caudal de vapor y las propiedades físicas del líquido; véase Chase (1967); sin embargo, ninguna es especialmente fiable, y para fines de diseño generalmente es importante asumir un valor promedio de 0,5 de la densidad del líquido.

Este valor también se toma como densidad media del fluido en el bajante, que significa que para tener un margen de seguridad en el diseño el retroceso ascendente del líquido, calculado a partir de la ecuación 11.59, no debería exceder la mitad del espacio entre platos  $l_p$  para evitar la inundación.

Teniendo en cuenta la altura del rebosadero:

$$h_b \leq \frac{1}{2}(l_t + h_w) \quad (11.62)$$

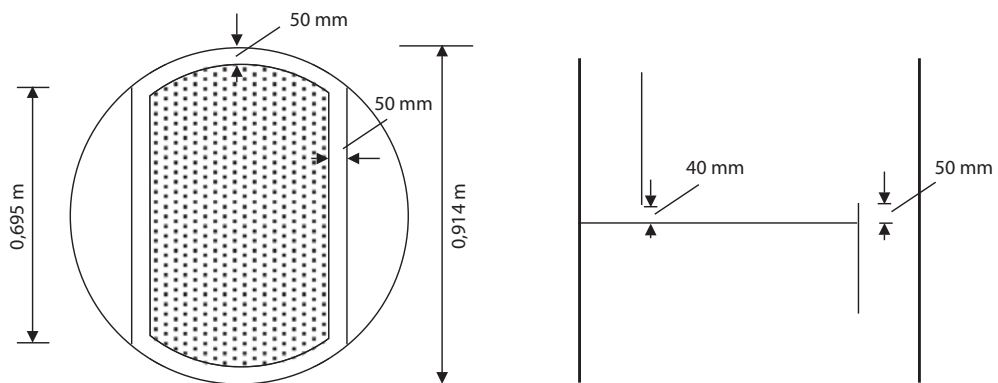
Este criterio va, en todo caso, sobre seguro, y cuando se desea un espaciado entre platos menor entonces se debe hacer una mejor estimación de la densidad de la espuma en el bajante. Se recomienda el método propuesto por Thomas y Shah (1964). Kister (1992) recomienda que la altura de la espuma en el bajante no debería ser mayor al 80% del espaciado entre platos.

### Tiempo de residencia en los bajantes

Se debe permitir un tiempo de residencia suficiente en el bajante para que el vapor arrastrado se separe de la corriente del líquido, para prevenir en gran medida que el líquido muy “aireado” se vaya por el bajante. Se recomienda un tiempo de por lo menos 3 s.

**Número de orificios**

$$\begin{aligned} \text{Área de un orificio} &= 1,964 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \\ \text{Número de orificios} &= \frac{0,0295}{1,964 \times 10^{-5}} = 1502 \end{aligned}$$

**Especificación del plato**

Número de plato	1	Rendimiento de retorno	70% del caudal máximo
Diámetro interno del plato	0,914 m	Material del plato	Acero dulce
Tamaño del agujero	5 mm	Material de bajante	Acero dulce
Paso de los agujeros	12,5 mm $\Delta$	Espaciado entre platos	0,5 m
Agujeros totales	-	Grosor de los platos	5 mm
Agujeros activos	1502	Caída de presión en los platos	120 mm líquido = 1,1 kPa
Área ciega	-		

**Figura 11.44.** Especificación de un plato para el Ejemplo 11.6.**Ejemplo 11.7**

Para el diseño de plato del Ejemplo 11.6, estimar la eficacia del plato para el plato en el que la concentración de acetona es 5% molar. Usar el método AIChE.

**Solución**

El plato estará en la sección de agotamiento (véase Figura 11.9).

Dimensiones del plato:

$$\text{Área activa} = 0,422 \text{ m}^2$$

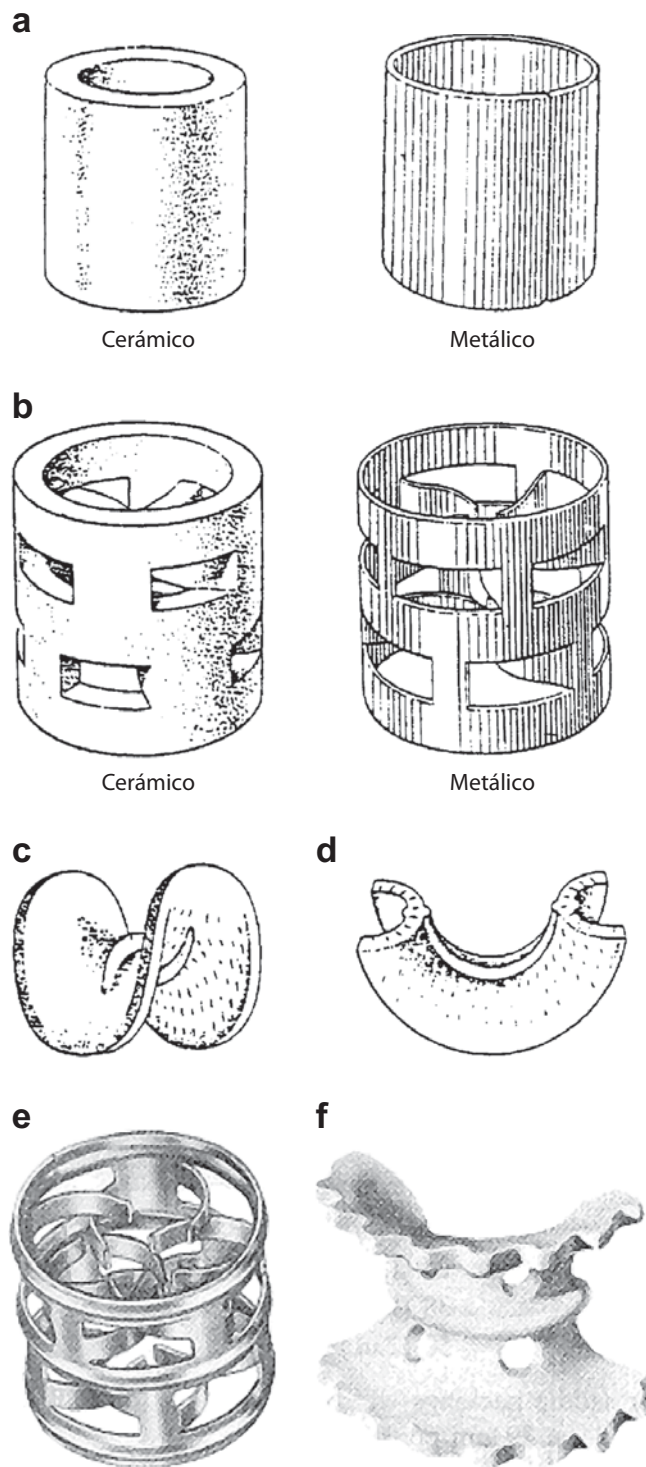
$$\text{Longitud entre los bajantes (Figura 11.40) (recorrido del líquido, } Z_L) = 0,914 (1 - 2 \times 0,175) = 0,594 \text{ m}$$

$$\text{Altura del rebosadero} = 50 \text{ mm.}$$

Caudales, comprobar la eficacia a las velocidades mínimas, en la base de la columna:

$$\text{Vapor} = 0,7 \times \frac{97,5}{3600} = 0,019 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Líquido} = 0,7 \times \frac{508,5}{3600} = 0,099 \text{ kmol/s}$$



**Figura 11.46.** Tipos de relleno (Koch-Glitsch, LP). (a) Anillos Raschig. (b) Anillos Pall. (c) Silla cerámica Berl. (d) Silla cerámica INTALOX<sup>®</sup>. (e) HY-PAK<sup>®</sup> metálico. (f) SUPER INTALOX<sup>®</sup> metálico.

