



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

PLATOS PERFORADOS PARA CONTACTO GAS-LIQUIDO.
UNA REVISION ACTUALIZADA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

FIDEL OMAR NUÑEZ MARTINEZ

ASESOR: I.Q. FERNANDO OROZCO FERREYRA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

DEDICATORIA

A la memoria de mi abuela Estela y a mi madre Guadalupe a quienes debo todo lo que soy

AGRADECIMIENTOS

A mi Madre

Por su apoyo en todas las etapas de mi preparación profesional, por creer y confiar siempre en mí, apoyándome en todas las decisiones que he tomado en la vida.

A mi hermana Blanca y su esposo Guillermo

Por ser un ejemplo de superación.

A mi hermano Ivan

A quien le deseo que tenga éxito en todo lo que se proponga

A mis compañeros

Por el apoyo y motivación que de ellos he recibido.

A mis profesores de la facultad de estudios superiores Cuautitlan

Por todos sus conocimientos compartidos, en especial al ingeniero Fernando Orozco por el tiempo dedicado a la preparación a este trabajo.

ÍNDICE

RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN	3
OBJETIVOS	6
1. CONCEPTOS GENERALES	7
1.1 Columnas de platos para contacto gas-líquido	7
1.2 Clasificación de platos de acuerdo al tipo de dispositivo de contacto empleado	7
1.2.1 Platos con borbotadores	7
1.2.2 Platos perforados, con bajantes	9
1.2.3 Platos con válvulas	11
1.2.4 Otros tipos de platos	15
1.3 Clasificación de platos de acuerdo al modo en que el líquido fluye sobre el plato	17
1.4 Definiciones hidráulicas en platos perforados	20
1.5 Definiciones de parámetros geométricos y consideraciones generales para la selección de sus dimensiones	24
1.5.1 Definiciones de áreas en un plato perforado	24
1.5.2 Espaciamiento entre platos	26
1.5.3 Diámetro de los orificios	30
1.5.4 Área fraccional de orificios y distancia entre orificios	32
1.5.5 Distribución en un plato con válvulas y selección de las mismas	35
1.5.6 Zonas de distribución y coalescencia (zonas de calma)	39
1.5.7 Compuertas de salida	40
1.5.8 Mamparas antisalpiqueo	42
1.5.9 Consideraciones para platos multipaso	42
1.5.10 Cambio en el número de pasos del líquido	45

1.5.11 Función y tipos de bajantes	46
1.5.12 Ancho y área del bajante	48
1.5.13 Mamparas antisalto	50
1.5.14 Sellado del bajante	51
1.5.15 Espacio bajo el faldón del bajante	53
1.5.16 Compuertas de entrada y recipientes de sellado.....	56
2. HIDRÁULICA DE PLATOS.....	60
2.1 Modelo Hidráulico Clásico	60
2.2 Factores que limitan la capacidad de los platos.....	61
2.2.1 Diagrama de estabilidad de operación del plato.....	61
2.2.2 Inundación	62
2.2.2.1 Tipos de inundación	62
2.2.2.2 Factores que afectan la inundación	63
2.2.2.3 Predicción de la inundación por arrastre.....	65
2.2.2.4 Inundación por acumulación en el bajante.....	76
2.2.2.5 Inundación por bloqueo en el bajante	78
2.2.2.6 Factor del sistema.....	79
2.2.3 Arrastre.....	80
2.2.3.1 Factores que afectan al arrastre	81
2.2.3.2 Predicción del arrastre	82
2.2.4 Goteo y chorreo.....	91
2.2.4.1 Goteo	91
2.2.4.2 Predicción del goteo.....	93
2.2.4.3 Chorreo	101
2.2.4.4 Predicción del punto de chorreo.....	101
2.3 Pérdidas de Presión	103
2.3.1 Pérdidas de presión en la fase gaseosa.....	103
2.3.1.1 Caída de presión a través de los orificios	104
2.3.1.2 Caída de presión a través de la masa aireada	113

2.3.2 Pérdidas de presión en la fase líquida.....	126
2.3.2.1 Gradiente hidráulico	126
2.3.2.2 Pérdida de carga bajo el faldón del bajante	128
2.4 Transición de régimen espuma a rocío.....	128
2.5 Resumen de las correlaciones presentadas dentro del capítulo 2.....	130
3. EFICIENCIA DE PLATOS	133
3.1 Definiciones	133
3.1.1 Tipos de Eficiencia	134
3.2 Métodos de predicción de la eficiencia de plato.....	137
3.2.1 Métodos teóricos o semiteóricos para la predicción de la eficiencia de plato	137
3.2.1.1 Fundamentos de transferencia de masa.....	137
3.2.1.2 Mezclado del líquido	145
3.2.1.3 Relación entre E_{OG} y N_{OG}	146
3.2.1.4 Relación entre E_{MG} y E_{OG}	147
3.2.1.5 Relación entre E_{OL} y N_{OL}	149
3.2.1.6 Relación entre E_{ML} y N_{OL}	151
3.2.1.7 Relación entre las eficiencias relativas al vapor y las relativas al líquido	153
3.2.1.8 Corrección por arrastre	155
3.2.1.9 Relación entre E_O y E_{MGE}	155
3.2.1.10 Determinación de la pendiente de la línea de equilibrio	156
3.2.1.11 Correlaciones recomendadas en el manual del AIChE para el cálculo del número de unidades de transferencia y la difusividad de remolino.....	158
3.2.1.12 Aplicación del método del AIChE para la determinación de la eficiencia de plato.....	159
3.2.1.13 Correlaciones alternas para el cálculo de la eficiencia..	160
3.2.2 Métodos empíricos para estimación de la eficiencia de plato.....	183

3.2.2.1 Estimación de la eficiencia global de columna, E_o	183
3.2.2.2 Estimación de la Eficiencia de Plato de Murphree	185
3.2.3 Escalamiento desde datos de laboratorio.....	189
3.3 Resumen de correlaciones presentadas en el capítulo 3.....	191
4. REQUERIMIENTOS MECÁNICOS Y DE INSTALACIÓN	192
4.1 Materiales de construcción	192
4.2 Espesor de las partes del plato.....	193
4.3 Aros de soporte.....	194
4.4 Vigas de soporte	194
4.5 Sujeción de los platos, bajantes y vigas de soporte.....	196
4.6 Registros de hombre.....	197
4.7 Expansión térmica	198
4.8 Redondez de la torre	198
4.9 Nivelación del plato.....	199
5. DIMENSIONAMIENTO DE PLATOS PERFORADOS.....	202
5.1 Procedimiento general para el dimensionamiento de un plato perforado	205
5.2 Verificación de parámetros hidráulicos	209
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	225
NOMENCLATURA.....	230
BIBLIOGRAFÍA	244
ANEXOS	
A Predicción de propiedades físicas	251
A1 Densidad de líquidos.....	251
A2 Viscosidad de gases	253

A3 Viscosidad de líquidos	255
A4 Tensión superficial	257
A5 Difusividad de líquidos	258
A6 Difusividad de gases	259
B Determinación aproximada del diámetro de la columna.....	260
C Número aproximado de válvulas en platos con válvulas tipo Balastra	262
D Altura de líquido claro para cálculo de caída de presión en platos con válvulas tipo Flexitray	263
E Recopilación de eficiencias para diversos sistemas.....	265
F Modelado de los patrones de flujo en platos perforados mediante el uso de la dinámica de fluidos computacional	268

RESUMEN

La tesis consiste en la presentación de los métodos recientes para la evaluación de los parámetros hidráulicos, la determinación de la eficiencia y el dimensionamiento de platos perforados en operaciones de contacto gas-líquido. También se incluyen ecuaciones aplicables a los platos con válvulas debido a su amplio uso en las operaciones de contacto gas-líquido.

En la primera parte se discuten los distintos tipos de platos, como son los platos con borboteadores, los platos perforados, los platos con válvulas y los platos a contraflujo, también se hace una comparación del desempeño de estos tipos de platos. Se incluyen consideraciones para la selección de las dimensiones de los parámetros geométricos de platos perforados y algunas aplicaciones a platos con válvulas

La segunda parte trata del diseño hidráulico de platos perforados para contacto gas-líquido y también algunas aplicaciones en platos con válvulas. Inicialmente se aborda el tema de factores que limitan la capacidad de los platos como son la inundación, el goteo y el arrastre, y la forma de predecirlos. Posteriormente, dentro del capítulo se trata el tema de pérdidas de carga en el plato, tanto para la fase gaseosa como la fase líquida. Finalmente se estudian los métodos de predicción de la transición entre regímenes de flujo.

La tercera parte abarca lo relacionado al proceso de transferencia de masa y su relación con la eficiencia, la importancia que tiene la predicción de la eficiencia en el diseño de una columna de platos para contacto gas-líquido así como los tipos de eficiencia y los métodos que existen para predecirla.

En la cuarta parte se tocan los temas relacionados a los requerimientos mecánicos para la instalación de los platos en una columna.

En la quinta parte se aplican los conceptos y procedimientos presentados en las secciones anteriores para el desarrollo de una secuencia de dimensionamiento para los platos, el cual consta de un dimensionamiento

preliminar y posterior verificación de los factores limitantes de capacidad para obtener las dimensiones definitivas del plato.

A lo largo de la tesis se utiliza el Sistema Internacional como sistema principal de unidades con excepciones en algunas figuras y ecuaciones, en cuyo caso se mencionan las unidades a ser usadas.

INTRODUCCIÓN

Las operaciones de contacto gas-líquido dominan los procesos de separación en las industrias de procesos químicos. Este tipo de operaciones comprenden la destilación, la absorción y la desorción, entre otras.

La destilación es la operación en la cual los componentes de una solución son separados en base a sus diferentes puntos de ebullición. Esta operación depende de la distribución de los componentes de la solución entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que los componentes están presentes en las dos fases. En esta operación la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original.

La absorción de gases es la operación en la cual los componentes solubles de una mezcla gaseosa son disueltos en un líquido. La operación inversa es conocida como agotamiento o desorción (o mejor dicho desabsorción) y es empleada cuando se requiere transferir los componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas.

La destilación predomina en los procesos de separación en las industrias químicas, al menos para mezclas que normalmente son procesadas como líquidos.

La inclinación hacia el uso de la destilación como método de separación tiene las siguientes bases:

- La inversión de capital para destilación aumenta como función de la capacidad en aproximadamente una potencia de 0.6. Otros métodos como por ejemplo las membranas tienden a aumentar en una potencia de 1 con la capacidad. Por lo tanto la destilación tiene una marcada ventaja económica a altas capacidades.
- A diferencia de otros métodos, la destilación convencional no requiere otro agente de separación adicional a la energía. No existe la necesidad de investigación en membranas, adsorbentes o solventes. Los requerimientos

de energía frecuentemente pueden ser proporcionados de una fuente de bajo costo.

- A través de los años, se han hecho grandes avances en la destilación. Se ha desarrollado una mayor confiabilidad en los métodos de diseño para la columna misma y el equipo auxiliar como los condensadores y rehervidores.
- Como un proceso de separación limitado por el equilibrio, la destilación está bien soportada por una amplia base de datos de equilibrio vapor/líquido (VLE).

Algunas desventajas de la destilación son:

- Tiende a consumir grandes cantidades de energía.
- Las condiciones de destilación pueden producir la degradación de algunos materiales a ser separados, particularmente los sensibles al calor. Esto implica la necesidad de trabajar a presiones reducidas para evitar tal degradación generándose a su vez altos costos de operación.

Las operaciones de absorción, desorción y destilación son generalmente llevadas a cabo en columnas cilíndricas verticales en las cuales son colocados dispositivos tales como platos o empaques. El gas y el líquido normalmente fluyen a contra corriente y los dispositivos sirven para proporcionar el contacto y desarrollar una superficie interfacial en la cual se efectúa la transferencia de masa.

El desarrollo de la tecnología de platos como dispositivo de contacto gas-líquido ha pasado por diversas etapas que se pueden resumir de la siguiente manera:

- Periodo inicial comprendido de aproximadamente 1920 a 1945. En este periodo el plato con borboteadores era el tipo de plato más común
- Periodo de crecimiento entre 1945 y 1965. En este periodo el plato perforado comenzó a popularizarse debido a su simplicidad y bajo costo. Se desarrollaron otro tipo de platos como los Turbogrid, los platos Ripple y los platos de flujo dual.

- Periodo de consolidación comprendido entre 1965 y 1985. Este periodo se caracterizó por la falta de nuevos desarrollos a nivel industrial.
- Desde aproximadamente 1985 hasta ahora se desarrolló el interés por nuevos tipos de platos o la mejora de los existentes. También se impulsó el desarrollo de platos de alta eficiencia y alta capacidad. Recientemente han aparecido modelos computacionales basados en la Dinámica de Fluidos Computacional (Computational Fluid Dynamics, CFD) que predicen los parámetros hidráulicos y de transferencia de masa así como los parámetros de flujo en platos perforados.

OBJETIVOS

- Conocer el funcionamiento de los platos como dispositivos de contacto gas-líquido, así como los diversos tipos de platos existentes.
- Recopilar y realizar una comparación de la información existente aplicable a la predicción de los factores que afectan al desempeño de platos perforados para contacto gas-líquido. Conocer su rango de aplicación así como ventajas y desventajas.
- Conocer la importancia de la predicción de la eficiencia en el diseño de una columna para contacto gas-líquido equipada con platos perforados.
- Conocer los requerimientos mecánicos necesarios para la instalación de los platos en una columna.
- Aplicar la información a una secuencia de dimensionamiento de platos para contacto gas-líquido.

CAPÍTULO 1

CONCEPTOS GENERALES

1.1 Columnas de platos para contacto gas-líquido [67]

En una columna de platos para contacto gas-líquido el gas fluye hacia arriba dentro de la columna a través de dispositivos de contacto apropiados (perforaciones, borboteadores o válvulas), situados sobre platos horizontales, y el líquido fluye a contracorriente hacia abajo (Fig. 1-1). En los platos con bajantes, el vapor y el líquido tienen un flujo tipo cruzado. El gas ascendente pasa a través del dispositivo de contacto dentro del líquido que fluye sobre el plato, para formar una dispersión entre las dos fases. Las fases subsecuentemente se separan; el gas asciende al plato superior, mientras que el líquido fluye sobre la compuerta de salida dentro del bajante.

1.2 Clasificación de platos de acuerdo al tipo de dispositivo de contacto empleado [52]

1.2.1 Platos con borboteadores

Los platos con borboteadores son platos perforados con dispositivos llamados borboteadores sobre él. Los borboteadores son capuchas localizadas sobre elevadores a través de los cuales el vapor entra desde la parte inferior del plato y se dispersa bajo la superficie del líquido a través de las ranuras localizadas en las capuchas (Figs. 1-2 y 1-3). La dispersión se encuentra sobre el plato a una altura al menos igual a la altura de la compuerta o la altura de los elevadores, lo que proporciona a este tipo de platos una capacidad única para operar a bajos flujos de vapor y líquido.

Los platos con borboteadores fueron usados ampliamente antes de la década de 1960 pero han sido desplazados por los platos perforados y con válvulas. Actualmente se les usa solo en aplicaciones específicas.

Capacidad: moderadamente alta.

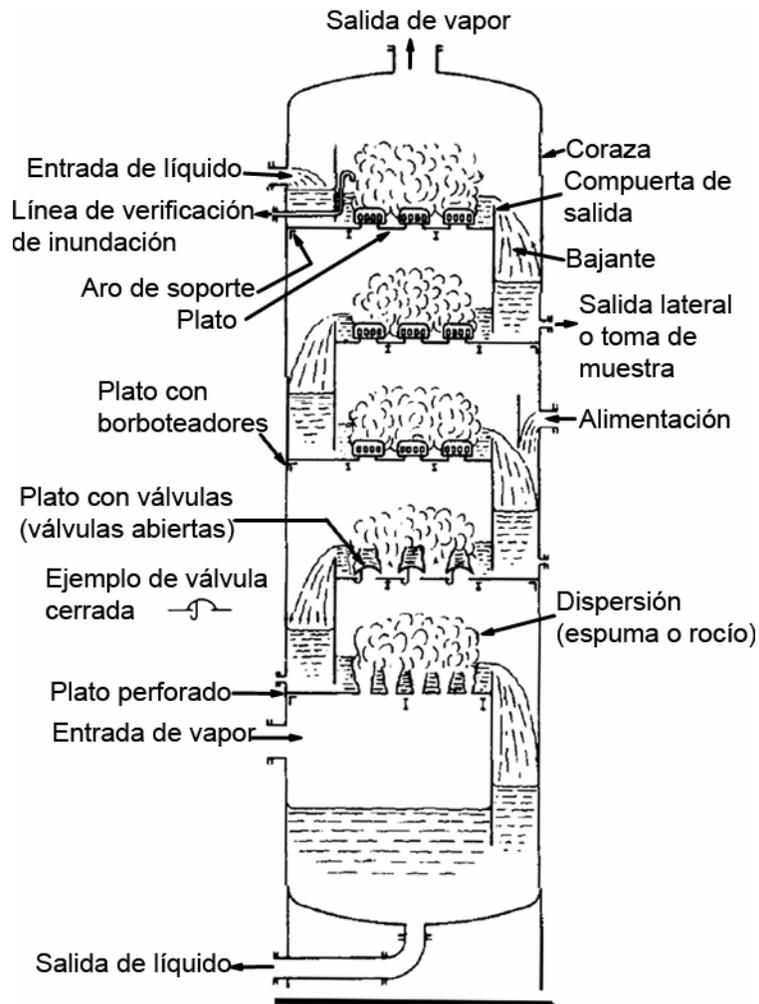


Figura 1-1. Sección transversal de una columna de contacto gas-líquido (se muestra un ejemplo de plato con borbotadores, plato con válvulas y plato perforado).

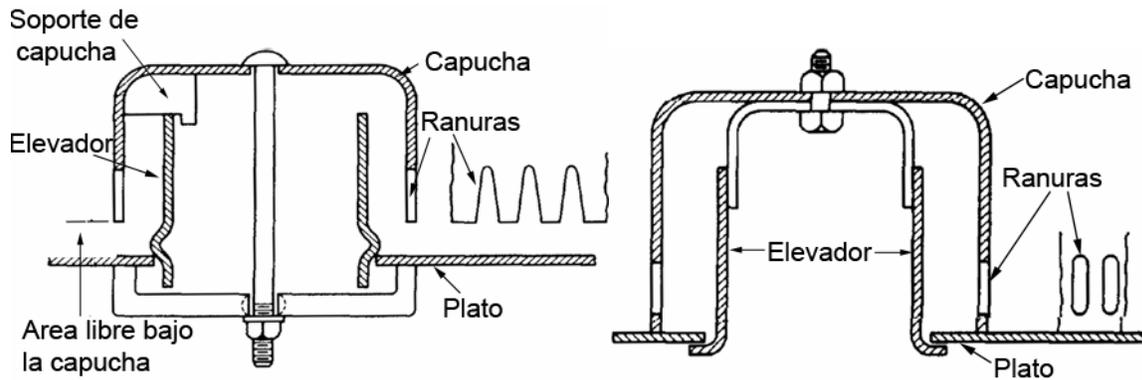


Figura 1-2. Diseños típicos de borbotadores

Eficiencia: tan alta como otros diseños de platos.

Arrastre: aproximadamente tres veces el de los platos perforados.

Flexibilidad: es el diseño de platos más flexible para flujos de vapor y líquido altos y bajos. Permite drene positivo del líquido de los platos. La carga de líquido se mantiene por medio de las compuertas.

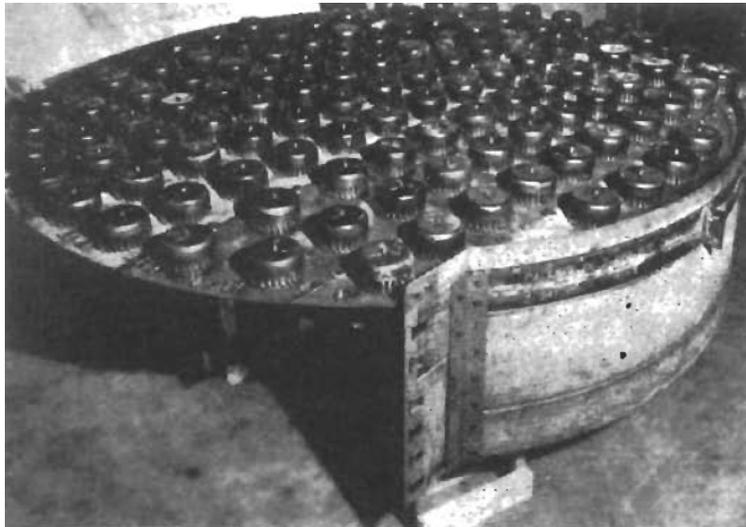


Figura 1-3. Plato con borboteadores

Aplicaciones: todos los servicios, excepto los que presentan formación excesiva de coque, formación de polímeros u otras condiciones altamente incrustantes. Uso para condiciones de flujo extremadamente bajas donde el plato debe permanecer húmedo y mantener un sello de vapor.

1.2.2 Platos perforados, con bajantes

Los platos perforados, son platos planos con perforaciones a través de las cuales circula el vapor (Fig. 1-4 a 1-6). La velocidad del vapor debe evitar el flujo del líquido a través de las perforaciones. Los platos perforados son fáciles de fabricar, y por tanto relativamente baratos.

Capacidad: tan alta o mayor que los platos con borboteadores a las condiciones de diseño o menor a un 60% de las velocidades de diseño con buena eficiencia. A

bajos flujos de vapor el desempeño disminuye al mismo tiempo que la eficiencia cae rápidamente.

Eficiencia: tan alta como la de los platos con borboteadores, pero cae a valores inaceptables cuando la capacidad se reduce debajo del 60%.

Arrastre: solo alrededor de un tercio del de los platos con borboteadores.

Flexibilidad: no recomendables para columnas que operan bajo flujo variable. El líquido gotea a bajas velocidades del vapor.

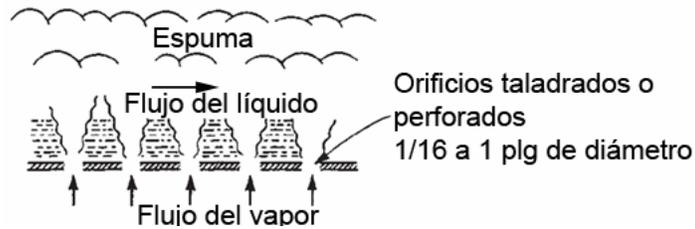


Figura 1-4. Dispersores en un plato perforado

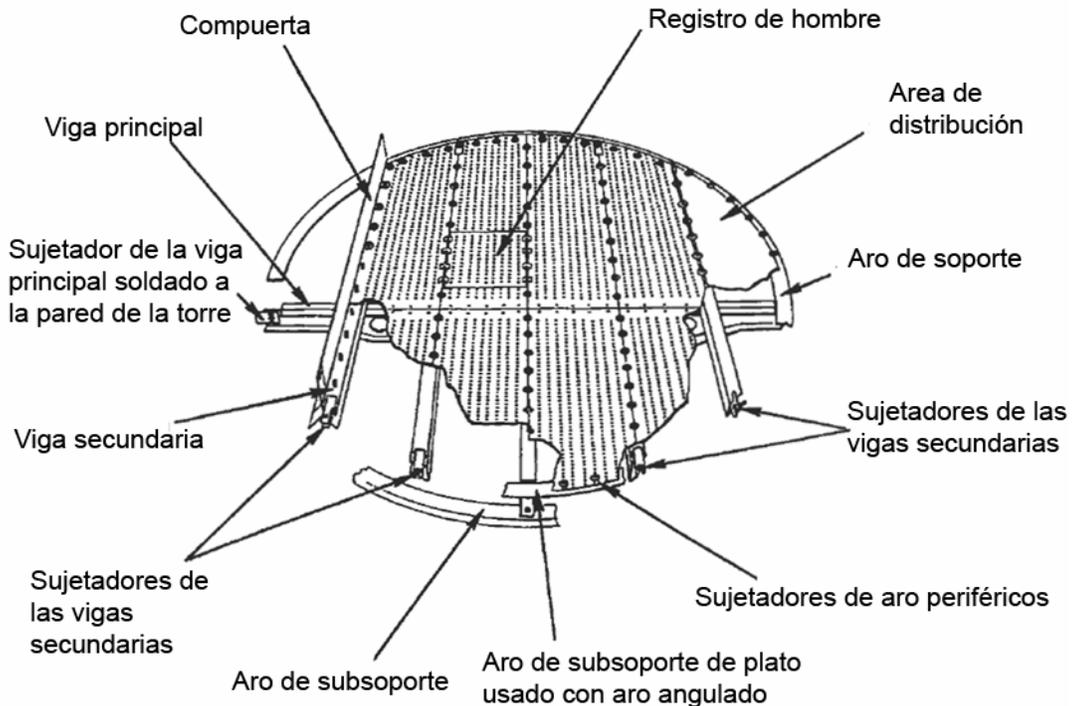


Figura 1-5. Plato perforado con bajantes y sus componentes

Aplicación: sistemas donde se mantendrá la capacidad cerca de las velocidades de diseño en servicio continuo. Manejan partículas sólidas suspendidas arrastrándolas de plato a plato.

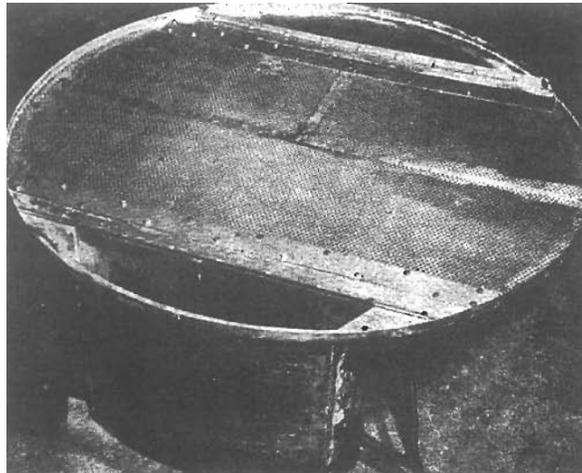


Figura 1-6. Plato perforado con bajantes integrados

1.2.3 Platos con válvulas

Los platos con válvulas son platos perforados, en los cuales cada perforación está equipada con una placa móvil (válvula) (Fig. 1-7 a 1-14). Las perforaciones y las placas pueden ser circulares o rectangulares. A bajas velocidades del vapor la placa permanece cerrada sobre la perforación y la cubre para evitar el goteo del líquido. Cuando se incrementa la velocidad del vapor, las placas ascienden verticalmente.

El ascenso vertical de las placas es restringido por una jaula o por ganchos unidos a la parte inferior del disco. La jaula y los ganchos también pueden prevenir el movimiento horizontal de las placas.

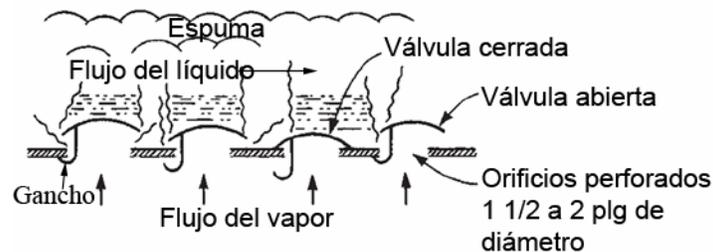


Figura 1-7. Dispersores en un plato con válvulas

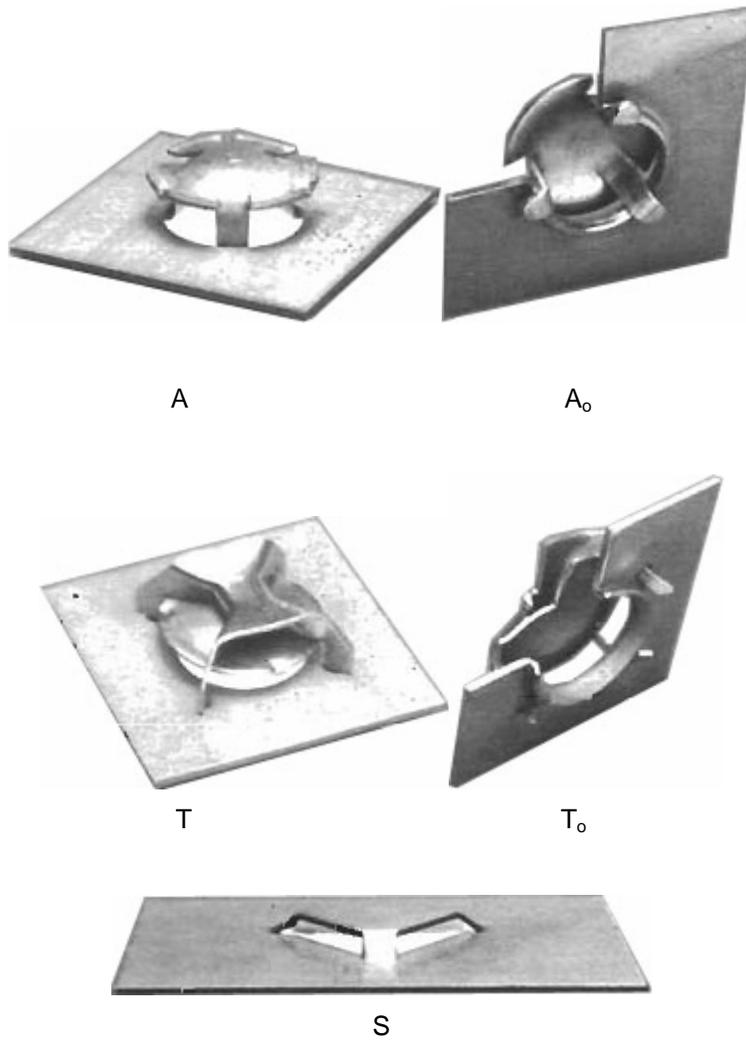


Figura 1-8. Válvulas Flexitray (Koch Engineering Co. Inc.)

(las válvulas A y A₀ son de tipo que usan ganchos y las válvulas T y T₀ son del tipo que usa jaula, la tipo S es válvula fija)

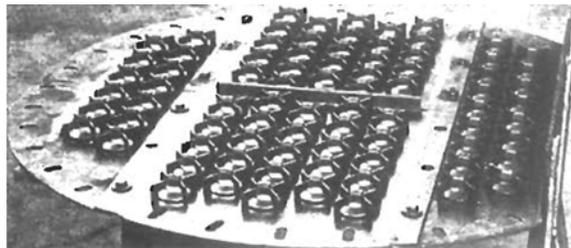


Figura 1-9. Plato con válvulas Flexitray tipo "T" (Koch Engineering Co. Inc.)

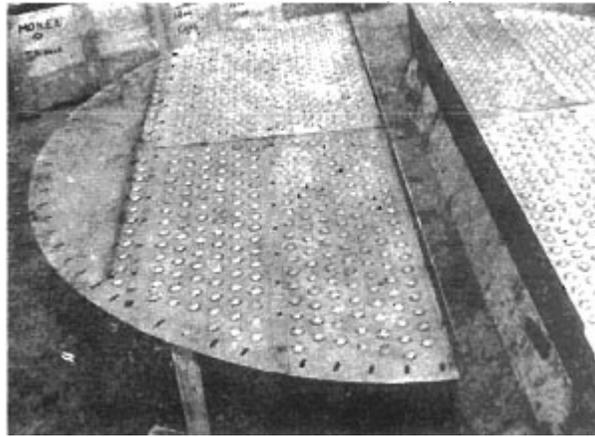


Figura 1-10. Plato de flujo dividido con válvulas Flexitray tipo A (Koch Engineering Co. Inc.)

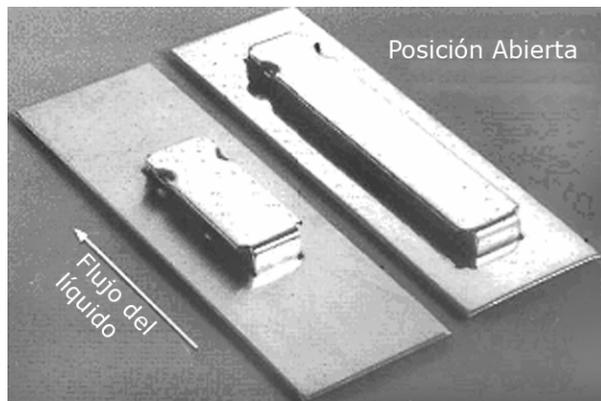


Figura 1-11. Válvulas Flotantes (Nutter Engineering, Harsco Corp.)

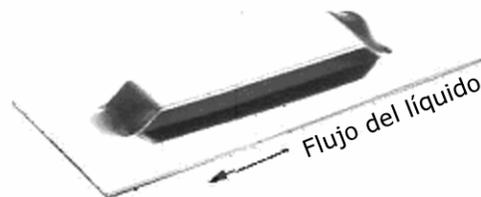


Figura 1-12. Válvula fija Vgrid (Nutter Engineering, Harsco Corp.)

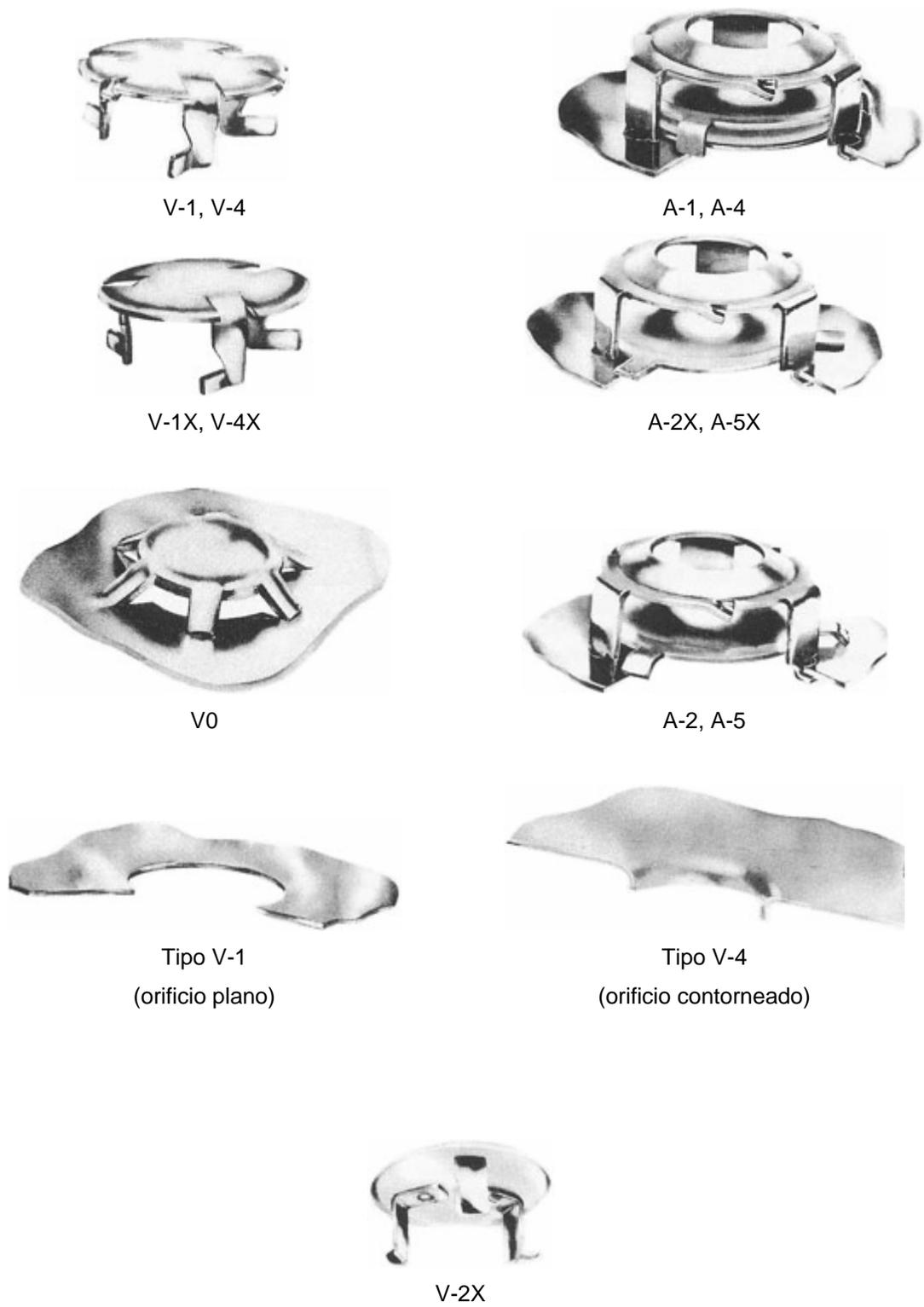


Figura 1-13. Válvulas tipo Balastra (Glitsch Inc.)



Figura 1-14. Válvulas típicas de Norton Chemical Process Products Corp.

1.2.4 Otros tipos de platos

Platos perforados sin bajantes (flujo dual)

En este tipo de platos el vapor asciende a través de los orificios situados sobre el plato y burbujea a través del líquido (Fig. 1-15). Al mismo tiempo la carga de líquido fuerza al líquido a fluir e contracorriente a través de los mismos orificios al plato inferior. El flujo de líquido forma patrones al azar durante el drenado y no forma corrientes continuas en cada orificio.

Capacidad: similar a la de platos perforados, tan alta o mayor que la de platos con borboteadores de 50 a 100 por ciento de la velocidad de diseño. El desempeño desciende a bajos flujos.

Eficiencia: normalmente no tan alta como la de los platos con borboteadores en las regiones de diseño, pero cae a valores inaceptables debajo de 60% de los flujos de diseño.

Aplicación: sistemas donde deben mantenerse altos flujos cerca de la capacidad de diseño en servicio continuo.

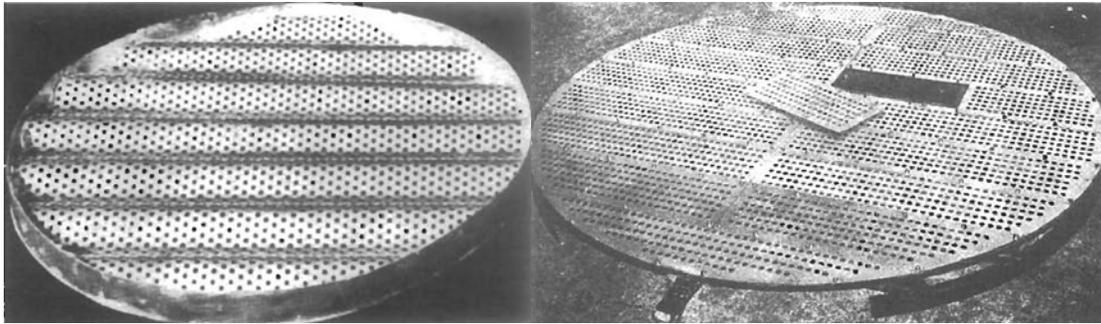


Figura 1-15. Plato Ripple (izquierda) y Plato perforado sin bajantes (derecha) (platos de flujo dual)

Tabla 1-1. Comparación de los tipos de platos comunes.

Concepto	Plato perforado	Plato con válvulas	Plato con borboteadores	Plato de flujo dual
Capacidad	Alta	Alta a muy alta	Moderadamente alta	Muy alta
Eficiencia	Alta	Alta	Moderadamente alta	Menor que en otros tipos
Relación de flexibilidad	Aproximadamente 2:1. No es recomendable para operación en flujos variables	Aproximadamente 5:1. Algunos diseños aseguran alcanzar hasta 10:1	Excelente, mejor que la de platos con válvulas. Buena a flujos del líquido extremadamente bajos	Baja, aún menor que en platos perforados. No son recomendables para operación en flujos variables
Arrastre	Moderado	Moderado	Alto. cerca de 3 veces mayor que el de platos perforados	Bajo a moderado
Caída de presión	Moderada	Moderada	Alta	Baja a moderada
Costo	Bajo	Aproximadamente 20% mayor que el de platos perforados	Alto. aproximadamente 2 a 3 veces el de platos perforados	Bajo
Mantenimiento	Bajo	Bajo a moderado	Relativamente alto	Bajo
Tendencia a la incrustación	Baja	Baja a moderada	Alta. Tiende a acumular sólidos	Extremadamente baja.
Efectos de corrosión	Bajos	Bajos a moderados	Altos	Muy bajos
Disponibilidad de información para el diseño	Extensa	Patentados, pero la información es fácilmente disponible	Extensa	Alguna información disponible
Aplicaciones principales	La mayoría de las columnas cuando la flexibilidad no es crítica	1. La mayoría de las columnas. 2. Servicios donde la flexibilidad es importante	1. Condiciones de flujo extremadamente bajo. 2. Donde se deben minimizar las fugas	1. Capacidad mejorada donde la eficiencia y la flexibilidad pueden ser sacrificadas. 2. Servicios altamente incrustantes y corrosivos

1.3 Clasificación de platos de acuerdo al modo en que el líquido fluye sobre el plato [11]

Flujo Reverso (Fig. 1-16a): Los bajantes están localizados en un lado de la columna y el líquido es forzado a fluir alrededor de un deflector central. Este tipo de plato proporciona una mayor área activa, a expensas del área del bajante. Tienen una tendencia a altos gradientes hidráulicos debido a la larga trayectoria de flujo del líquido. Son recomendables para relaciones bajas de flujo líquido/vapor.

Flujo cruzado (flujo transversal) (Fig. 1-16b): El líquido fluye sobre el plato (en vez de hacerlo a través de los orificios), así éste cae al plato inferior a través del bajante localizado en un lado del plato. Representan el tipo de plato más sencillo y por tanto los de fabricación más económica. La larga trayectoria de flujo del líquido sobre el plato contribuye a una alta eficiencia de plato.

Flujo dividido (Fig. 1-16c): El líquido fluye sobre el plato y es dividido en dos o más trayectorias. Incluye el flujo en doble paso, triple, cuádruple, etc.

Doble paso: Un plato de flujo dividido con dos trayectorias de flujo en cada plato. Cada trayectoria maneja la mitad del flujo del líquido. También la longitud de trayectoria de flujo del líquido es dividida a la mitad. Como resultado, los platos de doble paso proporcionan mayor capacidad para el líquido y menos gradiente hidráulico que los platos de un paso. Estos platos son recomendables para relaciones de flujo líquido/vapor altas o en torres de gran diámetro. La trayectoria de flujo del líquido menor también reduce la eficiencia de plato comparada con la del plato de flujo cruzado.

Si se requiere una mayor capacidad del líquido, se pueden proporcionar compuertas intermedias para obtener un plato en cascada, donde la superficie del plato está “escalonada” en dos o más elevaciones (Fig. 1-16d).

Flujo radial (Fig. 1-16e): El líquido fluye radialmente desde el centro del plato a un bajante situado en la periferia o desde la periferia del plato hacia un bajante situado en el centro del mismo.

Para columnas de diámetro muy grande puede ser necesario emplear platos de cuatro o hasta seis pasos. No se recomienda un número de pasos impar debido a problemas en la distribución del líquido (Sec. 1.5.9).