**Tabla 11.2.** Datos de diseño para varios rellenos.

	Tamaño		Densidad aparente (kg/m <sup>3</sup> )	Área superficial $a$ (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Factor de relleno $F_p m^{-1}$
	In	mm			
Ánillos cerámicos Raschig	0,50	13	881	368	2100
	1,0	25	673	190	525
	1,5	38	689	128	310
	2,0	51	651	95	210
	3,0	76	561	69	120
Metal (densidad del acero al carbono)	0,5	13	1201	417	980
	1,0	25	625	207	375
	1,5	38	785	141	270
	2,0	51	593	102	190
	3,0	76	400	72	105
Ánillos Pall metálicos (densidad del acero al carbono)	0,625	16	593	341	230
	1,0	25	481	210	160
	1,25	32	385	128	92
	2,0	51	353	102	66
	3,5	76	273	66	52
Plásticos (densidad del polipropileno)	0,625	16	112	341	320
	1,0	25	88	207	170
	1,5	38	76	128	130
	2,0	51	68	102	82
	3,5	89	64	85	52
Sillas cerámicas INTALLOX	0,5	13	737	480	660
	1,0	25	673	253	300
	1,5	38	625	194	170
	2,0	51	609	108	130
	3,0	76	577		72

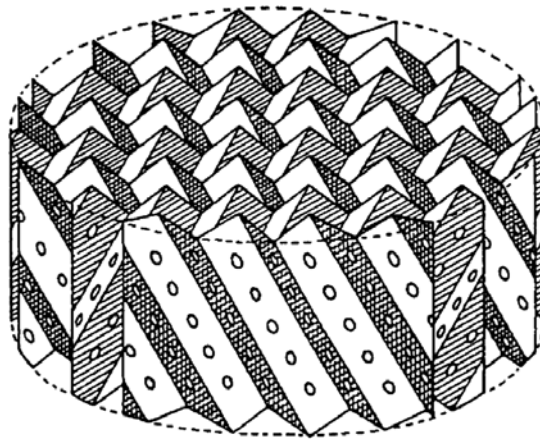
Los rangos recomendados para los tamaños son::

Diámetro de columna	Tamaño de relleno usado
<0,3 m (1 pie)	<25 mm (1 pulgadas)
0,3 a 0,9 m (1 a 3 pies)	25 a 38 mm (1 a 1,5 pulgadas)
>0,9 m	50 a 75 mm (2 a 3 pulgadas)

### Relleno estructurado

Hace referencia a elementos de relleno fabricados a partir de mallas de alambre o planchas metálicas perforadas. El material se dobla y coloca en una geometría regular, para ofrecer una elevada área superficial con una fracción elevada de vacío. En la Figura 11.47 se muestra un ejemplo típico.

Los rellenos estructurados son producidos por un gran número de fabricantes. La construcción básica y el rendimiento de los varios tipos disponibles patentados son similares. Están disponibles en metal, plástico y cerámica gres. La ventaja de los rellenos estructurados sobre el relleno aleatorio es su



**Figura 11.47.** Fabricación de relleno estructurado. Reproducido a partir de Butcher (1988) con permiso.

baja HETP (típicamente menor que 0,5 m) y baja caída de presión unos 100 Pa/m). Se están utilizando cada vez más en las siguientes aplicaciones:

1. Para separaciones difíciles, que requieren muchas etapas: tales como la separación de isómeros.
2. Destilaciones de elevado vacío.
3. Para la renovación de la columna: para aumentar la capacidad y reducir los requerimientos de razón del reflujo.

Las aplicaciones principalmente han sido en destilación, pero los rellenos estructurados también se pueden usar en absorción; en aplicaciones donde se necesita una eficacia elevada y una caída de presión baja.

El coste de los rellenos estructurados por metro cúbico será significativamente mayor que los rellenos aleatorios, pero se compensa con su mayor eficacia.

Para los datos del diseño se debería consultar la literatura técnica de los fabricantes. Butcher (1988) ofrece una comparativa de los tipos disponibles. Los métodos generalizados para la predicción de la capacidad y caída de presión de los rellenos estructurados vienen dados por Fair y Bravo (1990) y Kister y Gill (1992). El uso de rellenos estructurados en la destilación se discute en detalle en el libro de Kister (1992).

Los rellenos estructurados tienen una elevada área superficial de metal de poco espesor, y consecuentemente puede ser susceptible a la ignición de hidrocarburos atrapados o productos corrosivos pirofóricos, ya que el calor no se disipa fácilmente lejos de los puntos calientes locales. El Comité de Prácticas de Diseño de Desarrollo de Fraccionamiento (FRI) ha proporcionado unos manuales sobre el diseño y mantenimiento de columnas de relleno para reducir la probabilidad de incendios del relleno; véase Comité de Prácticas de Diseño FRI (2007).

### 11.14.2. Altura del lecho de relleno

#### Destilación

Para el diseño de columnas de destilación de relleno, es más simple tratar la separación como un proceso de etapas y usar el concepto de la altura de una etapa de equilibrio equivalente para convertir el

El número de unidades de transferencia se obtiene integración gráfica o numérica de las ecuaciones 11.69, 11.71 o 11.72.

Donde las líneas de equilibrio y operación son rectas, y por lo general se puede considerar válido en sistemas diluidos, el número de unidades de transferencia viene dado por

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_{1m}} \quad (11.75)$$

donde  $\Delta y_{1m}$  es la fuerza impulsora media logarítmica, dada por

$$y_{1m} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \left( \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2} \right)} \quad (11.76)$$

donde

$$\Delta y_1 = y_1 - y_e$$

$$\Delta y_2 = y_2 - y_e$$

Si la curva de equilibrio y las rectas de operación se pueden considerar como rectas y la alimentación de disolvente esta prácticamente libre de soluto, el número de unidades de transferencia viene dado por

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left( \frac{mG_m}{L_m} \right)} \ln \left[ \left( 1 - \frac{mG_m}{L_m} \right) \frac{y_1}{y_2} + \frac{mG_m}{L_m} \right] \quad (11.77)$$

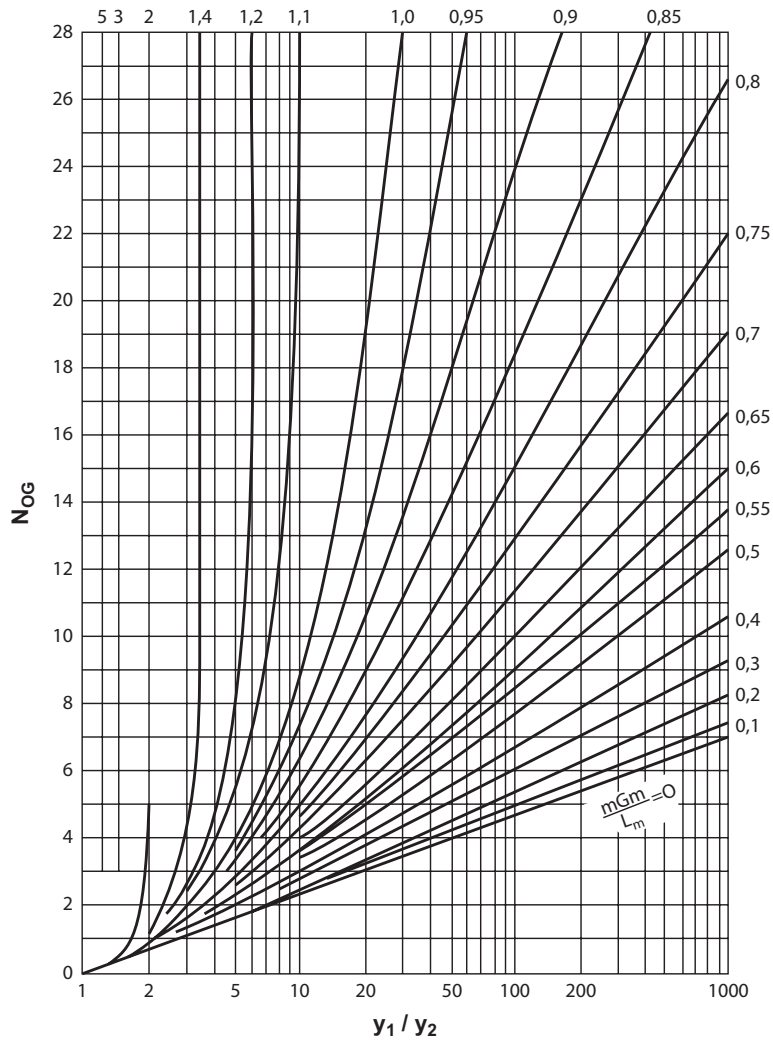
Esta ecuación está representada en la Figura 11.49, la cual puede usarse para realizar unas estimaciones rápidas del número de unidades de transferencia requeridas para una cierta separación.

A partir de la Figura 11.49 se puede ver que el número de etapas requerido para una cierta separación depende en gran medida del caudal  $L_m$ . Si el caudal del disolvente no viene fijado por otras consideraciones del proceso, se puede usar la Figura 11.49 para realizar estimaciones rápidas de la altura de la columna a diferentes caudales para encontrar el valor más económico. Colburn (1939) sugirió que el valor óptimo para el término  $mG_m/L_m$  estaría entre 0,7 y 0,8.

En esta sección sólo se ha considerado la absorción física para gases diluidos. Para tratar la absorción para gases concentrados y absorción con reacción química, se remite al lector a Richardson *et al.* (2002), o al libro de Treybal (1980). El caso especial de absorción de gases ácidos se trata extensamente en el libro de Kohl y Nielsen (1997). Si la concentración del gas de entrada no es demasiado elevada, se pueden usar las ecuaciones para sistemas diluidos dividiendo la recta de operación en dos o tres secciones rectas.

### Desorción

En una columna de desorción, se elimina el soluto absorbido en un disolvente líquido por contacto en contracorriente con vapor. Generalmente se usan la desorción y la absorción juntas, con una columna de desorción regenerando el disolvente para una columna de absorción. El análisis de la desorción es similar a la absorción; véase Green y Perry (2007).



**Figura 11.49.** Número de unidades de transferencia  $N_{OG}$  como función de  $y_1/y_2$  con  $mG_m/L_m$  como parámetro.

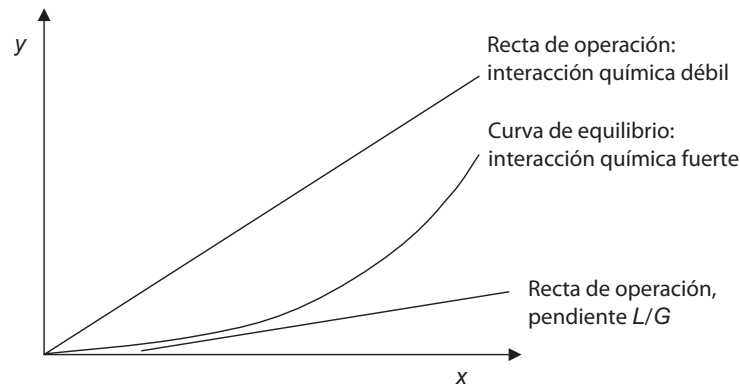
Ya que el objetivo de la desorción es alcanzar una deseada concentración del líquido a su salida, se acostumbra más a trabajar en unidades globales de transferencia de la fase líquida:

$$N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x} \tag{11.71}$$

Si las líneas de operación y equilibrio pueden considerarse como rectas, y el vapor usado para la desorción está esencialmente libre de soluto, el número de unidades de transferencia viene dado por:

$$N_{OL} = \frac{1}{\left(1 - \frac{L}{mG}\right)} \ln \left[ \left(\frac{L}{mG}\right) + \left(1 - \frac{L}{mG}\right) \frac{x_2}{x_1} \right] \tag{11.78}$$

El parámetro  $(L/mG)$  se conoce como factor de desorción.



**Figura 11.50.** Líneas de operación y equilibrio para la desorción.

Cuando existen interacciones químicas fuertes entre el soluto y el disolvente, su efecto generalmente se refleja en curvar la línea de equilibrio para que sea cóncava hacia arriba, como se muestra en la Figura 11.50. La recta de operación de desorción debe estar por debajo de la línea de equilibrio, así que si se necesita una concentración baja de salida del soluto, como sucede a menudo, entonces  $L/G$  debe ser menor que la pendiente de la línea de equilibrio,  $m$ .

Para alcanzar  $L/G < m$ , el diseñador puede aumentar el caudal del vapor de desorción,  $G$ , o aumentar la temperatura o disminuir la presión para aumentar  $m$ .

Como la línea de equilibrio se hace más cóncava es obvio que se hace más difícil alcanzar  $L/G < m$  y obtener un disolvente completamente regenerado. Los procesos desorbedor – absorbedor por lo tanto se usan para separaciones por cargas, ya que es demasiado caro regenerar completamente el disolvente. Si es necesario, las cantidades residuales de soluto en el vapor que sale de absorbedor se pueden recuperar por adsorción; véase Capítulo 10.

### 11.14.3. Predicción de la altura de una unidad de transferencia (HTU)

No existe un método completamente satisfactorio para la predicción de la HTU. En la práctica, el valor para un relleno en concreto dependerá no sólo de las propiedades físicas y los caudales del gas y del líquido, sino también de la uniformidad de la distribución del líquido a lo largo de la columna, que depende de la altura y diámetro de la columna. Esto hace difícil extrapolar los datos obtenidos a partir de columnas de laboratorio de tamaño pequeño y de plantas piloto para columnas de tamaño industrial. Siempre que sea posible, las estimaciones se deberían basar en valores reales obtenidos a partir de columnas operando con un tamaño similar a la que se está diseñando.

Cornell *et al.* (1960), Eckert (1963), y Vital *et al.* (1984) ofrecen valores experimentales para varios sistemas. En la Tabla 11.3 se da una selección de valores para un rango de sistemas. El término de transferencia de masa compuesto  $KGa$  normalmente se usa cuando se presentan los coeficientes de transferencia de masa experimentales para el relleno, como el área interfacial efectiva para la transferencia de masa será menor que el área superficial real a del relleno.

Se han publicado muchas correlaciones para la predicción de la HTU y los coeficientes de transferencia de masa; algunos han sido recopilados por Richardson *et al.* (2002). Los dos métodos dados en esta sección se han mostrado fiables para la tarea del de diseño preliminar, y en ausencia de valores prácticos se pueden usar para el diseño final con un factor adecuado de seguridad.



### Pendiente de la línea de equilibrio

A partir de los datos: presión parcial a 1,0% w/w SO<sub>2</sub> = 59 mmHg.

$$\text{Fracción molar en el vapor} = \frac{59}{760} = 0,0776$$

$$\text{Fracción molar en el líquido} = \frac{\frac{1}{64}}{\frac{1}{64} + \frac{99}{18}} = 0,0028$$

$$m = \frac{0,0776}{0,0028} = 27,4$$

Para decidir el caudal de agua más económico, se debe considerar el diseño de la desorción junto con el diseño de la absorción, pero para los propósitos de este ejemplo el diseño de la absorción se considerará sólo. Usando la Figura 11.49, se determinará el número de etapas requerido a diferentes caudales de agua y el caudal “óptimo” elegido:

$$\frac{y_1}{y_2} = \frac{p_1}{p_2} = \frac{60,8}{3,04} = 20$$

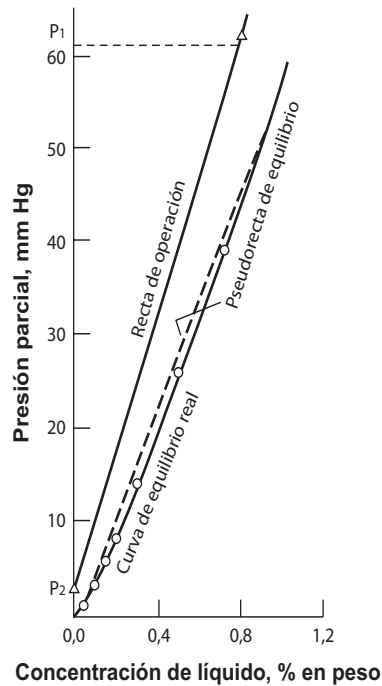


Figura 11.55. Diseño del absorbente de SO<sub>2</sub> (Ejemplo 11.9).

$$k_L = \left( \frac{10^3}{10^{-3} \times 9,81} \right)^{1/3} = 0,0051 \left( \frac{17,6}{138 \times 10^{-3}} \right)^{2/3} \left( \frac{10^{-3}}{10^3 \times 1,7 \times 10^{-9}} \right)^{-1/2} \\ \times (194 \times 38 \times 10^{-3})^{0,4} \quad (11.83)$$

$$k_L = 2,5 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$V_W^* \text{ en el diámetro real de la columna} = \frac{1,39}{1,77} = 0,79 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$k_G \frac{0,08314 \times 293}{194 \times 1,45 \times 10^{-5}} = 5,23 \left( \frac{0,79}{194 \times 0,018 \times 10^{-3}} \right)^{0,7} \\ \times \left( \frac{0,018 \times 10^{-3}}{1,21 \times 1,45 \times 10^{-5}} \right)^{1/3} (194 \times 38 \times 10^{-3})^{-2,0} \\ k_G = 5,0 \times 10^{-4} \text{ kmol/sm}^2 \text{ bar} \quad (11.84)$$

$$G_m = \frac{0,79}{29} = 0,027 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

$$L_m = \frac{16,7}{18} = 0,93 \text{ kmol/m}^2\text{s}$$

$$H_G = \frac{0,027}{5,0 \times 10^{-4} \times 138 \times 1,013} = 0,39 \text{ m}$$

$$C_T = \text{concentración total como agua,} \quad (11.85) \\ = \frac{1000}{18} = 55,5 \text{ kmol/m}^3$$