Para seleccionar de manera tentativa el tipo de plato, se puede usar la guía de “tipo de plato” propuesta por Huang y Hodson [32] (Fig. 1-17) o la tabla 1-2 [11]

Tabla 1-2 Selección del patrón de flujo para platos perforados con bajantes

Diámetro estimado de la torre, pies	Rango de flujo del líquido, gpm			
	Flujo reverso	Flujo cruzado	Doble paso	Doble paso en cascada
3	0–30	30–200		
4	0–40	40–300		
6	0–50	50–400	400–700	
8	0–50	50–500	500–800	
10	0–50	50–500	500–900	900–1400
12	0–50	50–500	500–1000	1000–1600
15	0–50	50–500	500–1100	1100–1800
20	0–50	50–500	500–1100	1100–2000

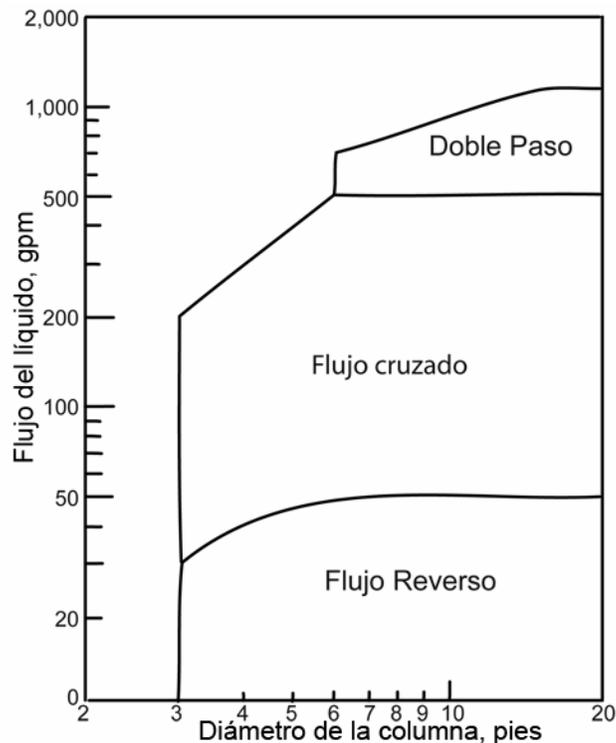
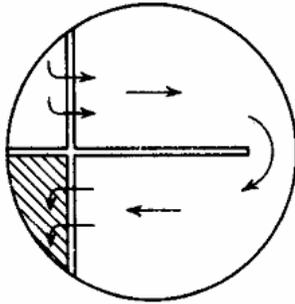


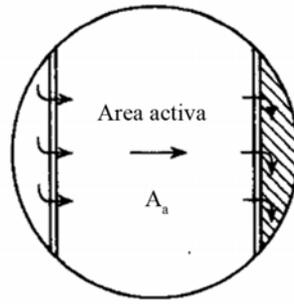
Figura 1-17. Guía de selección de patrón de flujo para platos perforados con bajantes



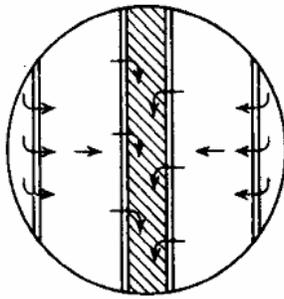
Área para flujo descendente (área del bajante)



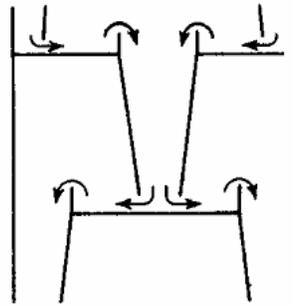
a) Flujo reverso



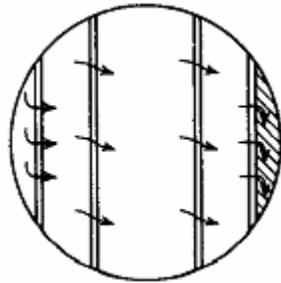
b) Flujo cruzado



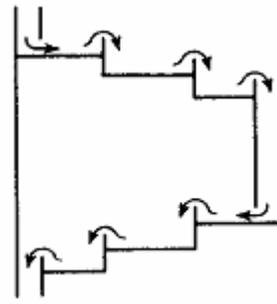
c) Flujo dividido (doble paso)
Vista superior



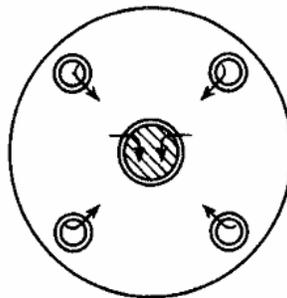
Flujo dividido (doble paso)
Vista lateral



d) Plato en cascada
Vista superior



Plato en cascada
Vista lateral



e) Flujo radial

Figura 1-16. Tipos de platos de acuerdo al modo en que el líquido fluye sobre el plato

1.4 Definiciones hidráulicas en platos perforados.

Espuma de aereación (froth). Es la dispersión líquido-vapor producida durante la aereación del líquido y se debe a los efectos de agitación que se producen en el mismo.

Espuma (foam). Es la dispersión líquido vapor debida a las propiedades físicas (fenómenos superficiales).

Espumabilidad (foamability). La espumabilidad se refiere al grado de expansión del líquido cuando es aereado.

Estabilidad de la espuma. Velocidad de colapso de la espuma después de que se detiene la aereación.

La espumabilidad y la estabilidad de la espuma no están necesariamente relacionadas, por ejemplo, un sistema puede producir una gran cantidad de espuma (alta espumabilidad) que colapsa rápidamente (poca estabilidad de la espuma).

La estabilidad de la espuma debe considerarse en el diseño del bajante y es deseable que sea baja.

Régimen de flujo. Es la naturaleza de la dispersión vapor-líquido sobre el plato. La mayoría de los platos industriales opera en el régimen espuma (Fig. 1-18a) o en el régimen rocío (Fig. 1-18b) dependiendo de la geometría del plato y las condiciones de operación. Adicionalmente al régimen espuma y rocío en un plato perforado también se pueden presentar el régimen burbuja, el régimen espuma celular y el régimen emulsión (Figs.1-18c, 1-18d y 1-18e respectivamente), pero su presencia es poco frecuente en columnas industriales [44]. Para un desempeño óptimo del plato, el arreglo del plato debe ajustarse al régimen de flujo esperado.

Régimen Espuma (froth regime) (Fig. 1-18a). Es el más común en platos industriales. Este ocurre a velocidades del vapor bajas y moderadas y altos flujos de líquido. En este régimen se considera que la fase continua es la fase líquido mientras que la fase dispersa es la fase gaseosa. Cada perforación burbujea vigorosamente; las burbujas que circulan rápidamente a través del líquido son de

distintos tamaño y de forma no uniforme, y se mueven a velocidades variables. La superficie de la espuma es móvil y generalmente cubierta de gotas. Frecuentemente pueden aparecer ondas u oscilaciones.

Régimen Rocío (spray regime) (Fig. 1-18b). Generalmente ocurre a altas velocidades de vapor y bajos flujos del líquido. En este régimen la fase continua es la fase gaseosa mientras que la fase dispersa es la fase líquida. El líquido está presente en formas de gotas de varios tamaños. Un chorro de vapor que se forma en cada perforación, atomiza el líquido a su paso. Una pequeña cantidad de líquido permanece cerca del piso del plato, a través del cual el gas pasa a alta velocidad.

Régimen Burbuja (bubble regime) o “piscina profunda”, ocurre a bajas velocidades de vapor. Conjuntos discretos de burbujas no coalescentes ascienden a través del líquido quieto, que tiene una superficie muy clara. Ese régimen rara vez se presenta en columnas industriales. Puede ocurrir en columnas piloto donde las compuertas de salida son altas. Si este régimen ocurre en una unidad de prueba, se requiere precaución en el escalamiento.

Espuma Celular (cellular foam), es una espuma estabilizada. Las burbujas crecen a un tamaño que limita al líquido en una delgada capa entre las burbujas. Las burbujas formadas en las perforaciones del plato ascienden sin romperse a lo alto de la espuma, y se tiene poca circulación.

La espuma celular ocurre a bajos flujos de vapor en columnas pequeñas, donde las paredes de la columna proporcionan estabilización de la espuma. Esto ocurre con algunos sistemas o diseños de platos pero no con otros y es promovido por efectos de la tensión superficial. La espuma celular es poco común en columnas industriales. La espuma que causa problemas en instalaciones industriales es la espuma móvil, donde las burbujas se encuentran en movimiento turbulento. La espuma móvil está asociada con los regímenes espuma (froth) y emulsión. La espuma celular se encuentra en columnas de planta piloto. Si ocurre la espuma celular en las unidades de prueba, se requiere precaución durante el escalamiento.

Emulsión. A altos flujos de líquido y flujos de vapor relativamente bajos, la acción despojante de la alta velocidad del líquido deforma las burbujas de vapor y los chorros que abandonan los orificios, y “arranca” las burbujas de vapor. En este régimen, la mayoría del gas es emulsificado como pequeñas burbujas dentro del líquido. En el régimen emulsión, la mezcla se comporta como un fluido uniforme de dos fases, que obedece la fórmula de Francis para la compuerta. En la práctica industrial, el régimen emulsión ocurre frecuentemente en operación a alta presión y a altos flujos de líquido.

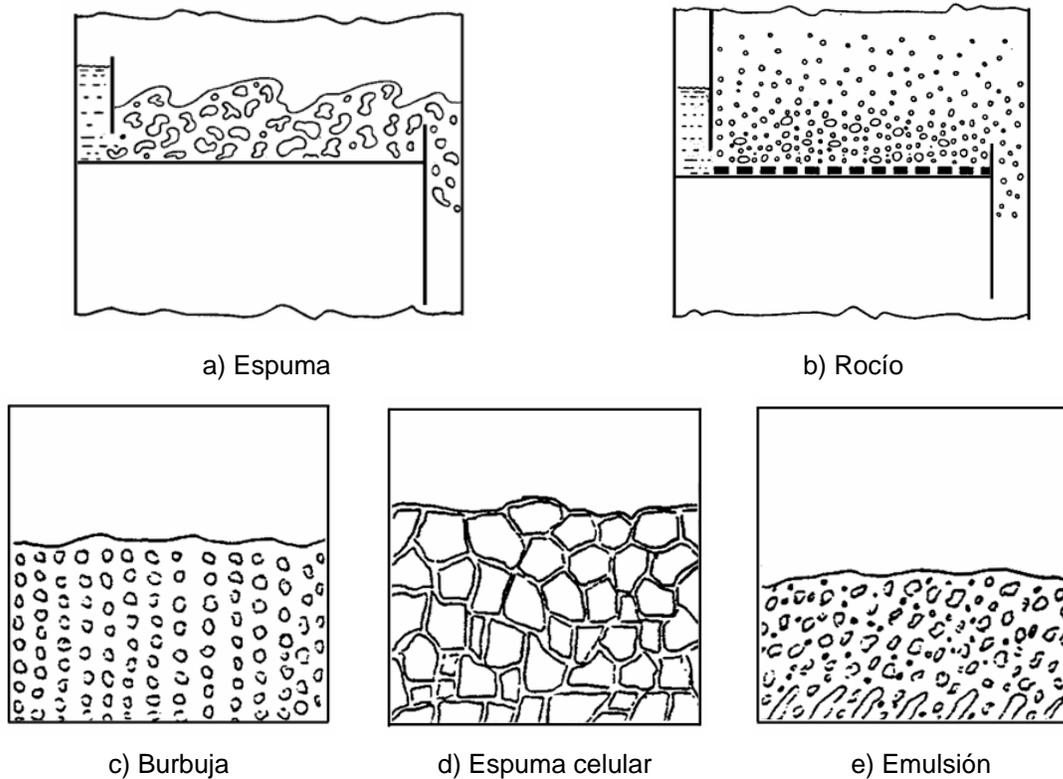


Figura 1-18. Regímenes de flujo que se presentan en platos perforados

Líquido claro (clear liquid). Líquido considerado libre de vapor aún cuando se encuentre en una dispersión líquido-vapor. La altura de líquido claro es la altura que el líquido tendría (ya sea sobre el plato, en el bajante o sobre la compuerta) si estuviera libre de vapor.

Soplado (blowing): Condición en la que el vapor ascendente provoca huecos en la capa de líquido sobre un plato y generalmente transporta gotas grandes al plato siguiente.

Chorro (dumping): Condición causada por bajas velocidades de vapor donde todo el líquido cae a través de algunos orificios (en vez del bajante) al plato inferior y el vapor asciende a través de los orificios restantes.

Goteo (weeping): Condición que ocurre cuando la velocidad de vapor no es lo suficientemente grande para mantener todo el líquido sobre el plato, así que parte del líquido fluye sobre la compuerta de salida mientras que el resto cae a través de los orificios.

Inundación (flooding): acumulación excesiva de líquido dentro de la columna y es debida a un excesivo transporte de líquido al plato siguiente o a la inhabilidad del sistema para manejar el flujo de líquido al plato inferior. La inundación produce una marcada disminución en la eficiencia del plato y un notable aumento en la caída de presión.

Oscilación (oscillation): Un movimiento en olas del líquido sobre el plato perpendicular a la dirección normal de flujo.

Razón de flexibilidad (turndown ratio): Relación de flujo normal de operación al flujo mínimo permisible del vapor. El flujo mínimo permisible del vapor es generalmente aquel en que se presenta el límite de goteo excesivo, mientras que el flujo normal es aquel en el que se presenta un margen seguro lejos del límite de inundación.

Arrastre: Condición en la cual parte del líquido es transportado por el gas al plato superior. También se le conoce como arrastre a la condición en la cual parte de las burbujas de gas es llevada consigo por la fase líquida al plato inferior (esto último muchas veces no se considera).

Sellado (sealing): Condición en la cual el líquido fluye normalmente dentro del bajante, sin paso de vapor a través del mismo.

1.5 Definiciones de parámetros geométricos y consideraciones generales para la selección de sus dimensiones [42]

1.5.1 Definiciones de áreas en un plato perforado

Área total de sección transversal de columna, A_T : El área de la sección transversal de la torre vacía (sin restar el área de bajantes o platos)

Área neta o área libre, A_N : El área de la sección transversal total, A_T , menos el área en la parte superior del bajante. El área neta que representa la menor área disponible para flujo de vapor en el espacio entre platos.

Área del bajante, A_d : El área disponible para flujo del líquido de un plato al plato inferior.

Área activa o área de burbujeo, A_a : El área general donde ocurre la aereación. No está limitada completamente a la zona perforada debido a que los efectos de la turbulencia producen aereación fuera de la zona perforada. En la mayoría de los casos el área activa es el área total de la sección transversal menos el área total del bajante y área de sello del bajante. El área activa representa también el área disponible para flujo de vapor al salir de los orificios.

Área de orificios, A_H : El área total de las perforaciones en el plato. El área de orificios es el área menor disponible para el paso del vapor.

Área fraccional de orificios, A_f : La relación del área de orificios al área de burbujeo, A_H/A_a .

El área total de la sección transversal, el área neta, el área de burbujeo y el área del bajante están relacionadas de la siguiente forma:

Cuando no se usa mampara antisalpiqueo

$$A_T = 2A_d + A_a = A_N + A_d \quad (1-1)$$

$$A_N = A_a + A_d \quad (1-2)$$

Cuando se usa una mampara antisalpiqueo

$$A_T = 2A_d + A_a = 2A_d + A_N \quad (1-3)$$

$$A_N = A_a \quad (1-4)$$

Dado que la velocidad del gas basada en el área activa, u_a , se relaciona con el área activa, A_a , y el flujo volumétrico de gas, Q_G , por medio de $u_a = Q_G/A_a$ y la velocidad del gas basada en el área de orificios, u_H , con el área de orificios, A_H , por medio de $u_H = Q_G/A_H$ el área fraccional de orificio puede expresarse como:

$$A_f = \frac{A_H}{A_a} = \frac{Q_G/u_H}{Q_G/u_a} = \frac{u_a}{u_H} \quad (1-5)$$

El área de orificios, A_H , está relacionada con el número de orificios, N_H , y el diámetro de los orificios, d_H , por medio de la relación geométrica:

$$A_H = \frac{\pi N_H d_H^2}{4} = A_a A_f \quad (1-6)$$

En un plato con válvulas el área de orificios puede definirse de dos formas, como el *área de los orificios* sobre los cuales están las válvulas, A_{Hv} (Ec. (1-7) y fig. 1-19) o como el *área de ranuras*, A_{HS} . El área de ranuras, A_{HS} , es el área total vertical a través de la cual el vapor pasa en una dirección horizontal, abandona la válvula y entra a la espuma. En un plato con válvulas redondas el área de ranura está definida por la ecuación (1-8) (Fig. 1-19).

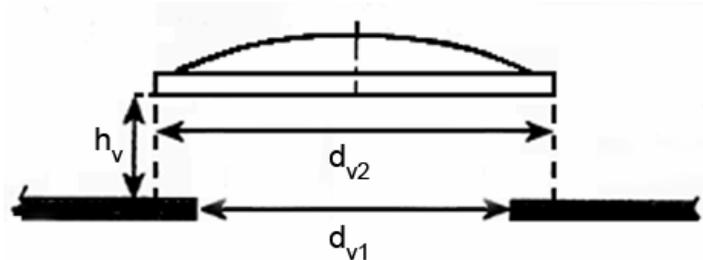


Figura 1-19 Parámetros geométricos en un plato con válvulas

$$A_{Hv} = \frac{\pi N_v d_{v1}^2}{4} \quad (1-7)$$

$$A_{HS} = \pi N_v d_{v1} h_v f_v \quad (1-8)$$

En la figura 1-19 y las ecuaciones (1-7) y 1-8)

N_v = número de válvulas

d_{v1} = diámetro del orificio sobre el cual se encuentra la válvula, m

d_{v2} = diámetro de la válvula en su parte mas ancha, m

h_v = distancia entre la parte inferior de la válvula y el piso del plato, m

f_v = apertura fraccional en la circunferencia de una válvula. ((perímetro total de la válvula menos longitud bloqueada por los ganchos)/perímetro total de la válvula)

Para válvulas rectangulares el área de ranura se calcula con:

$$A_{HS} = 2N_v l_v h_v \quad (1-9)$$

donde

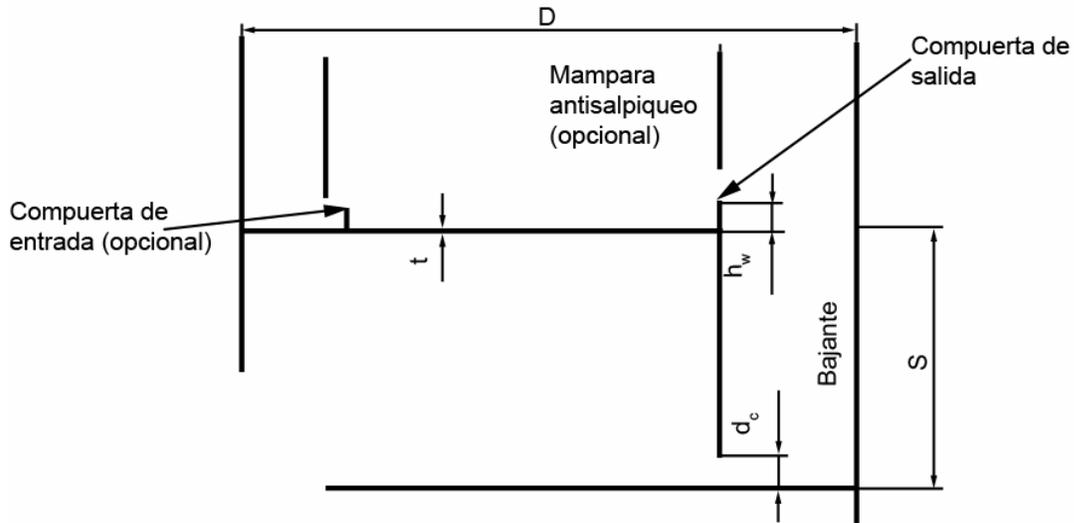
l_v = longitud del lado abierto de una válvula rectangular

1.5.2 Espaciamiento entre platos

El espaciamiento entre platos, S, es la distancia entre platos adyacentes (Fig. 1-20a).

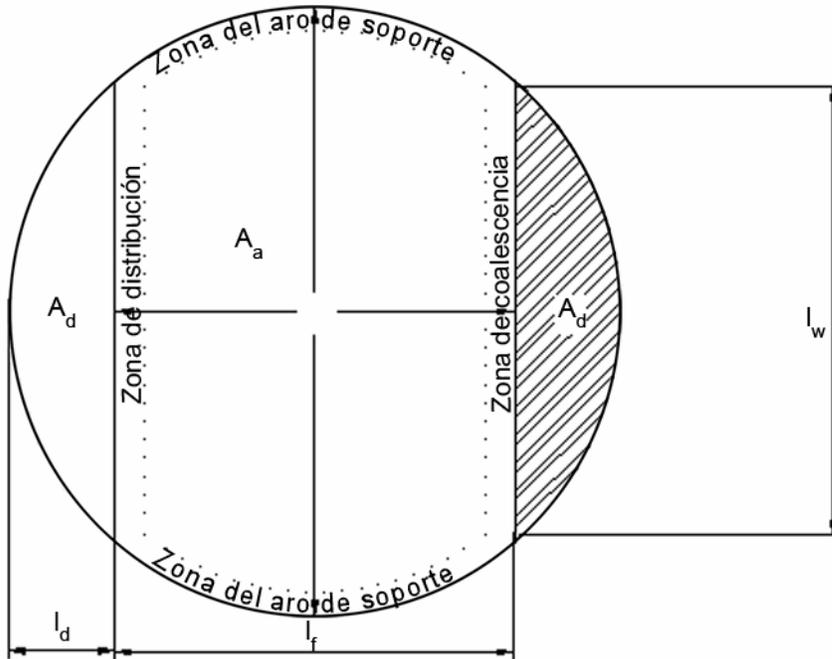
En columnas industriales el espaciamiento mínimo entre platos va de 0.2 a 0.91 m (8 a 36 plg). Un factor primario a tomar en cuenta para definir el espaciamiento entre platos es el equilibrio económico entre la altura y el diámetro de la columna. El aumento del espaciamiento entre platos provoca un aumento en los requerimientos de altura pero permite usar un diámetro menor. Si la consideración del equilibrio económico no es obligada, el espaciamiento entre platos tiene un menor impacto en el costo de la columna. Entonces la consideración para establecer la distancia entre platos es permitir un fácil acceso para mantenimiento.

El espaciamiento entre platos más común es de 0.60 m (24 plg) para columnas de 1.2 m (4 pies) de diámetro y mayores. Este espacio es suficientemente amplio para permitir que un trabajador maniobre libremente entre platos. Espaciamientos entre platos mayores de 0.60 m (24 plg) pueden ser recomendables si se espera que el mantenimiento que se proporcionará a la columna sea frecuente (como sucede en servicios incrustantes o corrosivos) y en columnas de diámetros mayores de 30 m (10 pies).



a) Vista lateral

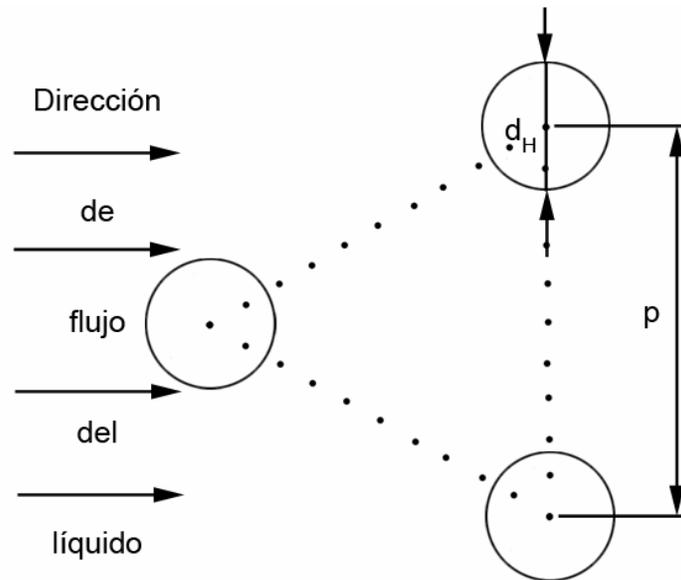
- D = Diámetro de la columna
- t = Espesor del plato
- S = Espaciamiento entre platos
- d_c = Distancia entre el faldón del bajante y el piso del plato
- h_w = Altura de la compuerta



- A_d = Área de la sección transversal del bajante
- A_a = Área activa
- l_w = longitud de la compuerta
- l_f = longitud mínima de la trayectoria de flujo del líquido sobre el plato (el área activa restringida a la zona de orificios, A_{aH} está delimitada por la línea punteada)
- l_d = anchura del bajante segmental

b) Vista superior

Figura 1-20. Parámetros geométricos en platos perforados



c) diámetro de los orificios (d_H) y distancia entre centros de orificios adyacentes (p) (arreglo en triángulo equilátero)

Figura 1-20. Parámetros geométricos en un plato perforado (continuación)

Se recomiendan espaciamentos entre platos de 0.46 m (18 plg) para columnas de 0.76 a 1.22 m (2 1/2 a 4 pies) de diámetro. En estos casos solo ocasionalmente se requiere que los trabajadores maniobren entre los platos ya que un trabajador puede alcanzar la pared de la columna desde el registro de mano. Para estas columnas, el espaciamiento entre platos es disminuido para reducir los problemas de soporte asociados con columnas altas y delgadas.

Cuando se requiere del equilibrio económico entre el diámetro de la columna y la altura de la misma, el espaciamiento entre platos es establecido por consideraciones de costo, mientras que las consideraciones de acceso para mantenimiento asumen un papel secundario.

Algunas situaciones donde debe considerarse el equilibrio económico son:

1. Cuando se restringe la altura de la columna. Algunos ejemplos pueden ser: una columna que debe ser construida dentro de un edificio, el uso de una cubierta fría (como puede ser en aplicaciones criogénicas), o columnas de 76 a 91 m (250 a 300 pies) de alto. Puesto que es más económico realizar

un servicio en una columna sencilla que en dos, es propicio seleccionar un espaciamiento entre platos lo suficientemente pequeño para ajustarse a la restricción de altura.

2. Cuando se restringe el diámetro de la columna: Ejemplos incluyen columnas pequeñas, donde el diámetro debe ser al menos de 0.6 m (2 pies); una columna existente para un servicio nuevo; o una sección hidráulicamente subcargada para un diámetro de columna constante.
3. Cuando la columna contiene muy pocos platos (< 10 platos): Aquí el espaciamiento entre platos tiene solo un débil efecto en la altura de la columna, y los ahorros debidos a la reducción del diámetro compensan el aumento de la longitud de la columna. En estos casos, es atractivo aumentar el espaciamiento entre platos.
4. Columnas que operan en el régimen rocío: Estas deben tener un espaciamiento entre platos de al menos 0.46 m (18 plg), y preferiblemente 0.6 m (24 plg) o más, para evitar arrastre excesivo. Las columnas al vacío frecuentemente operan en el régimen rocío y son correctamente diseñadas con un espaciamiento entre platos de al menos 0.6 m (24 plg). Lo mismo aplica a servicios con bajo flujo de líquido.
5. Cuando se favorece la operación en régimen espuma: Espaciamientos pequeños entre platos restringen la velocidad permisible del vapor, por tanto se promueve la operación en el régimen espuma. Algunas veces se usa espaciamiento entre platos de 0.46 m (18 plg) o menor si se desea la operación en régimen espuma.
6. Sistemas con alta tendencia al espumado: Es preferible un espaciamiento entre platos de al menos 0.46 m (18 plg) o más, para prevenir inundación prematura.
7. Sistemas restringidos por bloqueo del bajante: Con estos sistemas, el incremento en el espaciamiento entre platos tiene poco efecto en mejorar la capacidad y es un incentivo para minimizar el espaciamiento entre platos.

Desafortunadamente, el bloqueo del bajante normalmente coincide con una alta tendencia al espumado, y por tanto aplica la consideración anterior.

8. El soporte de columnas altas y delgadas es difícil y caro: En estos casos, los ahorros de disminuir la altura de la columna generalmente exceden el costo de aumentar el diámetro, y es un incentivo para disminuir el espaciado entre platos.

1.5.3 Diámetro de los orificios [38]

El diámetro de los orificios, d_H , (Fig. 1-20c) se encuentra entre 1.6 a 25.4 mm (1/16 a 1 plg) Se deben tener las siguientes consideraciones en la selección del diámetro del orificio.

1. La naturaleza del servicio: Los orificios pequeños no son recomendables para servicios incrustantes o corrosivos porque pueden ser bloqueados parcial o totalmente, resultando en caídas de presión excesivas e inundación prematura. Adicionalmente, el bloqueo de los orificios frecuentemente sucede en un patrón no uniforme, causando flujos de vapor desiguales y menores eficiencias. Si el servicio es corrosivo, los orificios grandes tienen dos ventajas: a) la velocidad de cambio de área de orificio y la caída de presión con el tiempo son mucho menores; y b) el espesor permisible del plato es mayor, y se puede tolerar un mayor grado de corrosión. En servicios corrosivos e incrustantes, se recomiendan orificios de 12.7 mm (1/2 plg).
2. Hidráulica: orificios pequeños mejoran la capacidad del plato, pero esta mejora puede ser pequeña. Los orificios pequeños reducen el arrastre apreciablemente en el régimen rocío y a bajos flujos de líquido, pero esta reducción es menos pronunciada a flujos de líquido moderados y altos en el régimen espuma ($>0.007 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$, $>3\text{gpm/plg}$). Se cree generalmente que los orificios pequeños reducen el goteo, pero esto no siempre aplica. Los orificios pequeños promueven la operación en el régimen espuma.

3. Transferencia de masa: En operación en régimen espuma, los orificios pequeños proporcionan mejor contacto vapor-líquido, y por tanto una mayor eficiencia. El efecto es pequeño y frecuentemente despreciable. En el régimen rocío existe cierto indicio de que orificios grandes mejoran la eficiencia, a pesar de que esto no aplica siempre.
4. Espumado: En servicios limpios al vacío que operan en el régimen espuma, los orificios pequeños (1/8") son recomendados específicamente por razones de arrastre y eficiencia.
5. Flexibilidad: Los orificios pequeños tienen mejores características de flexibilidad porque reducen el goteo e incrementan la capacidad del plato.
6. Costos: los platos perforados con orificios mayores son baratos porque se requieren menos orificios. Los orificios con diámetros menores que 3/16" pueden requerir taladrado, que es mas caro que el perforado. Como regla general, los platos de acero al carbón o cobre pueden ser perforados cuando el diámetro del orificio es igual o mayor que el espesor del plato; para acero inoxidable, el diámetro del orificio debe ser 1.5 a 2 veces el espesor del plato.
7. Errores en el diámetro: En platos con orificios pequeños, un error pequeño en el taladrado o perforado tiene un gran efecto en la caída de presión, capacidad y flexibilidad que el mismo error en un orificio grande.
8. Instalación: Los paneles del plato deben ser instalados con el lado rugoso de la perforación orientado hacia el flujo del vapor (Fig. 1-21). Esto reduce el riesgo de daño al personal que trabaja en la instalación de los platos. La práctica tiene la desventaja de incrementar ligeramente la caída de presión y la ventaja de disminuir ligeramente la tendencia al goteo. Si las consideraciones de caída de presión son de mayor importancia, el lado rugoso del plato debe ser pulido para estar libre de rebabas.

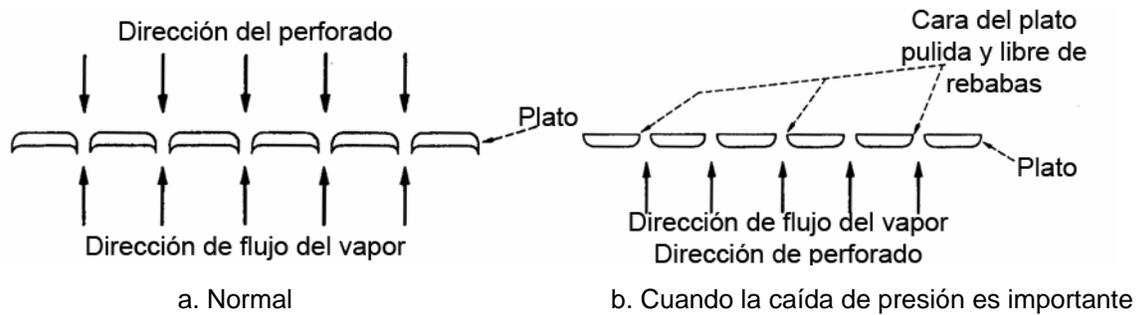


Figura 1-21. Recomendación de la dirección de perforación de platos perforados

En general, orificios grandes son recomendados para servicios incrustantes y corrosivos y para operación en régimen rocío (proporcionando un espaciamiento entre platos lo suficientemente grande en el último caso). En otras aplicaciones, son preferibles perforaciones menores, con un tamaño de 3/16" como elección general.

1.5.4 Área fraccional de orificios y distancia entre orificios (Fig. 1-20c)

El área fraccional de orificios, A_f , es la relación del área total de los orificios, A_H , al área activa, A_a . El número de orificios se obtiene con la relación mostrada por la ecuación (1-6).

La distancia entre orificios (pitch), p , es la distancia de centro a centro de orificios adyacentes (Fig.1-20c). Los orificios deben ser espaciados en un arreglo triangular equilátero, pero algunas veces se usa un arreglo cuadrado. El líquido debe fluir siempre perpendicularmente a las hileras (Fig. 1-20c). Un arreglo triangular equilátero minimiza la recirculación del líquido alrededor de las perforaciones y produce una mayor relación de distancia entre orificios a diámetro de orificio para un área fraccional dada.

El área de orificios, A_H , el área activa restringida a la zona perforada, A_{aH} , el diámetro de los orificios, d_H , y la distancia entre orificios, p , se relacionan con la siguiente expresión que es una relación geométrica que depende del tipo de arreglo (Figs. 1-20b y 1-20c).

$$A_H / A_{aH} = 0.905(d_H / p)^2 \quad \text{para arreglo en triángulo equilátero} \quad (1-10)$$

$$A_H / A_{aH} = 0.785(d_H / p)^2 \quad \text{para arreglo en forma de cuadrado} \quad (1-11)$$

El área activa restringida a la zona perforada, A_{aH} se define como el área activa, A_a , menos el área ocupada por la zona de distribución, la zona de coalescencia, el área bloqueada por la soporteria (que incluye el área bloqueada por el aro y las vigas de soporte) y cualquier otra zona no perforada. La relación de distancia entre orificios a diámetro de los orificios es generalmente de 2.4 a 4

El área fraccional de orificios en platos industriales normalmente se encuentra entre 0.05 a 0.15 considerándose valores óptimos de 0.08 a 0.12. La optimización esta generalmente entre la capacidad y la flexibilidad. Ambos, la capacidad del plato y la tendencia al goteo se incrementan con el área fraccional de orificios.

Se deben seguir las siguientes consideraciones en la selección del área fraccional de orificios y la distancia entre orificios.

1. Cuando la inundación por arrastre limita la capacidad de la columna y el área fraccional de orificios está entre 0.05 y 0.08, un incremento en el área fraccional de orificios del orden de 0.01 mejorará la capacidad de la columna en aproximadamente 5%. Cuando el área fraccional de orificios excede 0.1 la mejora en la capacidad que se obtiene al incrementar el área fraccional de orificios es sustancialmente menor, volviéndose despreciable a altos flujos de líquido ($>0.015\text{m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$, $> 6\text{gpm/plg}$). La capacidad de la columna también se incrementa con el área fraccional de orificio cuando el arrastre, la caída de presión o la acumulación en el bajante limitan la capacidad de la columna. Este incremento es sustancial cuando el área fraccional de orificio es menor de 0.08 a 0.10, pero es menor a mayores áreas fraccionales de orificio. La capacidad de la columna no es afectada por el área fraccional de orificios cuando el bloqueo en el bajante es el limitante de la capacidad.

2. En el régimen rocío y a bajos flujos de líquido en el régimen espuma, el incremento del área fraccional de orificios reduce el arrastre. Esta reducción es particularmente grande cuando el área fraccional de orificios es menor de 0.08, pero se vuelve pequeña cuando el área fraccional de orificio excede 0.10. El arrastre no es afectado por el área fraccional de orificios a flujos de líquido moderados y altos ($> 0.007 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$, $> 3\text{gpm/plg}$) en el régimen espuma.
3. El incremento del área fraccional de orificios reduce la caída de presión, y por tanto la acumulación en el bajante. Estas reducciones son significativas a bajas áreas fraccionales de orificio, pero se vuelven pequeñas cuando el área fraccional de orificios excede 0.1.
4. El incremento del área fraccional de orificios aumenta la tendencia al goteo, y por tanto disminuye la flexibilidad.
5. Altas áreas fraccionales de orificio promueven la operación en el régimen espuma.
6. Existen indicios de que bajas áreas fraccionales de orificio mejoran la eficiencia. La magnitud de esta mejora es incierta; algunos reportes sugieren que es sustancial, mientras que otros implican un efecto despreciable o pequeño. Existe evidencia que sugiere que la mejora sustancial en la eficiencia ocurre principalmente en el régimen rocío.
7. Cuando la columna opera a condiciones de capacidad disminuida por largos periodos, el exceso de orificios es frecuentemente bloqueado por soleras de bloqueo. Esto disminuye el área fraccional de orificios, y por tanto el goteo. Las soleras de bloqueo deben ser instaladas de pared a pared, perpendiculares al flujo del líquido. El ancho de cada solera no debe exceder 0.1 m (4 plg) para evitar la formación de regiones inactivas. Alternativamente, se ha recomendado que el ancho de cada solera no exceda el 7 por ciento del diámetro de la torre en columnas de diámetro pequeño ($< 0.30 \text{ m}$, $< 10 \text{ pies}$) o 5 por ciento de columnas de diámetros mayores. Es deseable instalar al menos cuatro soleras de bloqueo por

plato, y deben estar distribuidas uniformemente en el plato. El área bloqueada no debe exceder un cuarto del área fraccional de orificios.

8. Cuando se determine la distancia entre orificios, es preferible seleccionar un patrón estándar de perforación, usado por los fabricantes de platos, y por consiguiente ajustar la distancia entre perforaciones. Un patrón no estándar incrementa el costo del plato.
9. En el caso que los requerimientos de área de orificio varíen considerablemente de una sección a otra dentro de la torre y se requiera mantener el mismo diámetro en toda la torre se puede hacer uso de las soleras de bloqueo mencionadas en el punto 7. Para evitar el uso excesivo de soleras de bloqueo se pueden usar más de un valor de diámetro de orificios y/o distancia entre orificios.

1.5.5 Distribución en un plato con válvulas y selección de las mismas

Las siguientes consideraciones generales son importantes para platos con válvulas

1. Los platos con válvulas son patentados, y es mejor ajustarse a la especificación y diseño del fabricante. La cantidad de información disponible del diseño de platos con válvulas es limitada, aunque existe información disponible publicada por los fabricantes.
2. Se debe proporcionar información concisa respecto a la naturaleza corrosiva, erosiva e incrustante del sistema y los requerimientos de flexibilidad. Si esto no se cumple, se corre el riesgo de una operación no satisfactoria.
3. Un problema mecánico frecuentemente encontrado en platos con válvulas es el desgaste o la corrosión de los ganchos de retención o de las perforaciones en las que se encuentran las válvulas. El movimiento vertical constante de la válvula, y la rotación de las válvulas circulares en sus perforaciones, provocan esfuerzos de fatiga en los ganchos de sujeción y desgastan las perforaciones. Se puede presentar el caso de que las

válvulas se desprendan de sus lugares. En muchas situaciones, esto no parece tener efecto en el desempeño de la columna, al menos a altos flujos de vapor. El desgaste de los ganchos y orificios puede también acelerar la corrosión de los mismos, especialmente en servicios en los que se usan capas de protección contra la corrosión. El desgaste destruye la capa de protección.

La sensibilidad al desgaste de los platos con válvulas puede ser minimizada con la adecuada selección de los materiales y los tipos de válvulas, como puede ser el empleo de válvulas enjauladas en lugar de válvulas sin jaulas (Fig. 1-8 modelo T, figura 1-13 modelos A y Fig. 1-14 modelos G, MR2 y MR7).

Se debe evitar el uso de válvulas de fabricación “casera” debido a la dificultad de dar forma a los ganchos de sujeción.

4. Otro problema mecánico que se presenta frecuentemente en platos con válvulas es cuando las válvulas se “pegan” al plato. Esto ocurre debido a la formación de lodos y/o productos de corrosión mientras las válvulas están en contacto con el piso del plato. Este “pegado” reduce el área abierta del plato y puede iniciar una inundación prematura.

El pegado de las válvulas es inhibido operando la columna a altos flujos de vapor. Las velocidades altas del vapor “barren” las incrustaciones lejos de la base de la válvula.

Se puede disminuir el pegado de las válvulas con una selección apropiada del tipo de válvula. En varios diseños las válvulas se asientan en bordes que mantienen la placa a aproximadamente 2.54 mm (0.1 plg) del piso del plato para prevenir el pegado. Este espacio, no obstante, puede aumentar la tendencia al goteo y reducir de algún modo la flexibilidad.

5. Los tipos de válvulas más comunes se muestran en las figuras 1-8 a 1-14. La válvula redonda sin jaula es el tipo más popular. Normalmente, la placa es plana o con forma de domo; los ganchos están formados integralmente con el disco, y el orificio en el piso del plato es estándar. Una variación más

resistente a las fugas usa ganchos soldados en lugar de ganchos formados integralmente; esto elimina el área de fugas en los ganchos. Otra variación de diseño, llamada frecuentemente *válvula venturi sin jaula* (Figs. 1-8 modelo A₀ y 1-13 modelo V-4) utiliza un orificio contorneado para reducir la caída de presión y la acumulación en el bajante.

La válvula redonda enjaulada es más resistente a la rotación de la válvula, al desgaste, a la corrosión, y a desprenderse de su lugar. También se ha reportado que tienen una menor tendencia al pegado, una menor caída de presión, y una eficiencia ligeramente menor que las válvulas redondas sin jaula. El disco normalmente tiene forma de domo, también se puede presentar la variación que utiliza el orificio contorneado que reduce la caída de presión. Las variaciones resistentes a las fugas tienen placas que pueden cerrar completamente el orificio. En una variación, se taladra una pequeña perforación en el disco para permitir el paso del vapor a flujos muy bajos; en otra variación, la cubierta para el orificio es una placa más ligera, separada de la placa principal localizada debajo de la placa normal (Fig. 1-13 modelos A-1, A-4).

La válvula rectangular sin jaula (Fig 1-11) elimina la rotación de las válvulas y es resistente al desprendimiento. Se ha reportado que las características de caída de presión, capacidad y eficiencia son del mismo orden de las válvulas redondas sin jaula. El borde largo de la válvula es paralelo al flujo del líquido. Esto minimiza la apertura de la válvula expuesta al flujo del líquido que se acerca y mejora la resistencia a las fugas. Los ganchos están formados integralmente con la placa rectangular, y las lengüetas que sostienen la válvula sobre el piso del plato para prevenir el pegado están localizadas en la parte final de la válvula.

Las válvulas fijas son un ensamble de bajo costo que imita la forma de una válvula (Fig. 1-13 modelo V0). La ausencia de la placa móvil elimina el desgaste y el pegado, pero a expensas de una menor flexibilidad que otros

platos con válvulas. La placa de imitación puede tener forma de domo, triangular (Fig. 1-8 modelo S) o rectangular.

6. Las válvulas deben ser lo suficientemente pesadas para prevenir la apertura excesiva a bajos flujos de vapor. Si las válvulas se abren excesivamente de forma prematura, se puede presentar goteo y reducir drásticamente la flexibilidad. Por otra parte, válvulas pesadas provocan mayor caída de presión y son más caras. Los fabricantes frecuentemente emplean dos pesos diferentes de válvulas en hileras alternas en el mismo plato. Típicamente las válvulas ligeras son fabricadas con metal calibre 16, mientras que las válvulas pesadas son fabricadas con metal calibre 12 o 14.
7. Es probable que un plato que contiene muchas válvulas tenga un desempeño tan pobre como uno con válvulas muy ligeras. En cualquier caso, el área abierta será excesiva a bajos flujos de vapor, se producirá goteo, y se tendrá una baja flexibilidad.
8. La canalización del vapor y la inestabilidad a bajos flujos del vapor puede ser un problema severo en platos que tienen muchas válvulas. El vapor se canaliza a través de unas cuantas válvulas abiertas en una zona pequeña localizada en alguna posición intermedia en el plato, con las válvulas restantes completamente cerradas. En los platos de dos pasos, algunas veces un panel tiende a estar activo y el otro inactivo. Los bordes usados para prevenir el pegado también pueden ayudar a prevenir esta inestabilidad.