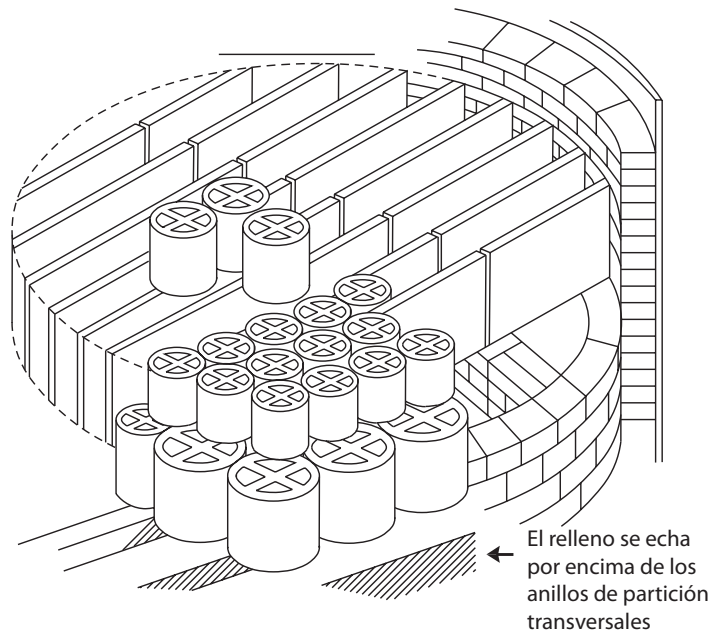
$$H_L = \frac{0,93}{2,5 \times 10^{-4} \times 138 \times 55,6} = 0,49 \text{ m} \quad (11.86)$$

$$H_{OG} = 0,39 + 0,8 \times 0,49 = 0,78 \quad (11.73)$$

Usar el valor más elevado, estimado usando el método de Cornell, y redondear al alza la altura del lecho de relleno a 11 m.

### 11.14.5. Interior de la columna

Los utensilios internos en una columna de relleno son más sencillo que en las columnas de platos pero se deben diseñar cuidadosamente para asegurar un buen rendimiento. Como norma general, se deben especificar los accesorios estándares desarrollados por los fabricantes de rellenos. De la Figuras 11.56 a la 11.65 se muestran algunos diseños típicos, y su uso se tratará en los siguientes párrafos.



**Figura 11.56.** Relleno apilado usado para el soporte de rellenos aleatorios.

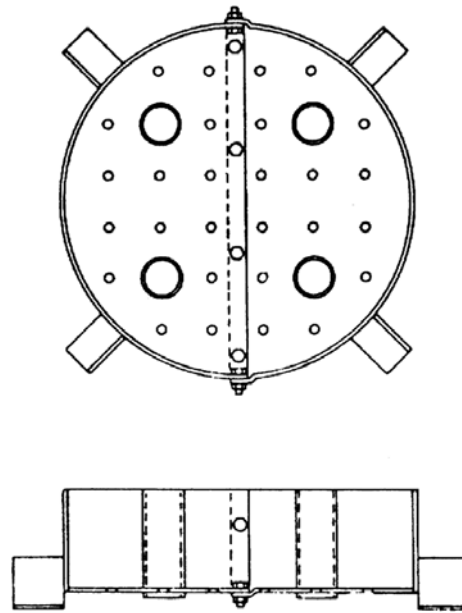
### Soporte del relleno

La función del plato de soporte es aguantar el peso del relleno húmedo, mientras permite pasar libremente el gas y el líquido. Ambos requerimientos están reñidos; un soporte mal diseñado producirá una elevada caída de presión y puede provocar una inundación local. Se usan rejillas sencillas y soportes de plato perforado, pero en estos diseños el líquido y el gas tienen que pasar por los mismos orificios. Se usan rejillas más claras para aumentar el área de circulación; con algunas capas de relleno de mayor tamaño apiladas sobre la rejilla que sostienen el relleno aleatorio de pequeño tamaño (Figura 11.56).

El mejor diseño para sostener el relleno es aquel en que se proporcionan las entradas de gas por encima del nivel en que circula el líquido del lecho, tales como los tipos de inyección de gas mostrado en las Figura 11.57 y 11.58. Estos diseños presentan una baja caída de presión y no tienden a inundarse. Están disponibles en un amplio abanico de tamaños y materiales: metales, cerámicos y plásticos.

### Distribuidores del líquido

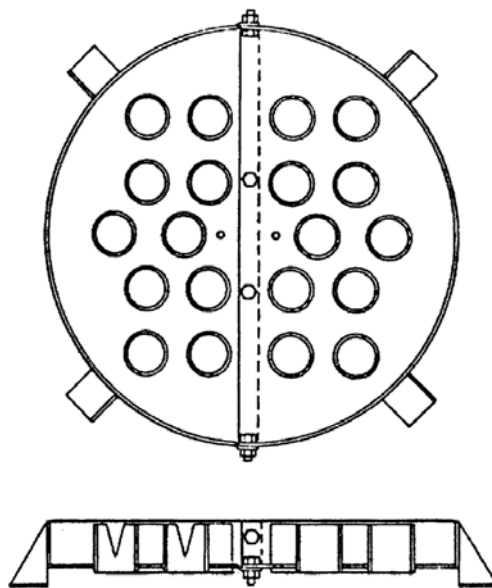
El rendimiento satisfactorio de una columna de platos depende de mantener una circulación uniforme del líquido a través de la columna, y, por lo tanto, es esencial una buena distribución inicial del líquido. Se usan varios diseños de distribuidores. Para columnas con diámetro pequeño tanto puede ser adecuado una tubería de alimentación abierta central, o un dispositivo con una boquilla de pulverización; pero para columnas mayores se necesitan diseños más elaborados para asegurar una buena distribución a cualquier caudal del líquido. Los dos diseños más comúnmente usados son el de tipo orificio, mostrado en la Figura 11.59, y el tipo rebosadero, mostrado en la Figura 11.60. En el tipo orificio el líquido circula a través de los orificios en el plato y el gas a través de unas cortas tuberías puestas derechas. Las tuberías de gas se deberían dimensionar de manera que ofrezcan un área suficiente para que circule el gas sin crear una caída de presión significativa; los agujeros deberían ser lo suficientemente pequeños para asegurar que existe un



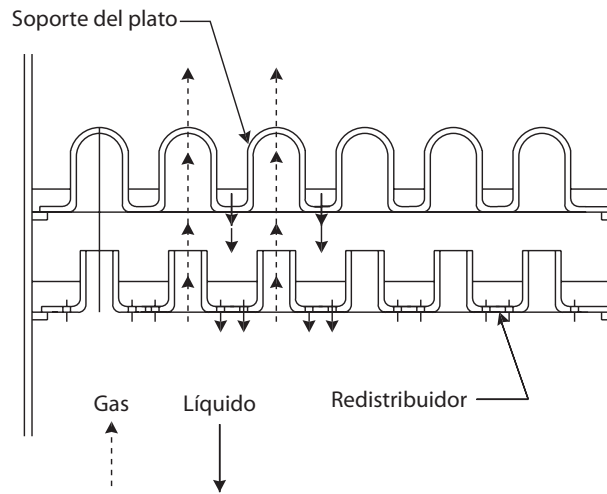
**Figura 11.59.** Distribuidor tipo orificio (Koch-Glitsch, LP).

tro pequeño, menor a 0,6 m. Se debería tener cuidado cuando se especifica este tipo para seleccionar un diseño que no limite excesivamente la circulación del gas y provoque una inundación local. En la Figura 11.64 se muestra un buen diseño.