Para minimizar la canalización, los platos con válvulas son diseñados para exceder una unidad mínima de referencia. Una unidad mínima de referencia es la relación del flujo del vapor al flujo del vapor en el cual todas las válvulas están abiertas. Una unidad mínima de referencia de 40, 60, y 80 por ciento es recomendada para platos de uno, dos y cuatro pasos respectivamente. Si la unidad de referencia cae debajo del mínimo, o se desea una unidad de referencia mayor, las válvulas seleccionadas pueden

ser bloqueadas, se puede reducir la densidad de la válvula, o se puede variar la relación de válvulas ligeras a pesadas.

9. La mayoría de platos con válvulas son diseñados para contener de 130 a 170 válvulas por metro cuadrado de área de burbujeo (12 a 16 válvulas por pie cuadrado). Típicamente, los diámetros de los orificios y las placas son de aproximadamente 38.1 y 50 mm (1 1/2 y 2 plg) de diámetro respectivamente, aunque existen válvulas de hasta 152 mm (6 plg) de diámetro [29]. El disco asciende típicamente de 4.76 a 11.1 mm (3/16 a 7/16 de pulgada) sobre el piso del plato. El área abierta de las válvulas completamente abiertas es típicamente de aproximadamente 10 a 15 por ciento del área activa.
10. Los platos con válvulas son propensos al daño durante el arranque y otras condiciones de operación anormales. El asentamiento de las válvulas restringe el movimiento del vapor o el líquido, y esta restricción puede causar dificultades durante la operación anormal.

1.5.6 Zonas de distribución y coalescencia (zonas de calma)

Es práctica común proporcionar una zona sin perforaciones entre el faldón del bajante o la compuerta de entrada y la zona de perforaciones, y otra zona sin perforaciones entre el área de perforaciones y la compuerta de salida. Estas zonas bloqueadas se conocen como zonas de distribución y de coalescencia respectivamente (Fig. 1-20b)

La zona de distribución en la entrada es usada debido a que el líquido que entra posee una componente vertical de velocidad en dirección hacia abajo. Esta componente causa goteo excesivo e inhibe la formación de burbujas en las primeras hileras de orificios. Esta zona también previene que las burbujas de gas formadas en las primeras hileras de orificios, se dirijan hacia el bajante y asciendan a través de él, provocando una disminución en la eficiencia y aumentando ligeramente la caída de presión. Se recomienda una zona de distribución de 50 a 100 mm de ancho (2 a 4 plg) para disminuir el efecto. Si se

utiliza un recipiente de sellado (Sec. 1.5.16) el efecto de la velocidad disminuye y se puede emplear una zona de calma de 50 mm de ancho (2 plg).

La zona de coalescencia permite la separación del vapor de la espuma en el plato antes de entrar al bajante. También incrementa la retención del líquido en el plato, pero a expensas de una mayor caída de presión. Una zona de coalescencia de 76.2 a 100 mm (3 a 4 plg) de ancho es recomendable para platos que operan en el régimen espuma. Se debe evitar proporcionar una zona de coalescencia con un ancho excesivo porque promueve el goteo y se disminuye el área disponible para la presencia de orificios.

Si los platos operan en el régimen rocío se deben aplicar consideraciones diferentes. Debido a que el líquido entra al bajante en forma de gotas, es más fácil para éstas llegar al mismo si se encuentra lo más cerca posible a las perforaciones. Por tanto se debe evitar el uso de zonas de calma cuando el plato opera en régimen rocío.

1.5.7 Compuertas de salida [38]

Las compuertas de salida mantienen un nivel de líquido deseado sobre el plato (Fig. 1-20a). En el régimen espuma el líquido entró al bajante fluyendo sobre la compuerta de salida, y la altura de la compuerta establece directamente el nivel del líquido y la retención en el plato. Este nivel debe ser lo suficientemente alto para proporcionar un tiempo de contacto adecuado entre las fases vapor y líquido y buena formación de burbujas. La eficiencia del plato se incrementa con la altura de la compuerta en el régimen espuma, pero para compuertas de 38.1 a 76.2 mm (1 1/2 a 3 plg) este incremento es frecuentemente pequeño. Por otra parte con una mayor altura en el nivel de líquido se tiene una mayor caída de presión, acumulación en el bajante, arrastre y tendencia al goteo.

Para la mayoría de sistemas que operan en régimen espuma, un nivel de líquido de entre 50 y 100 mm (2 y 4 plg) proporciona el mejor valor.

Una excepción a la regla anterior es cuando se requiere un tiempo de residencia grande sobre el plato para el líquido. En absorbedores y agotadores

son comunes alturas de la compuerta de 76.2 a 100 mm (3 a 4 plg) y se pueden llegar a usar alturas de hasta 15.24 mm (6 plg). Si la altura de la compuerta excede el 15 por ciento del espaciamiento entre platos, se debe tener cuidado de tomar en cuenta reducción del espaciamiento entre platos cuando se estiman los límites de capacidad. Una segunda excepción a la regla es cuando el espaciamiento entre platos es menor a 0.30 m (12 plg). En estos casos una altura de compuerta de 50 a 76 mm (2 a 3 plg) reduce significativamente el espaciamiento efectivo entre platos y por tanto la capacidad del plato.

Cuando el plato opera en el régimen rocío, el líquido entra al bajante como una lluvia de gotas de líquido. Bajo estas condiciones, la retención del líquido es independiente de la altura de la compuerta; por tanto, la compuerta puede ser eliminada por completo. Aún con columnas diseñadas para operar normalmente en el régimen rocío, es recomendable proporcionar las compuertas de salida debido a que a bajas velocidades de flujo la columna puede operar en el régimen espuma.

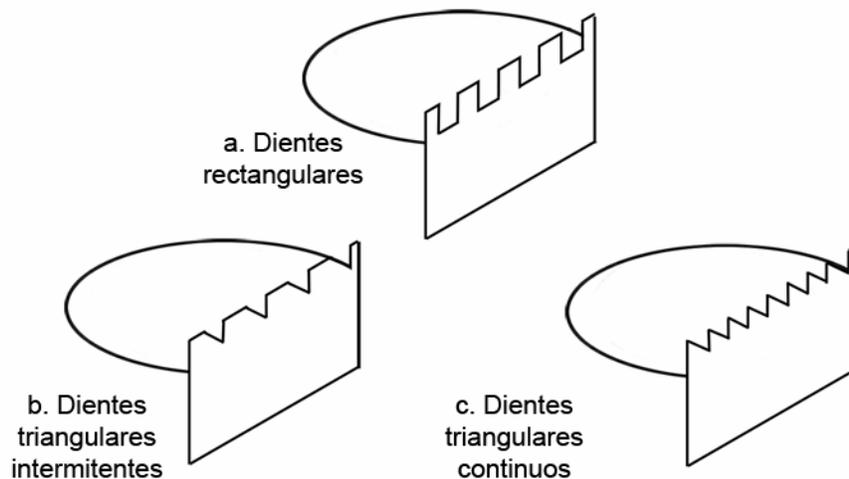


Figura 1-22. Diseños de compuertas dentadas

La altura de compuerta mínima recomendable es de 12.7 mm (1/2 plg), pero se prefieren alturas de 19 a 25.4 mm (3/4 a 1 plg). Alturas de compuerta bajas son usadas con frecuencia en columnas al vacío que generalmente operan en el

régimen rocío en la mayor parte de su rango de operación, y son recomendables bajas alturas de compuerta. En otros servicios donde se tiene una operación en el régimen rocío, se usan generalmente alturas de compuerta de 25.4 a 50.8 mm (1 a 2 plg).

A bajos flujos de líquido se pueden usar compuertas dentadas (Fig. 1-22). Los dientes pueden ser triangulares o rectangulares. En el régimen rocío es común el uso de compuertas con dientes rectangulares. También se recomiendan cuando el flujo de líquido es menor de $0.001 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$ (0.5 gpm/plg) de longitud de compuerta.

Las compuertas con dientes triangulares son solo efectivas cuando se usan con una mampara antisalpiqueo o cuando la dispersión se encuentra en el régimen rocío.

1.5.8 Mamparas antisalpiqueo

Es una placa vertical plana paralela a la compuerta de salida y colocada a una distancia corta sobre la compuerta de salida (Fig. 1-20a). El borde inferior de la mampara está a una corta distancia del piso del plato, permitiendo el flujo del líquido por debajo de la misma.

Las mamparas antisalpiqueo son usadas en servicios con bajo flujo de líquido. La mampara regresa el líquido al plato e incrementa la retención y la altura de la espuma. También ayuda a prevenir que el plato se seque y promueve la operación en el régimen espuma a bajos flujos del líquido. En columnas de diámetros pequeños ($< 0.6\text{m}$, < 2 pies) también previene que las gotas de líquido formadas en la entrada del plato sean arrojadas directamente en el bajante.

1.5.9 Consideraciones para platos multipaso

En los platos multipaso, el flujo de líquido se divide en dos o más trayectorias. Esto mejora la capacidad del plato y del bajante y disminuye la caída de presión, pero a expensas de una menor longitud de trayectoria. Esto reduce la

eficiencia, y si la trayectoria es extremadamente pequeña, puede ser inadecuada para colocar los registros de hombre. Los platos con dos o más pasos para el líquido también pueden ser sensibles a la mala distribución del vapor y el líquido debido a la falta de simetría en los paneles. Una vez que aparece la mala distribución, tiende a persistir a través de los platos inferiores, causando una pérdida de eficiencia y capacidad.

Se hacen las siguientes recomendaciones para determinar el número de pasos y minimizar los problemas de operación en los platos multipaso:

1. Usar el menor número de pasos posible. El incremento del número de pasos disminuye la eficiencia, incrementa la sensibilidad a la mala distribución, e incrementa los costos.
2. La ganancia de capacidad que se obtiene al dividir el flujo del líquido es substancial a altos flujos del mismo, pero insignificante a bajos flujos. La mayoría de prácticas de dimensionamiento ajusta el número de pasos de modo que el flujo de líquido no exceda los $0.017 \text{ m}^3(\text{s}\cdot\text{m})$ de longitud de compuerta (7 gpm/plg). Este valor es recomendable cuando el espaciamiento entre platos no excede los 0.46 m (18 plg); para espaciamientos menores, el flujo máximo recomendado puede ser menor. Se puede utilizar la figura 1-17 o la tabla 1-2 para la selección del número de pasos.
3. Se deben evitar trayectorias cortas de flujo del líquido. Una longitud de trayectoria menor de 0.4 m (16 plg) no es factible para instalación de registros de hombre internos; una longitud de trayectoria de 0.4 m (16 plg) se considera estrecha para este propósito. Longitudes de trayectoria menores de 0.46 m (18 plg) pueden disminuir severamente la eficiencia de plato.

Para evitar longitudes de trayectoria para flujo del líquido excesivamente cortas, se recomienda el uso de platos de dos pasos solo en columnas que excedan los 1.2 m de diámetro (4 pies); los platos de tres pasos deben ser instalados solo cuando el diámetro de la columna exceda los 2.13 m

(7 pies); y los de cuatro pasos se deben instalar cuando el diámetro de la columna exceda los 3 m (10 pies).

4. Cuando sea posible, el número de pasos no debe exceder de dos. Los platos que contienen un número mayor de pasos son propensos a la mala distribución del líquido y el vapor entre pasos.
5. Algunos diseñadores prefieren evitar un número impar de pasos. Debido a que la falta de simetría dificulta la adecuada distribución del líquido.
6. Cuando se usan más de dos pasos, es esencial obtener una adecuada distribución del líquido de la alimentación del reflujo entre los pasos. De manera similar, irregularidades que de forma inadvertida interfieren con la separación del líquido en los pasos pueden iniciar la mala distribución.
7. En un plato multipaso, la distribución del vapor entre los pasos está determinada por el área de orificios, mientras que la distribución del líquido es función de la altura de la compuerta de salida y su longitud. Si la geometría de los pasos es idéntica, la distribución del vapor y el líquido es la misma para cada paso, y la eficiencia del plato es uniforme. Esto se obtiene fácilmente en platos con dos pasos, donde cada paso es idéntico al otro, pero no cuando se presenta un número mayor de pasos.

Para minimizar los efectos de la mala distribución entre pasos sobre la eficiencia, se hacen las siguientes recomendaciones:

- a. Proporcionar el mismo flujo del vapor para cada paso: Esto se logra subdividiendo la columna en áreas de burbujeo iguales y proporcionando la misma área de orificio en cada paso.
- b. Proporcionando el mismo flujo de líquido en cada paso: Esto se logra instalando compuertas de entrada, de modo que la distribución del líquido se establezca en la entrada al plato, o ajustando la longitud de las compuertas de salida

- c. Proporcionando túneles de comunicación entre compartimentos (Fig. 1-23). Estos túneles igualan la presión del vapor y también disminuyen la mala distribución del líquido.
8. Cuando se restringe el número de pasos, ya sea por longitudes de trayectoria cortas o por riesgo de mala distribución, se pueden usar flujos de líquido mayores de $0.05 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$ de longitud de compuerta (20 gpm/plg). Se requiere un dimensionamiento cuidadoso de los platos y los bajantes con estos flujos del líquido, esto debido a que las correlaciones de dimensionamiento del plato frecuentemente requieren de extrapolación más allá de los límites recomendados. Se deben evitar espaciamientos entre platos estrechos ($< 0.46\text{m}$, $< 18 \text{ plg}$)

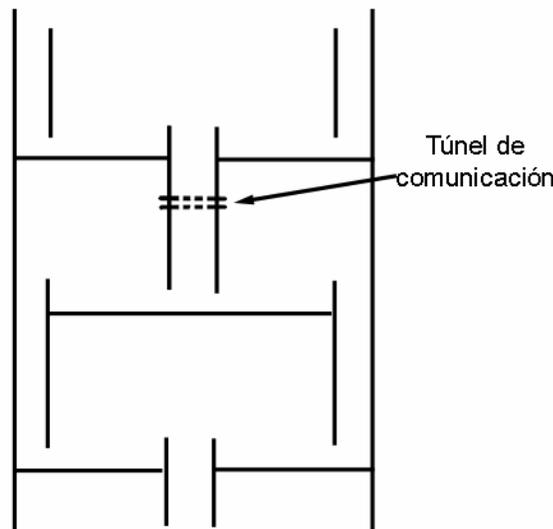


Figura 1-23 Túnel comunicación del vapor a través del bajante central en un plato de dos pasos

1.5.10 Cambio en el número de pasos del líquido

La transición de un número de pasos para el líquido a otro se requiere frecuentemente cuando se introduce una corriente de alimentación o una de reflujo. Estas transiciones pueden ser obtenidas por distintos métodos, pero se debe tener cuidado en no provocar mala distribución ni restricción del flujo. Un diseño para este fin es el mostrado en la figura 1-24 el cual consta de la rotación de 90° del bajante y un recipiente de sellado con un vertedero.

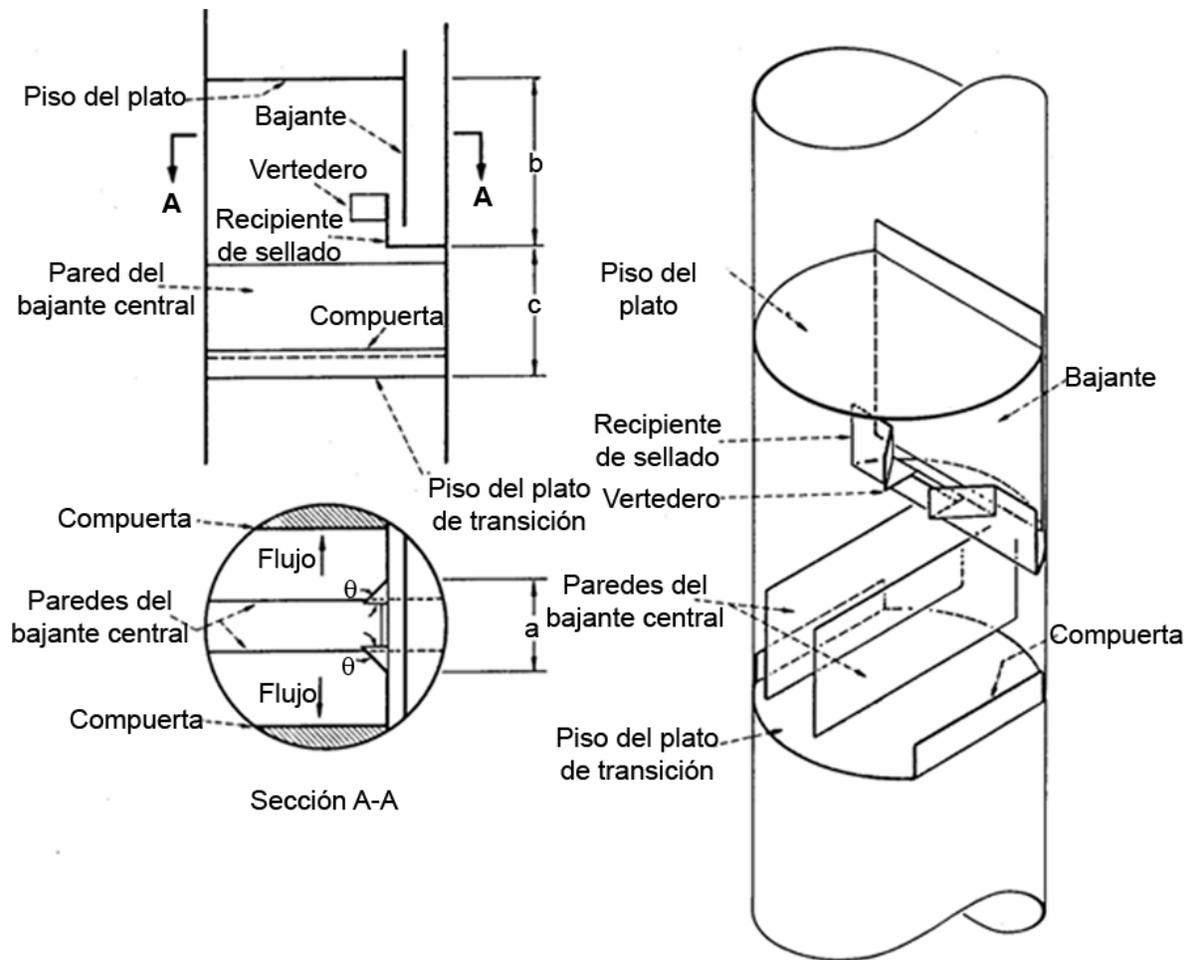


Figura 1-24 Arreglo en un plato de transición de uno a dos pasos

Tabla 1-3. Dimensiones recomendadas para la figura 1-24

Dimensión	Valor recomendado	Valor mínimo
a	dimensionar de modo que el flujo no exceda los $0.025 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$ (10 gpm/plg) de la dimensión de "a"	
b	Espaciamiento entre platos + 0.15 m (6 plg)	Espaciamiento entre platos + 0.076 m (3 plg)
c	0.46 m (18 plg)	0.30 m (12 plg)
θ	45°	

1.5.11 Función y tipos de bajantes [39]

El flujo del líquido desde lo alto de columnas de platos ocurre principalmente a través de bajantes. Los bajantes son conductos que tienen una

sección transversal circular, segmental o rectangular que conducen el líquido de un plato superior al plato inferior. Los diferentes tipos de bajantes se muestran en la figura 1-25. Las principales diferencias están en las áreas de sección transversal y las pendientes de la extensión longitudinal.

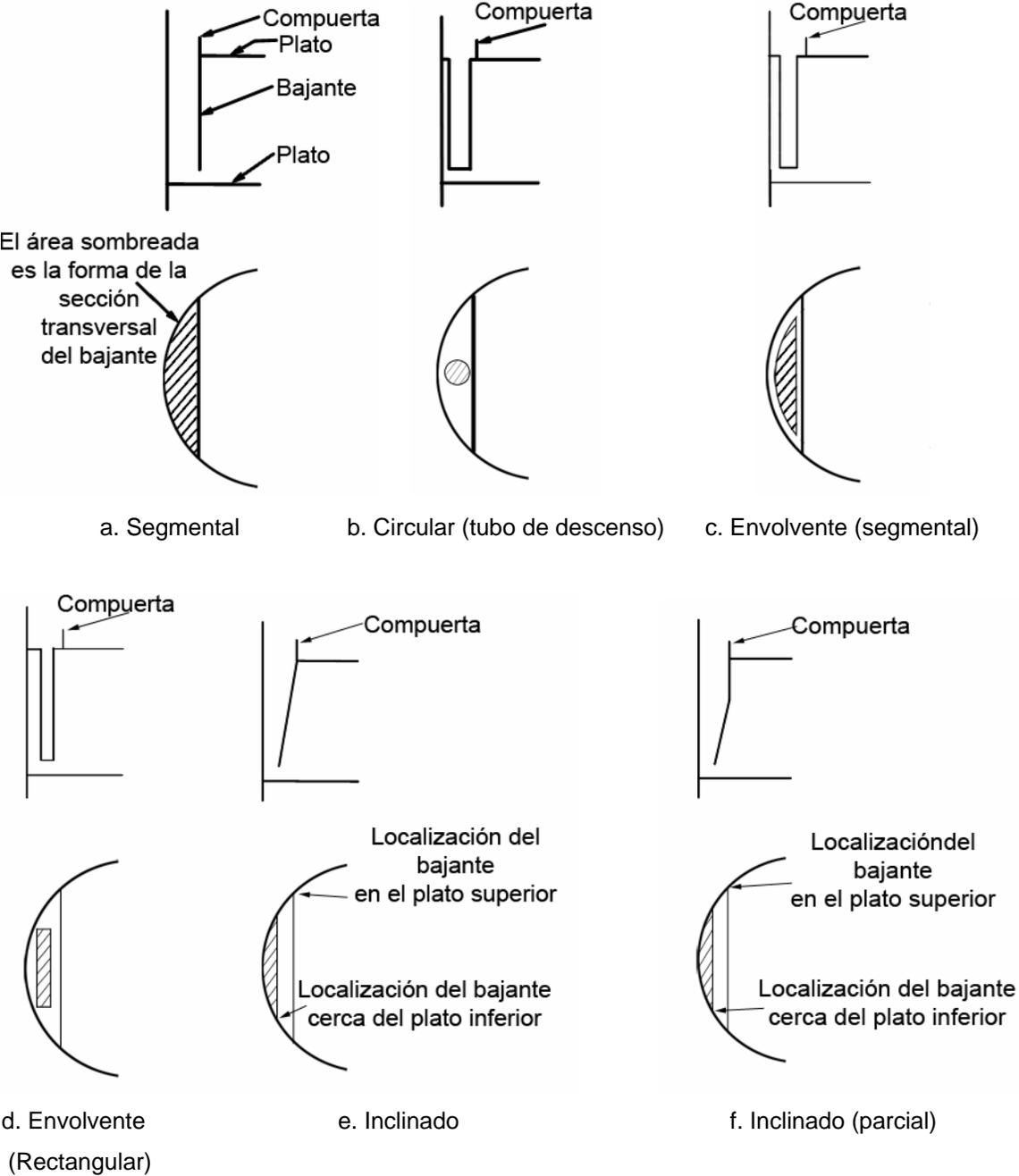


Figura 1-25. Tipos de bajantes

El bajante segmental, recto, vertical es el tipo más usado en columnas de destilación. Representa buen uso del área de columna y tiene ventajas de costo y simplicidad sobre los otros diseños.

El bajante circular, o “tubo de descenso”, fue ampliamente usado en los principios del diseño de columnas de destilación. Ha caído en desuso debido a que proporciona una baja área para el flujo del líquido y poco espacio para la separación del vapor. Actualmente se usan únicamente cuando los flujos de líquido son muy pequeños o cuando los bajantes segmentales no son recomendables.

Los bajantes tipo “envolvente” son usados algunas veces en aplicaciones con bajo flujo de líquido. Son usados para satisfacer el criterio de ancho mínimo del bajante o para minimizar las fugas del líquido.

Los bajantes inclinados representan el mejor uso del área de columna para flujo descendente. Proporcionan volumen suficiente para separación del vapor y el líquido en la parte superior del bajante sin desperdiciar el área activa en el plato inferior. Estos bajantes son particularmente útiles cuando la separación del vapor del líquido es difícil y cuando los bajantes ocupan una parte sustancial del área del plato.

Se recomienda que la relación del área superior al área inferior de los bajantes inclinados sea de 1.5 a 2.0.

1.5.12 Ancho y área del bajante

Mientras que un área de plato insuficiente es una de las causas más comunes de desempeño pobre de las columnas, ha habido muchos casos de inundación prematura de la columna debido a un área inadecuada del bajante. Un bajante debe ser lo suficientemente amplio para permitir el flujo del líquido sin bloquearse. El fluido que entra en el bajante es en gran proporción la espuma sobre el plato. Si el flujo del líquido se incrementa, también lo hace la velocidad del líquido aereado en el bajante. Cuando esta velocidad excede cierto límite, las pérdidas por fricción en el bajante y/o en la entrada del bajante se vuelven

excesivas y el líquido se acumula hasta llegar al plato superior e inunda la columna. Esto es conocido como *bloqueo del bajante*. Una función secundaria del bajante es la separación del vapor del líquido que desciende. La separación del vapor reduce las pérdidas por fricción en el bajante y minimiza la recirculación del vapor al plato inferior.

El parámetro principal para evitar el bloqueo del bajante es el área superior del mismo. El ancho del bajante es una función geométrica del área del bajante. Con bajantes inclinados, el área inferior del bajante es establecida de acuerdo con los criterios mencionados anteriormente. Este criterio permite que el área cerca de la parte inferior de los bajantes sea inferior que en la parte superior, debido a que en la parte inferior la mayoría del vapor se ha separado y la velocidad del fluido es menor.

Velocidad en el bajante. La máxima velocidad del líquido claro en el bajante debe ser lo suficientemente baja para prevenir el bloqueo y para permitir el ascenso y separación de las burbujas de vapor del líquido en el bajante. Esto es más restrictivo en sistemas que tienen una alta tendencia al espumado.

Los valores de máxima velocidad en el bajante recomendados van desde 0.03 m/s a 0.21 m/s (0.1 a 0.7 pies/s), dependiendo de la tendencia al espumado del sistema. En la tabla 1-4 se muestran los rangos recomendados según la aplicación, Kister [42] recomienda multiplicar el valor de la tabla 1-4 por un factor de seguridad de 0.75.

Tiempo de residencia en los bajantes. Debe proporcionarse un tiempo de residencia para la fase líquida en el bajante suficiente para permitir una adecuada separación del vapor y el líquido que desciende, así el líquido estará relativamente libre de vapor en el momento en que entra al plato inferior. Una separación inadecuada del vapor y el líquido puede bloquear el bajante.

Se usan dos definiciones para el tiempo de residencia en el bajante. El tiempo de residencia “aparente” es la relación del volumen del bajante al flujo de líquido claro en el bajante. El volumen del bajante está basado en el espaciamiento entre platos multiplicado por la sección transversal promedio del

bajante. El tiempo de residencia “real” es la relación del volumen de la espuma en el bajante al flujo de líquido espumoso en el bajante. El tiempo de residencia real puede ser expresado alternativamente como el cociente del volumen del líquido claro en el bajante y el flujo de líquido claro.

Los tiempos de residencia recomendados se basan en la tendencia al espumado y se muestran en la tabla 1-5 [39]

Tabla 1-4. Velocidades máximas en los bajantes

Tendencia al espumado	Ejemplo	Velocidad del líquido claro en el bajante, pies/s		
		S = 18 plg	S = 24 plg	S = 30 plg
Baja	Hidrocarburos ligeros a baja presión (<100 psia), estabilizadores, simuladores aire-agua	0.4-0.5	0.5-0.6	0.6-0.7
Media	Sistemas de aceite, destilación de aceite crudo, absorbedores, hidrocarburos a presión media (100-300 psia)	0.3-0.4	0.4-0.5	0.5-0.6
Alta	Aminas, glicerina, glicoles, hidrocarburos a alta presión (>300 psia)	0.2-0.25	0.2-0.25	0.2-0.3

Tabla 1-5. Tiempo de residencia mínimo recomendado en el bajante

Tendencia al espumado	Ejemplo	Tiempo de residencia, s
Baja	Hidrocarburos de bajo peso molecular, alcoholes	3
Media	Hidrocarburos de peso molecular medio	4
Alta	Absorbedores de aceite mineral	5
Muy alta	Aminas y glicoles	7

1.5.13 Mamparas antisalto

Las mamparas antisalto se instalan comúnmente en el centro de platos multipaso para evitar el salto del líquido sobre el bajante central, de un lado a otro. Esto puede causar una acumulación excesiva del líquido cerca de la salida del plato y esto a su vez puede causar inundación prematura.

Las mamparas antisalto desvían el líquido hacia el bajante. También favorecen el rompimiento de la espuma. Se hacen las siguientes recomendaciones para mamparas antisalto.

1. El borde inferior de la mampara debe estar a la misma altura que la compuerta de salida. Su borde superior debe estar de 0.28 a 0.51 m sobre el piso del plato (11 a 20 plg). Su longitud debe ser la misma que la de la compuerta de salida. La mampara debe estar localizada en el centro del bajante.
2. La mampara debe estar fabricada en secciones de modo que la parte central pueda ser fácilmente removible y servir como registro de hombre (Fig.1-26)
3. Las mamparas antisalto no son requeridas cuando el ancho del bajante excede los 0.4 m (16 plg).

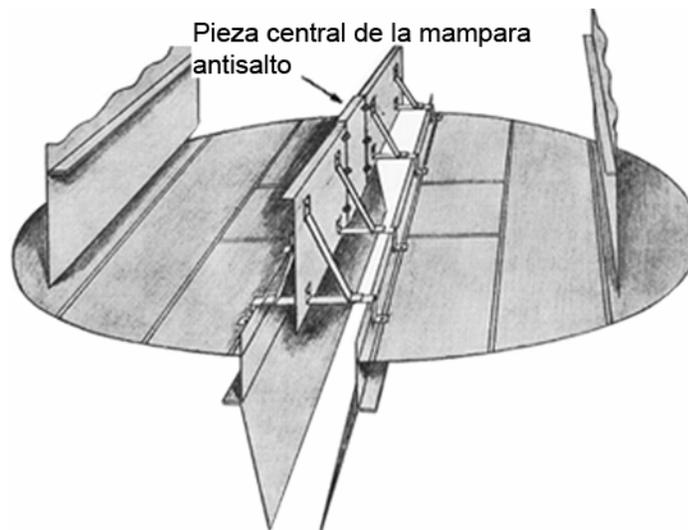


Figura 1-26. Mampara antisalto en un plato de dos pasos.

1.5.14 Sellado del bajante [37]

Uno de los problemas más comunes que ocurren durante el arranque de columnas de platos con bajantes es la dificultad de establecer un sello de líquido en los bajantes.

Durante la operación normal, el vapor fluye a través de las perforaciones sobre el plato y el líquido lo hace a través de los bajantes. El sellado de líquido en el bajante previene que el vapor fluya a través de éste y la velocidad del vapor a través de los orificios previene que el líquido pase a través de las perforaciones.

Durante el arranque la situación se invierte. El vapor tiende a fluir a través del bajante y las perforaciones, mientras que el líquido tiende a gotear a través de las perforaciones en vez de hacerlo sobre el plato hasta el bajante. Para establecer un sellado satisfactorio del bajante durante el arranque, el líquido debe:

1. Fluir sobre el plato y las compuertas de salida hasta alcanzar los bajantes. Para lograr esto la velocidad del vapor a través de los platos debe ser lo suficientemente alta para prevenir que la mayor parte de líquido pase a través de los orificios.
2. Fluir dentro de los bajantes. Esto se logra si la velocidad inicial del vapor a través de los bajantes no es tan alta que evite el descenso del líquido a través de los mismos.
3. Sellar el bajante. Esto se obtiene cuando la acumulación en el bajante excede el espacio bajo el faldón del bajante.

Un problema potencial de sellado puede ser fácilmente detectado usando un “diagrama de estabilidad durante el arranque” Un diagrama típico de este tipo se muestra en la figura 1-27. La curva inferior muestra el primer criterio; el área debajo este límite representa el rango de condiciones a las cuales todo el líquido alimentado al plato gotea a través de las perforaciones.

La curva superior ilustra el segundo criterio; el área sobre este límite representa el rango de condiciones bajo las cuales la velocidad del vapor en el bajante es muy alta para permitir que el líquido descienda a través del bajante. El área entre las curvas inferior y superior en la figura 1-27 representa el rango de condiciones bajo las cuales se puede obtener un arranque satisfactorio.

Un potencial problema de sellado existe si 1) los flujos disponibles de vapor y líquido caen fuera del área entre las dos curvas, o 2) el área entre las dos curvas

es muy estrecha, y variaciones relativamente pequeñas en los flujos durante el arranque provocan un operación fuera de la región de arranque estable.

Ambas curvas en la figura 1-27 son muy sensibles a los parámetros de diseño del bajante, particularmente al espacio bajo el faldón del bajante, y el diseño de compuertas de entrada y recipientes de sellado.

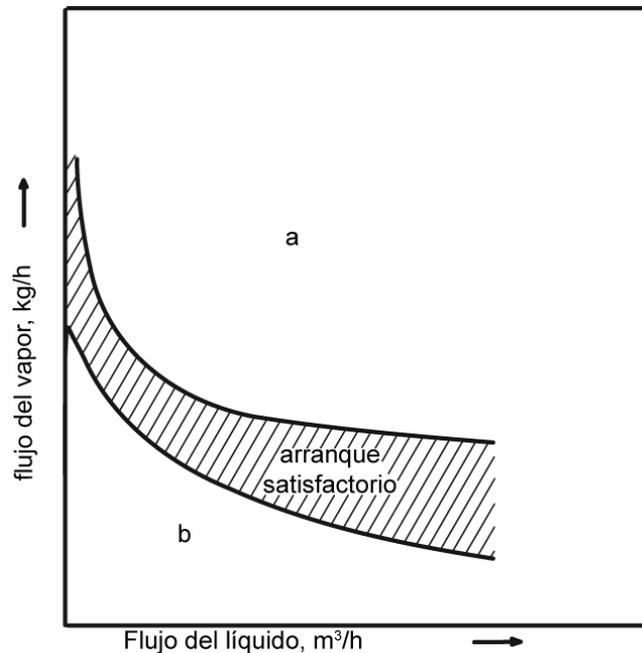


Figura 1-27. Diagrama típico de estabilidad durante el arranque [37].
En la zona *a* la velocidad del vapor es muy alta y el líquido no puede entrar al bajante y descender a través del mismo. En la zona *b* todo el líquido que entra al plato gotea a través de las perforaciones.

1.5.15 Espacio bajo el faldón del bajante (d_c)

El espacio bajo el faldón del bajante, d_c , es la distancia entre el borde inferior del faldón del bajante y el piso del plato.

Los factores que rigen la especificación del espacio bajo el faldón del bajante son: caída de presión en el bajante, la naturaleza incrustante y corrosiva del sistema y el sellado en el bajante.

Caída de presión en el bajante. Si el espacio bajo el faldón del bajante es muy pequeño, puede aumentar la acumulación sustancialmente y disminuir la capacidad del bajante. Para evitar la acumulación excesiva en el bajante, el espacio bajo el faldón del bajante es normalmente ajustado de modo que la caída de presión del líquido claro no exceda 25.4 mm (1 plg) de líquido. Alternativamente se recomienda que la velocidad del líquido en la salida del bajante no exceda 0.30 m/s (1 pies/s), o el área bajo el faldón del bajante y el piso del plato sea de un tercio a la mitad del área en la parte superior del bajante. Cuando la acumulación en el bajante es crítica, la caída de presión del líquido que deja el bajante es algunas veces minimizada por el uso de un borde redondeado en el faldón del bajante (Fig. 1-28). Esto se usa con poca frecuencia y solo en sistemas altamente espumantes.

Ensuciamiento y corrosión. Si el servicio es incrustante, la suciedad se puede acumular al fondo del bajante y restringe el área de flujo. Esto puede causar acumulación excesiva, inundación prematura y mala distribución del líquido sobre el plato. El espacio bajo el faldón del bajante no debe ser menor de 12.7 mm (1/2 plg) para evitar el bloqueo.

Sellado del bajante. Mientras que las consideraciones de caída de presión y de ensuciamiento establecen los valores mínimos para el espacio bajo el faldón del bajante, las consideraciones de sellado establecen el valor máximo del espacio bajo el faldón del bajante. Si el servicio es corrosivo, el área bajo el faldón del bajante puede ser mayor durante la operación, y el sellado durante el arranque puede ser más difícil.

Para un espacio bajo el faldón del bajante menor, el arranque es más fácil, esto reduce el flujo del vapor en el espacio del bajante inicialmente vacío durante el arranque.

El tercer criterio para un arranque satisfactorio (sección 1.5.14) requiere que la acumulación en bajante exceda el espacio bajo el faldón del mismo. Un modo de satisfacer este criterio en el régimen espuma es ajustar el espacio bajo el faldón del bajante, d_c , a una altura menor que la compuerta de salida, h_w .

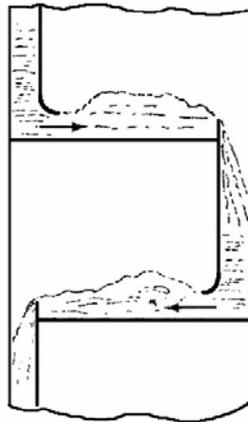


Figura 1-28. Bajante con bordes redondeados en el faldón del bajante (salida del líquido)

Para operación en el régimen espuma se recomienda un espacio de 1/2" menor que la altura de la compuerta aunque algunos diseñadores recomiendan que el espacio sea de 0.5 a 0.7 veces la altura de la compuerta de salida. Esta última práctica frecuentemente es muy restrictiva, y la primera es normalmente suficiente para asegurar un sellado adecuado.

En muchas aplicaciones, especialmente a altos flujos de líquido, aún la primera práctica puede proponer espacios bajo el faldón del bajante menores que el mínimo requerido para el criterio de caída de presión descrito anteriormente. El incremento del espacio bajo el bajante y la altura de la compuerta de salida puede resolver este conflicto, pero frecuentemente no es deseable y aún contraproducente, debido a que esto incrementa la caída de presión en el plato y la acumulación en el bajante. Puede ser más satisfactorio ajustar un espacio bajo el faldón del bajante igual o mayor que la altura de la compuerta. Esta práctica depende de que la caída de presión y la altura del líquido en el plato provoquen la acumulación suficiente del líquido.

En el régimen rocío, la retención del líquido es esencialmente independiente de la altura de la compuerta. Por tanto, la práctica de ajustar un espacio bajo el faldón del bajante menor que la altura de la compuerta hará poco para asegurar el sellado satisfactorio del bajante. Los platos que operan en el régimen rocío dependen de que la caída de presión en el plato y la altura del líquido claro

provoquen la suficiente acumulación del líquido en el bajante para el correcto sellado.

Se deben tomar en cuenta dos consideraciones adicionales en el régimen rocío. 1) a flujos de vapor reducidos, el régimen de flujo puede cambiar a espuma, y 2) el sellado del bajante es particularmente difícil a bajos flujos del líquido, y por tanto es un fuerte incentivo hacer el espacio bajo el faldón del bajante lo más corto posible.

1.5.16 Compuertas de entrada y recipientes de sellado

Las compuertas de entrada y los recipientes de sellado son usados para obtener un sello en el bajante en casos donde existe un problema potencial de sellado (Fig. 1-29). Estos dispositivos proporcionan un sello positivo en el plato bajo todas las condiciones.

En aplicaciones de alto flujo de líquido un uso adicional del recipiente de sellado es para incrementar la capacidad de columnas limitadas por la acumulación en el bajante, caída de presión excesiva o altura de la espuma excesiva. Estos recipientes de sellado permiten el uso de espacios bajo el faldón del bajante grandes sin recurrir a compuertas de salida mayores, por tanto se reduce la acumulación en el bajante. Frecuentemente los recipientes de sellado permiten que sea disminuida la altura de las compuertas de salida, lo cual reduce la caída de presión, la altura de la espuma, y la acumulación en el bajante.

Un recipiente de sellado distribuye el líquido en el plato con un movimiento vertical ascendente en lugar de un movimiento horizontal que contiene una componente vertical de flujo descendente. Esto produce una mejor aereación en el borde de entrada, incrementa la capacidad y la eficiencia y evita el goteo precipitado.

Las compuertas de entrada y recipientes de sellado tienen la desventaja de crear zonas de líquido estancado, donde se pueden acumular sedimentos o suciedad. Por esta razón se debe evitar su uso en servicios incrustantes. Las compuertas de entrada y los recipientes de sellado son más caros que las áreas de sellado

planas. La diferencia de costos entre las compuertas de entrada y los recipientes de sellado es normalmente pequeña.

La compuerta de entrada tiene varias desventajas que no tiene el recipiente de sellado. El líquido que fluye sobre la compuerta tiene una fuerte componente de flujo de descenso. Esto requiere mayores zonas de distribución para eliminar el goteo que se presenta en las perforaciones que se encuentran en la entrada al plato. Una compuerta de entrada usa algo de la altura del bajante e incrementa la acumulación en el bajante. El sello líquido proporcionado por la compuerta de entrada es generalmente mas bajo y por tanto menos confiable que el proporcionado por un recipiente de sellado.

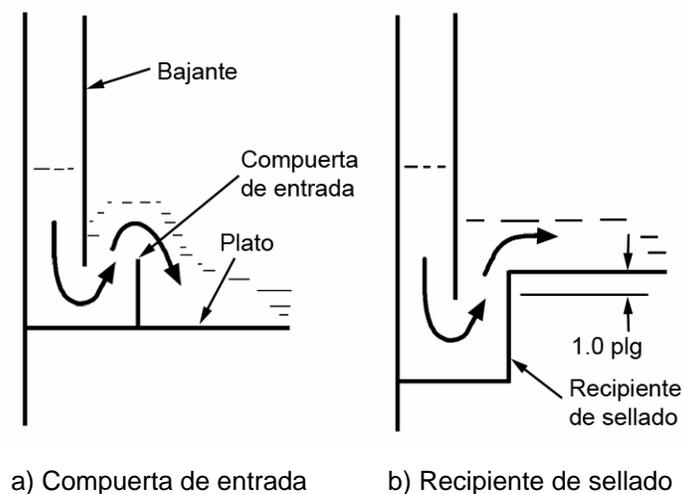


Figura 1-29. Arreglos para sellado del bajante

Debido a esto, casi siempre es más recomendable el uso de un recipiente de sellado que el de una compuerta de entrada. La única excepción a esta recomendación ocurre a bajos flujos de líquido, cuando la fuga de líquido es una consideración mayor y/o cuando se usan bajantes circulares.

Si se considera necesario el uso de una compuerta de entrada, se deben seguir las siguientes recomendaciones.

1. La altura de la compuerta de entrada debe ser igual a la altura del espacio bajo el faldón del bajante, pero debe ser menor que la de la compuerta de

salida. Una altura excesiva de la compuerta de entrada provocara una acumulaci3n excesiva en el bajante y goteo excesivo en las perforaciones en la entrada al plato. Si se requiere un sello positivo en el bajante, la compuerta de entrada debe ser mayor que el espacio bajo el fald3n del bajante, pero puede causar una reducci3n en la capacidad del bajante.

2. Las compuertas de entrada no deben ser dentadas.
3. La distancia horizontal entre el bajante y la compuerta de entrada no debe ser menor que el espacio bajo el fald3n del bajante.
4. Se deben proporcionar orificios para drenado del l3quido a lo largo de la parte inferior de la compuerta de entrada para permitir el drene del l3quido durante los paros.
5. El desperdicio del espacio horizontal puede ser minimizado inclinando los bajantes hacia el 3rea de la compuerta de entrada. El 3rea en la parte inferior de la inclinaci3n no debe ser menor de la mitad a un tercio del 3rea en la parte superior del bajante. En el 3rea de la compuerta de entrada es mejor igualar las 3reas de flujo ascendente y flujo descendente cuando se usan bajantes inclinados.
6. Las compuertas de entrada deben contar con al menos dos ranuras de 19 por 25.4 mm (3/4 por 1 plg). Esto se recomienda para ayudar a la limpieza de sedimentos.