La altura máxima del lecho que se debería usar sin redistribución del líquido dependerá del tipo de relleno y del proceso. La destilación es menos susceptible a la mala distribución que la absorción y desorción. Como guía general, la altura máxima del lecho de debería exceder a tres veces el diámetro de

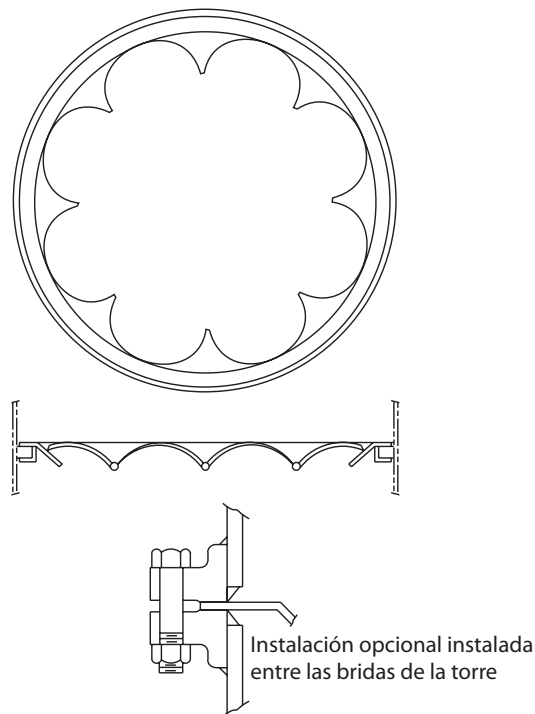


**Figura 11.60.** Distribuidor tipo rebosadero (Koch-Glitsch, LP).

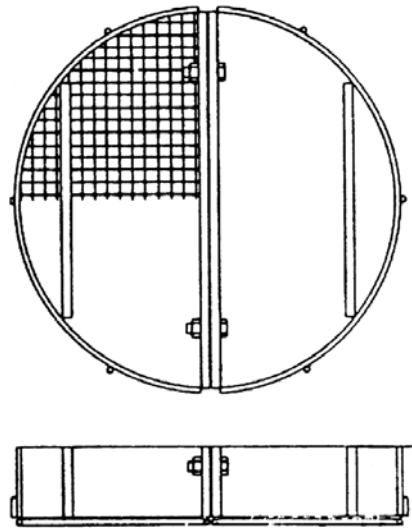


**Figura 11.63.** Redistribuidor total.

y los pedazos filtrar por la columna y taponar el relleno; los rellenos de metal o plástico pueden ser arrastrados fuera de la columna. Se utilizan platos de contención para los rellenos cerámicos para aguantar las capas superiores y prevenir su fluidización; en la Figura 11.65 se muestra un diseño típico. Algunas veces se usan limitantes del lecho para los rellenos de metal o plástico para prevenir su expansión cuando se trabaja con caídas de presión elevadas. Son parecidos a los platos de contención pero



**Figura 11.64.** Redistribuidor "limpia-paredes" (Koch-Glitsch, LP).



**Figura 11.65.** Diseño de un plato de contención (Koch-Glitch, LP).

son de construcción más ligera y están fijados a las paredes de la columna. Las aberturas en los platos de contención y los limitantes del lecho deberían ser lo bastante pequeños para retener el relleno, pero no deberían restringir la circulación del gas y el líquido.

### Instalación del relleno

Normalmente los rellenos metálicos y cerámicos se arrojan dentro de la columna “húmeda”, para asegurar una distribución realmente aleatoria y prevenir dañar el relleno. La columna se llena parcialmente con agua y el relleno se arroja dentro del agua. La altura del agua debe permanecer por encima del relleno en todo momento.

Si se deben rellenar las columnas en seco, por ejemplo, para evitar la contaminación de los fluidos del proceso con agua, se puede bajar el relleno en la columna en cubos y otros recipientes. Los rellenos cerámicos se deben dejar caer desde una altura de menos de medio metro.

### Retención de líquido

Se necesita una estimación de la cantidad de líquido retenido en el relleno bajo las condiciones de operación para calcular la carga total sostenida por el soporte del relleno. El líquido retenido dependerá de su caudal y, en cierta medida, del caudal del gas. Se debe consultar la literatura sobre el diseño de los fabricantes de rellenos para obtener estimaciones precisas. Como regla aproximada, se puede tomar un valor de alrededor del 25% del peso del relleno para los rellenos cerámicos.

#### 11.14.6. Caudal de mojado

Si se deben usar caudales muy bajos de líquido, fuera del intervalo de  $F_{LV}$  dado en la Figura 11.54, se debe comprobar el caudal de mojado del relleno para asegurar que se está por encima del mínimo recomendado por el fabricante del relleno.

Dibujar una línea que parte del punto de polo  $P$  y pase por  $r_1$ , para encontrar el punto en la curva que de la composición del extracto que sale de la segunda etapa,  $e_2$ .

Repetir estos pasos hasta que la composición encontrada del refinado esté por debajo del 10%.

A partir del diagrama, Figura 11.69, se puede observar que son necesarias cinco etapas.

En este ejemplo, el hecho que la composición del refinado de la etapa 5 pasa a través de la composición especificada del refinado del 10% es fortuito. Como la construcción, particularmente al posicionar las líneas de reparto respecto las adyacentes calculadas, es aproximada, el número de etapas se aumentará a seis. Esto debería garantizar que se cumple que la composición especificada del refinado este por debajo del 10%.

### Disolventes inmiscibles

Si los disolventes son inmiscibles, el procedimiento para la determinación del número de etapas requerido se simplifica. Se puede dibujar la curva de equilibrio en un papel cuadrículado ortogonal y regular. Se puede entonces dibujar una recta de operación, dando la razón entre las composiciones del refinado y los extractos que entran y salen en cada etapa, y las etapas resultantes. El procedimiento es similar a la construcción de McCabe – Thiele para determinar el número de etapas en la destilación; véase Sección 11.5.2. La pendiente de la recta de operación es la razón de los caudales del refinado final y el disolvente fresco. Alternativamente, se pueden usar los métodos dados en la Sección 11.14.2 para el diseño de columnas de absorción, donde  $G$  es el caudal de la fase disolvente inicial,  $L$  es el caudal del disolvente de extracción, y  $e$  es la fracción molar del soluto en el disolvente inicial, y  $m$  es el coeficiente de partición.

Se remite al lector a Treybal (1980), Green y Perry (2007) y Robbins (1997) para a un tratado completo de los métodos que se pueden usar para determinar las etapas requeridas para una extracción líquido – líquido. Están disponibles programas de ordenador para el diseño de procesos de extracción y están incluidos en varios paquetes disponibles de simulación de procesos comerciales; véase Capítulo 4. Generalmente es una buena práctica realizar unos pocos cálculos a mano para determinar un buen punto de inicialización para el modelo de simulación del proceso. A mínimo, el diseñador debería estimar el coeficiente de partición y asegurarse que el factor de absorción  $mG/L \leq 1$  si el objetivo es conseguir una elevada recuperación del soluto.

### 11.16.3. Columnas de extracción

La forma más sencilla de extractor es una columna de aspersion. La columna está vacía; un líquido forma una fase continua y el otro líquido circula hacia arriba o hacia abajo en la columna en forma de gotitas. La transferencia de masa tiene lugar hacia o desde las gotas hacia la fase continua. La eficacia de una torre de aspersion será baja, particularmente con columnas de gran diámetro, debido a la mezcla por retroceso. La eficacia de una columna básica de aspersion vacía y se puede aumentar instalando platos o relleno.

Se usan platos de tamiz, similares a aquellos utilizados para la destilación y absorción. Los platos se pueden diseñar para que la fase pesada se disperse en la fase ligera (algunas veces llamada “haz de lluvia”) o la fase ligera se disperse en la fase pesada (“haz de lluvia inversa”).

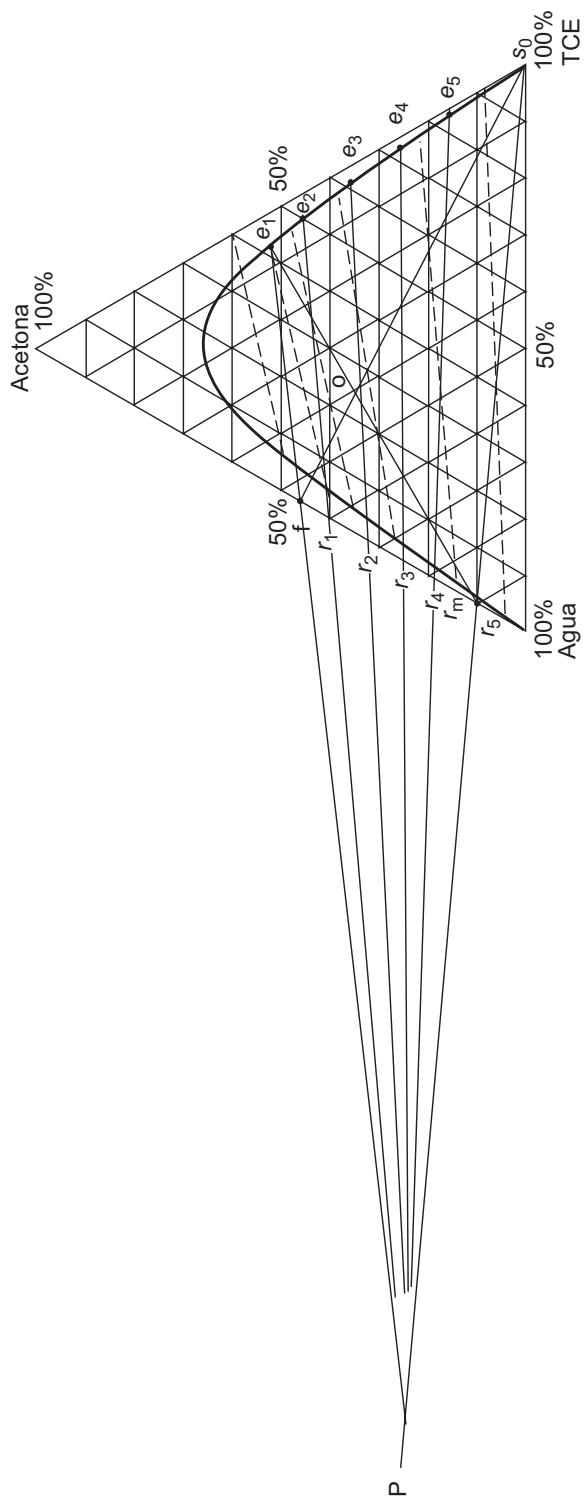


Figura 11.69. Ejemplo 11.10.