Cuando se utilizan recipientes de sellado, se deben seguir las siguientes recomendaciones:

1. El fald3n del bajante se debe extender aproximadamente 25.4 mm (1 plg) debajo del nivel del plato para proporcionar un buen sello l3quido (Fig. 1-29b).
2. El 3rea de secci3n transversal para flujo del l3quido en la parte inferior del bajante (entre el fald3n del bajante y la parte inferior del recipiente de sellado) y el 3rea de flujo ascendente del recipiente de sellado deben ser casi iguales evitar un flujo restringido del l3quido. Se recomienda una

profundidad del recipiente de sellado de 100 a 150 mm (4 a 6 plg). Se pueden utilizar profundidades mayores si se espera sedimentación.

3. Los recipientes de sellado tienen alta tendencia a las fugas. Se puede usar un recipiente soldado donde la presencia de fugas es crítica.
4. Las recomendaciones 4 y 5 para compuertas de entrada también aplican a recipientes de sellado.

CAPÍTULO 2

HIDRÁULICA DE PLATOS PERFORADOS

2.1 Modelo Hidráulico Clásico

La figura 2-1 muestra un modelo simplificado del mecanismo de flujo que se presenta en un plato perforado.

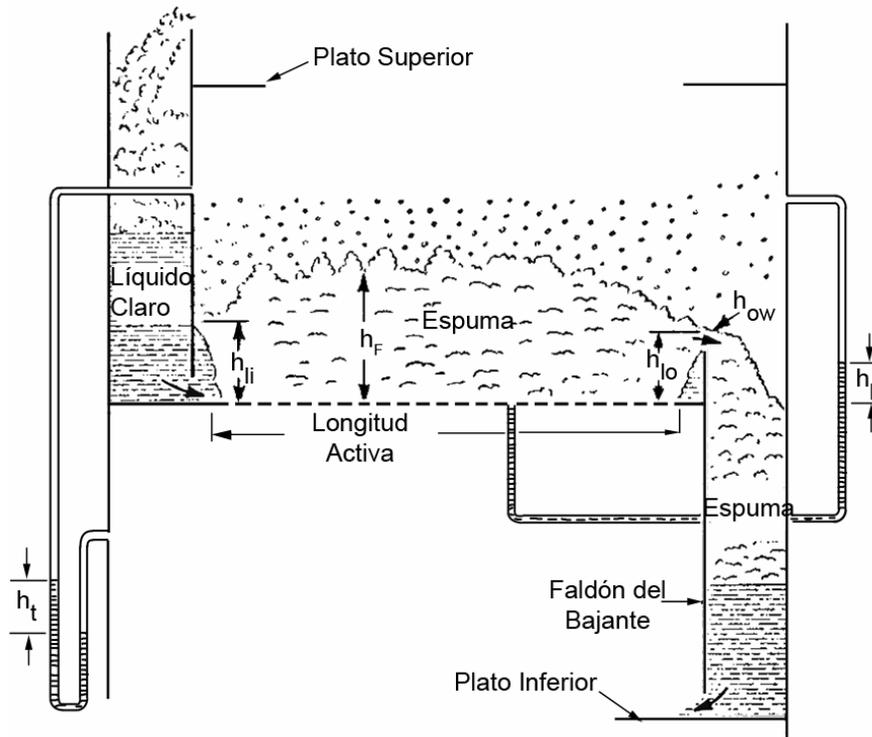


Figura 2-1 Diagrama de operación de un plato perforado

El líquido desciende desde el plato superior a través de un bajante al plato inferior. Al entrar a la zona activa del plato, el líquido es aerado por el vapor que asciende desde el plato inferior y se forma la masa aerada (o espuma) sobre el plato. Es en este punto donde se produce el contacto entre la fase gas y la fase líquida y se produce la transferencia de masa. La masa aerada se mueve sobre el plato hasta el punto donde terminan las perforaciones y comienza el colapso de la espuma. Entonces la masa aerada alcanza la compuerta de salida y fluye sobre la misma hasta llegar al bajante, donde el vapor se separa del líquido. A

pesar de que este modelo es una sobresimplificación del proceso que ocurre sobre un plato, muchos de los procedimientos de diseño se basan en el mismo.

Recientemente se han desarrollado modelos computacionales como la dinámica de fluidos computacional (CFD). Con estas herramientas se han modelado los patrones de flujo en platos perforados. Una descripción más detallada de uno de los trabajos realizados en este campo se muestra en el anexo F.

2.2 Factores que limitan la capacidad de los platos

2.2.1 Diagrama de estabilidad de operación del plato

En la figura 2-2 se muestra un diagrama de estabilidad típico. El área de operación satisfactoria está determinada por los límites de estabilidad. El límite superior está definido por la inundación. A flujos moderados y altos del líquido, la inundación por arrastre es normalmente alcanzada cuando se aumenta al flujo del vapor, mientras que el límite de inundación en el bajante se alcanza cuando se aumenta el flujo del líquido. Cuando los flujos se aumentan mientras la columna opera a constante L/G , se puede alcanzar cualquiera de los límites. A muy bajos flujos de líquido, frecuentemente se alcanza el límite de arrastre excesivo. Cada una de estas condiciones se discutirá a continuación.

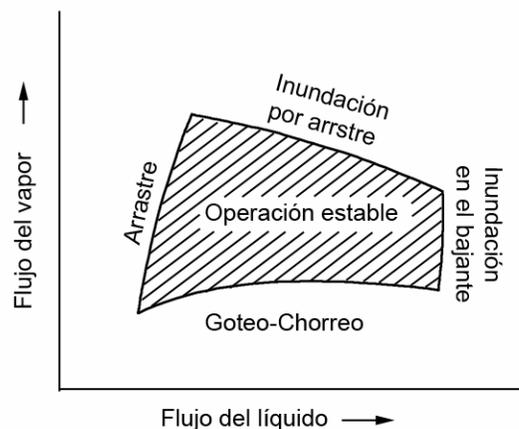


Figura 2-2. Región de operación estable en un plato perforado

Cuando se disminuye el flujo de vapor, ya sea a flujo constante del líquido o a relación L/G constante, se alcanza el límite de goteo excesivo. Este límite no es idéntico al punto de goteo, puesto que se puede tolerar cierta cantidad de goteo.

2.2.2 Inundación

El primer paso en el diseño de platos perforados es la determinación del diámetro de la torre. Esta determinación está relacionada en un principio con la capacidad máxima de la torre, la cual corresponde al punto de inundación incipiente. La inundación es la acumulación excesiva del líquido en la columna. El resultado del análisis de inundación es una combinación tentativa de diámetro de la torre y espaciamiento entre platos, sujeta a ajustes en cálculos posteriores.

2.2.2.1 Tipos de inundación

La inundación puede estar relacionada con el arrastre excesivo o por acumulación en el bajante. Sin importar la causa, la presencia de la inundación es detectada por un marcado incremento en la caída de presión y por una pronunciada disminución de la eficiencia.

Inundación por arrastre de rocío. A bajos flujos de líquido, los platos operan en el régimen rocío, donde la mayor parte del líquido se encuentra en forma de gotas de líquido. Cuando la velocidad del vapor se aumenta, se alcanza una condición en la que la mayor parte de estas gotas son arrastradas al plato superior. El líquido se acumula en el plato superior en lugar de fluir al plato inferior.

Inundación por arrastre de espuma. A mayores flujos del líquido, la dispersión en el plato se encuentra en forma de espuma. Cuando se aumenta la velocidad del vapor, aumenta la altura de la espuma. Cuando el espaciamiento entre platos es pequeño, la espuma se acerca al plato superior y el arrastre aumenta rápidamente causando acumulación del líquido en tal plato superior.

Cuando el espaciamiento entre platos es grande (> 18 plg), la espuma raramente alcanza el plato superior. Cuando se aumenta la velocidad del vapor, se

alcanza una condición en la que la espuma se invierte a rocío. La inundación se da entonces por el mecanismo mencionado anteriormente.

A altos flujos del líquido (> 6 gpm/plg de compuerta de salida), altas relaciones de longitud de trayectoria de flujo a espaciamiento entre platos ($l/S > 2.5$), y a altas áreas fraccionales de orificio ($A_f > 0.11$), el flujo del vapor en la dirección opuesta al líquido puede aumentar la espuma cerca de la entrada al plato y el centro. Esto canaliza más vapor a la región de salida del plato, aumentando el flujo cruzado. La espuma en la entrada continúa aumentando hasta que alcanza el plato superior.

Inundación por acumulación en el bajante. El líquido aereado se acumula en el bajante debido a la caída de presión en el plato, a la altura del líquido sobre el plato, y a las pérdidas debidas a la fricción bajo el faldón del bajante. Todas ellas se incrementan cuando el flujo del líquido es aumentado, mientras que la caída de presión en el plato también aumenta cuando se aumenta el flujo del vapor. Cuando la acumulación del líquido aereado en el bajante excede el espaciamiento entre platos, el líquido se acumula en el plato superior causando inundación por acumulación en el bajante.

Inundación por bloqueo en el bajante. Conforme se aumenta el flujo del líquido, lo hace también la velocidad del líquido aereado en el bajante. Cuando esta velocidad excede cierto límite, las pérdidas por fricción en el bajante y en la entrada en el bajante se vuelven excesivas, y la mezcla espumosa no puede ser transportada al plato inferior. Esto causa la acumulación del líquido en el plato superior.

2.2.2.2 Factores que afectan la inundación

Efecto de la presión y L/G. En la figura 2-3 se muestra de manera aproximada el efecto de la presión y de la relación L/G en el mecanismo de inundación. En esta figura no se toma en cuenta la geometría del plato y el bajante, el tipo de sistema, y las condiciones de operación, las cuales tienen una fuerte influencia en el mecanismo de inundación.

Bajas presiones favorecen altas velocidades del vapor y bajos flujos del líquido y, por tanto, dispersiones en el régimen rocío. A altas presiones, la diferencia entre la densidad del vapor y la del líquido se hace menor, y la separación del vapor del líquido en el bajante se hace difícil. Debido a la mayor dificultad en la separación, se incrementa la aereación en el bajante. Altos flujos del líquido también incrementan la caída de presión, el nivel en el plato y las pérdidas por fricción en el bajante. Por estas razones, la inundación en el bajante es favorecida a altas presiones y altos flujos del líquido.

A presiones moderadas y relaciones de L/G moderadas, la dispersión en el plato tiende a estar en el régimen espuma, y puede dominar cualquiera de los mecanismos anteriores. Generalmente, a espaciamientos cortos entre platos (<12 plg) se favorece la inundación por arrastre de espuma. A mayores espaciamientos entre platos y condiciones en las que no se favorece el flujo cruzado del vapor, el régimen espuma se invertirá a rocío conforme se incrementa la velocidad del vapor, y se favorece la inundación por arrastre de rocío. Cuando los bajantes son pequeños o la acumulación en el bajante es alta, se favorece la inundación en el bajante.

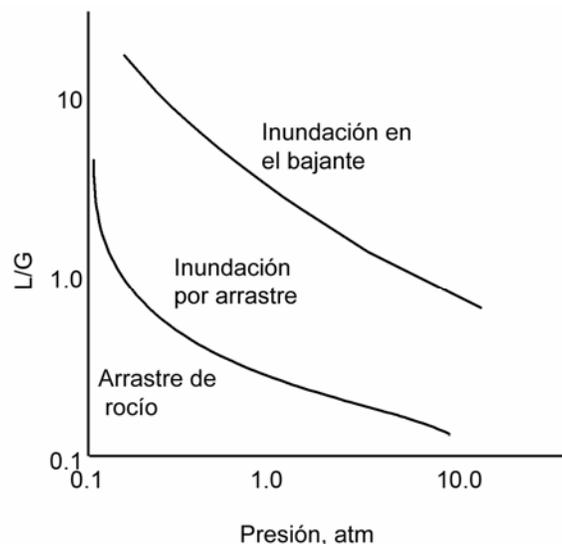


Figura 2-3. Dependencia del mecanismo de inundación en la presión y la relación L/G

Efecto de los parámetros de diseño. Áreas de burbujeo pequeñas o áreas fraccionales de orificios pequeñas aumentan la tendencia de todos los tipos de inundación excepto el bloqueo en el bajante. Estos parámetros tienen poco efecto en la velocidad del líquido en el bajante o la densidad de la espuma en el bajante, y por tanto, en la inundación por bloqueo en el bajante.

Espaciamientos entre platos cortos también aumentan la tendencia de todos los tipos de inundación que no sean la inundación por bloqueo en el bajante. El espaciamiento entre platos tiene poco efecto en la velocidad del líquido en el bajante o en la densidad de la espuma en el bajante, y por tanto, en la inundación por bloqueo en el bajante.

Compuertas altas y longitudes cortas de la compuerta reducen la acción de rocío y por tanto disminuyen ligeramente la tendencia a la inundación por arrastre de rocío, pero incrementan la altura de la espuma y debido a esto incrementan la tendencia a la inundación por arrastre de espuma. También incrementan la altura del líquido sobre el plato y la caída de presión a través del plato y con esto la acumulación en el bajante. La altura y longitud de la compuerta tienen poco efecto en la velocidad del líquido en el bajante y la densidad de la espuma y por tanto en la inundación por bloqueo en el bajante.

El espacio bajo el faldón del bajante y el área del bajante en la parte superior tiene poco efecto en la inundación por arrastre.

2.2.2.3 Predicción de la inundación por arrastre

La mayoría de los métodos de predicción de inundación por arrastre disponibles se basan en el factor de capacidad, C_{SB} , de Souders y Brown [66] desarrollado con cierto soporte teórico, en base en la suspensión de gotas en una corriente de aire. El factor C_{SB} está definido para el punto de inundación por la siguiente relación:

$$C_{SB} = u_{N,f} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (2-1)$$

donde

$u_{N,f}$ = velocidad superficial del gas en el punto de inundación basada en el área neta, A_N , m/s

ρ_G y ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

De la ecuación anterior, la velocidad en la inundación, $u_{N,f}$, se calcula por:

$$u_{N,f} = C_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (2-2)$$

donde C_{SB} se calcula con el método de Fair [22, 23, 24] o con la correlación de Kister y Haas descritos a continuación.

Método de Fair [22, 23, 24]

C_{SB} es función del parámetro de flujo, F_{lv} , espaciamento entre platos, S , tensión superficial, σ , y área fraccional de orificio, A_f .

En esta correlación C_{SB} es corregida por los efectos de la tensión superficial de acuerdo a la siguiente relación

$$C_{SB} = C_{SBF} \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} \quad (2-3)$$

donde la tensión superficial, σ está expresada en N/m

C_{SBF} se obtiene entonces de la figura 2-4 en función del parámetro de flujo o de alguna de las ecuaciones empíricas propuestas.

El parámetro de flujo, F_{lv} , se define por

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (2-4)$$

donde

G = flujo del gas, kg/s

L = flujo del líquido, kg/s

ρ_G y ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

La velocidad en la inundación se calcula por

$$u_{N,f} = C_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = C_{SBF} \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (2-5)$$

Tabla 2-1 Condiciones de aplicación recomendadas para la el uso de la figura 2-4

1. El sistema produce poca o ninguna espuma
2. La altura de la compuerta es de menos de 15% del espaciamiento entre platos.
3. Las perforaciones tienen un diámetro de 0.013 m o menor
4. El área fraccional de orificio es de 0.1 o mayor. Para áreas fraccionales de orificio de 0.08 y 0.06, C_{SBF} de la figura 2-4 debe multiplicarse por 0.9 y 0.8 respectivamente

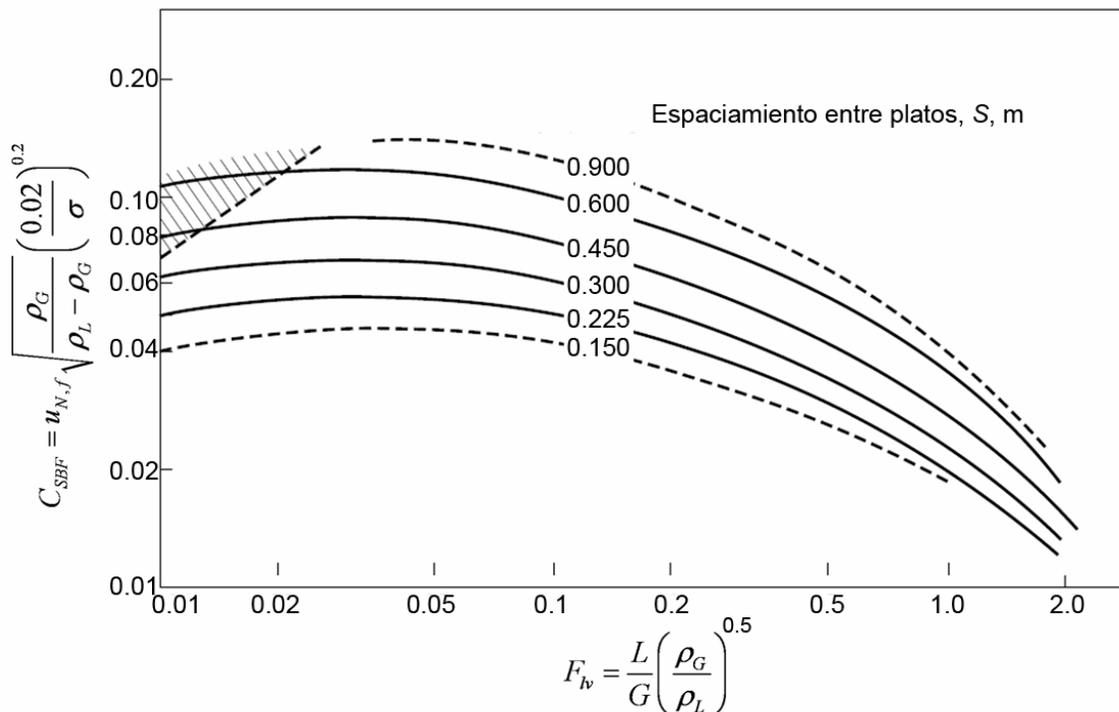


Figura 2-4 Correlación de inundación para columnas con platos en flujo cruzado (perforados, con válvulas y con borboteadores)

Kessler y Wankat [36], Treybal [71], Ward [74], Lygeros y Magoulas [53] han propuesto las siguientes ecuaciones empíricas para correlacionar la forma gráfica presentada por Fair.

La correlación de Kessler y Wankat [36] es:

$$\log C_{SBF} = a + b \log F_{lv} + c(\log F_{lv})^2 \quad (2-6)$$

Las constantes para la ecuación anterior, a , b y c dependen del espaciamiento entre platos y se muestran en la tabla 2-2

Dado que esta ecuación no es una reproducción razonable de la curva original de Fair, Kessler y Wankat usaron dos correlaciones que se ajustan mejor a la gráfica de Fair. Estas son:

para $\log F_{lv} < -1$, con $D_1 = \log F_{lv} + 2$:

$$\log C_{SBF} = [(d_1 D_1 + c_1) D_1 + b_1] D_1 + a_1 \quad (2-7)$$

para $\log F_{lv} > -1$, con $D_2 = \log F_{lv} + 1$:

$$\log C_{SBF} = [(d_2 D_2 + c_2) D_2 + b_2] D_2 + a_2 \quad (2-8)$$

Las constantes para estas ecuaciones, a_1 , b_1 , c_1 , d_1 , a_2 , b_2 , c_2 y d_2 se muestran en la tabla 2-2

Tabla 2-2. Constantes para las correlaciones de Kessler y Wankat

Ecuación (2-6)				
Espaciamiento entre platos (m)	a	b	c	
0.1524	-1.7137	-0.53143	-0.18760	
0.2286	-1.6782	-0.56014	-0.18168	
0.3048	-1.6335	-0.61567	-0.19510	
0.4572	-1.5422	-0.63513	-0.20097	
0.6096	-1.461	-0.70234	-0.22618	
0.9144	-1.3758	-0.73980	-0.23735	
Ecuación (2-7)				
Espaciamiento entre platos (m)	a₁	b₁	c₁	d₁
0.1524	-1.374	-0.0398	-0.148	-0.112
0.2286	-1.26	-0.0598	-0.1	-0.0891
0.3048	-1.162	-0.00908	-0.00179	-0.0509
0.4572	-1.054	-0.0281	0.0319	-0.0681
0.6096	-0.936	-0.0294	0.0636	-0.0918
0.9144	-0.817	-0.0340	0.0389	-0.0751
Ecuación (2-8)				
Espaciamiento entre platos (m)	a₂	b₂	c₂	d₂
0.1524	-1.378	-0.0808	-0.189	-0.0515
0.2286	-1.309	-0.127	-0.167	-0.0605
0.3048	-1.224	-0.165	-0.155	-0.0729
0.4572	-1.118	-0.169	-0.172	-0.0673
0.6096	-0.994	-0.178	-0.212	-0.0623
0.9144	-0.887	-0.181	-0.186	-0.0985

La correlación de Treybal [71] es:

$$C_{SBF} = \left[\alpha \log \frac{1}{(F_{lv})} + \beta \right] \quad (2-9)$$

Esta correlación está restringida a un diámetro de los orificios, $d_H < 0.006$ m (1/4 plg).

α y β se calculan con:

$$\alpha = 0.0744S + 0.01173 \quad (2-10)$$

$$\beta = 0.0304S + 0.015 \quad (2-11)$$

donde el espaciamiento entre platos S está expresado en m.

Se deben seguir las siguientes reglas para la aplicación de la ecuación (2-9)
 para $F_{lv} < 0.1$ usar $F_{lv} = 0.1$
 para $0.1 < F_{lv} < 1.0$ y $A_f > 0.1$ usar el valor calculado de F_{lv}
 para $A_f < 0.1$ multiplicar α y β por $5A_f + 0.5$

La ecuación propuesta por Ward [74] es:

$$C_{SBF} = \frac{0.26S - 0.095144S^2}{\left[1 + 14.623F_{lv}^2 S^{0.7498} \right]^{0.5}} \quad (2-12)$$

Esta correlación proporciona un mejor ajuste a las curvas originales de Fair (Fig. 2-4) a valores altos del parámetro de flujo, F_{lv} .

La correlación de Lygeros y Magoulas [53] es:

$$C_{SBF} = 0.0105 + 0.1496S^{0.755} \exp\left[-1.463F_{lv}^{0.842}\right] \quad (2-13)$$

Correlación de Kister y Haas [43] para la estimación del factor C_{SB}

$$C_{SB} = 0.3694 \left(\frac{d_H^2 \sigma}{\rho_L} \right)^{0.125} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.1} \left(\frac{S}{h_{ct}} \right)^{0.5} \quad (2-14)$$

donde

d_H = diámetro del orificio, m

h_{ct} = altura del líquido claro en la transición de régimen espuma a régimen rocío, m
(Ec. (2-15))

S = espaciamiento entre platos, m

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

σ = tensión superficial, N/m

La altura del líquido claro en la transición de régimen espuma a régimen rocío, h_{ct} , se calcula con:

$$h_{ct} = h_{ct,w} \left(\frac{996}{\rho_L} \right)^{0.5(1-n)} \quad (2-15)$$

$$n = 0.91 d_H / A_f \quad (2-16)$$

$$h_{ct,w} = \frac{0.1569 A_f^{-0.791} d_H^{0.833}}{1 + 1.037 \times 10^{-4} Q_{Lw}^{-0.59} A_f^{-1.79}} \quad (2-17)$$

donde

A_f = Área fraccional de orificios = A_H/A_a

$h_{ct,w}$ = altura del líquido claro en la transición de régimen espuma a régimen rocío para el sistema aire/agua

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de la compuerta = Q_L/l_w , $\text{m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$

Para tensiones superficiales mayores que 0.025 N/m se recomienda el uso del valor de 0.025 N/m en la ecuación (2-14)

Para adaptar la ecuación de platos perforados a platos con válvulas se requieren los valores de A_H y d_H . Para encontrar A_H se asume que, a inundación incipiente, todas las válvulas están completamente abiertas. El área de orificios en un plato con válvulas está dada por:

$$A_H = N_v \times (\text{área de apertura de una válvula completamente abierta}) \quad (2-18)$$

Para encontrar d_H para platos con válvulas la correlación usa el diámetro hidráulico

$$d_H = \frac{4 \times \text{área de la sección transversal}}{\text{perímetro húmedo}} \quad (2-19)$$

Para platos con válvulas redondas el área de orificios, A_H , se calcula con la ecuación (1-8) modificada de la siguiente forma:

$$A_H = \pi N_v d_{v1} h_{vm} f_v \quad (2-20)$$

Para platos con válvulas rectangulares el área de orificios, A_H , se calcula con la ecuación (1-9) modificada de la siguiente forma:

$$A_H = 2N_v l_v h_{vm} \quad (2-21)$$

donde h_{vm} es la distancia máxima entre la parte inferior de la válvula y el piso del plato.

Para platos con válvulas redondas del diámetro equivalente de orificios, considerando una máxima apertura de las válvulas se obtiene con:

$$d_H = \frac{2\pi d_{v1} h_{vm} f_v}{\pi d_{v1} + h_{vm}} \quad (2-22)$$

Para platos con válvulas rectangulares del diámetro equivalente de orificios, considerando una máxima apertura de las válvulas se obtiene con:

$$d_H = \frac{2l_v h_{vm}}{l_v + h_{vm}} \quad (2-23)$$

Las ventajas del uso de la ecuación (2-14) mencionadas por Kister [44] son:

- Proporciona una aproximación cercana a los efectos de las propiedades físicas, las variables de operación y la geometría del plato en el punto de inundación. Esta es una mejora comparada con las correlaciones anteriores.
- Proporciona una predicción de los datos existentes sobre platos perforados y con válvulas dentro de un ± 15 y ± 20 por ciento respectivamente. Esto es una mejora comparada con las correlaciones anteriores.

- Puede ser expresada en términos de grupos adimensionales que describen el arrastre en el régimen rocío. Por tanto tiene una base teórica comparada con las correlaciones previas.
- Fue derivada de una base de datos a escala industrial y planta piloto mas amplia.

Tabla 2-3. Condiciones de aplicación recomendadas para el uso de la ecuación (2-14)

Mecanismo de inundación	Solo inundación por arrastre (chorro de vapor)
Tipos de platos:	Solo perforados o con válvulas
Presión, kPa	10 a 3500 (Nota 1)
Velocidad del gas, m/s	0.5 a 4.0
Flujo del líquido, $m^3/s \cdot m$	1.389×10^{-3} a 30.56×10^{-3} (notas 2 y 3)
Densidad del gas, kg/m^3	0.5 a 180 (Nota 1)
Densidad del líquido, kg/m^3	300 a 1200
Tensión superficial, N/m	0.005 a 0.080
Viscosidad del líquido, Pa•s	0.05×10^{-3} a 2.0×10^{-3}
Espaciamiento entre platos, m	0.350 a 0.900 (Nota 4)
Diámetro de los orificios, m	0.003 a 0.025
Área fraccional de orificios	0.06 a 0.20
Altura de la compuerta, m	0 a 0.080

Notas:

1. A presiones arriba de 1000 kPa, la inundación en el bajante es frecuentemente la que limita la capacidad. Esta limitación no es predicha por la correlación. Se requiere precaución.
2. A altos flujos del líquido (mayores de 16×10^{-3} - $27.8 \times 10^{-3} m^3/s \cdot m$), la inundación en el bajante es frecuentemente la limitación de capacidad. Esta limitación no es predicha por la correlación. Se requiere precaución.
3. La ecuación para h_{ct} (Ec. (2-15)) no aplica para flujos de líquido menores de $1.389 \times 10^{-3} m^3/s \cdot m$. Por esta razón la correlación no debe ser extendida a bajos flujos del líquido.
4. A bajo espaciamiento entre platos, la inundación por arrastre puede estar relacionada al ascenso de la superficie de la espuma y a la espuma en vez de la altura del rocío. La correlación no debe ser extendida a bajos espaciamientos entre platos.
5. La correlación no aplica cuando ocurren simultáneamente las tres condiciones siguientes: 1) relación de longitud de camino del flujo a espaciamiento entre platos es alto (>2.5); 2) el flujo del líquido es alto ($>13.89 \times 10^{-3} m^3/s \cdot m$); y 3) el área fraccional de orificio es alta ($>11\%$). Bajo estas

condiciones, la inundación por arrastre está relacionada a la canalización del vapor y al flujo cruzado del vapor en vez de la altura del rocío.

Zuiderweg [77] desarrolló la siguiente expresión para calcular la velocidad en la inundación en el régimen rocío, $u_{a,f}$, basada en el área activa, A_a

$$u_{a,f} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0.037 g^{0.5} \frac{(S - h_l)^{0.59}}{h_l^{0.09}} \quad (2-24)$$

donde

g = aceleración debida a la gravedad = 9.807 m/s²

h_l = altura del líquido claro, m

S = espaciamiento entre platos, m

ρ_G y ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

Zuiderweg recomienda el uso de la ecuación (2-114) para el cálculo de la altura del líquido claro, h_l .

Stichlmair [67] desarrolló una expresión derivada teóricamente en función del área fraccional de orificios, A_f , la tensión superficial, σ , y las densidades del gas y el líquido, ρ_G y ρ_L .

$$u_{a,f} \sqrt{\rho_G} = 2.5 (A_f^2 \sigma (\rho_L - \rho_G) g)^{1/4} \quad (2-25)$$

Esta ecuación es aplicable solo a columnas con espaciamiento entre platos mayores de aproximadamente 0.5 m.

Para platos con válvulas tipo balastra fabricados por Glitsch [29] (Fig. 1-13) puede usarse la figura 2-5 para la determinación del factor de capacidad, C_{SBV} . En la figura 2-5, la densidad del gas, ρ_G debe estar expresada en lb/pie³ el espaciamiento entre platos, S , en pulgadas y el factor de capacidad obtenido está expresado en pie/s

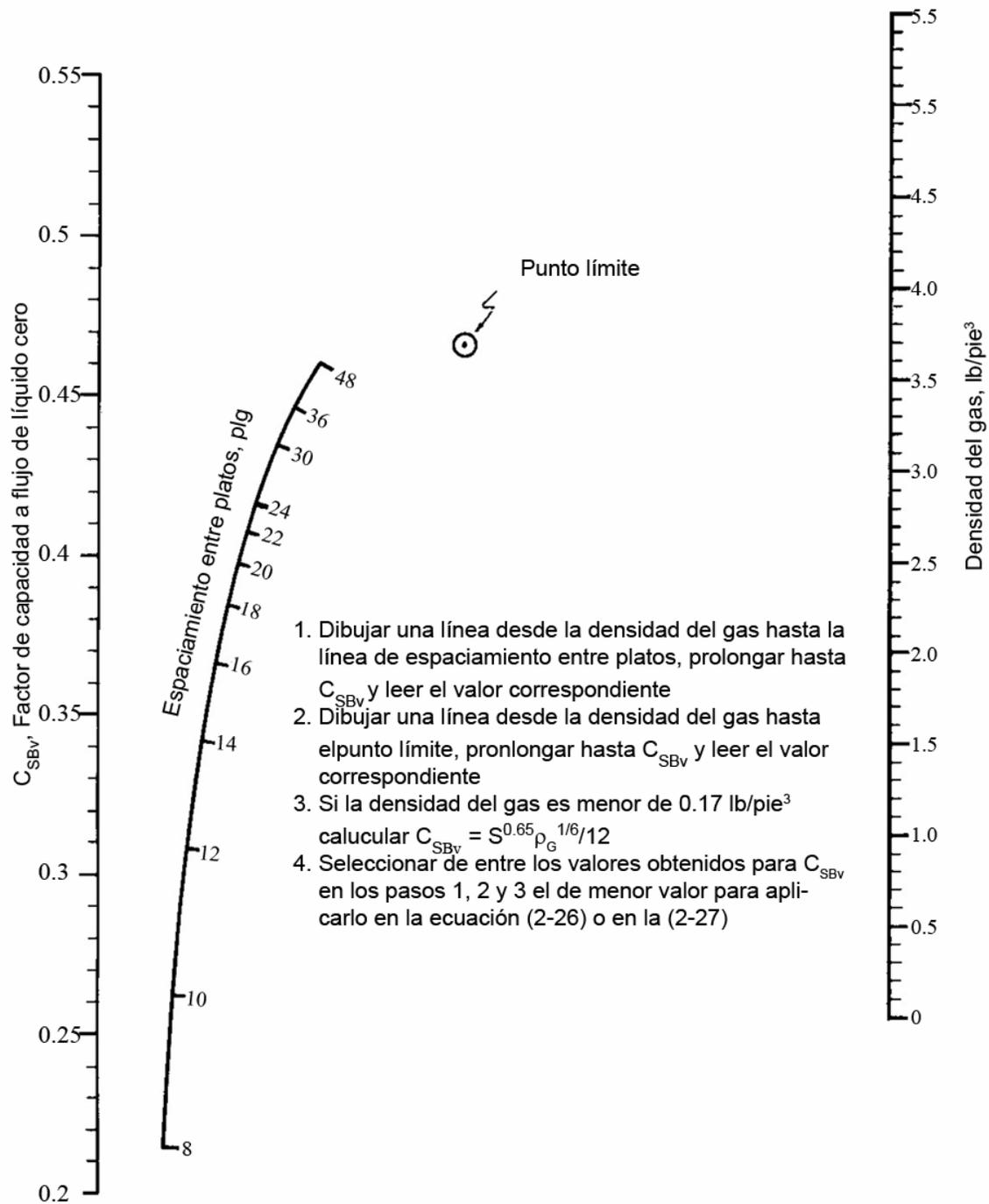


Figura 2-5. Factor de Capacidad C_{SBV} para platos con válvulas tipo Balastra [29]

Para aplicar el factor de capacidad, C_{SBV} , obtenido en la figura 2-5 en la estimación de la velocidad de inundación, $u_{N,f}$, se usa el mayor valor obtenido del factor de inundación, f_f , en las siguientes ecuaciones:

$$f_f = \frac{u_N}{u_{N,f}} = \frac{Q_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} + \frac{Q_L l_f}{13000}}{A_a C_{SBv} f_S} \quad (2-26)$$

$$\frac{u_N}{u_{N,f}} = \frac{Q_G}{0.78 A_T C_{SBv} f_S} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (2-27)$$

donde:

A_a = área activa, pie²

A_T = área total de la sección transversal de columna, pie²

C_{SBv} = factor de capacidad obtenido de la figura 2-5, pie/s

f_S = factor del sistema (sección 2.2.2.6)

l_f = longitud mínima de flujo del líquido sobre el plato, plg

Q_G = flujo volumétrico del gas, pie³/s

Q_L = flujo volumétrico del líquido, gpm

u_N = velocidad superficial del gas basada en el área neta, A_N , pie/s

$u_{N,f}$ = velocidad superficial del gas en el punto de inundación, pie/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, lb/pie³

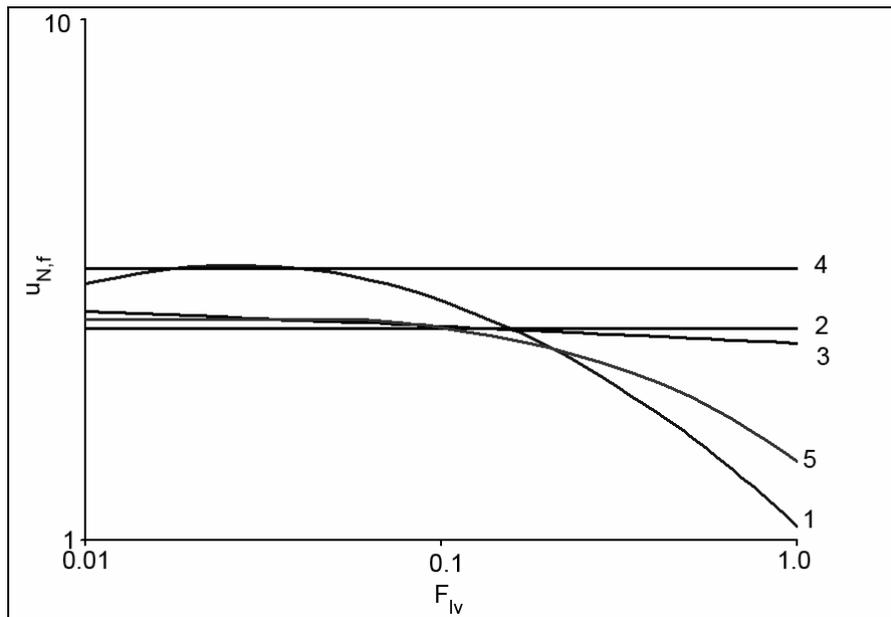


Figura 2-6. Comparación de las correlaciones publicadas para la estimación de la velocidad en la inundación, $u_{N,f}$ (sistema aire/agua) 1. Fair [22] 2. Kister [43] 3. Zuiderweg [77] 4. Stichlmair [67] 5. Glitsch [29]

Para la elaboración de la figura 2-6 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

Como se puede apreciar en la figura 2-6 el método de Kister y el de Zuiderweg producen los resultados más comparables para el sistema estudiado. El método de Stichlmair es el que proporciona una velocidad en la inundación mayor, pero éste no presenta dependencia en el espaciamiento entre platos. El método de Fair es comparable con los demás a valores del parámetro de flujo de aproximadamente 0.2 o menor, a valores del parámetro de flujo por arriba de éste valor, solo es comparable con el método de Glitsch. Para el cálculo del diámetro de la torre, el método de Kister requiere el conocimiento del flujo volumétrico por longitud de compuerta y esto implica que se necesita el valor del diámetro de la columna. El método de Zuiderweg requiere del valor de la altura del líquido claro y para estimar ésta a su vez se requiere del valor del área activa y de la longitud de la compuerta. Esto representa una desventaja para el cálculo del diámetro. Por su parte el método de Fair no requiere de una estimación inicial del diámetro de la columna pero tiene la desventaja de la falta de comparabilidad con los otros métodos a valores altos de parámetro de flujo (> 0.2). Por lo tanto, se recomienda el uso del método de Fair solo a valores del parámetro de flujo por debajo de 0.2. Para valores por arriba de ésta cifra se requiere de una estimación inicial del diámetro por algún otro método. El método recomendado es la figura del anexo B para estimación inicial del diámetro de la columna y posterior verificación por el método de Kister.

2.2.2.4 Inundación por acumulación en el bajante

La inundación por acumulación en el bajante ocurre cuando el nivel del líquido aerado en el bajante excede el espaciamiento entre platos. Para evitar este tipo de inundación se deben dimensionar los bajantes de modo que no ocurra acumulación excesiva

La acumulación se calcula con una ecuación de balance de presión:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + h_{hg} \quad (2-28)$$

La acumulación en el bajante, h_{dc} , es calculada en términos del equivalente de líquido claro. En realidad el líquido en el bajante puede estar aereado y la acumulación real es

$$h'_{dc} = \frac{h_{dc}}{\phi_{dc}} \quad (2-29)$$

donde ϕ_{dc} es una densidad relativa promedio de la espuma promedio en el bajante y h'_{dc} no debe exceder el espaciamiento entre platos para evitar la inundación.

La caída de presión para la fase gaseosa, h_t , se calcula con la ecuación (2-71); h_w es la altura de la compuerta; la altura del líquido sobre la compuerta, h_{ow} , se calcula con la ecuación (2-94); la pérdida de carga bajo el faldón del bajante, h_{da} , con la ecuación (2-134); y el gradiente hidráulico, h_{hg} , con la ecuación (2-131).

El valor de ϕ_{dc} depende de la tendencia a la separación del gas del líquido [24] (colapso de la espuma). Para casos en los que se favorece el rápido ascenso de las burbujas (en los que se tiene baja densidad del gas, baja viscosidad del líquido y baja tendencia a la formación de espuma) el colapso de la espuma es rápido y el líquido claro llena la parte inferior del bajante. Para estos casos es común emplear un valor de $\phi_{dc} = 0.5$. Para casos en los que se tienen una menor velocidad de ascenso de las burbujas se debe usar valores de $\phi_{dc} = 0.2$ a 0.3 . En sistemas de destilación y absorción a alta presión en condiciones cercanas al punto crítico, se debe tener cuidado especial en el dimensionamiento del bajante y se pueden usar bajantes inclinados para proporcionar superficie adicional para la separación de fases. Aún así se puede esperar que una pequeña parte del gas recircule bajo el faldón del bajante.

Los valores de ϕ_{dc} mencionados anteriormente y otros que se han propuesto se muestran en la tabla 2-4

Una vez calculado el nivel del líquido en el bajante, h'_{dc} , para asegurar que el líquido no alcanza el plato superior se debe cumplir que

$$h'_{dc} \leq S \quad (2-30)$$

Tabla 2-4. Criterios para la densidad relativa de la espuma en el bajante [44]

Tendencia al espumado	Criterio de Bolles	Criterio de Glitsch	Criterio de Fair et al
	Ejemplos	Ejemplos	Ejemplos
	ϕ_{dc}	ϕ_{dc}	ϕ_{dc}
Baja	Hidrocarburos de bajo peso molecular y alcoholes	$\rho_G < 16.0184 \text{ kg/m}^3$	Casos donde se favorece el rápido ascenso de las burbujas (baja densidad del gas, baja viscosidad del líquido)
Moderada	Destilación de hidrocarburos de peso molecular medio	$16.0184 < \rho_G < 48.055 \text{ kg/m}^3$	
Alta	Absorbedores de aceite mineral	$\rho_G > 48.055 \text{ kg/m}^3$	
Muy alta	Aminas, glicoles		Casos donde se favorece ascenso lento de las burbujas (alta densidad del líquido, alta densidad del gas)

2.2.2.5 Inundación por bloqueo en el bajante

Un bajante debe ser lo suficientemente amplio para transportar todo el líquido sin bloquearse. Cuando se aumenta el flujo del líquido, también lo hace la velocidad de la masa aireada en el bajante. Si esta velocidad excede cierto límite, las pérdidas por fricción en el bajante y/o en la entrada al bajante son excesivas, el líquido regresará al plato y eventualmente inundará la columna. Esto se conoce como *bloqueo en el bajante*. El parámetro principal de diseño es el área en la parte superior del bajante, donde las pérdidas por fricción son mayores. Dentro del bajante, el vapor se separa y el flujo del líquido aireado que desciende disminuye. Con bajantes inclinados, el área de la parte inferior del bajante normalmente se ajusta a aproximadamente de 1.7 a 2 veces menor que el área en la parte superior del bajante. En la tabla 1-4 se muestran los valores de velocidad en el bajante recomendados para evitar la inundación por bloqueo en el bajante.

2.2.2.6 Factor del sistema

En ciertos sistemas, las ecuaciones tradicionales de inundación (Ecs. (2-5) y (2-14)) predicen de forma consistente puntos de inundación mayores que los que se experimentan realmente. Para compensar esta discrepancia, se utiliza un *factor del sistema*, f_s . Para obtener el flujo real del sistema en condiciones de inundación, el flujo del vapor predicho en el punto de inundación (inundación por arrastre) o el flujo del líquido (bloqueo del bajante) obtenido de las ecuaciones tradicionales es multiplicado por el factor del sistema.

Los factores del sistema están relacionados con la tendencia a la formación de espuma del sistema. Si la tendencia a la formación de espuma es mayor, el factor del sistema es menor. Algunas veces los factores del sistema son usados únicamente como factores de sobrediseño.

Tabla 2-5. Factores del sistema recomendados por Glitsch [29]

Sistema	Factor
Sin formación de espuma, sistemas regulares	1.0
Sistemas fluorados, ej. BF_3 , Freón	0.9
Formación moderada de espuma, ej. absorbedores de aceite, regeneradores de aminas y glicoles	0.85
Formación elevada de espuma, ej. absorbedores de aminas y glicoles	0.73
Formación severa de espuma, ej. unidades de MEK	0.6
Sistemas con espuma estable, ej. regeneradores cáusticos	0.3

Se deben tener las siguientes precauciones en la aplicación del factor del sistema.

1. Considerar a que mecanismo de inundación será aplicado el factor del sistema (inundación por arrastre, acumulación en el bajante, bloqueo del bajante o todos)
2. Evitar la aplicación duplicada del factor del sistema. Los valores de la tabla 2-5 o la 2-6 pueden aplicarse con las ecuaciones (2-5) y (2-14), puesto que estas no toman en cuenta la formación de espuma. No deben emplearse junto con los valores de las tablas 1-5 o 1-4 dado que estas toman en cuenta la formación de espuma.

- Elegir el valor apropiado del factor del sistema. Los factores del sistema varían de fuente a fuente, y pueden depender de la correlación usada y de la aplicación.

Tabla 2-6. Factores del sistema recomendados por Koch [46]

Sistema	Factor
Absorbedores (sobre 0°F)	0.85
Absorbedores (bajo 0°F)	0.80
Contactores de aminas	0.80
Torres al vacío	0.85
Regeneradores de aminas	0.85
Agotadores de H ₂ S	0.85
Fraccionadores de furfural	0.85
Sección superior de demetanadores/deetanadores	0.85
Contactores de glicol	0.50
Contactores de glicol en gas de síntesis de glicol	0.65
Absorbedor de CO ₂	0.80
Regenerador de CO ₂	0.85
Lavador cáustico	0.65
Regenerador cáustico	0.60
Absorbedor de síntesis de alcohol	0.35
Contactador de carbonato	0.85
Regenerador de carbonato	0.90
Recuperador de aceite	0.70

2.2.3 Arrastre

El arrastre es el líquido transportado por el gas al plato superior. Esto disminuye la eficiencia de los platos debido a que el líquido arrastrado tiene una concentración diferente a la del líquido en el plato superior. Esto es: se está regresando parte del líquido que ya cambió su concentración y que debe seguir un camino descendente. Otro efecto indeseable del arrastre es el transporte de impurezas no volátiles que contaminan el producto superior y la posibilidad de daño en el equipo rotatorio localizado en el camino del vapor que sale de la columna.

2.2.3.1 Factores que afectan al arrastre

Mecanismo. En el régimen espuma, la mayoría de los orificios se encuentran burbujeando; el arrastre es producido por el rompimiento de las capas de líquido que cubren las burbujas emergentes. Este mecanismo forma gotas pequeñas a bajas velocidades de proyección lo que provoca un bajo arrastre. En el régimen rocío, la mayoría de los orificios producen chorros de vapor; el arrastre es producido por la atomización del líquido por los chorros de vapor que pasan a través de los orificios. Este mecanismo produce gotas grandes a altas velocidades de proyección, lo cual resulta en mayor arrastre. Cuando el régimen rocío está desarrollado parcialmente, se presentan tanto la formación de burbujas como la formación de chorros de vapor simultáneamente en orificios adyacentes en el plato. El arrastre producido en los orificios que producen chorros de vapor compensa el que se produce en los orificios que producen burbujas, por tanto, el arrastre en un régimen rocío parcialmente desarrollado es similar al arrastre en el régimen rocío completamente desarrollado.

Efecto de la velocidad del vapor. El arrastre se incrementa con la velocidad del vapor en una potencia que puede estar entre 2 y 5, pero en algunos casos se ha reportado que una variación de 10 por ciento en la velocidad del vapor produce un cambio de hasta diez veces en el arrastre. Los cambios graduales típicamente se presentan en sistemas a baja presión, mientras que los cambios pronunciados se presentan en sistemas a alta presión.

Efecto del flujo del líquido. A bajos flujos del líquido, el arrastre disminuye conforme se aumenta el flujo del líquido, hasta alcanzar un punto mínimo y a altos flujos del líquido el arrastre aumenta. Este comportamiento se muestra en la figura 2-7. El punto en el cual la tendencia tiende a invertirse y el arrastre comienza a incrementarse con el flujo del líquido, se ha interpretado como el punto donde la dispersión cambia de régimen rocío a régimen espuma.

Efecto de otras variables. El arrastre disminuye con el incremento en el espaciamiento entre platos. Cuando la dispersión se encuentra en el régimen espuma el arrastre aumenta con el aumento en el diámetro de los orificios.

Cuando la dispersión se encuentra en forma de rocío el arrastre generalmente se incrementa cuando el área fraccional de orificios se reduce, si la dispersión se encuentra en el régimen espuma, el área fraccional de orificios tiene poco efecto en el arrastre. El arrastre presenta poca dependencia en la altura de la compuerta, las compuertas con baja altura tienden a causar más arrastre en las dispersiones en el régimen rocío y compuertas de mayor altura tienden a causar más arrastre en el régimen espuma. El arrastre disminuye con altas tensiones superficiales.

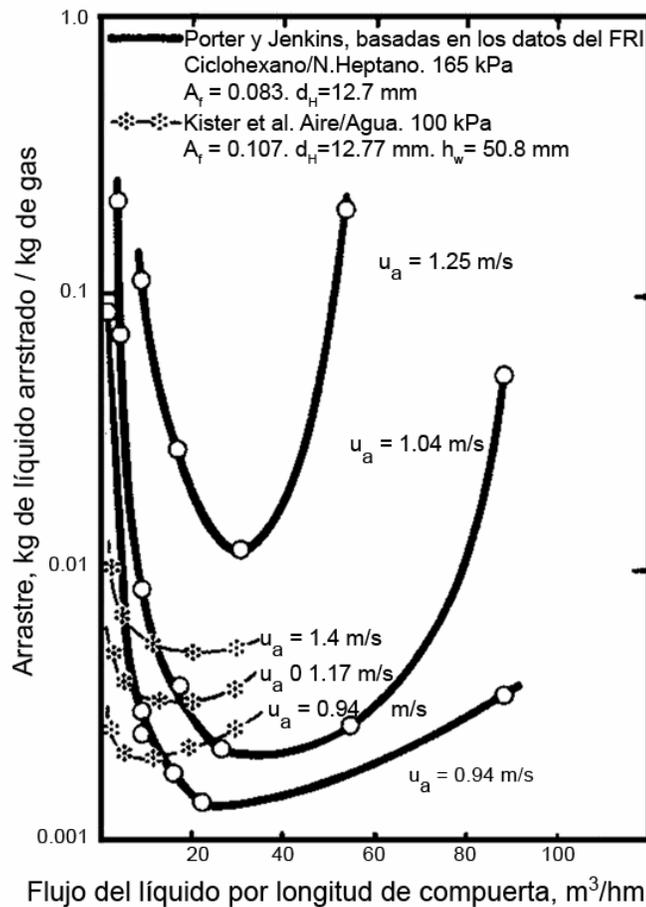


Figura 2-7. Arrastre en función del flujo del líquido, a diferentes velocidades de fase gaseosa, mostrando el punto de arrastre mínimo [40]

2.2.3.2 Predicción del arrastre

La correlación de Fair [22] predice el arrastre fraccional molar del líquido en la fase vapor en términos del parámetro de flujo y la relación de la velocidad del gas a la velocidad en la inundación del gas (factor de inundación). La correlación se muestra en la figura 2-8

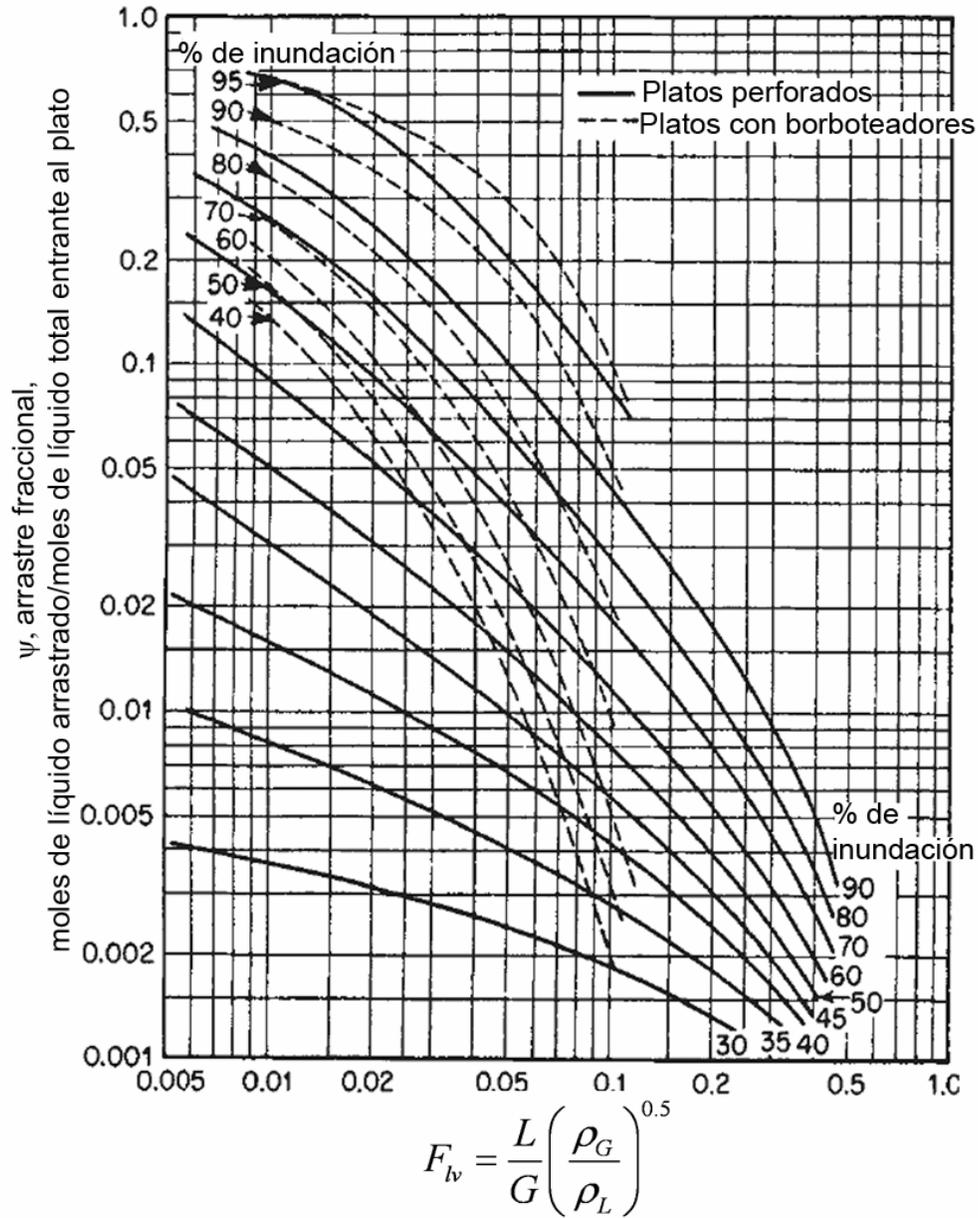


Figura 2-8. Arrastre fraccional [22]

El arrastre fraccional está definido por la fracción de moles del líquido arrastrado en el vapor por mol de líquido que entra al plato.

$$\psi = \frac{e}{L_o + e} \quad (2-31)$$

donde e es el flujo molar de líquido arrastrado y L_o es el flujo molar del líquido libre de arrastre, ambos expresados en kmol/s.

El porcentaje de inundación está definido por:

$$f_f \% = 100 \frac{u_N}{u_{N,f}} \quad (2-32)$$

donde u_N y $u_{N,f}$ son la velocidad del vapor basada en el área neta y la velocidad en la inundación.

Lygeros y Magoulas [53] proponen la siguiente ecuación para correlacionar la gráfica de Fair:

$$\psi = a + b \exp[pF_{lv}^g] \quad (2-33)$$

donde los valores de a , b , p y g dependen el porcentaje de inundación y se muestran en la tabla 2-7 y F_{lv} es el parámetro de flujo definido por la ecuación (2-4).

Tabla 2-7 Constantes para correlación de arrastre de Lygeros y Magoulas

Porcentaje de inundación	a	b	p	g
60	-0.868×10^{-3}	1537.05	-14.205	0.0828
70	-0.509×10^{-3}	81.82	-11.389	0.1317
80	0.224×10^{-2}	2.377	-9.394	0.314
90	0.517×10^{-2}	1.050	-10.837	0.511

El método de Kister y Haas [40] calcula el arrastre expresado como la relación del flujo de líquido arrastrado, L_e , entre flujo de vapor, G , en el régimen rocío.

$$E_s = \frac{L_e}{G} = 4.742^{(0.10/\sigma)^{0.82}} \chi^{(0.10/\sigma)^{0.5}} \quad (2-34)$$

donde:

G = flujo del gas, kg/s

L_e = flujo del líquido arrastrado, kg/s

σ = tensión superficial, N/m

χ = factor definido por:

$$\chi = 0.04307 \left(\frac{u_a h_{lw}}{\sqrt{d_H S}} \right)^4 \left(\frac{\rho_G}{Q_{Lw} \rho_L} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (2-35)$$

donde:

d_H = diámetro del orificio, m

h_{lw} = altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío corregida por el efecto de la longitud de la compuerta en el arrastre, m

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de la compuerta = Q_L/l_w , m³/s•m

S = espaciamento entre platos, m

u_a = velocidad del vapor basada en el área activa, A_a , m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

La altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío corregida por el efecto de la longitud de la compuerta en el arrastre, h_{lw} , se calcula con:

$$h_{lw} = \frac{h_{ct}}{1 + 2.62h_w} \quad (2-36)$$

donde la altura de la compuerta, h_w , se expresa en m y h_{ct} se determina con las ecuaciones (2-15) a (2-17)

Tabla 2-8. Condiciones de aplicación recomendadas para el uso de la ecuación (2-34)

Régimen de flujo	Solo rocío
Presión, kPa	20 a 1200
Velocidad del gas, m/s	0.4 a 5
Flujo volumétrico del líquido por longitud de compuerta, m ³ /s•m	0.833×10 ⁻³ a 11.1×10 ⁻³
Densidad del gas, kg/m ³	0.5 a 30
Densidad del líquido, kg/m ³	450 a 1500
Tensión superficial, N/m	0.0045 a 0.080
Viscosidad del líquido, Pa•s	0.00005 a 0.002
Espaciamento entre platos, m	0.40-0.90
Diámetro del orificio, m	0.003 a 0.015
Área fraccional de orificios	0.07 a 0.16
Altura de la compuerta, m	0.010 a 0.080

Para el régimen espuma, Kister y Haas [41] proponen la siguiente relación (para el sistema aire-agua)

El arrastre en el régimen espuma es el mayor de los valores de E_s (Ec. (2-34)), E_f o E_w

E_f se calcula con:

$$E_f = 3.51 \times 10^{-3} \left(\frac{u_a}{S - h_f} \right)^2 d_H^{0.5} (1 + \zeta) \quad (2-37)$$

donde

d_H = diámetro de los orificios, m

h_f = altura de la espuma, m

u_a = velocidad de vapor basada en el área activa, A_a , m/s

S = espaciamiento entre platos, m

ζ = factor definido por la ecuación (2-38)

La altura de la espuma, h_f , se calcula con la ecuación (2-91) aplicando el método de Colwell para el cálculo de h_l y ϕ (Ecs. (2-102) a (2-108)) el factor ζ con:

$$\zeta = \frac{0.00225}{A_f^3} \left(\frac{h_{ct}}{h_l} - 1 \right) \quad \text{Para } h_{ct} > h_l \quad (2-38)$$

$\zeta = 0$ para $h_{ct} \leq h_l$

donde:

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

h_{ct} = altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío, m

h_l = altura del líquido claro, m

La altura del líquido claro, h_l , se calcula con el método de Colwell (Ecs. (2-102) a (2-108)) y la altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío, h_{ct} , con las ecuaciones (2-15) a (2-17).

E_w se determina con:

$$E_w = \frac{0.3 d_H p^2}{h_l (S - h_f)^2} \quad (2-39)$$

donde la distancia de centro a centro de orificios, p , se relaciona con el área de orificios, A_H , el área activa restringida a la zona de orificios, A_{aH} , y el diámetro de los orificios, d_H , con la ecuación (1-10)

$$\frac{A_H}{A_{aH}} = 0.905(d_H / p)^2 \quad \text{para arreglo triangular equilátero.} \quad (1-10)$$

Tabla 2-9 Condiciones de aplicación recomendadas para el uso de la ecuación (2-39)

Sistema	Solo aire-agua, presión atmosférica
Velocidad del gas, m/s	0.3 a 3.5 m/s
Flujo del líquido por longitud de compuerta, m ³ /s·m	0.556×10 ⁻³ a 36.1×10 ⁻³
Espaciamiento entre platos, m	0.30 a 1.0
Diámetro del orificio, m	0.0015 a 0.025
Área fraccional de orificios, m	0.04 a 0.2
Altura de la compuerta, m	0 a 0.080

Para el régimen rocío, Zuiderweg [77] desarrolló la siguiente expresión para calcular la relación de moles de líquido arrastrado líquido arrastrado, e , entre el líquido que entra al plato, $L_o + e$

$$\psi = \frac{e}{L_o + e} = 1 \times 10^{-8} \left(\frac{h_F}{S} \right)^3 \left(\frac{u_H}{U_F} \right)^2 \quad \text{para } 0.3 < h_F/S < 0.9 \quad (2-40)$$

donde:

e = flujo molar del líquido arrastrado, kmol/s

h_F = altura de la espuma, m

L_o = flujo del líquido

S = espaciamiento entre platos, m

U_F = velocidad de la masa aerada, m/s

u_H = velocidad del gas a través de los orificios, m/s

La altura de la espuma, h_F , se calcula usando la ecuación (2-91) usando las ecuaciones (2-114) y (2-115) para el calculo de h_i y ϕ respectivamente.

La velocidad de la dispersión o masa aerada sobre el plato, U_F , se calcula con:

$$U_F = \frac{Q_L \phi}{h_F D_f} = \frac{Q_L}{h_l D_f} \quad (2-41)$$

donde

D_f = promedio aritmético entre el diámetro de la torre, D , y la longitud de la compuerta, l_w $D_f = (D+l_w)/2$ m (2-42)

h_F = altura de la espuma, m

h_l = altura del líquido claro, m

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m³/s

ϕ = densidad relativa de la espuma, adimensional

La altura del líquido claro, h_l , se estima con la ecuación (2-114).

Bennett et al. [6, 7, 8] usaron un modelo de dos zonas (Fig. 2-9). Este modelo tiene una región continua de fase líquida localizada cerca del piso del plato y una región continua de gas sobre la región de continua de líquido. Un balance de materia produce la siguiente expresión:

$$h_l = \phi h_F = \phi_{2\phi} h_{2\phi} = \phi_{LC} h_{LC} + \phi_{GC} h_{GC} \quad (2-43)$$

donde:

$h_{2\phi}$ = altura total de la espuma en las dos fases, m

h_F = altura de la espuma, m

h_{GC} = altura de la región continua de fase gaseosa, m

h_l = altura de líquido claro, m

h_{LC} = altura de la región continua de fase líquida, m

ϕ = densidad relativa de la espuma, adimensional

$\phi_{2\phi}$ = densidad relativa promedio de la espuma en las dos fases, adimensional

ϕ_{GC} = densidad relativa de la fase continua de fase gaseosa, adimensional

ϕ_{LC} = densidad relativa de la fase continua de fase líquida, adimensional

En base a este modelo, Bennett et al. desarrollaron la siguiente expresión para la estimación del arrastre, E , definido como kg de líquido arrastrado/kg de vapor:

$$E = 0.00335 \left(\frac{S}{h_{2\phi}} \right)^{-1.1} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} \phi_{2\phi}^\beta \quad (2-44)$$

donde

$h_{2\phi}$ = altura total de la espuma en las dos fases, m

S = espaciamiento entre platos, m

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

$\phi_{2\phi}$ = densidad relativa promedio de la espuma en las dos fases, adimensional

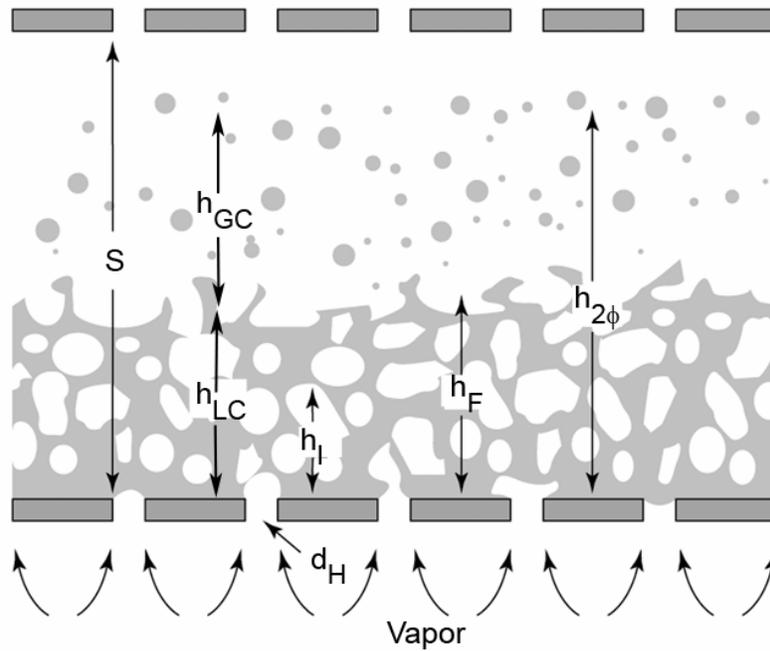


Figura 2-9 Estructura de la espuma en el modelo de Bennett et al. [6, 7, 8]

La densidad promedio de la espuma en las dos fases, $\phi_{2\phi}$, está definida por:

$$\phi_{2\phi} = \frac{h_l}{h_{2\phi}} \quad (2-45)$$

La altura del líquido claro, h_l , se calcula con la ecuación (2-109), el factor β está definido por:

$$\beta = 0.5 \left[1 + \tanh \left[1.3 \ln \left(\frac{h_l}{d_H} \right) - 0.15 \right] \right] \quad (2-46)$$

y la altura de la espuma de las dos fases, $h_{2\phi}$, se estima con:

$$h_{2\phi} = h_F + 7.790 \left[1 + 6.9 \left(\frac{h_l}{d_H} \right)^{-1.85} \right] \frac{K_s^2}{\phi g A_f} \quad (2-47)$$

En estas ecuaciones

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

d_H = diámetro de los orificios, m

g = aceleración debida a la gravedad = 9.807 m/s^2

h_l = altura del líquido claro, m

K_s = velocidad del vapor sobre el área activa corregida por la densidad, m/s

h_F = altura de la espuma, m

La altura del líquido claro, h_l , se calcula con la ecuación (2-109), la altura de la espuma, h_F , con la ecuación (2-91), utilizando las ecuaciones (2-109) y (2-111) para la estimación de h_l y ϕ respectivamente; la velocidad del vapor sobre el área activa corregida por la densidad, K_s , se obtiene con la ecuación (2-112).

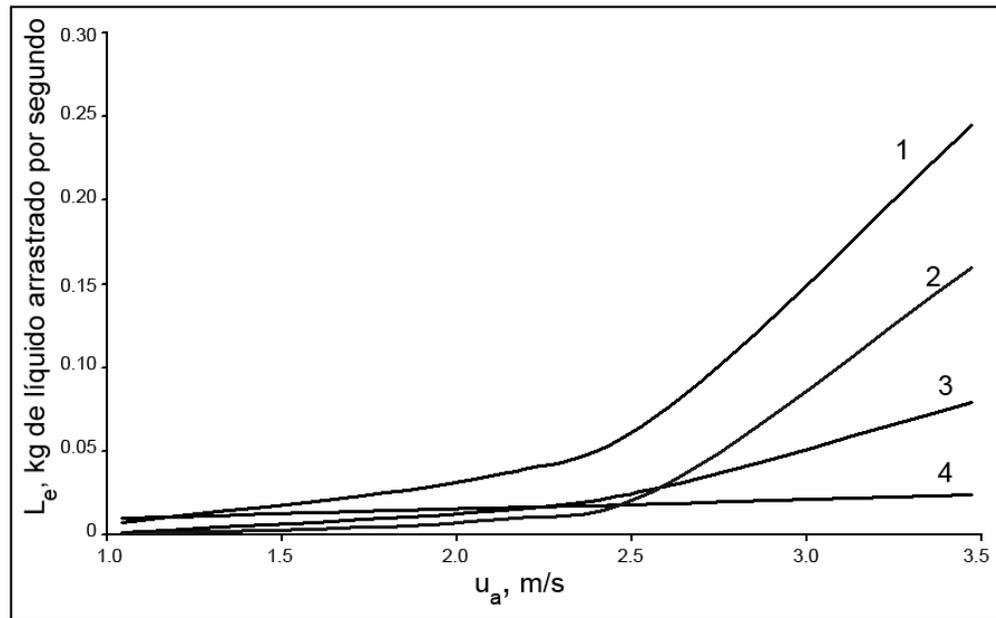


Figura 2-10. Comparación de las correlaciones publicadas para la estimación del arrastre, L_e .
1. Fair [22] 2. Kister [40] 3. Zuiderweg [77] 4. Bennett et. al. [6, 7, 8]

Para la elaboración de la figura 2-10 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

La figura 2-10 muestra un punto de máxima comparabilidad entre los métodos de Kister, Zuiderweg y Bennett et. al. aproximadamente a una velocidad del gas basada en el área activa de 2.5 m/s. A valores mayores a esa velocidad, se pierde toda comparabilidad entre los métodos. El método de Fair predice valores mayores de arrastre comparados con los otros métodos.

2.2.4 Goteo y chorreo

2.2.4.1 Goteo

Así como la inundación por arrastre representa un límite superior en la operación del plato, un flujo excesivo de líquido (o goteo excesivo) a través de las perforaciones representa el límite inferior.

A cualquier velocidad de vapor a través de las perforaciones puede ocurrir cierta cantidad de goteo, pero si se disminuye la velocidad, la cantidad de líquido que gotea aumenta y se hace pronunciado en el “punto de goteo”.

El goteo produce una disminución en la eficiencia del plato debido a que el líquido que desciende a través de las perforaciones aun no ha transferido la masa necesaria en dicho plato, su contacto con la fase gaseosa ha sido corto en tiempo y en extensión. La influencia del goteo en la eficiencia de plato depende de la fracción del líquido total que gotea.

En el piso del plato, la carga estática del líquido tiende a forzar el paso del mismo a través de las perforaciones. La caída de presión del vapor contrarresta la fuerza hacia abajo y mantiene el líquido sobre el plato. El goteo se presenta cuando la carga del líquido en el plato excede la caída de presión que mantiene el líquido sobre el plato.

El punto de goteo está definido como la velocidad del vapor en la que el goteo se vuelve apreciable. En este punto, se pierde poca eficiencia. Cuando la velocidad del vapor se reduce debajo del punto de goteo, la fracción del líquido que cae a través de los orificios se incrementa, y la disminución en la eficiencia se vuelve más apreciable. Cuando esta fracción es lo suficientemente grande para producir una disminución significativa en la eficiencia del plato, se alcanza el límite inferior de operación.

En un estudio sobre el goteo Lockett y Banik [50] observaron distintos mecanismos de goteo en diferentes diámetros de orificios (Fig. 2-11) En orificios de 0.003 m encontraron que se presentó un “puenteo” excesivo del líquido debajo del plato. Esto es, una capa de líquido cubre la parte inferior del plato, y el líquido que gotea se separa en forma de chorro; el número de chorros es sustancialmente menor que el número de orificios en un área dada. En diámetros de 0.0064 m, el líquido que gotea se separa de los orificios como chorros independientemente de la cantidad de líquido que gotea. El mecanismo de goteo en orificios de 0.0127 m cambió dependiendo de la cantidad de líquido que gotea, cuando la cantidad de líquido que gotea es baja, una capa de líquido cubre la parte inferior del plato y el líquido gotea desde ésta. Cuando la cantidad de líquido que gotea es mayor, el goteo se presenta directamente en los orificios.

La tendencia al goteo se incrementa con:

- Áreas fraccionales de orificio grandes
- Altos flujos del líquido
- Compuertas altas.
- El efecto del diámetro de los orificios varia, probablemente debido a la variación en el mecanismo del goteo con el tamaño del orificio. En general se espera que la tendencia al goteo aumente con el aumento en el diámetro de los orificios.
- Disminución de la tensión superficial
- Incremento del espesor del plato

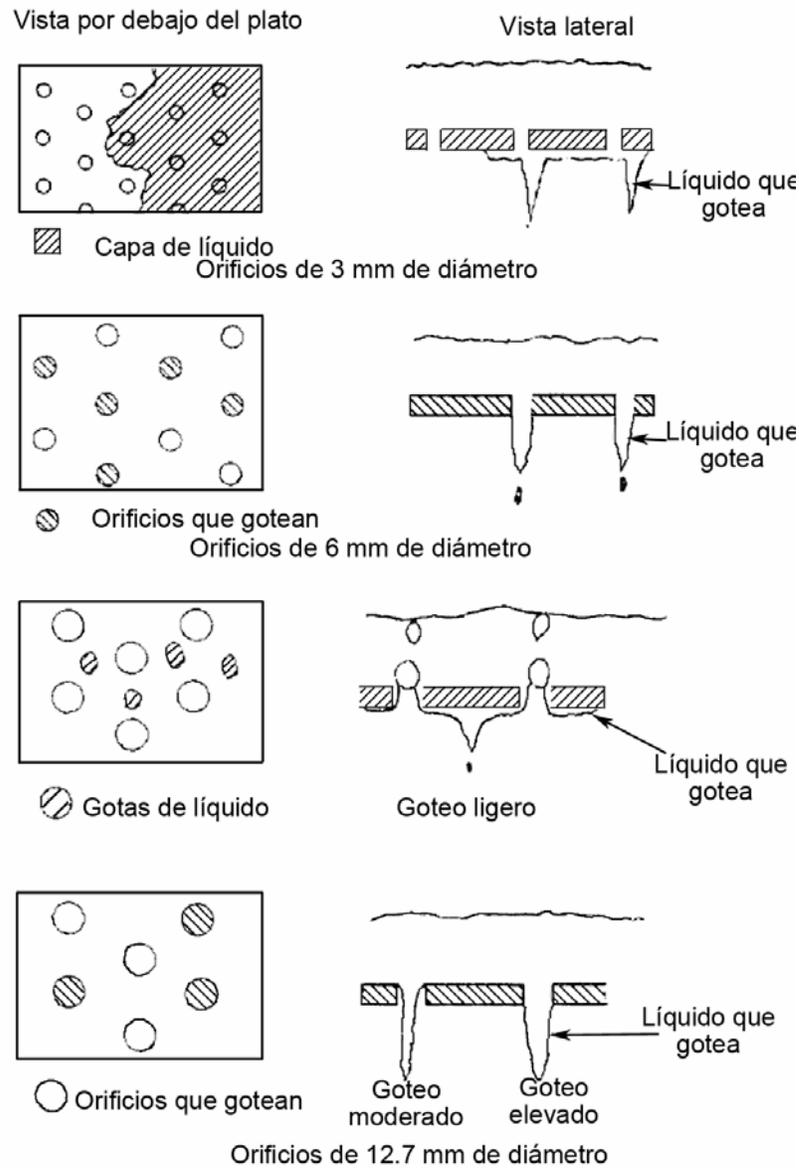


Figura 2-11. Mecanismos de goteo en un plato perforado

2.2.4.2 Predicción del goteo

De acuerdo al modelo de Fair [23], en un estado estacionario el líquido no pasará a través de las perforaciones si los efectos de la tensión superficial y la caída de presión a través de las perforaciones están presentes para prevenirlo. Se postula que:

$$h_d + h_\sigma \geq h_w + h_{ow} \quad (2-48)$$

donde la pérdida de carga en seco debida al paso del vapor a través de las perforaciones, h_d , se calcula con las ecuación (2-72), (2-75) o (2-79). La pérdida de carga debida a la formación de burbujas, h_σ , se calcula por

$$h_\sigma = 0.414 \frac{\sigma}{\rho_L d_H} \quad (2-49)$$

h_w es la altura de la compuerta y la altura del líquido sobre la compuerta (cresta líquida), h_{ow} , se calcula con la ecuación (2-94).

El método consiste en calcular cada una de las cantidades anteriores y verificar que la condición resultante quede por encima de la línea correspondiente en la figura 2-12 en función del área fraccional de orificios, A_f .

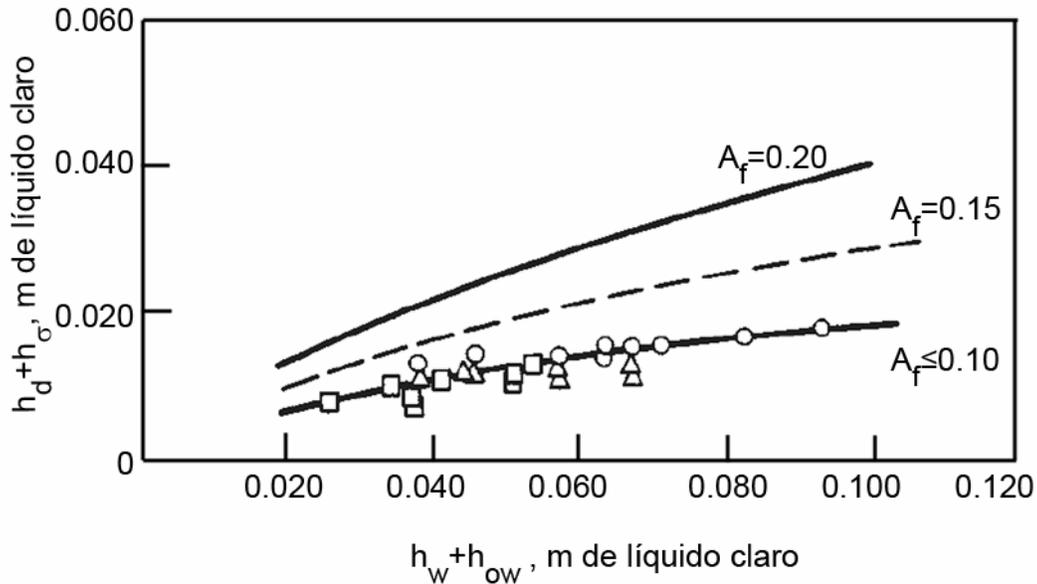


Figura 2-12. Goteo en platos perforados

Los métodos de Lockett y Banik [50] y el de Hsieh y McNulty [31] se utilizan para determinar la cantidad de líquido, W , que pasa a través de las perforaciones expresado en m^3/s

La ecuación propuesta por Lockett y Banik es [50]:

$$\frac{W}{A_H} = \frac{0.020}{Fr_H} - 0.030 \quad (2-50)$$

donde el área de orificios, A_H , está expresada en m^2 y el número de Froude se calcula con la ecuación:

$$Fr_H = u_H \left(\frac{\rho_G}{gh_l \rho_L} \right)^{0.5} \quad (2-51)$$

en esta ecuación

g = aceleración debida a la gravedad, 9.807 m/s^2

h_l = altura del líquido claro, m

u_H = velocidad del vapor a través de los orificios, m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

Lockett y Banik recomiendan que la altura del líquido claro, h_l , sea calculada con el método de Colwell [18] (Ecs. (2-102) a (2-108)).

Hsieh y McNulty [31] propusieron su correlación basándose en el las teorías de la limitación fundamental de flujo en contracorriente de dos fases (CCFL) bajo las especificaciones mostradas en la tabla 2-10.

Tabla 2-10. Especificaciones de los platos usados para el desarrollo de la correlación de Hsieh y McNulty (Ecs. (2-52) a (2-55))

Platos perforados	Plato I	Plato II
Diámetro de los orificios, m	0.0127	0.0127
Distancia entre centros de orificios (en arreglo cuadrado), m	31.75	36.5125
Número de orificios	392	294
Área activa, m^2	0.5305	0.5305
Área fraccional de orificios	0.094	0.07
Alturas de compuerta, m	0.0254, 0.0508, 0.1016	0.0254, 0.0508, 0.1016
Platos con válvulas	Tipo T	Tipo A
Espesor de la válvula	calibre 14 y calibre 16	calibre 14 y calibre 16
Número de válvulas	91	91
Área activa, m^2	0.5305	0.5305
Alturas de compuerta, m	0.0508	0.0254, 0.0508
Especificaciones generales		
Sistema	aire-agua	
Diámetro de la torre, m	0.9144	
Espaciamento entre platos, m	0.6096	
longitud de la compuerta, m	0.609	
Tipo de compuerta	Recta	
Área del bajante, m^2	0.0557	

La correlación básica usa velocidades adimensionales para el gas y el líquido, J^*_G y J^*_L respectivamente:

$$J^*_G = u_H \left[\frac{\rho_G}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \quad (2-52)$$

$$J^*_L = \frac{W}{A_H} \left[\frac{\rho_L}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \quad (2-53)$$

$$\sqrt{J^*_G} + m\sqrt{J^*_L} = C \quad (2-54)$$

$$Z = \frac{h_l^{1.5}}{d_H^{0.5}} \quad (2-55)$$

En estas ecuaciones

A_H = área de orificios, m^2

C = constante empírica del modelo, adimensional

d_H = diámetro de los orificios, m

g = aceleración debida a la gravedad, 9.807 m/s^2

h_l = altura del líquido claro, m

m = constante empírica del modelo, adimensional

u_H = velocidad del vapor a través de los orificios, m/s

W = flujo volumétrico del líquido que pasa a través de los orificios, m^3/s

Z = longitud característica del modelo, m

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

La ecuación (2-52) solo es válida si $J^*_G < C^2$

La secuencia de cálculo es:

1. Calcular la altura del líquido claro, h_l , con el método de Colwell [18] (Ecs. (2-102) a (2-108))
2. Calcular la longitud característica, Z , en el modelo CCFL. (Ec. (2-55))
3. Calcular J^*_G con la ecuación (2-52)

4. Calcular J^*_L con la ecuación (2-54) usando valores de $m = 2.01$ y $C = 0.74$; cuando el área fraccional de orificio, A_f , sea de 0.09 o mayor; para valores de área fraccional de orificio menores usar $m = 3.61$
5. Determinar la cantidad de líquido que gotea, W usando la ecuación (2-53)

Para determinar el punto de goteo se tiene la relación

$$J^*_G = C^2 \quad (2-56)$$

Entonces la velocidad del vapor en el punto de goteo, $u_{H,w}$, se determina por

$$u_{H,w} \left[\frac{\rho_G}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} = 0.5476 \quad (2-57)$$

Para platos con válvulas, los valores recomendados de m y C del paso cuatro son:

Válvulas tipo T (Fig. 1-8) $m = 2.87$, $C = 0.74$

Válvulas tipo A (Fig. 1-8) $m = 2.01$, $C = 0.74$

La velocidad del gas a través de los orificios, u_{HS} , se calcula en base al área de apertura de las válvulas, A_{HS} , la cual se determina con la ecuación (1-8)

$$A_{HS} = \pi N_v d_{v1} h_v f_v \quad (1-8)$$

El diámetro equivalente de orificios, d_{He} , que debe usarse en la ecuación (2-55) se calcula con las siguientes ecuaciones (Fig. 1-19):

$$d_{He} = 2 \left(\frac{1}{2.581(F_2 + F_3)f_v} \right)^{1/2} \quad (2-58)$$

$$F_0 = \frac{1}{h_v} - \frac{2}{d_{v12} + 2h_v - d_{v1}} + \frac{4(d_{v12} + 2h_v)}{3(2h_v + \sqrt{0.5806 - d_{v1}^2} - \sqrt{0.5806 - d_{v12}^2})^2} \quad (2-59)$$

$$F_1 = \ln \left(\frac{d_{v12}(d_{v12} + 2h_v - d_{v1})}{2d_{v1}h_v} \right) + \frac{F_0}{2}(d_{v12} + 2h_v) \quad (2-60)$$

$$F_2 = \left(1 - 2 \ln \frac{d_{v2}}{d_{v12}} - \left(\frac{2h_v}{d_{v12} + 2h_v} \right)^2 F_1 \right) / 8h_v^2 \quad (2-61)$$

$$F_3 = \frac{4}{d_{v1}^2} \frac{(d_{v2} - d_{v1} / \sqrt{2})}{\left[(d_{v2} - d_{v1} / \sqrt{2})^2 + h_v^2 \right]^{1/2}} \quad (2-62)$$

En estas ecuaciones

d_{v1} = diámetro del orificio sobre el cual se encuentra la válvula, m

d_{v2} = diámetro de la válvula, m

d_{v12} = promedio del diámetro del orificio y el diámetro de la válvula = $(d_{v1} + d_{v2})/2$

f_v = apertura fraccional en la circunferencia de una válvula.

((perímetro total de la válvula – longitud bloqueada por los ganchos)/perímetro total de la válvula)

h_v = distancia entre la parte inferior de una válvula y el piso del plato, m

N_v = número de válvulas en un plato

π = constante = 3.14159...

La distancia entre la parte inferior de la válvula y el piso del plato, h_v , se estima de la siguiente manera:

$$\text{si } F_{vG} \geq F_{vG,m}, \quad h_v = h_{vm} \quad (2-63)$$

Siendo h_{vm} la distancia máxima entre la parte inferior de la válvula y la parte superior del piso del plato.

$$\text{si } F_{vG} < F_{vG,m}, \quad h_v = \left(\frac{F_{vG}}{F_{vG,m}} \right)^{0.7} \quad (2-64)$$

en estas relaciones el factor F_{vG} se calcula con

$$F_{vG} = \frac{Q_{Gv}}{N_v} \left(\frac{\rho_G}{1.2} \right)^{1/2} \quad (2-65)$$

Los valores de $F_{vG,m}$ para válvulas tipo T y Tipo A (Fig. 1-8), ambas equipadas con 50% de válvulas calibre 14 y 50% calibre 16, son $9.816 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{válvula}$ y $10.62 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{válvula}$ respectivamente.

Para platos perforados Zuiderweg [77] desarrolló la siguiente expresión para el cálculo de la velocidad del gas en el punto de goteo, $u_{a,w}$, basada en el área activa, A_a :

$$u_{a,w} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = A_f (gh_l)^{0.5} \left(1 - 0.15 \frac{F_{lv} A_a}{l_w h_l} \right) \quad (2-66)$$

donde

A_a = área activa, m^2

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

F_{lv} = parámetro de flujo definido por la ecuación (2-4)

g = aceleración debida a la gravedad = 9.807 m/s^2

h_l = altura del líquido claro, m

l_w = longitud de la compuerta, m

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

Se recomienda el uso de la ecuación (2-114) para el cálculo de h_l

Treybal [71] menciona la siguiente correlación para el cálculo de la velocidad del gas en el punto de goteo, $u_{H,w}$, basada en el área de orificios, A_H

$$\frac{u_{H,w} \mu_G}{\sigma g_c} = 0.0229 \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma g_c \rho_G d_H} \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.379} \left(\frac{t}{d_H} \right)^{0.293} \left(\frac{2A_a d_H}{\sqrt{3} p^3} \right)^{2.8} (l_f / d_H)^{0.724} \quad (2-67)$$

donde

A_a = área activa, m^2

d_H = diámetro del orificio, m

g_c = constante adimensional = $1 \text{ kg} \cdot \text{m}/(\text{N} \cdot \text{s}^2)$

l_f = longitud mínima de la trayectoria de flujo del líquido sobre el plato, m

p = distancia entre centros de orificios adyacentes, m

t = espesor del plato, m

μ_G = viscosidad del gas, Pa·s

ρ_G y ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

σ = tensión superficial, N/m

Stichlmair [67] presenta la siguiente expresión para la estimación de la velocidad del gas en el punto de goteo.

$$u_{H,w} \sqrt{\rho_G} = \sqrt{0.37 d_H g \frac{(\rho_L - \rho_G)^{1.25}}{\rho_G^{0.25}}} \quad (2-68)$$

Tabla 2-11.