También se usan rellenos aleatorios; son los mismos que los usados en las columnas de destilación de relleno y de absorción. En las Tablas 11.2 y 11.3 se tabulan las propiedades de los rellenos aleatorios. También se utilizan rellenos estructurados patentados.

La transferencia de masa en columnas de relleno es un proceso diferencial en continuo, por lo que se debe usar el método de unidad de transferencia para determinar la altura de la columna, tal como se usa en la absorción; véase Sección 11.14.2. Frecuentemente es conveniente tratar las columnas de relleno de extracción como procesos de etapas y usar el HETP para el relleno empleado. Para rellenos aleatorios, el HETP en la extracción tendrá un rango típico entre 0,5 y 1,5 m, dependiendo del tipo y tamaño del relleno usado.

### Inundación

No existe una correlación sencilla para predecir los caudales de inundación en las columnas de extracción, e por lo consiguiente el diámetro necesario de la columna. Se deben consultar textos más especializados para obtener una guía sobre el método adecuado a usar para un problema en particular; véase Treybal (1980), Green y Perry (2007) y Humphrey and Keller (1997).

#### 11.16.4. Extracción con fluido supercrítico

Un desarrollo reciente en la extracción líquido – líquido ha sido el uso de fluidos supercríticos como el disolvente de la extracción. El dióxido de carbono a presión elevada es el fluido más comúnmente usado. Se utiliza en procesos para descafeinar el café y el té. El disolvente se puede recuperar de la disolución extraída como un gas, reduciendo la presión. Humphrey y Séller (1997) han discutido los procesos de extracción supercrítica.

### 11.17. REFERENCIAS

- AICHe (1958) *Bubble-tray Design Manual* (American Institute of Chemical Engineers).
- Amundson, N. R. and Pontinen, A. J. (1958) *Ind. Eng. Chem.* 50, 730. Multicomponent distillation calculations on a large digital computer.
- Barnicki, S. D. and Davies, J. F. (1989) *Chem. Eng., NY* 96 (Oct.) 140, (Nov.) 202. Designing sieve tray columns.
- Billet, R. (1995) *Packed Towers* (VCH).
- Bolles, W. L. (1963) *Tray hydraulics: bubble-cap trays, in Design of Equilibrium Stage Processes*, B. D. Smith (ed.) (McGraw-Hill).
- Bolles, W. L. and Fair, J. R. (1982) *Chem. Eng., NY* 89 (July 12) 109. Improved mass transfer model enhances packed-column design.
- Boston, J. F. and Sullivan, S. L. (1974) *Can. J. Chem. Eng.* 52(1), 52. New class of solution methods for multicomponent, multistage separation processes.
- Boston, J. F. (1980) *ACS Symp. Ser.* 124 (Comput. Appl. Chem. Eng. Process Des. Simul.) 135. Inside-out algorithms for multicomponent separation process calculations.
- Butcher, C. (1988) *Chem. Engr., London* No. 451 (Aug.) 25. Structured packings.
- Carey, J. S. and Lewis, W. K. (1932) *J. Ind. Eng. Chem.* 24, 882. Studies in distillation. Liquid-vapour equilibria of ethyl alcohol-water mixtures.
- Chan, H. and Fair, J. R. (1984a) *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* 23, 814. Prediction of point efficiencies on sieve trays. I. Binary systems.

Wilke, C. R. and Lee, C. Y. (1955) *Ind. Eng. Chem.* 47, 1253. Estimation of diffusion coefficients for gases and vapours.

Winn, F. W. (1958) *Pet. Ref.* 37 (May) 216. New relative volatility method for distillation calculations.

Zuiderweg, F. J. (1982) *Chem. Eng. Sci.* 37, 1441. Sieve trays: A state-of-the-art review.

Zuiderweg, F. J., Verburg, H. and Gilissen, F. A. H. (1960) *First International Symposium on Distillation, Inst. Chem. Eng. London*, 201. Comparison of fractionating devices.

## 11.18. NOMENCLATURA

		<b>Dimensiones en MLT<math>\theta</math></b>
$A_a$	Área activa del plato	$L^2$
$A_{ap}$	Área libre debajo del delantal del bajante	$L^2$
$A_c$	Área total transversal de la columna	$L^2$
$A_d$	Área transversal del bajante	$L^2$
$A_h$	Área total del orificio	$L^2$
$A_i$	Factor de absorción	---
$A_m$	Término de área en la ecuación 11.60	$L^2$
$A_n$	Área neta disponible para la separación líquido-vapor	$L^2$
$A_p$	Área perforada	$L^2$
$a$	Área superficial del relleno por unidad de volumen	$L^{-1}$
$a_w$	Área interfacial efectiva del relleno por unidad de volumen	$L^{-1}$
$B$	Moles del producto del fondo por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$b_i$	Moles del componente $i$ en el producto del fondo	M
$C_o$	Coefficiente del orificio en la ecuación 11.56	---
$C_T$	Concentración molar total	$ML^{-3}$
$D$	Moles del destilado por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$D_c$	Diámetro de la columna	L
$D_e$	Difusividad de Eddy	$L^2T^{-1}$
$D_L$	Difusividad del líquido	$L^2T^{-1}$
$D_{LK}$	Difusividad del componente clave ligero en la fase líquida	$L^2T^{-1}$
$D_v$	Difusividad del vapor	$L^2T^{-1}$
$d_h$	Diámetro del orificio	L
$d_i$	Moles del componente $i$ en el destilado por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$d_p$	Tamaño del relleno	L
$E$	Caudal del extracto	$MT^{-1}$
$E_a$	Eficacia real del plato, teniendo en cuenta arrastre	---
$E_{mV}$	Eficacia del plato de Murphree	---
$E_{mv}$	Eficacia del punto de Murphree	---
$E_o$	Eficacia global de la columna	---
$e$	Composición del extracto	---
$FA$	Área fraccional, ecuación 11.69	---
$F$	Alimentación, de la solución a extraer	$MT^{-1}$

$F_n$	Caudal de alimento a la etapa $n$	$MT^{-1}$
$F_p$	Factor de relleno	$L^{-1}$
$F_v$	Factor "F" de la columna = $u_a \sqrt{\rho_v}$	$M^{1/2}L^{-1/2}T^{-1}$
$F_{LV}$	Factor vapor – líquido de la columna en la Figura	---
$f$	Composición del alimento (en la extracción)	---
$f$	Enfoque fraccional para la inundación = $u_a \sqrt{u_{af}}$	---
$f_i$	Moles del componente $i$ en el alimento por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$f_1$	Factor de corrección de la viscosidad en la ecuación 11.79	---
$f_2$	Factor de corrección de la densidad del líquido en la ecuación 11.79	---
$f_3$	Factor de corrección de la tensión superficial en la ecuación 11.79	---
$G_m$	Caudal molar del gas por unidad de área	$ML^{-2}T^{-1}$
$g$	Acceleración gravitacional	$LT^{-2}$
$H$	Entalpía específica de la fase vapour	$L^2T^{-2}$
$H_G$	Altura de la unidad de transferencia de la película de gas	$L$
$H_L$	Altura de la unidad de transferencia de la película de líquido	$L$
$H_{OG}$	Altura de la unidad de transferencia de la fase gas global	$L$
$H_{OL}$	Altura de la unidad de transferencia de la fase líquida global	$L$
$H$	Constante de Henry	$ML^{-1}T^{-2}$
$h$	Entalpía específica de la fase líquida	$L^2T^{-2}$
$h_{ap}$	Caída libre del delantal	$L$
$h_b$	Altura del líquido por retroceso ascendente en los bajantes	$L$
$h_{bc}$	Retroceso ascendente en los bajantes en términos de la cabeza del líquido suspendido	$L$
$h_d$	Caída de presión en el plato seco, carga de líquido	$L$
$h_{dc}$	Pérdida de carga en el bajante	$L$
$h_f$	Entalpía específica de la corriente de alimentación	$L^2T^{-2}$
$h_L$	Líquido retenido en el plato	$L$
$h_{ow}$	Altura de la cresta de líquido sobre los bajantes del rebosadero	$L$
$h_r$	Caída de presión residual del plato, carga de líquido	$L$
$h_t$	Caída total de presión en el plato, carga de líquido	$L$
$h_w$	Altura del rebosadero	$L$
$K$	Constante de equilibrio	---
$K_G$	Coefficiente de transferencia global de masa en la fase gas	$L^{-1}T$
$K_i$	Constante de equilibrio para el componente $i$	---
$K_L$	Coefficiente de transferencia global de masa en la fase líquida	$LT^{-1}$
$K_1$	Constante en la ecuación 11.49	$LT^{-1}$
$K_2$	Constante en la ecuación 11.52	---
$K_3$	Factor del porcentaje de inundación en la ecuación	---
$K_4$	Parámetro en la Fig. 11.54, definido por la ecuación 11.81	---
$K_5$	Constante en la ecuación 11.84	---
$k_G$	Coefficiente de transferencia de masa de la película gas	$L^{-1}T$
$k_L$	Coefficiente de transferencia de masa de la película líquida	$L^{-1}T$

$L$	Caudal del líquido, moles por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$L_m$	Caudal molar del líquido por unidad de área	$ML^{-2}T^{-1}$
$L_p$	Caudal volumétrico a través del plato dividido por la anchura promedio del plato	$L^2T^{-1}$
$L_w$	Caudal másico del líquido	$MT^{-1}$
$L_w^*$	Caudal másico del líquido por unidad de área	$MT^{-2}T^{-1}$
$L_{wd}$	Caudal másico del líquido por los bajantes	$MT^{-1}$
$I_h$	Altura de la cuerda del rebosadero	$L$
$I_p$	Paso de los orificios (distancia entre los centros)	$L$
$I_t$	Espaciado entre platos en la columna	$L$
$I_w$	Altura del rebosadero	$L$
$M$	Número de productos puros requeridos	---
$M_s$	Peso molecular del disolvente	---
$m$	Pendiente de la línea de equilibrio	---
$N$	Número de compuestos	---
$N$	Número de etapas	---
$N_G$	Número de unidades de transferencia de la película de gas	---
$N_L$	Número de unidades de transferencia de la película de líquido	---
$N_{min}$	Número de etapas a reflujo total	---
$N_{OG}$	Número global de unidades de transferencia de la fase gas	---
$N_{OL}$	Número global de unidades de transferencia de la fase líquida	---
$N_r$	Número de etapas de equilibrio por encima de la alimentación	---
$N_s$	Número de etapas de equilibrio por debajo de la alimentación	---
$n$	Número de la etapa	---
$P$	Presión total	$ML^{-1}T^{-2}$
$\Delta P_t$	Caída de presión total del plato	$ML^{-1}T^{-2}$
$p$	Presión parcial	$ML^{-1}T^{-2}$
$q$	Calor para evaporar un mol de alimento dividido por su calor latente molar	---
$q_b$	Calor suministrado a la caldera	$ML^2T^{-3}$
$q_c$	Calor eliminado en el condensador	$ML^2T^{-3}$
$q_n$	Calor suministrado o eliminado de la etapa $n$	$ML^2T^{-3}$
$R$	Constante universal de los gases ideales	$L^2T^{-2}\theta^{-1}$
$R$	Razón de reflujo	---
$R$	Caudal del refinado (en la extracción)	$MT^{-1}$
$R_{min}$	Razón de reflujo mínima	---
$r$	Composición del refinado	---
$S$	Caudal del disolvente extractor	$MT^{-1}$
$S_i$	Factor de desorción	---
$S_n$	Caudal de la extracción lateral de la etapa $n$	$MT^{-1}$
$s$	Composición del disolvente	---
$t_L$	Tiempo de contacto del líquido	$T$
$t_r$	Tiempo de residencia en los bajantes	$T$
$\bar{t}_v$	Tiempo de residencia promedio del vapor	$T$

$u_a$	Velocidad del vapor basada en el área activa	$LT^{-1}$
$u_{af}$	Velocidad del vapor en el punto de inundación basada en el área activa $A_a$	$LT^{-1}$
$u_f$	Velocidad del vapor en el punto de inundación basada en el área neta $A_n$	$LT^{-1}$
$u_h$	Velocidad del vapor a través de los orificios	$LT^{-1}$
$u_n$	Velocidad del vapor basada en el área transversal neta	$LT^{-1}$
$u_v$	Velocidad del vapor superficial (basada en el área transversal total)	$LT^{-1}$
$V$	Caudal molar de vapor por unidad de tiempo	$MT^{-1}$
$V_w$	Caudal másico del vapor	$MT^{-1}$
$V_w^*$	Caudal másico del vapor por unidad de área	$ML^{-2}T^{-1}$
$x$	Fracción molar del componente en la fase líquida	---
$x_b$	Fracción molar del componente en el producto del fondo	---
$x_d$	Fracción molar del componente en el destilado	---
$x_e$	Fracción molar de equilibrio en la fase líquida	---
$x_i$	Fracción molar del componente $i$	---
$x_r$	Fracción molar del componente de referencia (ecuación 11.25)	---
$x_1$	Fracción molar del soluto en la disolución en el pie de la columna	---
$x_2$	Fracción molar del soluto en la disolución de la cabeza de la columna	---
$x_a$	Fracción molar en la primera fase líquida	---
$x_b$	Fracción molar en la segunda fase líquida	---
$y$	Fracción molar del componente en la fase vapor	---
$y_e$	Fracción molar de equilibrio en la fase vapor	---
$y_i$	Fracción molar del componente $i$	---
$\Delta y$	Fuerza impulsora por la concentración en la fase gas	---
$\Delta y_{lm}$	Logaritmo de la fuerza impulsora media de la concentración	---
$y_1$	Concentración del soluto en la fase gas en el pie de la columna	---
$y_2$	Concentración del soluto en la fase gas en la cabeza de la columna	---
$Z$	Altura del relleno	L
$Z_c$	Líquido retenido en el plato	L
$Z_L$	Longitud del recorrido del líquido	L
$z_i$	Fracción molar del componente $i$ en la corriente de alimentación	---
$z_f$	Fracción molar del componente en la corriente de alimentación	---
$\alpha$	Volatilidad relativa	---
$\alpha_i$	Volatilidad relativa del componente $i$	---
$\alpha_a$	Volatilidad relativa promedio del componente ligero	---
$\theta$	Raíz de la ecuación 11.29	---
$\mu$	Viscosidad dinámica	$ML^{-1}T^{-1}$
$\mu_a$	Viscosidad molar promedio del líquido	$ML^{-1}T^{-1}$
$\mu_s$	Viscosidad del disolvente	$ML^{-1}T^{-1}$
$\mu_w$	Viscosidad del agua a 20 °C	$ML^{-1}T^{-1}$

$\rho$	Densidad	ML <sup>-3</sup>
$\rho_s$	Densidad del disolvente	ML <sup>-3</sup>
$\rho_w$	Densidad del agua a 20 °C	ML <sup>-3</sup>
$\sigma$	Tensión superficial	MT <sup>-2</sup>
$\sigma_c$	Tensión superficial crítica para el material de relleno	MT <sup>-2</sup>
$\sigma_w$	Tensión superficial del agua a 20 °C	MT <sup>-2</sup>
$\Phi$	Intersección de la recta de operación en el eje Y	---
$\Phi_n$	Factor en la ecuación 11.80	---
$\Psi$	Arrastre por convección fraccional	---
$\Psi_h$	Factor en la ecuación 11.79	---
Dg	Número de tensión superficial	
Pe	Número de Peclet	
Re	Número de Reynolds	
Sc	Número de Schmidt	

**Subíndices**

$b$	Fondo
$d$	Destilado
$e$	En equilibrio con la otra fase
$f$	Alimentación
HK	Componente clave pesado
$i$	Número del compuesto
$L$	Líquido
LK	Componente clave ligero
$m$	Última etapa (en la extracción)
$min$	Mínimo
$n$	Número de la etapa
$r$	Compuesto de referencia
$s$	Disolvente
$v$	Vapor
$w$	Agua
$\alpha$	Primera fase líquida
$\beta$	Segunda fase líquida
1	Pie de la columna de relleno
2	Cabeza de la columna de relleno

**Superíndices**

'	Sección de agotamiento de la columna
---	--------------------------------------

**11.19. PROBLEMAS**

Todos los problemas en este capítulo se pueden resolver usando tanto cálculos manuales como programas de simulación de procesos. Donde existen datos, se pueden usar para confirmar la validez del modelo de equilibrio de fases usado en una simulación.