Comparación del valor obtenido para la velocidad de gas a través de las perforaciones en el punto de goteo por medio de las correlaciones publicadas (sistema aire/agua)

Correlación	Velocidad en el punto de goteo, $u_{H,w}$ (m/s)
Fair [23]	8.38
Lockett y Banik [50]	11.33
Hsieh y McNulty [31]	14.2
Zuiderweg [77]	7.24
Treybal [71]	7.38
Stichlmair [67]	8.77

Para la elaboración de la tabla 2-11 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

En la tabla 2-11 se muestra que los métodos de Fair, Zuiderweg, Treybal y Stichlmair producen resultados comparables en el sistema estudiado; mientras que los métodos de Lockett y Banik y Hsieh y McNulty producen resultados mayores, esto es previsible, ya que estos dos últimos métodos fueron desarrollados para predecir el flujo de líquido que pasa a través de las perforaciones y no tanto la velocidad del gas en el punto de goteo, la cual fue extrapolada para poder realizar la comparación a un valor de flujo del líquido igual a cero.

2.2.4.3 Chorreo

Cuando la velocidad del vapor desciende debajo del punto de goteo, la fracción de líquido que cae a través de los orificios aumenta hasta que se alcanza una condición en la que todo el líquido que entra al plato sale a través de los orificios y no existe líquido que llegue al bajante. Esta condición es conocida como el *punto de chorreo*

La tendencia al chorreo se incrementa cuando:

- Disminuye el flujo del líquido
- Se incrementa el área fraccional de orificios
- Se incrementa la altura de la compuerta.

2.2.4.4 Predicción del punto de chorreo

Brambilla et al. [12] desarrollaron las siguientes correlaciones para determinar la velocidad del gas a través de los orificios en el punto de chorreo

Para el sistema aire/agua

$$u_{H,d} = 2.541 \left(\frac{Q_L}{Q_G} \right)^{-0.33} d_H^{0.22} h_w^{0.11} \quad (2-69)$$

Para sistemas con propiedades físicas diferentes a la del agua la correlación es la siguiente

$$u_{H,d} = 0.1491 \left(\frac{Q_L}{Q_G} \right)^{-0.33} d_H^{0.22} h_w^{0.11} \mu_L^{0.05} \rho_L^{0.46} \left(\frac{\sigma}{0.070} \right)^{0.04} \quad (2-70)$$

en estas ecuaciones:

d_H = diámetro de los orificios, m

h_w = altura de la compuerta, m

Q_G = flujo volumétrico del gas, m³/s

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m³/s

μ_L = viscosidad del líquido, Pa•s

ρ_L = densidad del líquido, kg/m³

σ = tensión superficial, N/m

Tabla 2-12 Condiciones de aplicación recomendadas para el uso de la ecuación (2-70)

Área fraccional de orificios	0.074 a 0.227
Diámetro de los orificios, m	0.006 a 0.024
Relación del flujo volumétrico del líquido al flujo volumétrico del gas	0.002 a 0.06
Altura de la compuerta, m	0.020 a 0.070
Densidad del líquido, kg/m ³	1000 a 1400
Tensión superficial, N/m	0.035 a 0.070
Viscosidad del líquido, Pa•s	0.001 a 0.014

Prince y Chan [62] presentan una serie de curvas para predecir la velocidad del gas a través de los orificios en el punto de chorreo, $u_{H,d}$ (Fig. 2-13).

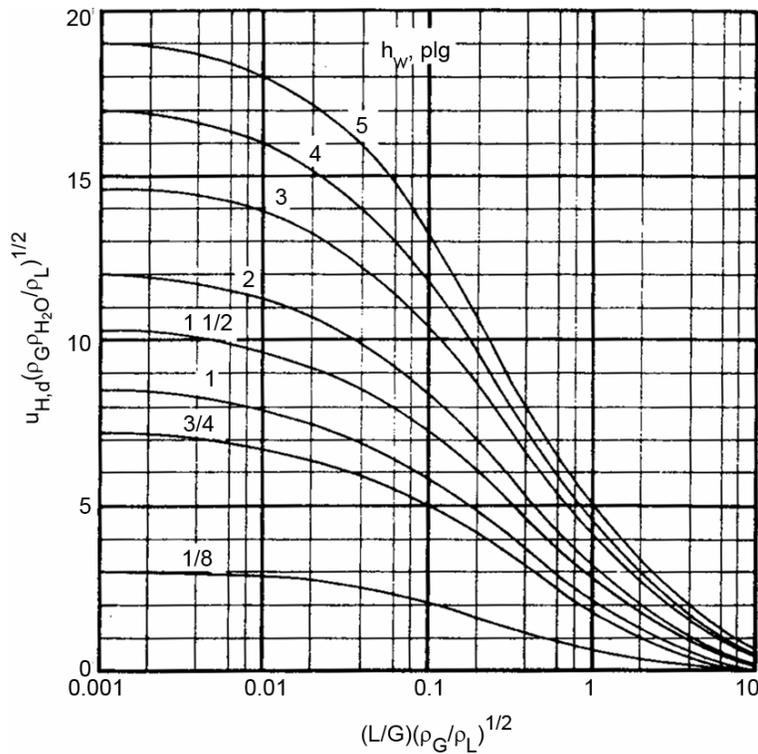


Figura 2-13. Correlación de Chan y Prince para el punto de chorreo [62]

Para usar la figura 2-13, la altura de la compuerta, h_w , debe estar expresada en pulgadas, las densidades del gas, del líquido y del agua se expresan en lb/pie³

y la velocidad del gas a través de los orificios en el punto de chorreo, $u_{H,d}$, obtenida se expresa en pie/s.

Alternativamente, el punto de chorreo puede obtenerse con alguna de las correlaciones que predicen el goteo (Ecs. (2-50) o (2-53)). El punto de chorreo ocurre cuando el flujo volumétrico del líquido que pasa a través de las perforaciones, W , es igual al flujo volumétrico total del líquido, Q_L .

Tabla 2-13. Comparación del valor obtenido para la velocidad de gas a través de las perforaciones en el punto de chorreo por medio de las correlaciones publicadas (sistema aire/agua)

Correlación	Velocidad del gas en el punto de chorreo, $u_{H,d}$ (m/s)
Lockett y Banik [50]	4.0
Hsieh y McNulty [31]	3.13
Brambilla et al. [12]	3.87
Chan y Prince [62]	9.8

Para la elaboración de la tabla 2-13 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

La tabla 2-13 muestra que el método de Lockett y Banik y el de Hsieh y McNulty usados para predecir la velocidad del gas a través de las perforaciones en el punto de chorreo, produjeron resultados similares al método de Brambilla et. al., desarrollado específicamente para predecir dicho punto. La correlación de Chan y Prince produjo un valor mucho mayor comparado con las otras correlaciones, dicho valor es incluso comparable al obtenido en la tabla 2-11 para la predicción del punto de goteo, por tanto no se recomienda el empleo de dicha correlación.

2.3 Pérdidas de presión

2.3.1 Pérdidas de presión en la fase gaseosa

La caída de presión total a través un plato para la fase gaseosa, h_t , es la suma de la caída de presión por el paso del vapor a través de los orificios, h_d ,

(conocida también como *caída de presión en “seco”*) y la caída de presión a través de la masa aereada, h_l , (llamada también *altura del líquido claro o retención del líquido*) y la caída de presión residual, h_R . El término h_R es generalmente omitido en los cálculos de caída de presión (expresadas en altura equivalente de líquido).

$$h_t = h_d + h_l + h_R \quad (2-71)$$

Barnicky y Davis [3] recomiendan los siguientes valores de caída de presión por plato

Para destilación al vacío	0.038 a 0.076 m de líquido
Para destilación atmosférica y a alta presión	0.2 a 0.25 m de líquido

2.3.1.1 Caída de presión a través de los orificios, h_d

Fair [23] propone la siguiente ecuación para calcular la caída de presión a través de las perforaciones, h_d :

$$h_d = K \frac{\rho_G}{\rho_L} u_H^2 \quad (2-72)$$

donde

u_H = velocidad del gas a través de los orificios, m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

El factor K se calcula con:

$$K = \frac{0.0508}{C_o^2} \quad (2-73)$$

El coeficiente de descarga, C_o , se puede leer en la figura 2-14 [47] o calcularse con [24]:

$$C_o = 0.74A_f + \exp\left[0.29\frac{t}{d_H} - 0.56\right] \quad (2-74)$$

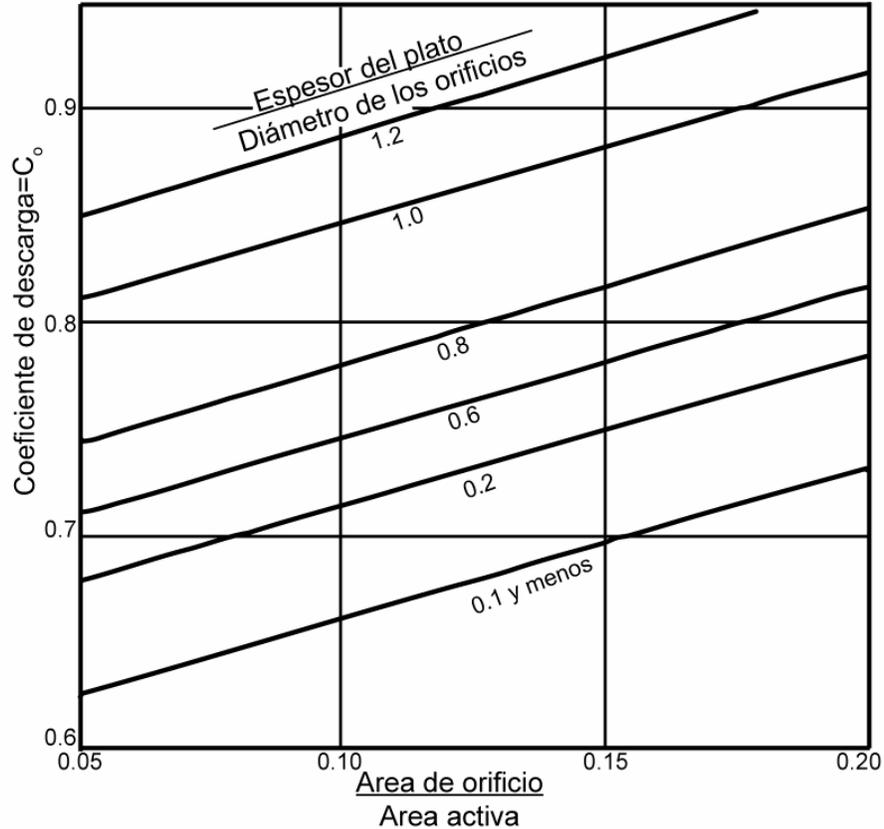


Figura 2-14. Coeficientes de descarga para el flujo de gas en la ecuación de Fair [23]

Hughmark y O'Connell presentan la siguiente ecuación [33]:

$$h_d = \frac{5.12 \times 10^{-5}}{C_o^2} u_H^2 \rho_G \frac{\rho_w}{\rho_L} \left[1 - \left(\frac{A_H}{A_{aH}} \right)^2 \right] \quad (2-75)$$

donde

A_H = área de los orificios, m^2

A_{aH} = área activa restringida a la zona de orificios = área activa – (área de la zona de distribución + área de la zona de coalescencia + área bloqueada por la soportería) (Fig. 1-20b), m^2

u_H = velocidad del gas a través de los orificios, m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

ρ_w = densidad el agua, kg/m^3

El coeficiente de descarga, C_o , se toma de la figura 2-15 o se calcula con la correlación propuesta por Economopoulos [19] o la de Kessler y Wankat [36]

La correlación de Kessler y Wankat es

$$C_o = 0.85032 - 0.04231 \frac{d_H}{t} + 0.0017954 \left(\frac{d_H}{t} \right)^2 \quad (2-76)$$

Solo para $d_H/t \geq 1.0$

La correlación de Economopoulos es:

$$C_o = 0.8806 - 0.0677 \frac{d_H}{t} + 0.00732 \left(\frac{d_H}{t} \right)^2 - 0.000338 \left(\frac{d_H}{t} \right)^3 \quad (2-77)$$

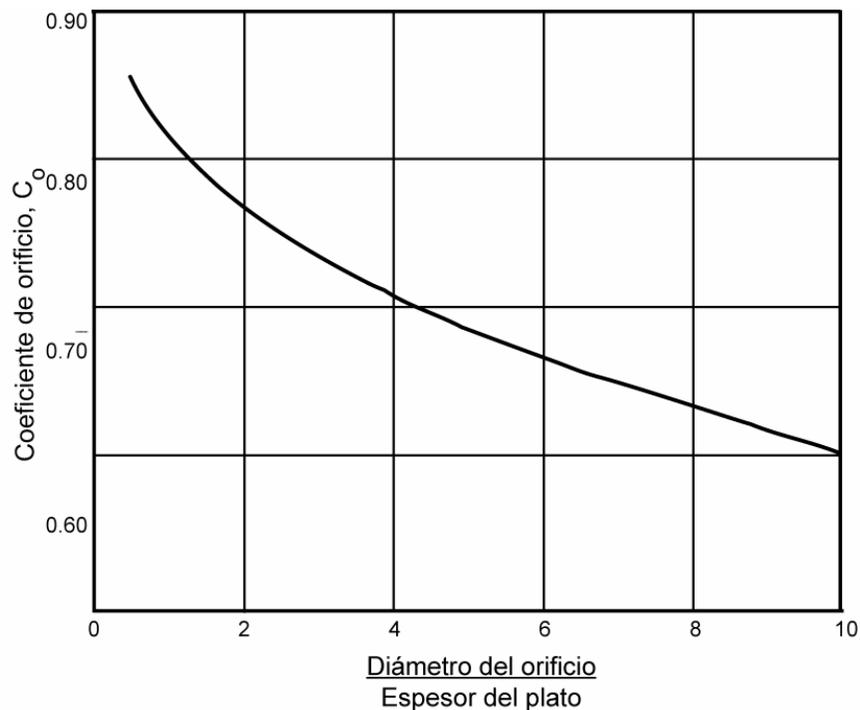


Figura 2-15. Coeficiente de descarga para la ecuación de Hughmark y O'Connell [33]

La ecuación propuesta por Hunt et al. [34] y modificada por McAllister et al. [55] calcula la caída de presión a través de los orificios, h_d , como resultado de una pérdida de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción dentro de las perforaciones y la pérdida a la salida de las perforaciones [71]:

$$\frac{2h_d g \rho_L}{u_H^2 \rho_G} = C_o \left[0.40 \left(1.25 - \frac{A_H}{A_N} \right) + 4 \frac{t f_H}{d_H} + \left(1 - \frac{A_H}{A_N} \right)^2 \right] \quad (2-78)$$

El factor de fricción de Fanning, f_H , se calcula con los métodos convencionales para flujo a través de tuberías [69] (diagramas de Moody).

El término de pérdida de fricción es insignificante comparado con los otros dos, por tanto la ecuación anterior puede simplificarse de la siguiente forma:

$$\frac{2h_d g \rho_L}{u_H^2 \rho_G} = C_o \left[0.40 \left(1.25 - \frac{A_H}{A_N} \right) + \left(1 - \frac{A_H}{A_N} \right)^2 \right] \quad (2-79)$$

En estas ecuaciones

A_H = Área de orificios, m²

A_N = Área neta, m²

C_o = coeficiente de orificio

d_H = diámetro de los orificios, m

f_H = factor de fricción de Fanning para el flujo del gasa través de los orificios

g = aceleración debida a la gravedad, 9.807 m/s²

t = espesor del plato, m

u_H = velocidad del gas a través de los orificios, m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

El coeficiente de orificio, C_o , se calcula con

$$C_o = 1.09 \left(\frac{d_H}{t} \right)^{0.25} \quad (2-80)$$

solo para el valores de d_H/t entre 0.5 a 5

Zuiderweg [77] propone la siguiente forma modificada de la ecuación (2-72):

$$h_d = \frac{1}{2} \frac{\rho_G}{g \rho_L} \left(\frac{u_H}{C_o} \right)^2 \quad (2-81)$$

donde el coeficiente de orificio, C_o , se calcula con la expresión:

$$C_o = 0.7 \left[1 - 0.14 \left(\frac{gh_i \rho_L}{u_H^2 \rho_G} \right)^{2/3} \right] \quad (2-82)$$

h_i se calcula con la ecuación (2-114)

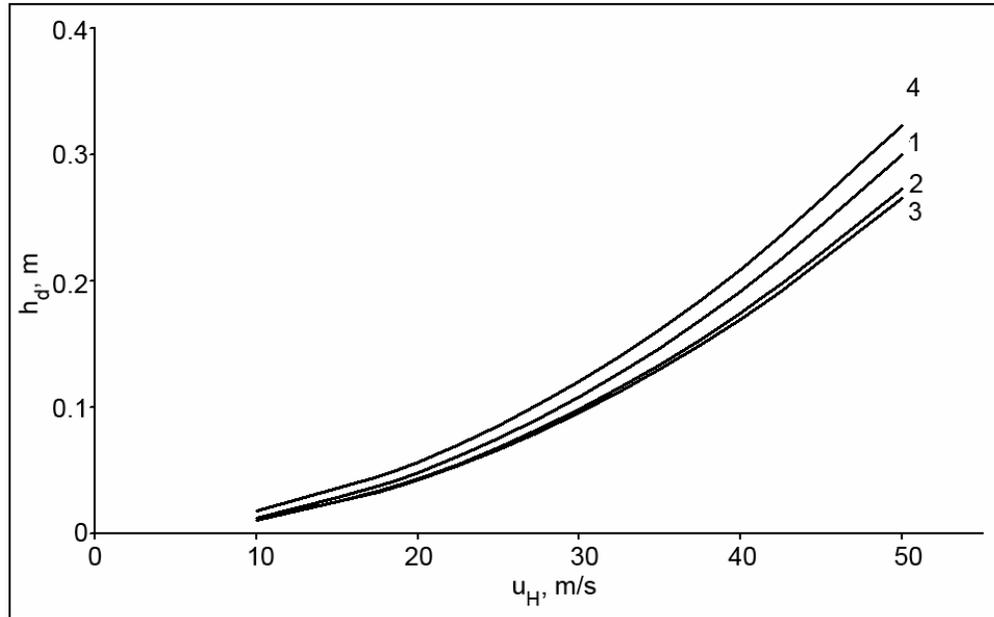


Figura 2-16. Comparación de las correlaciones publicadas para la estimación de la caída de presión a través de las perforaciones en función de la velocidad del gas, u_H (sistema aire/agua).

1. Fair [23]. 2. Hughmark y O'Connell [33]. 3. Hunt et al. [34]. 4. Zuiderweg [77]

Para la elaboración de la figura 2-16 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

Como se puede observar en la figura 2-16, los cuatro métodos mencionados proporcionan valores comparables de caída de presión en el sistema estudiado, proporcionando el valor más alto la correlación de Zuiderweg y el más bajo la de Hughmark y O'Connell. El método de Zuiderweg tiene la desventaja de requerir del valor de la altura del líquido claro. El método recomendado es el de

Fair dado que es el que produce un valor más conservador y no requiere del conocimiento de la altura del líquido claro.

Platos con válvulas

La figura 2-17 muestra la caída de presión a través de las válvulas para un plato con válvulas típico. A bajas velocidades del vapor, todas las válvulas están cerradas. El vapor asciende a través de los espacios que pueden existir entre las válvulas y el piso del plato, y las pérdidas por fricción a través de estos espacios constituyen la caída de presión. Una vez que se ha alcanzado el punto de balance de válvulas cerradas (punto A en la figura 2-17), existe la fuerza suficiente en el vapor ascendente para abrir algunas válvulas. Conforme la velocidad del vapor aumenta, más válvulas se abren. Dado que el área de flujo para el vapor aumenta, la caída de presión permanece constante hasta que todas las válvulas se abren. Esto ocurre en el punto de balance de válvulas abiertas (punto B en la figura 2-17). Si la velocidad del vapor sigue aumentando, la caída de presión aumenta de forma similar que en un plato perforado.

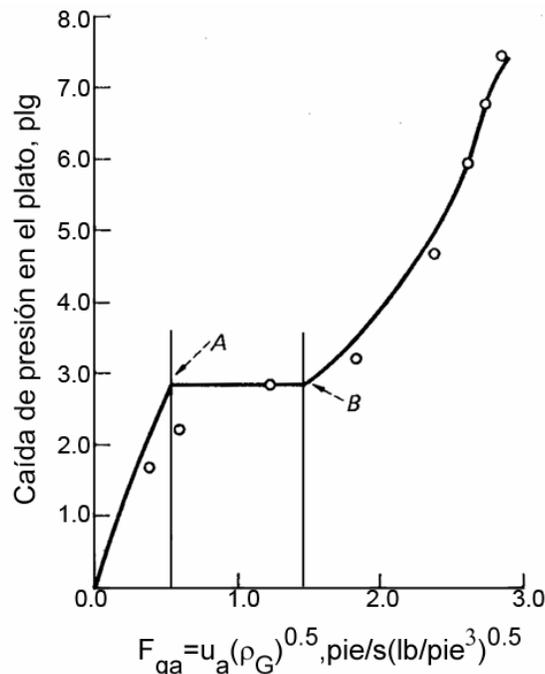


Figura 2-17. Perfil típico de caída de presión en platos con válvulas

Para la estimación de la caída de presión a través de las válvulas se puede usar la ecuación (2-72), El valor de K dependerá en que las válvulas se encuentren totalmente abiertas y también en la forma y peso de las válvulas.

El método de Klein [45] asume que:

Para válvulas completamente cerradas (debajo del punto de balance de válvulas cerradas)

$$K = K_c$$

Para válvulas completamente abiertas (sobre el punto de balance de válvulas abierta)

$$K = K_o$$

Entre el punto de balance de válvulas cerradas y abiertas, la caída de presión a través de las válvulas es constante (región entre los puntos A y B de la figura 2-17) y su valor es igual a la caída de presión ya sea en el punto de balance de válvulas cerradas o en el punto de balance de válvulas abiertas. En la ecuación (2-72) la velocidad a través de los orificios, u_H , puede ser usada como la velocidad en el punto de balance de válvulas cerradas, u_{Hvc} , o la velocidad en el punto de balance de válvulas abiertas, u_{Hvo} .

Para determinar si las válvulas están completamente abiertas, completamente cerradas o en un punto intermedio, y para saber cuál valor de K debe ser empleado, se deben evaluar las velocidades de orificio en cada punto de balance con las ecuaciones:

$$u_{Hvc} = \sqrt{t_v R_{vw} (C_{vw} / K_c) (\rho_{vm} / \rho_G)} \quad (2-83)$$

$$u_{Hvo} = \sqrt{t_v R_{vw} (C_{vw} / K_o) (\rho_{vm} / \rho_G)} \quad (2-84)$$

De las ecuaciones anteriores se tiene

$$\frac{u_{Hvc}}{u_{Hvo}} = \sqrt{\frac{K_o}{K_c}} \quad (2-85)$$

en estas ecuaciones

C_{vw} = Coeficiente de pérdida de remolino, adimensional

K_c = Coeficiente de pérdida para válvulas cerradas, s^2/m

K_o = Coeficiente de pérdida para válvulas abiertas, s^2/m

R_{vw} = relación del peso de una válvula con ganchos al peso de una válvula sin ganchos, adimensional

t_v = espesor de la válvula, m

ρ_G = densidad del gas, kg/m^3

ρ_{vm} = densidad del metal de la válvula, kg/m^3 (tabla 2-15)

Los valores de R_{vw} , K_c , K_o y C_{vw} se muestran en la tabla 2-14, y los de ρ_{vm} en la tabla 2-15

Para valores de K_o no listados en la tabla 2-14 se puede utilizar la relación

$$K_{o1} = K_o \sqrt{\frac{t}{t_1}} \quad (2-86)$$

donde K_{o1} es el coeficiente de pérdida para válvulas abiertas para un espesor del plato t_1 no contemplado en la tabla 2-14. K_o es el coeficiente de pérdida para válvulas abiertas para un espesor de plato, t , contemplado en la tabla 2-14.

Tabla 2-14. Coeficientes para los cálculos de caída de presión en platos con válvulas

Coeficiente	Aplicación	Orificio plano	Orificio contorneado
R_{vw}	Sin jaula 3 ganchos	1.23	1.29
	Sin jaula 4 ganchos	1.34	1.45
	Enjaulada (sin ganchos)	1.0	1.0
K_c		0.1682	0.8413
K_o	Espesor del plato Calibre, 10 $t=3.4036 \times 10^{-3}m$	0.2245	0.1225
	Espesor del plato Calibre 12, $t=2.6416 \times 10^{-3}m$	0.2545	
	Espesor del plato Calibre 14, $t=1.8796 \times 10^{-3}m$	0.3018	
C_{vw}			1.3

Una vez que se han determinado las velocidades en el punto de balance de válvulas cerradas y en el punto de balance de válvulas abiertas es necesario calcular la velocidad del real del vapor, u_{Hv} , la cual se determina en base al área del orificio de la válvula, la cual a su vez se calcula con el diámetro del orificio sobre el cual se encuentra la válvula, d_{v1} (Fig. 1-19).

Tabla 2-15 Densidad de los materiales empleados en la fabricación de válvulas

Material	Densidad del material, kg/m^3
Acero al carbón	7849
Acero inoxidable serie 400	7753
Acero inoxidable 304 o 316	8025
Monel 400	8826
Aluminio	2707
Titanio	4517
Níquel	8858
Hastelloy	8970
Cobre	8970
Plomo	11341

Una vez calculada la velocidad del vapor a través del orificio de la válvula, la caída de presión a través de las válvulas, h_{dv} , se calcula con la ecuación (2-72) modificada de la siguiente manera:

Si $u_{Hv} < u_{Hvc}$, todas las válvulas están cerradas y se usa la ecuación:

$$h_{dv} = K_c \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) u_{Hv}^2 \quad (2-87)$$

Si $u_{Hv} > u_{Hvo}$, todas las válvulas están abiertas y se usa la ecuación:

$$h_{dv} = K_o \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) u_{Hv}^2 \quad (2-88)$$

Si $u_{Hvc} < u_{Hv} < u_{Hvo}$, existen tanto válvulas abiertas como cerradas y se puede usar la ecuación (2-87) o la ecuación (2-88), pero en vez de utilizar el valor de u_{Hv} obtenido a partir del área de los orificios sobre los que se encuentran las válvulas

se debe utilizar el valor de u_{Hvc} obtenido por la ecuación (2-83) si se usa la expresión (2-87) o el de u_{Hvo} obtenido con la ecuación (2-84) si se usa la expresión (2-88).

2.3.1.2 Caída de presión a través de la masa aereada, h_l

Las pérdidas de presión sobre las perforaciones incluyen las que corresponden a la formación de burbujas, aquellas debidas al paso a través de la masa aereada, a los efectos estáticos en el espacio del vapor. Los efectos estáticos del vapor son ignorados frecuentemente excepto cuando la densidad del vapor es grande en relación con la densidad del líquido. Las pérdidas debidas a la formación de burbujas y las debidas al paso a través de la masa aereada están agrupadas y correlacionadas en un factor de aereación β [23], [44]:

$$h_l = \beta(h_w + h_{ow}) \quad (2-89)$$

donde la suma de la altura de la compuerta más la altura del líquido sobre la compuerta ($h_w + h_{ow}$) es el sello de operación del líquido en la compuerta de salida en términos de líquido claro

Si el gradiente hidráulico, h_{hg} , debe tomarse en consideración (Ec. (2-131)), la ecuación anterior toma la forma.

$$h_l = \beta(h_w + h_{ow} + h_{hg}) \quad (2-90)$$

La aplicación de esta ecuación implica de cierto procedimiento de prueba y error debido a la dependencia en h_l que implica el cálculo de h_{hg} .

h_w+h_{ow} es el sello líquido de operación en la compuerta de salida en términos de líquido claro.

Un acercamiento directo para la evaluación de β está basado en la medición directa de la densidad relativa de la espuma, ϕ . Esta densidad es obtenida de observaciones visuales de la altura de la espuma, h_F , combinada con la medición de h_l con manómetros en el plato (Fig. 2-1), teniéndose la relación:

$$h_F = \frac{h_l}{\phi} \quad (2-91)$$

El factor de aereación, β , y la densidad relativa de la espuma, ϕ , están relacionadas por:

$$\beta = \frac{\phi + 1}{2} \quad (2-92)$$

Fair y Bolles [24] desarrollaron un conjunto de curvas para obtener el factor de aereación, β , (Fig. 2-18), en función del parámetro de energía cinética en base a la velocidad del gas a través de los orificios, $F_{gH} = u_H \rho_G^{1/2}$ y del flujo de líquido por longitud de la compuerta Q_{Lw} . h_{ow} se calcula con la ecuación (2-94).

El factor de aereación β , también se puede obtener con [24]:

$$\beta = 0.0825 \ln Q_{Lw} - 0.269 \ln F_{gH} + 1.679 \quad (2-93)$$

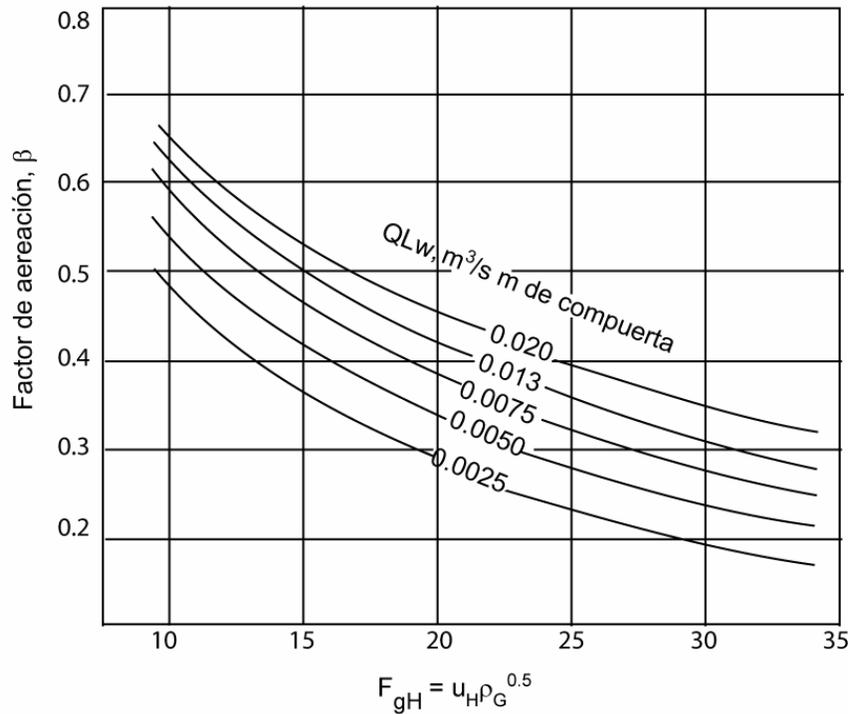


Figura 2-18. Factor de aereación, β para platos perforados

Para platos con válvulas el factor de aereación, β , se toma de la figura 2-19 en la cual F_{ga} está basado en la velocidad del gas a través del área activa y está expresado con $(\text{pie/s})(\text{lb/pie}^3)^{0.5}$

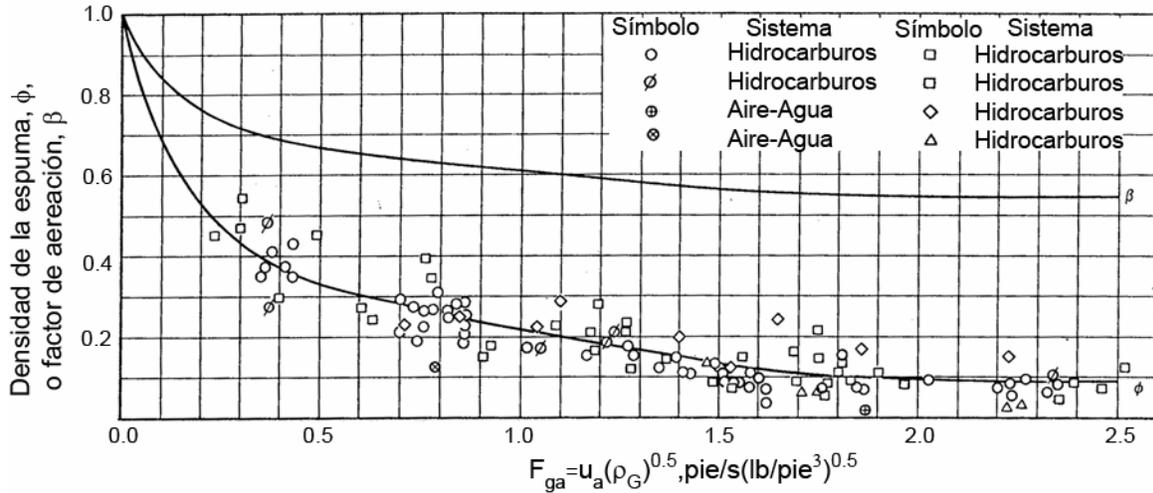


Figura 2-19. Factor de aeración en platos con válvulas [45]

La altura del líquido sobre la compuerta, h_{ow} se calcula con la ecuación de Francis corregida para la compuerta [10]. Para compuertas segmentales [11]

$$h_{ow} = 0.665 f_w Q_{Lw}^{2/3} \quad (2-94)$$

donde f_w es un factor de corrección debido a la distorsión del patrón de flujo cuando el líquido se acerca a la compuerta y se calcula con la ecuación (2-95) [10] o se toma de la figura 2-20 [11]

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = 0.5965 \left[\frac{\sqrt{1 - (l_w/D)^2} / f_w^3 - \sqrt{1 - (l_w/D)^2}}{\left(\frac{l_w}{D}\right) f_w} \right]^{3/2} \quad (2-95)$$

En estas ecuaciones:

D = diámetro de la torre, m

l_w = longitud de compuerta, m

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m^3/s

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de compuerta = Q_L/l_w , $m^3/s \cdot m$

La aplicación de la ecuación (2-95) requiere del uso de métodos iterativos para la determinación del factor de corrección, f_w . El uso de la figura 2-20 requiere

que el flujo volumétrico del líquido, Q_L , se exprese en gpm y la longitud de compuerta, l_w , en pies.

Para compuertas con dientes rectangulares que no están completamente cubiertos por líquido (Fig. 1-22a), Q_{Lw} en la ecuación (2-94) está basado en la longitud total de la compuerta menos la longitud ocupada por los dientes no cubiertos completamente. f_w está basado en la longitud total de la compuerta.

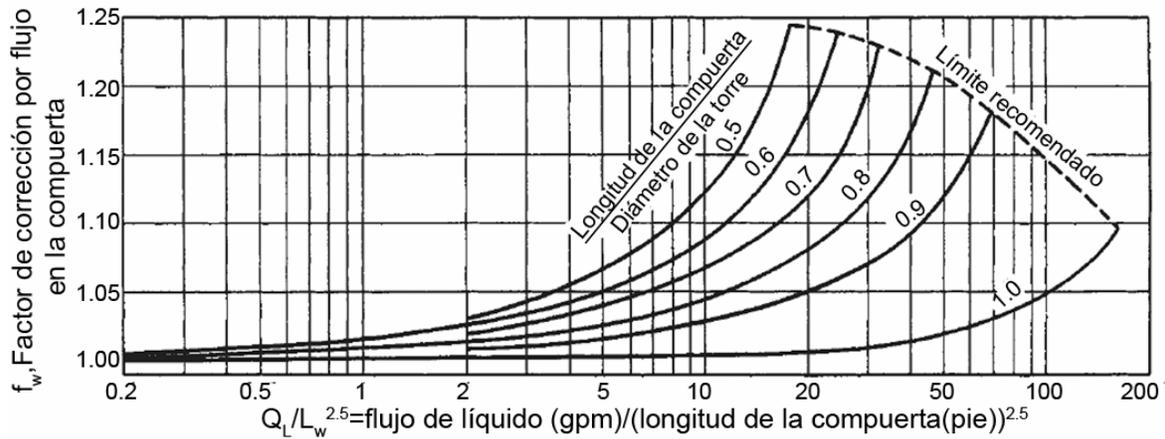


Figura 2-20. Factor de corrección para la longitud de la compuerta.

Para compuertas con dientes triangulares (Figs. 1-22b y 1-22c), en las que los dientes están completamente cubiertos por el líquido (Fig. 2-21a), h_{ow} se calcula con:

$$Q_{Lw} = \frac{0.7363}{h_n} \left[h_{ow}^{5/2} - (h_{ow} - h_n)^{5/2} \right] \quad (2-96)$$

Para compuertas con dientes triangulares, con los dientes parcialmente cubiertos por el líquido (Fig.2-21b), h_{ow} se calcula con:

$$h_{ow} = 1.167(Q_{Lw} h_n)^{2/5} \quad (2-97)$$

Para bajantes circulares (tubos de descenso), h_{ow} se calcula con:

$$h_{ow} = 0.3423 \left(\frac{Q_L}{d_w} \right)^{0.704} \quad (2-98)$$

En estas ecuaciones

d_w = diámetro interior del bajante circular, m

h_n = altura del diente sobre la compuerta, m

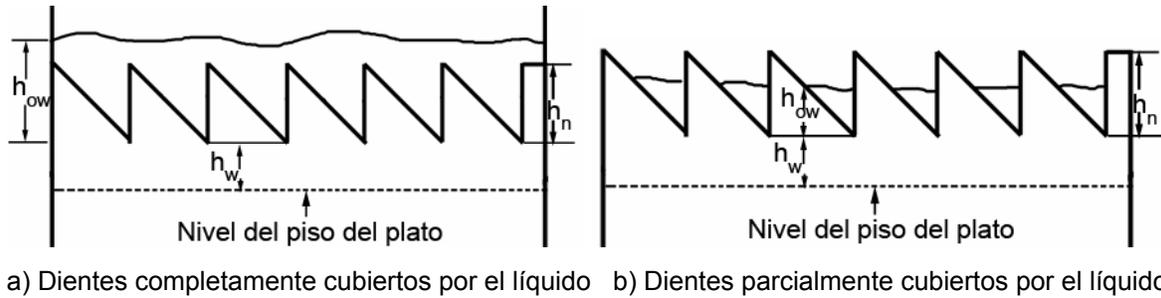


Figura 2-21 Definiciones de alturas en un plato con compuertas dentadas

Gerster [28, 71] presenta la siguiente ecuación para el cálculo de h_l

$$h_l = 6.096 \times 10^{-3} + 0.725h_w - 0.2377h_w F_{ga} + 1.277Q_{Lw} \quad (2-99)$$

donde

h_w = altura de la compuerta, m

F_{ga} = parámetro de energía cinética = $u_a \rho_G^{0.5}$, (m/s)(kg/m³)^{0.5}

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de compuerta = Q_L/l_w , m³/s•m

u_a = velocidad del gas basada en el área activa, m/s

Barker y Self [2] realizaron estudios en platos perforados rectangulares para evaluar los efectos del mezclado del líquido en columnas con platos perforados usando el sistema aire/agua. En su estudio desarrollaron las siguientes expresiones para la estimación de la altura del líquido claro, h_l , y la altura de la espuma, h_F :

Para la altura del líquido claro:

$$h_l = 0.02377 + 2.1352Q_{Lw} + 0.372h_w - 0.013u_a \quad (2-100)$$

Los límites de operación para el uso de esta ecuación son:

Q_{Lw} : 2.07×10^{-3} a 10.35×10^{-3} m³/s•m

h_w : 0.0508 a 0.106 m

u_a : 0.4572 a 1.463 m/s

Para la altura de la espuma:

$$h_F = 0.03536 + 5.8165Q_{Lw} + 1.056h_w + 0.0384u_a \quad (2-101)$$

Los límites de operación para el uso de esta ecuación son:

$$Q_{Lw}: 2.07 \times 10^{-3} \text{ a } 10.35 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$$

$$h_w: 0.0508 \text{ a } 0.106 \text{ m}$$

$$u_a: 0.6096 \text{ a } 1.9812 \text{ m/s}$$

Colwell [18] sugiere la siguiente secuencia para el cálculo de la altura del líquido claro:

1. Asumir una altura del líquido claro, h_l , de 0.050 m.
2. Estimar el número de Froude con la ecuación:

$$Fr_a = \frac{u_a^2 \rho_G}{gh_l (\rho_L - \rho_G)} \quad (2-102)$$

después el parámetro de densidad de la espuma, η con

$$\eta = 12.6 Fr_a^{0.4} A_f^{-0.25} \quad (2-103)$$

una vez obtenido η calcular la densidad de la espuma, ϕ

$$\phi = \frac{1}{\eta + 1} \quad (2-104)$$

3. Calcular C_d determinando primero la altura de la espuma, h_F , con la ecuación (2-91) empleando el valor asumido de h_l en el paso 1.

La altura de la espuma, h_{owF} , sobre la compuerta con

$$h_{owF} = h_F - h_w \quad (2-105)$$

y finalmente C_d con la ecuación correspondiente

$$\text{para } \frac{h_{owF}}{h_w} \leq 8.135 \quad C_d = 0.61 + 0.08 \frac{h_{owF}}{h_w} \quad (2-106)$$

$$\text{para } \frac{h_{owF}}{h_w} > 8.135 \quad C_d = 1.06 \left(1 + \frac{h_w}{h_{owF}} \right)^{1.5} \quad (2-107)$$

4. Determinar una mejor estimación de la altura del líquido claro con la ecuación:

$$h_l = \phi h_w + 0.73 \left(\frac{\phi^{1/2}}{C_d} Q_{Lw} \right)^{2/3} \quad (2-108)$$

5. Repetir el procedimiento desde el paso 2 hasta que converja la altura del líquido claro.

Método de Bennett et al. [4]

El método asume que la pérdida de carga a través del plato, h_t , es igual a:

$$h_t = h_l + h_d + h_R \quad (2-71)$$

donde h_d se calcula con la ecuación (2-72) y h_l con:

$$h_l = \phi \left[h_w + C \left(\frac{Q_{Lw}}{\phi} \right)^{2/3} \right] \quad (2-109)$$

donde

C = factor definido por la ecuación (2-110)

h_w = altura de la compuerta, m

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de la compuerta = Q_L/l_w , $m^3/s \cdot m$

ϕ = densidad relativa de la espuma.

El factor C se determina con:

$$C = 0.5012 + 0.4383 \exp[-137.8h_w] \quad (2-110)$$

y la densidad relativa de la espuma, ϕ , con:

$$\phi = \exp[-12.55(K_s)^{0.91}] \quad (2-111)$$

donde K_s es la velocidad del vapor sobre el área activa corregida por la densidad y se calcula con:

$$K_s = u_a \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} \quad (2-112)$$

y la caída de presión residual, h_R , se calcula con:

$$h_R = \left(\frac{4.72\sigma}{g\rho_L} \right) \left(\frac{g(\rho_L - \rho_G)}{d_H\sigma} \right)^{1/3} \quad (2-113)$$

En estas ecuaciones

u_a = velocidad del gas basada en el área activa A_a , m/s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

σ = tensión superficial, N/m

Hofhius y Zuiderweg [30, 77] proponen la siguiente expresión basados en experimentos con los sistemas aire/agua, tolueno/vapor de tolueno y mezclas aire-freón/agua y aire-helio/agua

$$h_l = 0.6h_w^{0.5} p^{0.25} \left(\frac{A_a}{l_w} \right)^{0.25} F_{lv}^{0.25} \quad (2-114)$$

donde

h_w = altura de la compuerta, m

p = distancia entre centros de orificios adyacentes, m

l_w = longitud de la compuerta, m

A_a = área activa, m²

F_{lv} = parámetro de flujo definido por la ecuación (2-4)

La ecuación (2-114) está restringida a valores de h_w 0.025 a 0.100 m

La densidad relativa de la espuma, ϕ , se calcula con:

para el régimen rocío

$$\frac{1}{\phi} = 265 \left[\frac{u_a}{(gh_l)^{0.5}} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \right]^{1.7} + 1 \quad (2-115)$$

para el régimen espuma

$$\frac{1}{\phi} = 40 \left[\frac{u_a}{(gh_l)^{0.5}} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \right]^{0.8} + 1 \quad (2-116)$$

donde

h_l = altura del líquido claro

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

Basándose en estudios en el sistema aire-agua, Solari y Bell [65] desarrollaron la siguiente correlación para al cálculo de h_l

$$h_l = 0.014 + 0.4h_w + 2.21 \frac{Q_L}{D_f} - 0.0135F_{ga} \quad (2-117)$$

donde

F_{ga} = parámetro de energía cinética = $u_a \rho_G^{0.5}$, $(\text{m/s})(\text{kg/m}^3)^{0.5}$

D_f = promedio aritmético del diámetro de la columna y la longitud de la compuerta,
m

h_w = altura de la compuerta.