- 11.1.** A una presión de 10 bar, determinar el punto de burbuja y de rocío de una mezcla de hidrocarburos, composición, %molar: n-butano 21, n-pentano 48, n-hexano 31. Se pueden estimar los factores de equilibrio K usando las gráficas de De Priester en el Capítulo 8 o se pueden encontrar usando un programa de simulación de procesos.
- 11.2.** El alimento a una columna de destilación tiene la siguiente composición, %molar: propano 5,0, isobutano 15, n-butano 25, isopentano 20, n-pentano 35. El alimento se precalienta a una temperatura de 90 °C, a una presión de 8,3 bar. Estimar que proporción del alimento esta vaporizado.
- 11.3.** El propano se separa del propileno por destilación. Los compuestos tiene puntos de ebullición próximos y la volatilidad relativa será baja. Para una composición del alimento del 10% w/w propano, 90% w/w propileno, estimar el número de platos teóricos necesarios para producir un destilado de propileno con un pureza mínima del 99,5 %molar. La columna trabajará con una razón de reflujo de 20. El alimento está a su punto de burbuja. Tomar la volatilidad relativa constante e igual a 1,1.
- 11.4.** La composición del alimento para un desbutanizador viene dada a continuación. Realizar un diseño preliminar para una columna para recuperar un destilado con un 98% de n-butano y un 95% del isopentano en la base de la columna. La columna trabajará a 14 bar y el alimento estará a su punto de burbuja. Usar métodos rápidos y seguir el procedimiento establecido a continuación. Usar las gráficas De Priester para determinar la volatilidad relativa si se resuelve a mano. La viscosidad del líquido se puede estimar usando los datos dados en el Apéndice C.
- (a) Investigar el efecto de la razón de reflujo en el número de etapas teóricas
  - (b) Seleccionar la razón del reflujo óptima
  - (c) Determinar el número de etapas a esta razón de reflujo
  - (e) Estimar la eficacia de la etapa
  - (f) Estimar el punto de alimentación
  - (g) Estimar el diámetro de la columna.

Composición del alimento:

		kg/h
Propano	C <sub>3</sub>	910
Isobutano	i-C <sub>4</sub>	180
n-butano	n-C <sub>4</sub>	270
Isopentano	i-C <sub>5</sub>	70
Pentano normal	n-C <sub>5</sub>	90
Hexano normal	n-C <sub>6</sub>	20

- 11.5.** En un proceso para la fabricación de acetona, la acetona se separa del ácido acético por destilación. El alimento a la columna contiene un 60% molar de acetona, el resto es ácido acético.

La columna es para recuperar el 95% de la acetona en la alimentación con una pureza del 99,5% molar de acetona. La columna trabajará a una presión de 760 mmHg y la alimentación se precalentará a 70 °C.

Para la separación, determinar:

- (a) el número de etapas mínimo requeridas
- (b) la razón mínima de reflujo
- (c) el número de etapas teóricas para una razón de reflujo 1,5 veces la mínima
- (d) el número de etapas reales si se puede tomar la eficacia de los platos como 60%.

Los datos de equilibrio para el sistema de acetona – ácido acético, a 760 mmHg, fracciones molares de acetona:

Fase líquida	0,10	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
Fase vapor	0,31	0,56	0,73	0,84	0,91	0,95	0,97	0,98	0,99
Punto de ebullición (°C)	103,8	93,1	85,8	79,7	74,6	70,2	66,1	62,6	59,2

Referencia: Othmer (1943).

- 11.6.** En la fabricación de alcohol absoluto por fermentación, el producto se separa y purifica usando varias etapas de destilación. En la primera etapa, se concentra al 50% molar una mezcla del 5% molar de etanol en agua, con trazas de acetaldehído y aceite (o alcohol) de fusel. La concentración de alcohol en el agua residual se reduce a menos del 0,1% molar.

Diseñar una columna de platos de tamiz para llevar a cabo esta separación, para un caudal de alimento de 10 000 kg/h. Tratar la alimentación como una mezcla binaria de etanol y agua.

Tomar la temperatura de alimentación a 20 °C. La columna trabajará a 1 atmósfera.

Determinar:

- (a) el número de etapas teóricas
- (b) una estimación de la eficacia de las etapas
- (c) el número de etapas reales necesarias.

Diseñar un plato tamiz adecuado para las condiciones después del punto de alimentación.

Los datos de equilibrio para el sistema de etanol – agua, a 760 mmHg, fracciones molares del etanol:

Fase líquida	0,019	0,072	0,124	0,234	0,327	0,508	0,573	0,676	0,747	0,894
Fase vapor	0,170	0,389	0,470	0,545	0,583	0,656	0,684	0,739	0,782	0,894
Punto de ebullición (°C)	95,5	89,0	85,3	82,7	81,5	79,8	79,3	78,7	78,4	78,2

Referencia: Carey y Lewis (1932).

- 11.7.** En la fabricación de la metil etil cetona (MEK) a partir del butanol, el producto se separa del butanol no reaccionado por destilación. La alimentación de la columna consiste en una mezcla de 0,90 fracción molar de MEK, 0,10 fracción molar de 2-butanol, con trazas de tricloreto.



El caudal del alimento a la columna es de 20 kmol/h y la temperatura de alimentación 35 °C.

Las especificaciones requeridas son: producto por cabeza 0,99 fracción molar MEK; producto por pie 0,99 fracción molar de butanol.

Diseñar una columna para esta separación. La columna trabajará esencialmente a presión atmosférica. Usar una razón de reflujo de 1,5 veces la mínima.

- (a) Determinar la razón mínima de reflujo
  - (b) Determinar el número de etapas teóricas
  - (c) Estimar la eficacia de la etapa
  - (d) Determinar el número de etapas reales necesarias
  - (e) Diseñar un plato tamiz adecuado para las condiciones por debajo del punto de alimentación.
- Datos del equilibrio para el sistema MEK – 2-butanol, fracciones molares de MEK:

Fase líquida	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
Fase vapor	0,23	0,41	0,53	0,64	0,73	0,80	0,86	0,91	0,95
Punto de ebullición (°C)	97	94	92	90	87	85	84	82	80

- 11.8.** Se requiere una columna para recuperar acetona de una disolución acuosa. La alimentación contiene un 5% molar de acetona. Se requiere una pureza de producto del 99,5% w/w y el agua efluente debe contener menos de 100 ppm de acetona.

La temperatura de alimentación será entre 10 y 25 °C. La columna trabajará a presión atmosférica. Para una alimentación de 7500 kg/h, comparar los diseños para una columna de platos tamiz y de relleno, para este problema. Usar una razón de reflujo de 3. Comparar el coste de capital y de servicios para ambos diseños.

No es necesaria una caldera para esta columna; se puede utilizar vapor vivo.

Los datos de equilibrio para el sistema acetona – agua están disponibles en el Ejemplo 11.2.

- 11.9.** En la fabricación de MEK, el producto se extrae de una disolución acuosa usando 1,1,2-tricloroetano como disolvente extractor.

Para un caudal de alimento de 2000 kg/h de disolución, con una composición de 30% w/w de MEK, determinar el número de etapas requeridos para recuperar el 95% del MEK disuelto; usando 700 kg/h de tricloroetano (TCE), con una circulación en contracorriente.

Los datos de las rectas de reparto para el sistema MEK – agua – TCE en porcentajes en w/w, a partir de Newman *et al.* (1949).

Fase rica en agua		Fase rica en disolvente	
MEK	TCE	MEK	TCE
18,15	0,11	75,00	19,92
12,78	0,16	58,62	38,65
9,23	0,23	44,38	54,14
6,00	0,30	31,20	67,80
2,83	0,37	16,90	82,58
1,02	0,41	5,58	94,42

- 11.10.** El cloro se elimina de una corriente de venteo por absorción (scrubbing) con un 5% w/w de disolución acuosa de hidróxido de sodio. La corriente de venteo esencialmente es nitrógeno,

con una concentración máxima de 5,5% w/w de cloro. La concentración de cloro que sale del lavado debe ser menor a 50 ppm en peso. El caudal máximo de la corriente de venteo al lavador será de 4500 kg/h. Diseñar una columna de relleno adecuada para este problema. La columna trabajará a 1,1 bar y a temperatura ambiente. Si es necesario, se puede recircular la corriente acuosa para mantener un caudal de humectación o mojado adecuado.

*Nota:* la reacción del cloro con la disolución acuosa será rápida y prácticamente no habrá contrapresión del cloro en disolución.