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m^3/s

Stichlmair y Fair [67] presentan correlaciones para la estimación de la densidad relativa de la espuma, ϕ , y la altura de la espuma, h_F .

La densidad relativa de la espuma se estima con:

$$\phi = 1 - f_f^{0.28} \quad (2-118)$$

donde el f_f es el factor de inundación = $u_N/u_{N,f}$

Esta relación solo es válida si el término $(A_f \rho_L / \rho_G)^{1/2}$ es mayor que 50.

La altura de la espuma, h_F , se estima con

$$h_F = h_w + \frac{1.45}{g^{1/3}} \left(\frac{Q_{Lw}}{\phi} \right)^{2/3} + \frac{125}{(\rho_L - \rho_G)g} \left(\frac{F_{ga} - 0.2\rho_G^{1/2}}{1 - \phi} \right)^2 \quad (2-119)$$

La ecuación (2-119) es válida solo si no se utiliza una zona de coalescencia (Fig. 1-20b). En casos donde sea utilizada una zona de coalescencia, la altura de la espuma se estima con:

$$h_F = \frac{1}{\phi} \left(h_w + \frac{1.45}{g^{1/3}} Q_{Lw}^{2/3} \right) \quad (2-120)$$

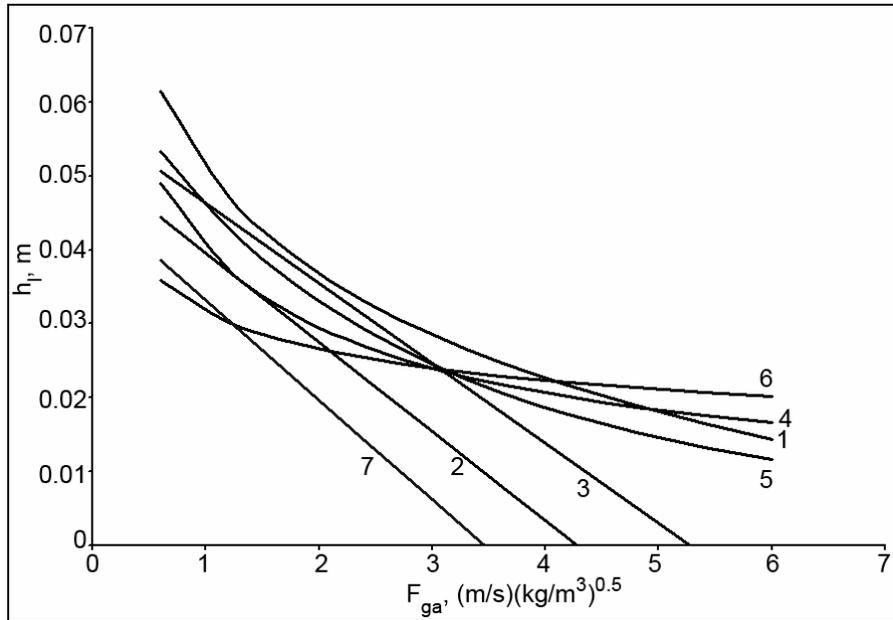


Figura 2-22. Comparación de las correlaciones publicadas para la caída de presión debida al paso del gas a través de la masa aerada (sistema aire/agua). 1. Fair [24] 2. Gerster [28, 71] 3. Barker y Self [2] 4. Colwell [11]. 5. Bennett et al [4]. 6. Zuiderweg [77]. 7. Solari y Bell [65]

Para la elaboración de la figura 2-22 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: aire/agua

A_a	0.6685 m ²	A_N	0.7396 m ²	L	4.815 kg/s
A_f	0.9927	D	1.016 m	p	0.0127 m
A_H	0.06637 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
d_H	0.004765 m	l_w	0.7112 m	t	0.0018796 m

Debido a su relación lineal con el parámetro de energía cinética, las correlaciones de Solari y Bell, Gerster, y Barker y Self tienen un rango de aplicación muy estrecho en el sistema estudiado. La correlación de Zuiderweg es comparable con la de Colwell, la de Bennett et al y la de Fair a valores altos del parámetro de energía cinética. El método de Colwell tiene la desventaja de requerir de un procedimiento iterativo. El método recomendado es el de Bennett et al. que no requiere de métodos iterativos y para el cálculo de caída de presión total considera la caída de presión residual.

Platos con válvulas

Todd y VanWinkle [70] desarrollaron la siguiente correlación para el cálculo de la altura del líquido claro, h_l , en platos con válvulas:

$$h_l = 0.01803 + 0.11h_w + 1.8h_{ow} + 0.03004F_{ga} (F_{ga} - 1.988) + 55.59\mu_L (F_{ga} - 1.61) \quad (2-121)$$

En experimentos realizados en columnas equipadas con platos con válvulas Nutter (Fig. 1-11) de 0.4 m de diámetro de columna, usando el sistema aire/agua, Mustafa y Békássy-Molnár [56] desarrollaron las siguientes correlaciones para el cálculo de h_l

Para el régimen espuma:

$$h_l = 1.5147h_w^{0.42} \left(\frac{Q_{Lw}}{u_a} \right)^{0.22} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.11} \quad (2-122)$$

Para el régimen rocío:

$$h_l = 0.3415h_w^{0.22} \left(\frac{Q_{Lw}}{u_a} \right)^{0.15} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.075} \quad (2-123)$$

Para el cálculo de ϕ la correlación es la siguiente:

$$\phi = 0.6353h_w^{0.04} Q_{Lw}^{0.08} F_{ga}^{-0.87} \quad (2-124)$$

En el manual de Glitsch [29] se utiliza la siguiente ecuación para calcular la caída de presión en platos con válvulas tipo balastra V1 y V4 (Fig. 1-13)

$$h_t = h_{dv} + 0.4Q_{Lw}^{2/3} + 0.4h_w \quad (2-125)$$

donde

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de compuerta = Q_L/l_w , gpm/plg

h_w = altura de la compuerta, plg

y la caída de presión a través de las válvulas, h_{dv} , se calcula como el menor valor obtenido de las siguientes ecuaciones:

para válvulas parcialmente abiertas

$$h_{dv} = 1.35t_v \frac{\rho_{vm}}{\rho_L} + K_1 u_{Hv}^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} \quad (2-126)$$

para válvulas completamente abiertas

$$h_{dv} = K_2 u_{Hv}^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} \quad (2-127)$$

en estas ecuaciones

K_1, K_2 = coeficientes de caída de presión (tabla 2-16), $\text{plg}/(\text{pie}/\text{s})^2$

t_v = espesor de la válvula, plg

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, lb/pie^3

ρ_{vm} = densidad del material de la válvula (tabla 2-15), lb/pie^3

u_{Hv} = velocidad a través de los orificios, pie/s

Tabla 2-16. Coeficientes para el cálculo de caída de presión en platos con válvulas Glitsch

Tipo de válvula	K_1	K_2 para espesores de plato de			
		0.074"	0.104"	0.134"	0.25"
V-1	0.2	1.05	0.92	0.82	0.15857
V-4	0.1	0.5	0.5	0.5	0.5

El área de orificios, A_{Hv} , usada para calcular la velocidad a través de los orificios, u_{Hv} , se calcula con

$$A_{Hv} = N_v / 78.5 \quad (2-128)$$

donde el área de orificios, A_{Hv} , está expresada en pie^2 y el número de válvulas, N_v , se estima con el método mostrado en el anexo C.

En el manual de Koch [46] para platos con válvulas del tipo Flexitray (Fig. 1-8) el método usado para calcular la caída de presión es el siguiente.

1. Convertir el flujo volumétrico del gas a pies cúbicos por minuto equivalentes de aire, CFM_{aire} .

$$CFM_{aire} = 60Q_G \left(\frac{\rho_G}{0.0735} \right)^{0.5} \quad (2-129)$$

donde

Q_G = flujo volumétrico del gas, pie³/s

ρ_G = densidad del gas, lb/pie³

2. Estimar el número de válvulas sobre el plato, N_v , multiplicando el área activa por el número aproximado de válvulas por metro cuadrado según la tabla 2-17.
3. Calcular los pies cúbicos por minuto equivalentes de aire por válvula = CFM_{aire}/N_v
4. Leer la caída de presión a través de las válvulas, ΔP_{dv} , en la figura 2-23 usando la curva apropiada para el tipo de válvula seleccionado, en función de $CFM_{aire}/válvula$ y usar la siguiente expresión para convertirlos en altura de líquido equivalente, h_{dv} .

$$h_{dv} = 62.4 \frac{\Delta P_{dv}}{\rho_L} \quad (2-130)$$

donde:

ΔP_{dv} = caída de presión a través de las válvulas, plg de agua

ρ_L = densidad del líquido, lb/pie³

Tabla 2-17. Número de válvulas por unidad de área en platos con válvulas tipo Flexitray [46]

Diámetro de la torre	Número aproximado de válvulas por pie cuadrado
2'6" a 4'0"	10
4'6" a 7'6"	11.2
8'0" a 11'6"	12.5
12' y mayor	13.5

5. Leer h_l en las figuras del anexo D para la altura de compuerta, h_w , y el flujo volumétrico por longitud de compuerta, Q_{Lw} , apropiados. Para usar las

figuras del anexo D, h_w debe estar expresada en pulgadas, Q_{Lw} en gpm/pie y ρ_G en lb/pie³.

- Sumar los valores obtenidos de h_{dv} y h_l para obtener la caída de presión total a través del plato, h_t .

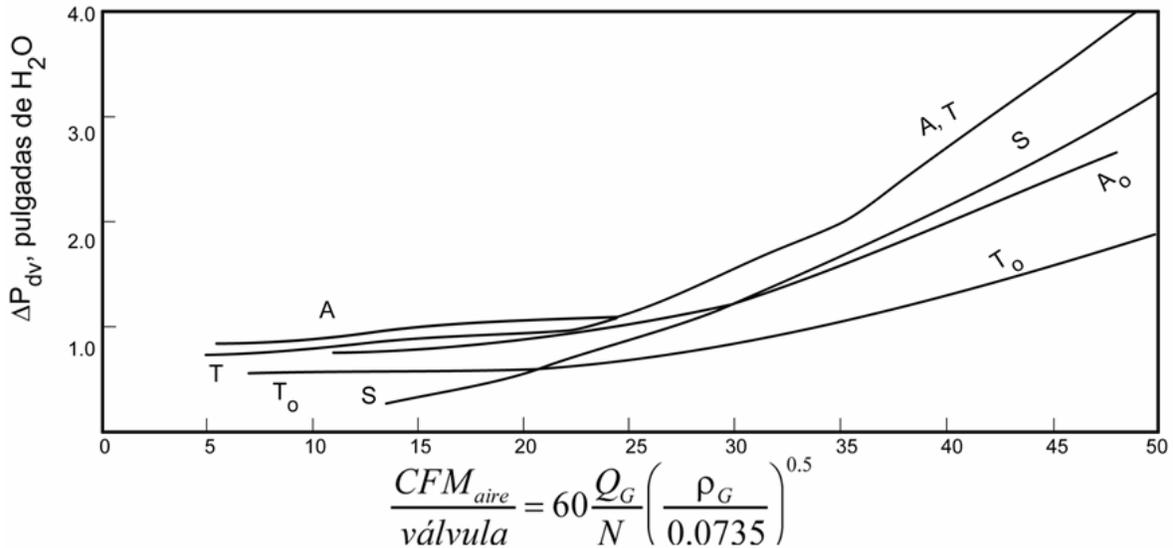


Figura 2-23. Caída de presión a través de válvulas tipo flexitray [46]

2.3.2 Pérdidas de presión para la fase líquida

2.3.2.1 Gradiente hidráulico [24], [44]

El gradiente hidráulico está definido como la altura del líquido en la entrada al plato menos la altura del líquido en la salida del plato $h_{li}-h_{lo}$ (Fig. 2-1). El gradiente hidráulico, h_{hg} , es la carga de líquido necesaria para vencer la resistencia causada por la fricción en el camino del líquido sobre el plato. Si el gradiente es excesivo, la mayor parte del vapor tiende a circular cerca de la compuerta de salida, mientras que el líquido tiende a gotear cerca de la entrada del líquido en el plato, donde el plato puede volverse inoperante debido a la alta resistencia al flujo del gas causada por el incremento en la carga del líquido. El criterio empírico para operación estable es $h_d > 2.5h_{hg}$. Los gradientes hidráulicos son despreciables en la mayoría de los platos perforados, y generalmente se omite este término en el cálculo de la caída de presión. La práctica de diseño

usual es omitir sus efecto a menos que el valor del gradiente hidráulico sea mayor de 0.02 m de líquido claro. Cuando se presenta una trayectoria de flujo grande para el líquido sobre el plato, se debe verificar el gradiente hidráulico.

El método de cálculo se basa en la correlación del Hughmark y O'Connell [33]

$$h_{hg} = \frac{f_{hg} U_f^2 l_f}{g R_h} \quad (2-131)$$

donde el factor de fricción, f_{hg} , se toma de la figura 2-24 en función del número de Reynolds para la masa aerada, Re_{hg} , y la altura de la compuerta, h_w .

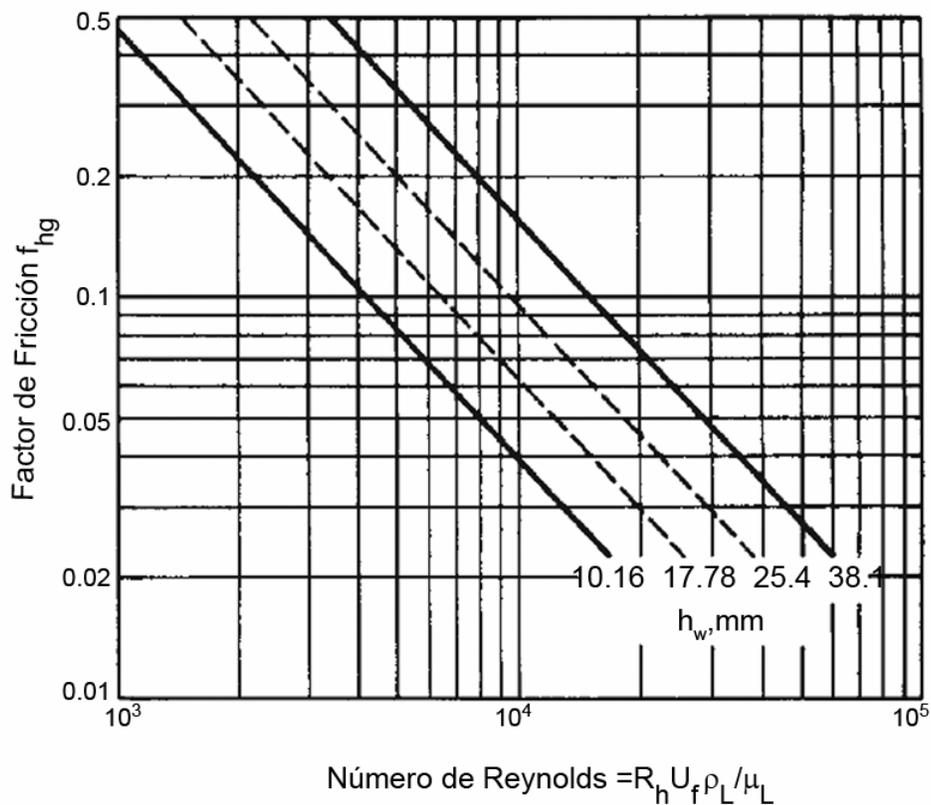


Figura 2-24. Factor de fricción para el cálculo del gradiente hidráulico

El número de Reynolds se calcula por

$$Re_{hg} = \frac{R_h U_f \rho_L}{\mu_L} \quad (2-132)$$

El radio hidráulico, R_h , se define por

$$R_h = \frac{\text{Sección transversal}}{\text{Perímetro húmedo}} = \frac{h_F D_f}{2h_F + D_f} \quad (2-133)$$

donde D_f es el promedio aritmético entre el diámetro de la torre, D , y la longitud de la compuerta, l_w :

$$D_f = \frac{D + l_w}{2}$$

El valor de la altura de la espuma, h_F , se puede estimar con la ecuación (2-91), h_l y ϕ con el método de Bennett et al (Ecs. (2-109) a (2-112)).

La velocidad de la masa aereada, U_f , se calcula con la ecuación (2-41)

2.3.2.2 Pérdida de carga bajo el faldón del bajante

Para bajantes segmentales, la pérdida de carga bajo el faldón del bajante, h_{da} , se calcula por [24]:

$$h_{da} = 0.1652 \left(\frac{Q_L}{A_{da,min}} \right)^2 \quad (2-134)$$

donde $A_{da,min}$ es la menor área de flujo bajo el faldón del bajante. Por ejemplo, si se usa una compuerta a la entrada y el área abierta para el flujo del líquido entre el bajante segmental y la compuerta de entrada es menor que el área bajo el faldón del bajante, se debe usar el área menor en la ecuación (2-134)

2.4 Transición de régimen espuma a rocío

Prado y Fair [60] desarrollaron la siguiente correlación para determinar la velocidad del vapor basada en el área activa en el punto de transición de régimen espuma a régimen rocío

$$u_{at} = C_t \frac{\rho_L^{0.692} \sigma^{0.06} A_f^{0.25} Q_{Lw}^{0.05}}{\rho_G^{0.5} d_H^{0.1}} \quad (2-135)$$

donde

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

C_t = 0.03958 para compuertas de 0.0254 m

= 0.04302 para compuertas de 0.0508 m

= 0.04818 para compuertas de 0.1016 m

d_H = diámetro de los orificios, m

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de la compuerta = Q_L/l_w , $m^3/s \cdot m$

ρ_G = densidad del gas, kg/m^3

Pinczewski y Fell [59] proponen la siguiente correlación que determina también la velocidad de transición del vapor basada en el área activa

$$u_{at} \rho_G^{0.5} = 2.75 (Q_{Lw} \rho_L^{0.5})^n \quad (2-136)$$

donde n está definido por la ecuación (2-16)

$$n = 0.91 d_H / A_f \quad (2-16)$$

Zuiderweg [77] muestra la siguiente expresión para determinar la velocidad de transición basada en el área activa

$$u_{at} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0.85 \frac{g^{0.5} h_l^{1.5} A_f}{d_H} \quad (2-137)$$

donde h_l se calcula con la ecuación (2-114)

2.5 Resumen de las correlaciones presentadas dentro del capítulo 2. ^a

Correlación	Variable Obtenida ^a	Referencia	Restricciones	Observaciones
Inundación por arrastre				
Figura 2-4	C_{SB}	Fair [22,23,24]	Tabla 2-1	Aplicable también a platos con borboteadores y con válvulas. Ampliamente usada para dimensionamiento preliminar
Ecuación 2-14	C_{SB}	Kister [43]	Tabla 2-3	Aplicable también a platos con válvulas
Ecuación 2-24	$u_{a,f}$	Zuiderweg [77]	$0.025 \text{ m} > h_w > 0.100 \text{ m}$	Régimen rocío
Ecuación 2-25	$u_{a,f}$	Stichlmair [67]	$S > 0.5 \text{ m}$	Derivada teóricamente
Figura 2-5 y ecuaciones 2-26 y 2-27	C_{SBv}	Glitsch [29]	Se debe evitar sobrepasar el valor establecido por el punto límite	Desarrollada para platos con válvulas
Arrastre				
Figura 2-8	ψ	Fair [23]	d	
Ecuación 2-34	L_e/G	Kister [40]	Tabla 2-8	Régimen rocío
Ecuación 2-40	ψ	Zuiderweg [77]	$0.025 \text{ m} > h_w > 0.100 \text{ m}$	Régimen rocío
Ecuación 2-44	L_e/G	Bennett [6,7,8]	c	
Goteo				
Figura 2-12	<i>Verificación de condiciones de goteo</i>	Fair [23]	d	Solo para propósitos de verificación aproximada de condiciones de goteo
Ecuación 2-50	W	Lockett y Banik [50]	Debe evitarse su uso en condiciones de destilación al vacío con platos de gran diámetro y en platos con orificios muy pequeños.	
Ecuaciones 2-52 a 2-55	W	Hsieh y McNulty [31]	Tabla 2-9	Aplicable también a platos con válvulas
Ecuación 2-66	$u_{a,w}$	Zuiderweg [77]	$0.025 \text{ m} > h_w > 0.100 \text{ m}$	
Ecuación 2-67	$u_{H,w}$	Treybal [71]	c	
Ecuación 2-68	$u_{H,w}$	Stichlmair [67]	c	
Chorro				
Ecuaciones 2-69 y 2-70	$u_{H,d}$	Brambilla et al [12]	Tabla 2-11	
Figura 2-13	$u_{H,d}$	Chan y Prince [62]	c	

Correlación	Variable Obtenida	Referencia	Restricciones	Observaciones
Perdida de carga a través de las perforaciones				
Ecuaciones 2-72 a 2-74 y figura 2-14	h_d	Fair [23]	d	
Ecuación 2-75 y figura 2-15	h_d	Hughmark y O'Connell [33]	c	
Ecuaciones 2-78 y 2-79	h_d	Hunt et al. [34] McAllister et al. [55]	Valores de dH/t entre 0.5 a 5	
Ecuaciones 2-81 y 2-82	h_d	Zuiderweg [77]	0.025 m > hw > 0.100 m	
Pérdida de carga por el paso del gas a través de la masa aerada				
Ecuaciones 2-89, 2-94, 2-95 y figuras 2-18 y 2-20	h_l	Fair [24] Bolles [11]	d	
Ecuación 2-99	h_l	Gerster [28,71]	c	Evitar su uso a altos valores del parámetro de energía cinética
Ecuación 2-100	h_l	Barker y Self [2]	$2.07 \times 10^{-3} > Q_{LW} > 10.35 \times 10^{-3}$ $0.0508 > h_w > 0.0106$ $0.4572 > u_a > 1.463$	Evitar su uso a altos valores de parámetro de energía cinética
Ecuaciones 2-102 a 2-108	h_l	Colwell [18]	No aplicable en platos que tengan una zona de coalescencia o una mampara antisalpicado	Requiere de métodos iterativos
Ecuaciones 2-109 a 2-112	h_l	Bennett et. al. [4]	d	
Ecuación 2-114	h_l	Hofhius y Zuiderweg	0.025 m > hw > 0.100 m	
Ecuación 2-117	h_l	Solari y Bell [65]	Sistema aire-agua	Evitar su uso a altos valores del parámetro de energía cinética
Gradiente hidráulico				
Ecuaciones 2-131 a 2-133 y figura 2-24	h_{hg}	Hughmark y O'Connell [33]	d	
Pérdida de carga bajo el faldón del bajante				
Ecuación 2-134	h_{da}	Fair [24] ^d	d	
Transición de régimen espuma a rocío				
Ecuación 2-135	u_{at}	Prado y Fair [60]	c	
Ecuación 2-136	u_{at}	Pinczewski y Fell [59]	c	
Ecuación 2-137	u_{at}	Zuiderweg [77]	0.025 m > hw > 0.100 m	

Notas:

- a. Solo se incluyen las aplicables a platos perforados. Para ecuaciones aplicables a platos con válvulas se debe consultar el texto
- b. Consultar en el texto la definición de las variables contenidas en esta tabla
- c. El autor de la correlación no establece unas condiciones de aplicación recomendadas, se debe tener precaución al usar estas correlaciones
- d. Aunque el autor de la correlación no establece unas condiciones de aplicación recomendadas, estas correlaciones son ampliamente usadas por los diseñadores.

CAPÍTULO 3

EFICIENCIA DE PLATOS

3.1 Definiciones

Una etapa se define como una parte de un equipo o combinación de partes en donde se ponen en contacto dos fases insolubles, donde la transferencia de masa ocurre entre las fases que tienden a alcanzar el equilibrio y en donde las fases son separadas mecánicamente. Una etapa en el equilibrio o etapa ideal o teórica es una etapa en donde el tiempo de contacto entre las fases es el suficiente para que los efluentes estén realmente en equilibrio.

Una etapa de equilibrio en un equipo de contacto gas-líquido por definición produce una corriente gaseosa que se encuentra en equilibrio termodinámico con la corriente de líquido saliente. Es imposible para una instalación de platos perforados de cualquier tamaño producir tales corrientes en equilibrio. No obstante, en platos pequeños en los cuales el líquido está mezclado casi por completo se puede obtener un acercamiento al desempeño de una etapa de equilibrio.

La eficiencia de plato se define como la aproximación fraccionaria al equilibrio que produce un plato real. Debido a que las condiciones en varias zonas del plato pueden diferir, se pueden considerar distintos tipos de eficiencia: la eficiencia local o puntual, y la eficiencia de plato de Murphree

Existen cuatro factores principales que afectan la magnitud de la eficiencia de plato:

- 1) rapidez de transferencia de masa en la fase gaseosa, 2) rapidez de transferencia de masa en la fase líquida, 3) grado de mezclado sobre el plato, 4) magnitud del arrastre del líquido entre platos.

Las variables que afectan a estos factores se encuentran en tres categorías principales:

Variables de operación, variables de diseño del plato, y variables del sistema. Las variables de operación son aquellas que describen las condiciones de operación de la columna: flujo del líquido, flujo del vapor, temperatura y presión. Las variables de diseño del plato incluyen las dimensiones del plato, espaciamiento entre platos, altura de la compuerta de salida, tamaño y distribución de los orificios en un plato perforado. Las variables del sistema son aquellas que dependen del tipo y composición de los componentes a ser manejados: volatilidad relativa, viscosidad del gas y el líquido, densidad del gas y el líquido, difusividad del gas y el líquido, y tensión superficial. Las variables del sistema dependen también de la presión y temperatura de la columna.

3.1.1 Tipos de eficiencia

La eficiencia de plato de Murphree en base a la fase gaseosa, E_{MG} , se define por (Fig. 3-1)

$$E_{MG} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \quad (3-1)$$

donde

y_n = concentración promedio del vapor que abandona el plato n , expresada en fracción mol.

y_n^* = concentración que el vapor tendría si estuviera en equilibrio con el líquido que abandona el plato y que tiene una composición x_n .

y_{n-1} = concentración promedio del vapor que entra al plato, expresada en fracción mol.

La eficiencia de plato de Murphree en base a la fase líquida, E_{ML} , se define por (Fig. 3-1)

$$E_{ML} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*} \quad (3-2)$$

donde

x_n = concentración promedio del líquido que abandona el plato n , expresada en fracción mol.

x_n^* = concentración que el líquido tendría si estuviera en equilibrio con el vapor que abandona el plato y tiene una concentración y_n .

x_{n+1} = concentración promedio del líquido que entra al plato.

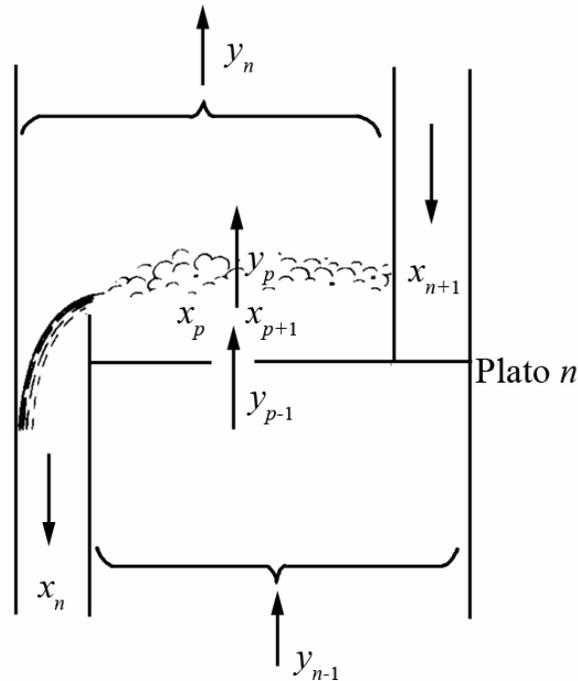


Figura 3-1 Eficiencia de plato de Murphree

La eficiencia de plato de Murphree es la relación del cambio de composición en una fase en el plato al cambio que ocurriría en una etapa teórica.

Si el líquido y el vapor están perfectamente mezclados, la composición del líquido en el plato es uniforme y también lo es la composición del vapor. La eficiencia de plato de Murphree entonces coincide con la eficiencia puntual en cualquier punto sobre el plato.

La eficiencia de plato de Murphree puede representar la realidad física solo en el caso especial de líquidos completamente mezclados cuando solo existe un valor para y_n y x_n .

La eficiencia puntual base a la fase gaseosa, E_{OG} , está definida por (Fig. 3-1).

$$E_{OG} = \frac{y_p - y_{p-1}}{y^* - y_{p-1}} \quad (3-3)$$

En base a la fase líquida (Fig. 3-1)

$$E_{OL} = \frac{x_{p+1} - x_p}{x_{p+1} - x^*} \quad (3-4)$$

donde el uso de los subíndices p , $p-1$ y $p+1$ denota la concentración real del vapor o el líquido en un punto dentro de la dispersión, y^* es la concentración que el vapor tendría si estuviera en equilibrio con el líquido de concentración x_p mientras que x^* es la concentración que el líquido tendría si estuviera en equilibrio con el vapor de concentración y_p . y_p en la ecuación (3-3) no es igual a y_n en la ecuación (3-1) dado que el vapor de salida no tiene una concentración uniforme porque la concentración del líquido cambia a lo largo del plato ($x \neq x_n$)

La eficiencia puntual es la relación del cambio de composición en un punto al cambio si este ocurriera en una etapa teórica. Como la composición del vapor en un punto dado no puede exceder la composición de equilibrio, las eficiencias puntuales son siempre menores que la unidad. Si existe un gradiente de concentración en el plato, la eficiencia puntual variará de un punto a otro en el plato.

La eficiencia global de columna, E_O , está definida por

$$E_O = N_t / N_a \quad (3-5)$$

donde el número de etapas teóricas, N_t , se calcula por diversos métodos [44, 52, 67, 71]. Para mezclas binarias los mas comunes son los métodos gráficos de McCabe-Thiele y el de Ponchon-Savarit. Una vez que se ha determinado la eficiencia, el número de platos reales, N_a , se obtiene de la ecuación (3-5)

Dado que las eficiencias varían de una sección a otra (en operaciones de destilación fraccionada), es mejor aplicar la ecuación (3-5) separadamente para cada sección de la columna.

3.2 Métodos de predicción de la eficiencia de plato

Los métodos para la predicción de la eficiencia de plato son de tres tipos generales

1. Métodos teóricos o semiteóricos
2. Métodos empíricos
3. Escalamiento directo de mediciones de laboratorio

3.2.1 Métodos teóricos o semiteóricos para la predicción de la eficiencia de plato

3.2.1.1 Fundamentos de transferencia de masa

La mayoría de los procesos industriales en los que la transferencia de masa es importante involucran transporte del soluto de una fase a otra. Este es el caso de las operaciones de contacto gas-líquido tales como la destilación y la absorción.

El camino que una molécula sigue en su viaje de una fase a la otra puede ser dividido en tres partes. Considérese que la dirección de la transferencia neta para el componente 1 sea desde la fase líquida a la fase vapor. Los tres pasos (o resistencias) en el proceso son:

1. Transferencia desde el seno de la fase líquida a la interfase vapor-líquido.
2. Transferencia a través de la interfase.
3. Transferencia desde la interfase al seno de la fase vapor.

Las fases vapor y líquido están generalmente en movimiento una con respecto a la otra. El movimiento dentro de cualquiera de las dos fases será más o menos turbulento dependiendo de la velocidad del movimiento. Consecuentemente, la mayor parte de la transferencia dentro de las fases será por medio de remolinos que mantienen las fases bien mezcladas.

El mecanismo de transferencia de masa en la región cerca de la interfase no está bien definido. La interfase entre las dos fases en movimiento no puede ser considerada como estancada. Por tanto, no hay región donde la difusión de remolino sea completamente inoperativa y toda la transferencia de masa es acompañada por difusión molecular. La difusión de remolino representa un papel importante y posiblemente el mayor en toda la interfase, mientras que la contribución de la difusión molecular es despreciable dentro de las fases y una región de naturaleza más laminar representa un papel secundario más no despreciable. Debido a la dificultad de describir matemáticamente las complejas interacciones entre la difusividad de remolino y la molecular, se abandona el acercamiento teórico y se usa una aproximación más empírica en la transferencia entre fases. Este acercamiento es conocido como el concepto de la “doble película” o más correctamente “doble resistencia” de Whitman [64].

El modelo de la “doble resistencia” (Fig. 3-2) asume que la resistencia a la transferencia de una molécula desde el seno de una fase a la otra es la suma de dos resistencias, una en cada fase y que en la interfase no existe resistencia a la transferencia. El modelo formula la hipótesis de la existencia de “películas” adyacentes a la interfase. Se asume que la resistencia a la transferencia dentro del seno de la fase es despreciable debido al mezclado en remolino. Se considera que toda la resistencia a la transferencia desde seno de la fase a la interfase (o viceversa) se encuentra en la “película” donde la transferencia ocurre únicamente por difusión molecular. Si este modelo fuera cierto, un conocimiento del espesor de la película, z_G o z_L , y la fracción mol del componente 1 en la interfase, $y_{1,i}$ o $x_{1,i}$ permitiría el cálculo de la velocidad de transferencia por medio de las relaciones

$$N_1 = \frac{a_i' D_G \rho_{M,G}}{z_G} (y_{1,i} - y_1) \quad (3-6)$$

$$N_1 = \frac{a_i' D_L \rho_{M,L}}{z_L} (x_1 - x_{1,i}) \quad (3-7)$$

donde

N_1 = rapidez de difusión del componente 1, kmol/s

a'_i = área interfacial total, m²

$\rho_{M,G}, \rho_{M,L}$ = densidades molares del vapor y el líquido respectivamente, kmol/m³

D_G, D_L = Difusividad del gas y el líquido respectivamente, m²/s

z_G, z_L = Espesor de la película de gas y líquido respectivamente, m

$y_{1,i}$ = Concentración del componente 1 en la interfase del lado de la fase gaseosa, fracción mol

$x_{1,i}$ = Concentración del componente 1 en la interfase del lado de la fase líquida, fracción mol

y_1 = Concentración del componente 1 en el seno de la fase gaseosa, fracción mol

x_1 = Concentración del componente 1 en el seno de la fase líquida, fracción mol

Se considera que la interfase por si misma no ofrece resistencia; esto es, las dos fases están en equilibrio una con respecto a la otra en la interfase con $y_{1,i}$ y $x_{1,i}$ representando los valores de equilibrio en la interfase.

Aún si existieran las películas, su espesor no podría conocerse (z_G y z_L). También, es prácticamente imposible determinar las condiciones en la interfase ($y_{1,i}$ y $x_{1,i}$). Por tanto las ecuaciones (3-6) y (3-7) no pueden ser aplicadas directamente.

Para obtener unas ecuaciones de diseño prácticas, el concepto de la doble resistencia es conservado pero se elimina la idea ficticia de las películas. Se conserva también la forma de las ecuaciones (3-6) y (3-7), pero toda la resistencia dentro de la fase incluyendo cualquier resistencia que pueda o no existir en la interfase es incluida en un factor de resistividad empírico (coeficiente de transferencia de masa). Para el componente 1

$$N_1 = k_G a'_i \rho_{M,G} (y_{1,i} - y_1) \quad (3-8)$$

$$N_1 = k_L a'_i \rho_{M,L} (x_1 - x_{1,i}) \quad (3-9)$$

donde

k_G, k_L = coeficientes individuales de transferencia de masa para la fase gaseosa y la fase líquida respectivamente, m/s

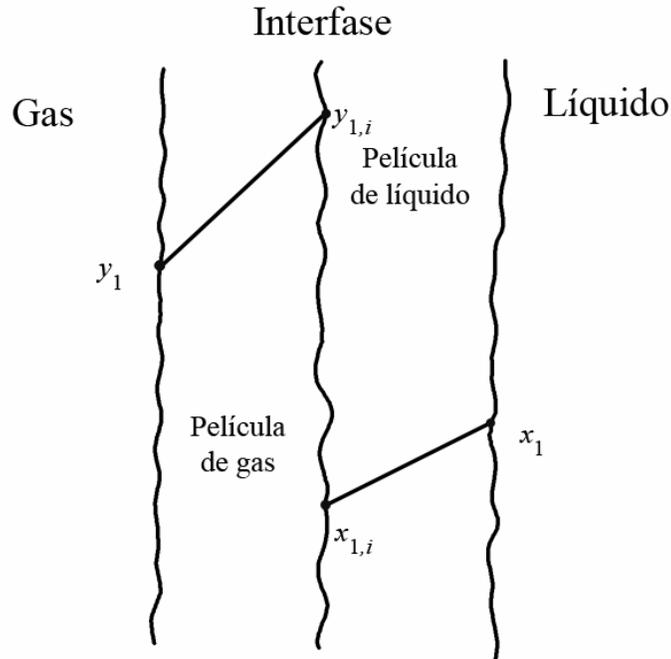


Figura 3-2. El concepto de la doble resistencia (perfiles de concentración del componente 1)

La definición de los coeficientes de transferencia de masa elimina el término de espesor de la película z pero todavía está expresado en términos de las concentraciones en la interfase. Esta dificultad es superada por la definición de coeficientes globales de transferencia de masa

$$N_1 = K_{OG} a'_i \rho_{M,G} (y_1^* - y_1) \quad (3-10)$$

$$N_1 = K_{OL} a'_i \rho_{M,L} (x_1 - x_1^*) \quad (3-11)$$

donde

y_1^* = concentración del componente 1 que existiría en la fase vapor si el vapor estuviera en equilibrio con la fase líquida, fracción mol

x_1^* = concentración del componente 1 que existiría en la fase líquida si el líquido estuviera en equilibrio con la fase vapor, fracción mol

K_{OG} , K_{OL} = coeficientes globales de transferencia de masa para la fase gaseosa y la fase líquida respectivamente, m/s

La siguiente dificultad en la aplicación del modelo a un dispositivo de transferencia de masa, tal como un plato perforado, es que el área interfacial total, a'_i , no puede ser medida directamente. El área interfacial total, a'_i , puede ser expresada en términos del área interfacial específica, a_i , y el volumen de la espuma

$$a'_i = a_i AZ \quad (3-12)$$

donde

a_i = área interfacial por unidad de volumen de contacto vapor-líquido, m^2/m^3

A = Sección transversal del volumen de contacto, m^2

Z = Altura del volumen de contacto, m

Escribiendo las ecuaciones (3-8) a (3-11) en forma diferencial, eliminando el subíndice 1, considerando que se tiene un sistema binario, haciendo $y_1 = y$ y $x_1 = x$ y usando una forma diferencial sobre un elemento de altura de contacto dZ , se tiene

$$dN = k_G a_i \rho_{M,G} (y_i - y) AdZ \quad (3-13)$$

$$= k_L a_i \rho_{M,L} (x - x_i) AdZ \quad (3-14)$$

$$= K_{OG} a_i \rho_{M,G} (y^* - y) AdZ \quad (3-15)$$

$$= K_{OL} a_i \rho_{M,L} (x - x^*) AdZ \quad (3-16)$$

Estas ecuaciones expresan el hecho de que en estado estacionario o siempre que la retención del componente que se transfiere en las regiones cerca de la interfase es insignificante con respecto a la cantidad total transferida, el material que deja una fase debe ser igual en cantidad al material que entra a la otra fase.

Dado que el área interfacial, a_i , no puede ser medida, es conveniente combinar el término con los coeficientes de transferencia de masa para producir

un nuevo grupo de coeficientes, $k_G a_i$, $k_L a_i$, $K_G a_i$, $K_L a_i$, conocidos como coeficientes volumétricos o de capacidad de transferencia de masa.

Unidades de transferencia de masa. Se ha encontrado que es conveniente en la correlación de los datos de transferencia de masa agruparlos en varias de las variables de las ecuaciones (3-13) a (3-16) para definir una nueva cantidad sencilla. Esto se logra como sigue: considerar un elemento diferencial de volumen de contacto en un dispositivo de contacto a contracorriente vapor-líquido (Fig. 3-3).

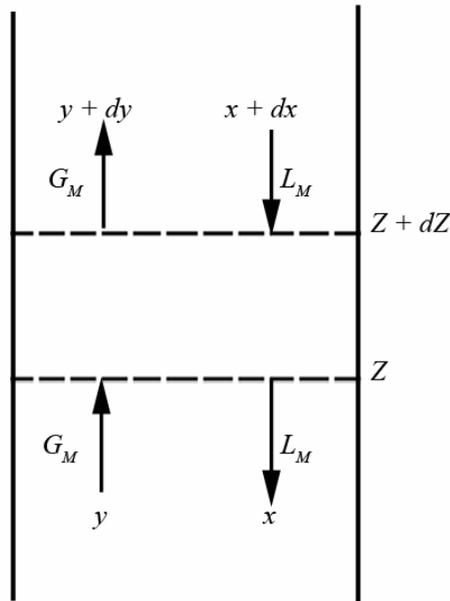


Figura 3-3. Contacto a contracorriente entre el líquido y el vapor en un elemento diferencial

Un balance de materia para el elemento diferencial produce

$$dN = G_M A dy = L_M A dx \quad (3-17)$$

donde los flujos molares por área activa, G_M y L_M están definidos por

$$G_M = \frac{G}{A_a M_G}, \text{ kmol/s}\cdot\text{m}^2 \quad (3-18)$$

$$L_M = \frac{L}{A_a M_L}, \text{ kmol/s}\cdot\text{m}^2 \quad (3-19)$$

en las cuales

A_a = área activa, m^2

G = flujo del gas, kg/s

L = flujo del líquido, kg/s

M_G = peso molecular promedio del gas, kg/kmol

M_L = peso molecular promedio del líquido, kg/kmol

Combinando las ecuaciones (3-13) a (3-16) con la ecuación (3-17), integrando y definiendo las unidades de transferencia de masa individuales en base a la fase gaseosa, N_G , en base a la fase líquida, N_L , y globales en base a la fase gaseosa, N_{OG} , y en base a la fase líquida, N_{OL} ; e integrando desde $Z = 0$ hasta $Z = Z$ (suponiendo que G_M , L_M , $\rho_{M,G}$, $\rho_{M,L}$ y los coeficientes de transferencia son constantes) se obtiene:

$$N_G \equiv \int_{y_{p-1}}^{y_p} \frac{dy}{y_i - y} = \frac{k_G a_i Z \rho_{M,G}}{G_M} \quad (3-20)$$

$$N_L \equiv \int_{x_p}^{x_{p+1}} \frac{dx}{x - x_i} = \frac{k_L a_i Z \rho_{M,L}}{L_M} \quad (3-21)$$

$$N_{OG} \equiv \int_{y_{p-1}}^{y_p} \frac{dy}{y^* - y} = \frac{K_{OG} a_i Z \rho_{M,G}}{G_M} \quad (3-22)$$

$$N_{OL} \equiv \int_{x_p}^{x_{p+1}} \frac{dx}{x - x^*} = \frac{K_{OL} a_i Z \rho_{M,L}}{L_M} \quad (3-23)$$

Estas ecuaciones definen “el número de unidades de transferencia de masa”. Se introduce el uso de las unidades de transferencia porque se ha encontrado que en la correlación de los datos de eficiencia se obtienen expresiones más sencillas si las variables de plato están relacionadas con el número de unidades de transferencia en vez de estarlo directamente con los coeficientes de transferencia de masa o la eficiencia de plato.

Estas relaciones son usadas en casos de contratransferencia equimolar y también pueden ser usadas en sistemas de absorción ternaria a concentraciones diluidas.

Aditividad de las resistencias. El concepto de “doble resistencia” en transferencia de masa postula dos resistencias en serie, una en la fase vapor y otra en la fase

líquida. Después de que cada resistencia (recíproca del coeficiente de transferencia de masa) se ha evaluado separadamente, las dos resistencias deben ser sumadas para dar la resistencia total a la transferencia desde el seno de una fase a la otra. La resistencia total será el recíproco del coeficiente global K_{OG} o K_{OL} . La forma en que las resistencias individuales deben ser adicionadas consiste en asumir que la curva de equilibrio binario en las concentraciones en cuestión puede ser adecuadamente representada por una línea recta. Entonces

$$y^* = mx + b \quad (3-24)$$

En la ecuación (3-24) x es la concentración del componente en cuestión en el seno de la fase líquida, y^* es la concentración del mismo componente en equilibrio con x , m es la pendiente de la línea de equilibrio y b es la intercepción que la línea recta asumida tiene con el eje y . También si se asume que la interfase no ofrece resistencia para la transferencia de masa, y_i está en equilibrio con x_i y

$$y_i = mx_i + b \quad (3-25)$$

A partir de las ecuaciones (3-20) a (3-23) y (3-24) se tienen las siguientes identidades

$$(y^* - y) \equiv (y^* - y_i) + (y_i - y) \equiv m(x - x_i) + (y_i - y) \quad (3-26)$$

$$(x - x^*) \equiv (x - x_i) + (x_i - x^*) \equiv (x - x_i) + \frac{1}{m}(y_i - y) \quad (3-27)$$

Combinando las ecuaciones (3-13) a (3-16) y (3-25) se tiene:

Para la resistencia en base a la fase gaseosa:

$$\frac{1}{K_{OG}} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \frac{\rho_{M,G}}{\rho_{M,L}} \quad (3-28)$$

Para la resistencia en base a la fase líquida:

$$\frac{1}{K_{OL}} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{mk_G} \frac{\rho_{M,L}}{\rho_{M,G}} \quad (3-29)$$

Para el número de unidades de transferencia se tiene:

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{N_G} + \frac{1}{N_L} \frac{mG_M}{L_M} = \frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L} \quad (3-30)$$

$$\frac{1}{N_{OL}} = \frac{1}{N_L} + \frac{1}{N_G} \frac{L_M}{mG_M} = \frac{1}{N_L} + \frac{1}{\lambda N_G} \quad (3-31)$$

La relación de la pendiente de la línea de equilibrio, m a la pendiente de la línea de operación, L_M/G_M es conocida como factor de agotamiento o de desorción, λ , y está definida por:

$$\lambda = m \frac{G_M}{L_M} \quad (3-32)$$

3.2.1.2 Mezclado del líquido

En las columnas con platos, el líquido fluye sobre el plato hacia la compuerta de salida, esto es existe un flujo cruzado entre el líquido y el gas. La transferencia de masa entre las dos fases genera un perfil de concentración en el líquido, el cual influye enormemente en la eficiencia del plato. La capa de dos fases sobre el plato está agitada intensamente por el gas. Esto produce un mezclado parcial del líquido sobre el plato, lo cual a su vez reduce las diferencias en la concentración del líquido. El grado de mezclado sobre el plato está representado por el número de Péclet, el cual está definido por la ecuación (3-33):

$$Pe_L = \frac{l_f^2}{D_{EL} \theta_L} = \frac{Q_L l_f^2}{D_{EL} A_a h_l} \quad (3-33)$$

donde

A_a = área activa, m^2

D_{EL} = difusividad de remolino para la fase líquida, m^2/s

h_l = altura del líquido claro equivalente, m

l_f = longitud de mínima de la trayectoria de flujo del líquido sobre el plato, m

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m^3/s

θ_L = tiempo de residencia del líquido sobre el plato, s

3.2.1.3 Relación entre E_{OG} y N_{OG}

Para desarrollar la relación entre N_{OG} y E_{OG} se procederá de la siguiente manera. Considerar cualquier punto en el líquido entre el bajante y la compuerta de salida (Fig. 3-4). Se harán las siguientes suposiciones en este modelo que afectan al comportamiento del flujo del vapor y del líquido:

1. El líquido está completamente mezclado en la dirección vertical; de tal modo que, el líquido del piso del plato y el líquido en lo alto de la espuma, en cualquier línea vertical sobre el plato, tienen una composición constante x .
2. El vapor que entra a través del piso del plato tiene una composición constante y_{p-1} en el punto p .
3. El vapor que pasa hacia arriba a través del líquido a lo largo de cualquier línea vertical tiene un flujo tipo pistón; esto es, no hay mezclado vertical del vapor mientras está en contacto con el líquido y sale de ese punto, con una concentración y_p .

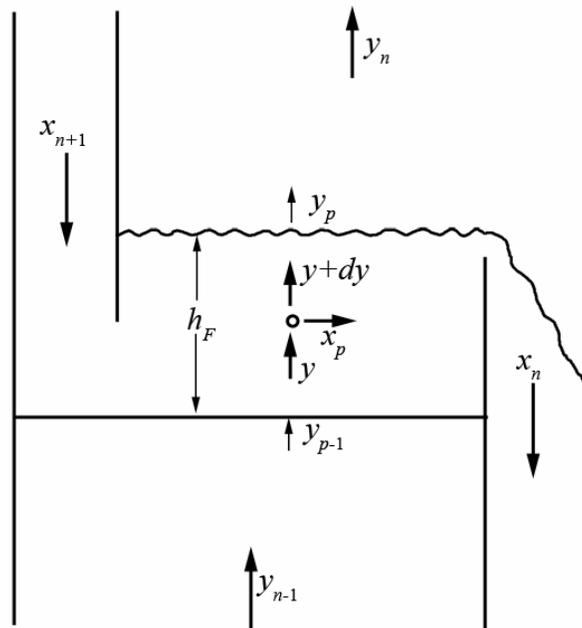


Figura 3-4. Modelo del plato relativo a la fase vapor. El modelo asume flujo pistón del vapor a través del líquido y que no existe cambio de la composición del líquido en la dirección vertical.

En base a estas suposiciones, la ecuación (3-22) puede ser integrada a lo largo de una línea vertical sobre el plato desde el piso del plato ($Z = 0$, $y = y_{p-1}$, $x = x_p$) a lo alto de la espuma ($Z = h_F$, $y = y_p$, $x = x_p$). Dado que x_p es constante, y^* es también constante. Integrando la ecuación (3-22) se tiene

$$\frac{K_{OG} a_i \rho_{M,G} h_F}{G_M} = N_{OG} = -\ln \frac{y^* - y_p}{y^* - y_{p-1}} \quad (3-34)$$

El término dentro del logaritmo natural es equivalente a $1 - E_{OG}$, por tanto la ecuación anterior puede ser rescrita como:

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG}) = 1 - \exp\left(-\frac{K_{OG} a_i \rho_{M,G} h_F}{G_M}\right) \quad (3-35)$$

3.2.1.4 Relación entre E_{MG} y E_{OG}

El modelo descrito en la sección anterior puede ser usado para relacionar la eficiencia puntual, E_{OG} , con la eficiencia de plato, E_{MG} . La relación obtenida depende de la suposición hecha con respecto al mezclado horizontal del líquido sobre el plato. Se consideran tres casos de interés.

Caso I: Cuando el líquido está perfectamente mezclado, con una concentración uniforme x_n en todos los puntos la composición del líquido en la entrada es idéntica a la composición a la salida x_n . Para este caso, y^* y y_p son constantes en todo el plato, y

$$E_{MG} = E_{OG}$$

Caso II: Cuando no existe mezclado horizontal del líquido. Si no existe mezclado horizontal, se puede decir que el líquido está en flujo pistón sobre el plato; esto es, la composición del líquido varía uniformemente de x_{n+1} a x_n a lo largo del plato. Lewis [48] desarrolló el modelo bajo las siguientes suposiciones:

1. Flujo pistón del líquido a lo largo del plato.
2. No existe gradiente de concentración en la dirección vertical del líquido.

3. Relación de equilibrio lineal ($y^* = mx + b$) en el rango de concentraciones sobre el plato.
4. Valor constante de E_{OG} a lo largo del plato.
5. Flujos de vapor y líquido constantes.
6. La composición del vapor que entra al plato es uniforme a lo largo del plato ($y_{n-1} = \text{constante}$).

En este modelo ciertos valores de λ y E_{OG} pueden causar que E_{MG} sean mayor que 1.0. El flujo pistón del líquido en platos grandes puede producir eficiencias mayores que el 100 por ciento si la hidráulica del plato puede ser controlada para mantener altas eficiencias puntuales a través del plato.

La relación es:

$$E_{MG} = \frac{\exp(\lambda E_{OG}) - 1}{\lambda} \quad (3-36)$$

donde el factor de agotamiento λ , está definido por la ecuación (3-32)

Caso III: Mezclado parcial del líquido. En una publicación del American Institute of Chemical Engineers (AIChE) [1] se presenta una expresión en la cual el proceso de mezclado es descrito en función de una difusividad de remolino de la fase líquida, D_{EL} :

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{1 - \exp[-(\eta + Pe)]}{(\eta + Pe)[1 + (\eta + Pe)/\eta]} + \frac{\exp(\eta) - 1}{\eta[1 + \eta/(\eta + Pe)]} \quad (3-37)$$

donde

$$\eta = \frac{Pe_L}{2} \left[\left(1 + \frac{4\lambda E_{OG}}{Pe_L} \right)^{0.5} - 1 \right] \quad (3-38)$$

y el número de Péclet está definido por la ecuación (3-33)

$$Pe_L = \frac{l_f^2}{D_{EL} \theta_L} = \frac{Q_L l_f^2}{D_{EL} A_a h_l} \quad (3-33)$$

La relación entre λE_{OG} y E_{MG}/E_{OG} para diversos valores de Pe se puede obtener también de la figura 3-5.

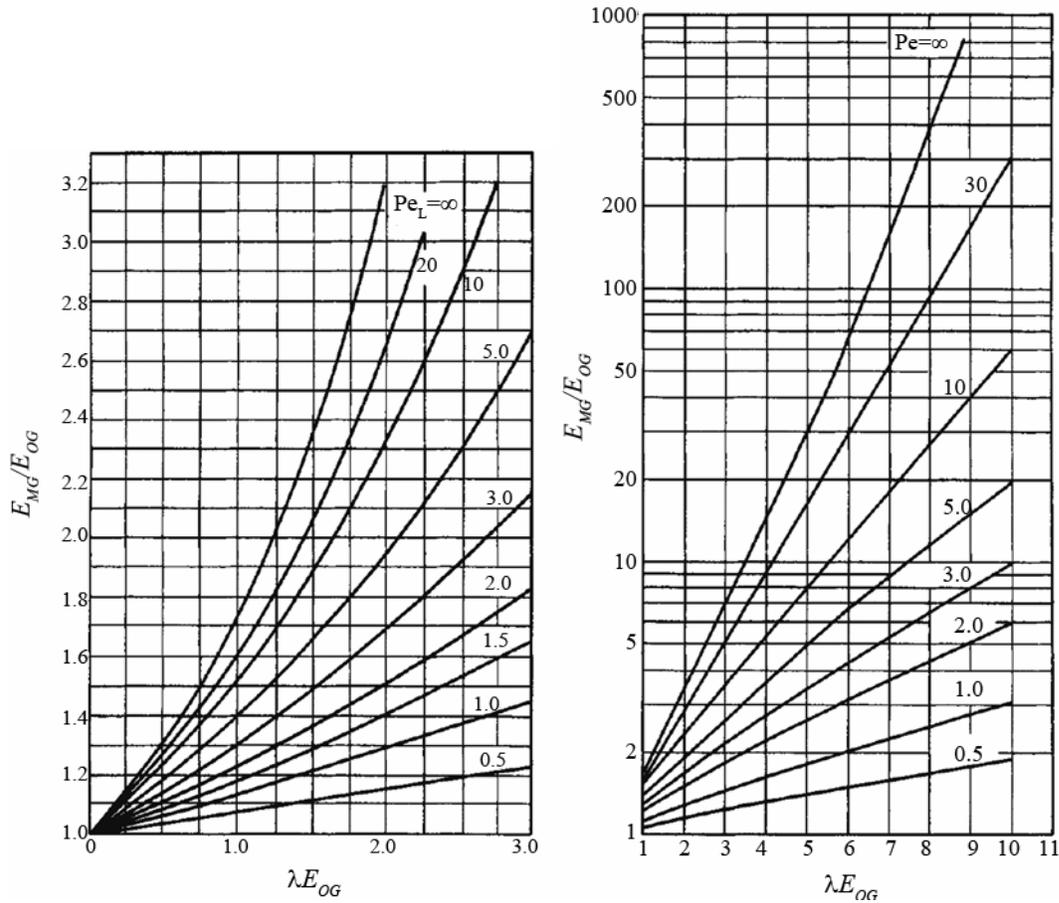


Figura 3-5. Curvas de mezclado (Ec. (3-37))

3.2.1.5 Relación entre E_{OL} y N_{OL}

El modelo se muestra en la figura 3-6. Este modelo relativo al líquido es usado algunas veces cuando toda la resistencia a la transferencia se encuentra en la fase líquida.

La composición del líquido no está restringida por ninguna suposición; esto es, la composición del líquido puede cambiar en la dirección horizontal y en la vertical en cualquier punto sobre el plato. Por otra parte, la composición del vapor está restringida a la suposición de que es constante a lo largo de cualquier plano horizontal a través de la espuma. Esta situación improbable puede ser obtenida

solo si las burbujas de vapor ascienden mas rápidamente cerca de la entrada del líquido que en la salida del mismo.

Se debe notar que el modelo relativo a la fase vapor y el relativo a la fase líquida no son compatibles, esto es, no pueden existir simultáneamente.

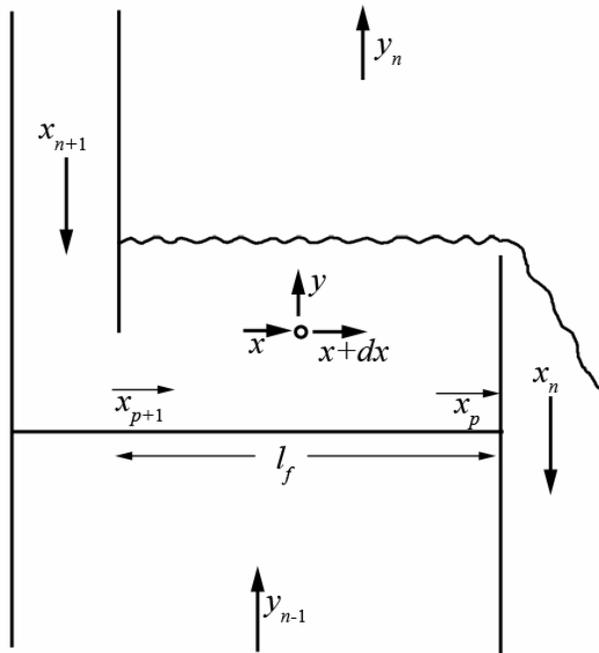


Figura 3-6. Modelo del plato relativo a la fase líquida. El modelo asume composición constante del vapor a lo largo de cualquier plano horizontal en la espuma.

La relación matemática ente E_{OL} y N_{OL} basada en el modelo líquido puede ser encontrada integrando la ecuación (3-23) desde un punto sobre el plato (donde $Z = 0$ y $x=x_p$) a lo largo de un plano horizontal sobre el plato (donde y y x^* son constantes) hasta el bajante de entrada (donde $Z=l_f$, $x = x_{p+1}$)

$$\frac{K_{OL} a_i \rho_{M,L} l_f}{L_M} = N_{OL} = \ln \frac{x_{p+1} - x^*}{x_p - x^*} \quad (3-39)$$

dado que

$$1 - E_{OL} = \frac{x_p - x^*}{x_{p+1} - x^*}$$

se tiene la relación

$$E_{OL} = 1 - \exp(-N_{OL}) = 1 - \exp\left(-\frac{K_{OL} a_i \rho_{L,M} l_f}{L_M}\right) \quad (3-40)$$

A primera vista, la dirección de integración anterior parece estar equivocada. No obstante, en el desarrollo de la ecuación (3-35), se supuso que el vapor va desde y_{p-1} en $Z=0$ a y_p en $Z = h_F$. Si se asume un contacto a contracorriente entre el vapor y el líquido, el líquido debe ir desde x_p en $Z = 0$ hasta x_{p+1} en $Z = l_f$

3.2.1.6 Relación entre E_{ML} y N_{OL}

El AIChE [1] desarrolló expresiones para relacionar directamente N_{OL} y E_{ML} ; no se desarrollan expresiones para relacionar directamente E_{ML} y E_{OL} debido a que en el método las eficiencias relativas al líquido son convertidas a eficiencias relativas al vapor por medio de las ecuaciones (3-46) y (3-47).

Caso I. Líquido completamente mezclado

Cuando el líquido está completamente mezclado, $x_p = x_n$ y

$$E_{ML} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*} \quad (3-2)$$

$$E_{OL} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x^*} \quad (3-4)$$

La x^* representa la composición que el líquido tendría si estuviera en equilibrio con el vapor de composición y_p en algún punto dentro de la dispersión, mientras que x_n^* sería la composición en equilibrio con la composición total del vapor y_n , que es equivalente a y_p solo en la superficie de la espuma en el modelo relativo al líquido. Por tanto E_{OL} y E_{ML} no son iguales en general en este caso.

La relación entre E_{ML} y N_{OL} puede ser desarrollada de un balance de materia en el plato

$$L_M (x_{n+1} - x_n) = K_{OL} a_i (x_n - x_n^*) \rho_{L,M} Z \quad (3-41)$$

La ecuación anterior puede ser escrita de la siguiente manera

$$\frac{L_M}{K_{OL} a_i \rho_{L,M} Z} = \frac{1}{N_{OL}} = \frac{x_n - x_n^*}{x_{n+1} - x_n} \quad (3-42)$$

Sumando 1 a los dos últimos términos y combinando con la definición de E_{ML} (Ec. (3-2)) se obtiene la relación entre E_{ML} y N_{OL}

$$E_{ML} = \frac{N_{OL}}{1 + N_{OL}} \quad (3-43)$$

Caso II. No existe mezclado horizontal del líquido

En este caso, se asume flujo pistón del líquido. La integración de la ecuación (3-23) a lo largo del plato desde la compuerta de salida ($Z = 0$ y $x=x_n$) a lo largo del plano horizontal en lo alto de la espuma ($y = y_n$ y $x^* = x_n^*$) hasta el bajante de entrada ($Z = l_f$ y $x = x_{n+1}$) produce:

$$N_{OL} = \frac{K_{OL} a_i \rho_L l_f}{L_M} = \ln \frac{x_{n+1} - x_n^*}{x_n - x_n^*} \quad (3-44)$$

dado que

$$1 - E_{ML} = \frac{x_n - x_n^*}{x_{n+1} - x_n^*}$$

se obtiene

$$E_{ML} = 1 - \exp(-N_{OL}) = 1 - \exp\left(-\frac{K_{OL} a_i \rho_{L,M} l_f}{L_M}\right) \quad (3-45)$$

Esta ecuación tiene la misma forma que la (3-40). Aún si la trayectoria de integración en la derivación de la ecuación (3-40) se ha extendido a lo largo del plato para obtener E_{OL} en la salida del plato, N_{OL} en la ecuación (3-40) no es igual a N_{OL} en la ecuación (3-45). Los límites de composición x_n y x_{n+1} son los mismos en cada caso, pero la fuerza impulsora para la transferencia de masa varía en el plano horizontal elegido para la trayectoria de integración. Para cualquier plano en

el líquido, $y = y_p$ y $x^* = (y-b)/m$. En la parte superior de la espuma, $y=y_n$ y $x^*=x_n^*=(y_n-b)/m$. Por tanto, la fuerza impulsora para la transferencia de masa es x_p-x^* en el primer caso y $x-x_n^*$ en el segundo y $x^*\neq x_n^*$ para cualquier otro plano que no sea el superior. Las ecuaciones (3-45) y (3-40) se vuelven idénticas, y $E_{ML} = E_{OL}$ solo si se asume que no existe gradiente de concentración en el plano vertical para el líquido o el vapor adicionalmente al flujo pistón para el líquido.

Caso III. Mezclado parcial del líquido. Aun cuando se puede desarrollar una ecuación análoga a la (3-37), está no será desarrollada dado que puede usarse la ecuación (3-37) y las presentadas en la sección siguiente.

3.2.1.7 Relación entre las eficiencias relativas al vapor y las relativas al líquido

Debido a que las eficiencias relativas al vapor y al líquido están expresadas en términos de resistencia global, es posible la conversión directa de E_{OL} a E_{OG} (o E_{ML} a E_{MG}). No obstante, se debe tener la precaución de que la conversión no esté basada en el uso simultáneo de los modelos relativos al vapor y al líquido. Las relaciones entre E_{OL} y E_{OG} , y entre E_{ML} y E_{OL} son

$$E_{OG} = \frac{E_{OL}}{E_{OL} + \lambda(1 - E_{OL})} \quad (3-46)$$

$$E_{MG} = \frac{E_{ML}}{E_{ML} + \lambda(1 - E_{ML})} \quad (3-47)$$

Algunas veces, toda o la mayor parte de la resistencia a la transferencia de masa se encuentra en una de las fases. En estos casos los procedimientos deben ser modificados de algún modo.

Si no existe resistencia en la fase líquida, el grado de mezclado del líquido no tiene efecto en la eficiencia. En este caso $E_{MG} = E_{OG}$.

Si no existe resistencia en la fase gaseosa, es más conveniente calcular N_{OL} y E_{OL} en lugar de N_{OG} y E_{OG} .

El grado de mezclado tiene el mayor efecto cuando la resistencia se encuentra en la fase líquida. En este caso, $N_{OL} = N_L$ y $E_{ML} \approx E_{OL}$.

La ecuación (3-43) puede ser escrita como

$$N_L = \frac{E_{OL}}{1 - E_{OL}} \quad (3-48)$$

Debido a que en este caso λ es muy grande, el primer término en el denominador de la ecuación (3-46) puede ser despreciado y la ecuación puede ser escrita de la forma

$$E_{OG} = \frac{E_{OL}}{\lambda(1 - E_{OL})} \quad (3-49)$$

combinando las ecuaciones (3-48) y (3-49)

$$\lambda E_{OG} = N_L \quad (3-50)$$

La ecuación (3-47) también se reduce a

$$\lambda E_{MG} = \frac{E_{ML}}{1 - E_{ML}} \quad (3-51)$$

La división de la ecuación (3-51) entre la (3-50) relaciona la eficiencia de plato de Murphree en términos del líquido, E_{ML} , con la relación E_{MG}/E_{OG}

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{E_{ML}}{N_L(1 - E_{ML})} \quad (3-52)$$

Ahora se puede utilizar la ecuación (3-37) sustituyendo λE_{OG} por N_L y E_{MG}/E_{OG} por:

$$\frac{E_{ML}}{N_L(1 - E_{ML})}$$

En todas las relaciones desarrolladas para encontrar la eficiencia, se requiere del conocimiento del número de unidades de transferencia de masa (o de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa y los tiempos de residencia

de ambas fases), los métodos para estimar el número de unidades de transferencia se muestran en las secciones 3.2.1.12 y 3.2.1.13.

3.2.1.8 Corrección por arrastre

En el manual del AIChE [1] se recomienda el uso de la ecuación desarrollada por Colburn [17] para la corrección de la eficiencia de plato de Murphree por arrastre, E_{MGE}

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG} \frac{e}{L_o}} \quad (3-53)$$

donde

e = flujo molar del líquido arrastrado, kmol/s

L_o = flujo molar del líquido en ausencia de arrastre, kmol/s

En la sección 2.2.3 el arrastre fraccional, ψ , es definido por

$$\psi = \frac{e}{L_o + e} \quad (2-31)$$

Combinando esta definición con la ecuación (3-53) [22] se obtiene

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG} \left(\frac{\psi}{1 - \psi} \right)} \quad (3-54)$$

en la cual el arrastre fraccional, ψ , se toma de la figura 2-8

3.2.1.9 Relación entre E_o y E_{MGE}

Lewis [48] desarrolló la siguiente relación entre E_o y E_{MGE}

$$E_o = \frac{\ln[1 + E_{MGE}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda} \quad (3-55)$$

Esta ecuación se basa en la suposición de que la línea de operación sea recta (flujo molar constante), que la línea de equilibrio también sea una línea recta

y se tenga un valor constante de E_{MG} de plato a plato. La ecuación (3-55) debe ser aplicada separadamente en cada sección de columna (en destilación fraccionada) debido a la variación de L/G en cada sección.

3.2.1.10 Determinación de la pendiente de la línea de equilibrio, m

El procedimiento de determinación de la pendiente de la línea de equilibrio, m , se muestra en la figura 3-7 [1]. El procedimiento asume que el líquido sobre el plato está bien mezclado y tiene una composición uniforme x_n (Caso I, sección 3.2.1.4).

1. Determinar el valor de y^* localizando el punto donde x_n intersecta la línea de equilibrio.
2. Localizar sobre la línea de operación (pendiente = L_M/G_M) la composición del líquido x_n . Desde este punto dibujar una línea punteada (línea de fuerzas impulsoras) con una pendiente igual a $-(N_L L_M)/(N_G G_M)$. El punto donde la línea punteada intersecta la línea de equilibrio proporciona la concentración del gas y el líquido en la interfase, x_i y y_i en el punto donde el gas entra al plato.
3. Dibujar una línea de pendiente ligeramente menor que la tangente a la curva de equilibrio en este punto: esta línea tiene una pendiente aproximadamente igual a la verdadera pendiente de la curva de equilibrio, m . Usar este valor de pendiente, en las ecuación (3-30) y (3-35) para calcular un valor de E_{OG} , y con este valor determinar la composición del gas que abandona el plato, y_n , con la ecuación (3-3).
4. En el punto y_n, x_n dibujar una segunda línea punteada con pendiente igual a $-(N_L L_M)/(N_G G_M)$. Esta nueva línea punteada intersecta la línea de equilibrio en el punto x_i', y_i' .
5. Conectar los puntos x_i, y_i y x_i', y_i' con una línea recta; la pendiente de esta línea es m , la pendiente de la línea de equilibrio. Se debe hacer un nuevo cálculo del punto y, x_n con el nuevo valor de m , y repetir el proceso hasta que el punto y_n, x_n sea obtenido con la precisión requerida.

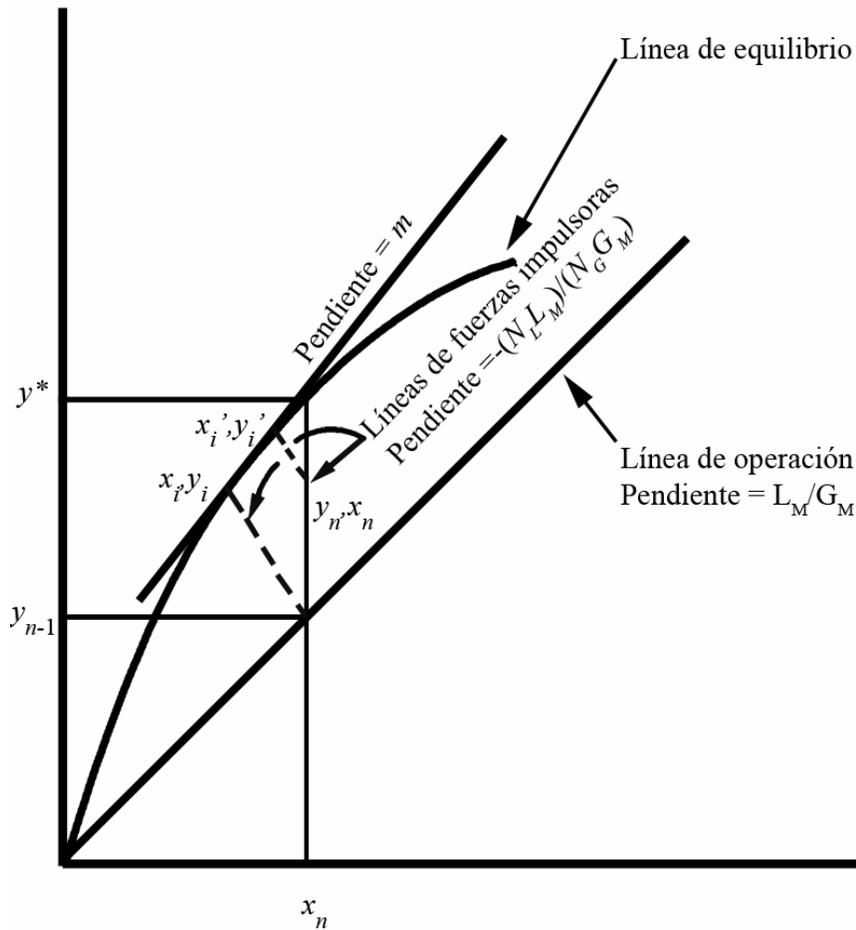


Figura 3-7 Determinación gráfica de m [1]

En operaciones de destilación se puede determinar un valor aproximado de la pendiente de la línea de equilibrio, m , asumiendo una volatilidad relativa, α , constante con la ecuación:

$$m = \frac{dy^*}{dx} = \frac{\alpha}{[1 + (\alpha - 1)x]^2} \quad (3-56)$$

asumiendo que

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + x(\alpha - 1)} \quad (3-57)$$

3.2.1.11 Correlaciones recomendadas en el manual del AIChE para el cálculo del número de unidades de transferencia y la difusividad de remolino [1, 64, 71]

El número de unidades de transferencia para la fase gaseosa, N_G , se calcula con

$$N_G = \frac{1}{Sc_G^{0.5}} \left(0.776 + 4.567h_w - 0.2377F_{ga} + 104.8 \frac{Q_L}{D_f} \right) \quad (3-58)$$

y el número de unidades de transferencia para la fase líquida, N_L

$$N_L = 40000D_L^{0.5} (0.213F_{ga} + 0.15)\theta_L \quad (3-59)$$

La difusividad de remolino para la fase líquida, D_{EL} , con

$$D_{EL}^{0.5} = 3.77 \times 10^{-3} + 0.0171u_a + 3.681 \frac{Q_L}{D_f} + 0.18h_w \quad (3-60)$$

en estas ecuaciones

D_f = ancho promedio de flujo del líquido = $(D+l_w)/2$, m

D_L = difusividad del líquido, m^2/s

F_{ga} = parámetro de energía cinética = $u_a \rho_G^{0.5}$, $(m/s)(kg/m^3)^{0.5}$

h_w = altura de la compuerta, m

Q_L = flujo volumétrico del líquido, m^3/s

Sc_G = número de Schmidt para la fase gaseosa, adimensional = $\mu_G/(\rho_G D_G)$

(3-61)

u_a = velocidad del gas basada en el área activa A_a , m/s

ρ_G = densidad del gas, kg/m^3

θ_L = tiempo de residencia del líquido, s

Una vez determinados los números de unidades transferencia de masa para la fase gas y líquida, N_G y N_L , el número de unidades globales de transferencia, N_{OG} , se calcula con la ecuación (3-30).

Se han propuesto correlaciones adicionales para el cálculo de la difusividad de remolino o difusividad turbulenta para la fase líquida, D_{EL} .

Yu et al.[76] desarrollaron la siguiente expresión para la determinación de la difusividad de remolino:

$$D_{EL}^{0.5} = 0.004 + 0.0135F_{ga} + 3.96Q_{Lw} + 0.2h_w \quad (3-62)$$

donde

F_{ga} = parámetro de energía cinética = $u_a \rho_G^{0.5}$, m/s(kg/m³)^{0.5}

Q_{Lw} = flujo volumétrico del líquido por longitud de compuerta = Q_L/l_w , m³/s•m

h_w = altura de la compuerta, m

Bennett y Grimm [5] proponen la siguiente correlación para estimar la difusividad de remolino en platos rectangulares:

$$D_{EL} = 0.02366h_{2\phi}^{3/2} g^{1/2} \quad (3-63)$$

donde $h_{2\phi}$ se obtiene con la ecuación (2-47) y g es la aceleración debida a la gravedad =9.807 m/s².

Barker y Self [2] proponen la siguiente expresión para la estimación de la difusividad de remolino en platos rectangulares:

$$D_{EL} = 6.673 \times 10^{-3} u_a^{1.44} + 0.0922h_l - 5.62 \times 10^{-3} \quad (3-64)$$

donde la altura del líquido claro se calcula, h_l , con la ecuación (2-100).

3.2.1.12 Aplicación del método del AIChE para la determinación de la eficiencia de plato

1. Calcular la altura del líquido claro, h_l , con el método de Bennett et al (Ecs. (2-109) a (2-112)).
2. Calcular el tiempo de residencia del líquido, θ_L , con:

$$\theta_L = \frac{h_l A_a}{Q_L} \quad (3-65)$$

3. Determinar el número de unidades de transferencia para la fase líquida con la ecuación (3-59).
4. Calcular el número de Schmidt para la fase gaseosa con la ecuación (3-61) y una vez obtenido este, determinar el número de unidades de transferencia para la fase gaseosa con la ecuación (3-58).
5. Evaluar la eficiencia puntual para la fase gaseosa, E_{OG} , con las ecuaciones (3-30) y (3-35)
6. Estimar la difusividad de remolino, D_{EL} , con la ecuación (3-60) y el número de Péclet con la ecuación (3-33).
7. Determinar el valor de E_{MG}/E_{OG} con las ecuaciones (3-37) y (3-38) o con la figura 3-5. Calcular la eficiencia de plato de Murphree, E_{MG} , con el valor obtenido de E_{OG} y de E_{MG}/E_{OG} .
8. Estimar el valor del factor de inundación, f_f , con los métodos de la sección 2.2.2.3 (Ec. (2-5)) y una vez obtenido este, determinar el valor del arrastre fraccional con la figura 2-8.
9. Calcular la eficiencia de plato de Murphree corregida por arrastre, E_{MGE} con la ecuación (3-54).
10. Determinar la eficiencia global de columna con la ecuación (3-55) tomando en cuenta las restricciones.

3.2.1.13 Correlaciones alternas para el cálculo de la eficiencia

Chan y Fair [14] desarrollaron correlaciones para la estimación del coeficientes volumétricos de transferencia de masa en platos perforados.

Para la fase gaseosa:

$$k_G a_i = 10 \left(\frac{D_G}{h_l} \right)^{1/2} (1030 f_f + 867 f_f^2) \quad (3-66)$$

donde

D_G = difusividad del gas, m²/s

f_f = factor de inundación = $u_N/u_{N,f}$

Chan y Fair recomiendan el uso del método de Bennett et al. para el cálculo de la altura del líquido claro, h_l (capítulo 2). El factor de inundación, f_f , se estima con los métodos del capítulo 2.

Para la fase líquida Chan y Fair usan la correlación desarrollada por Gester [14, 64]

$$k_L a_i = 1.97 \times 10^4 D_L^{1/2} (0.40 F_{ga} + 0.17) \quad (3-67)$$

donde

D_L = difusividad del líquido, m²/s

F_{ga} = parámetro de energía cinética = $u_a \rho_G^{0.5}$, (m/s)(kg/m³)^{0.5}

El tiempo de residencia del vapor puede ser estimado por:

$$\theta_G = \frac{(1 - \phi) h_l A_a}{\phi Q_G} \quad (3-68)$$

donde la densidad relativa de la espuma, ϕ , se calcula con la ecuación (2-111)

El número de unidades de transferencia para ambas fases se calcula con:

para la fase gaseosa:

$$N_G = k_G a_i \theta_G \quad (3-69)$$

para la fase líquida:

$$N_L = k_L a_i \theta_L \quad (3-70)$$

donde el tiempo de residencia de la fase líquida en la espuma se obtiene con la ecuación (3-65) y para la fase gas con la ecuación (3-68).

Una vez obtenidos el número de unidades de transferencia para cada fase se siguen los pasos 5 a 11 del método del AIChE para calcular la eficiencia global de columna, E_o , excepto que Chan y Fair usan la correlación de Barker y Self [2] para estimar la difusividad de remolino, D_{EL} (Ec. (3-64)). Aunque Barker y Self desarrollaron su propia correlación para la estimación de la altura del líquido claro, h_l , Chen y Fair recomiendan el uso de una correlación de aplicación más general como la de Bennett et al (Ec. (2-109))

Zuiderweg [77, 78] desarrolló un método para la estimación de los coeficientes de transferencia de masa en ambas fases asumiendo que son función de las propiedades físicas del sistema.

Para la fase gaseosa (en el rango $1.0 < \rho_G < 80$)

$$k_G = \frac{0.13}{\rho_G} - \frac{0.065}{\rho_G^2} \quad (3-71)$$

Para la fase líquida

$$k_L = \frac{2.6 \times 10^{-5}}{\mu_L^{0.25}} \quad (3-72)$$

El coeficiente global de transferencia de masa relativo a la fase gaseosa se calcula con:

$$K_{OG} = \frac{k_G k_L}{k_L + m_c k_G} \quad (3-73)$$

donde m_c es la pendiente de la línea de equilibrio expresada en concentración del gas/concentración del líquido ((kmol/m³ de gas)/(kmol/m³ de líquido)) y está definida por

$$m_c = m \frac{\rho_G M_L}{\rho_L M_G} \quad (3-74)$$

donde

m = pendiente de la línea de equilibrio expresada en fracción mol (fracción mol del gas/fracción mol del líquido)

M_G, M_L = peso molecular promedio del gas y el líquido respectivamente, kg/kmol

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m³

La eficiencia puntual se calcula con:

$$E_{OG} = 1 - \exp\left(\frac{-K_{OG}a_{ia}}{u_a}\right) \quad (3-75)$$

donde el área interfacial por unidad de área activa, a_{ia} , se calcula con:

para el régimen rocío

$$a_{ia} = \frac{40}{A_f^{0.3}} \left(\frac{F_{ga}^2 h_l F_{lv}}{\sigma} \right)^{0.37} \quad (3-76)$$

para el régimen espuma

$$a_{ia} = \frac{43}{A_f^{0.3}} \left(\frac{F_{ga}^2 h_l F_{lv}}{\sigma} \right)^{0.53} \quad (3-77)$$

la eficiencia de Murphree, E_{MG} , se calcula con la ecuación (3-36)

Chen y Chuang [16] desarrollaron correlaciones para estimar los números de unidades de transferencia de masa basadas en experimentos desarrollados con los sistemas ciclohexano/*n*-heptano, isobutano/*n*-butano y etilbenceno/estireno en platos perforados.

$$N_G = C_1 \frac{1}{\mu_L^{0.1} A_f^{0.14}} \left(\frac{\rho_L F_{ga}^2}{\sigma^2} \right)^{1/3} (D_G t_G')^{0.5} \quad (3-78)$$

$$N_L = C_2 \frac{1}{\mu_L^{0.1} A_f^{0.14}} \left(\frac{\rho_L F_{ga}^2}{\sigma^2} \right)^{1/3} \left(\frac{G}{L} \right) (D_L t_L')^{0.5} \quad (3-79)$$

donde:

A_f = área fraccional de orificio, = A_H/A_a

C_1 = constante = 11

$C_2 = \text{constante} = 14$

$D_G = \text{difusividad del gas, m}^2/\text{s}$

$D_L = \text{difusividad del líquido, m}^2/\text{s}$

$F_{ga} = \text{parámetro de energía cinética} = u_a \rho_G^{1/2}, (\text{m/s})$

$G = \text{flujo del vapor, kg/h}$

$L = \text{flujo del líquido, kg/h}$

$t_G' = \text{tiempo de contacto del gas usado en el modelo} = h_l/u_a, \text{s (3-80)}$

$t_L' = \text{tiempo del contacto del líquido usado en el modelo} = t_G' \rho_L/\rho_G, \text{s (3-81)}$

$u_a = \text{velocidad superficial del gas basada en el área activa, } A_a$

$\mu_L = \text{viscosidad del líquido, Pa s}$

$\rho_G = \text{densidad del vapor, kg/m}^3$

$\rho_L = \text{densidad del líquido, kg/m}^3$

$\sigma = \text{tensión superficial, N/m}$

Chen y Chuang recomiendan la correlación desarrollada por Hofnius y Zuiderweg [16, 30] para el cálculo de la altura del líquido claro h_l (Ec. (2-114))

Para el cálculo del número de unidades globales de transferencia de masa en la fase gaseosa, N_{OG} , se tiene la siguiente relación que se obtiene combinando las ecuaciones (3-30) (3-78) y (3-79)

$$N_{OG} = \frac{C_1 \frac{1}{\mu_L^{0.1} A_f^{0.14}} \left(\frac{\rho_L F_{ga}^2}{\sigma^2} \right)^{1/3} (D_G t_G')^{0.5}}{\lambda \frac{C_1}{C_2} \left(\frac{D_G \rho_G}{D_L \rho_L} \right)^{0.5} \frac{L}{G} + 1} \quad (3-82)$$

Estas relaciones fueron desarrolladas sin tomar en cuenta el arrastre o el goteo.

Para el cálculo de la eficiencia global de columna se siguen los pasos 5 a 11 del método del AIChE, la difusividad de remolino usada es también la obtenida por la correlación de Barker y Self (Ec. (3-64)).

Bennett [7, 8] desarrolló un método para la estimación de la eficiencia puntual y la eficiencia de Murphree para la fase líquida en base al modelo de dos zonas (Fig. 2-9) y la teoría de la penetración [71].

La eficiencia puntual basada en la región continua de fase líquida se estima con:

$$E_{OG,LC} = 1 - \exp \left[\frac{-0.0029 \left(\frac{\rho_G u_H h_F}{\mu_G} \right)^{0.4136}}{1 + m \frac{\rho_G M_L}{\rho_L M_G} \sqrt{\frac{D_G (1 - \phi)}{D_L A_f}}} \right] \times \left(\frac{h_l}{d_H} \right)^{0.6074} A_f^{-0.3195} \quad (3-83)$$

donde:

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a , adimensional

D_G, D_L = difusividad del gas y el líquido respectivamente, m^2/s

d_H = diámetro de los orificios, m

h_F = altura de la espuma, m

h_l = altura del líquido claro, m

m = pendiente de la línea de equilibrio, adimensional

M_G, M_L = peso molecular promedio del gas y el líquido respectivamente, kg/kmol

u_H = velocidad del gas basada en el área de orificios, A_H , m/s

μ_G = viscosidad del gas, Pa·s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

ϕ = densidad relativa de la espuma, adimensional

La altura del líquido claro, h_l , se estima con la ecuación (2-109), la densidad de la espuma, ϕ , con la ecuación (2-111) y la altura de la espuma, h_F , con la ecuación (2-91).

Se puede considerar que el vapor no está mezclado si el número de Péclet para ésta fase vapor, $Pe_G \leq 50$. El número de Péclet para la fase vapor se estima con:

$$Pe_G = \frac{u_a l_f^2}{D_{EG} (S - h_{2\phi})} \quad (3-84)$$

donde

D_{EG} = difusividad de remolino del gas, m^2/s

l_f = longitud mínima de la trayectoria de flujo del líquido sobre el plato, m

$h_{2\phi}$ = altura total de la espuma en las dos fases, m

u_a = velocidad del gas basada en el área activa, A_a , m/s

S = espaciamiento entre platos, m

Se recomienda usar un valor de $0.01 m^2/s$ para D_{EG} y $h_{2\phi}$ se calcula con la ecuación (2-47)

Si $h_{2\phi}/S \geq 1$ se debe considerar que el vapor no está mezclado.

Cuando el vapor se encuentra bien mezclado ($Pe_G > 50$) pero el líquido se encuentra parcialmente mezclado, dentro de los rangos $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG,LC} \leq 1.0$, y $0 \leq Pe_L \leq 1000$ la eficiencia de Murphree se estima con la siguiente ecuación:

$$E_{MG} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\lambda E_{OG,LC}}{N} \right) \right]^N - 1}{\lambda} \quad (3-85)$$

Debido a que se asume que el vapor que entra al plato está mezclado, no existe dependencia de la eficiencia de Murphree en la dirección de flujo.

Cuando el vapor no está mezclado ($Pe_G \leq 50$), la eficiencia de Murphree depende de la dirección de flujo. Para flujo paralelo, dentro de rangos de $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG,LC} \leq 1.0$, y $0 \leq Pe_L \leq 1000$ la eficiencia de Murphree se estima con la ecuación:

$$E_{MG} = \frac{\left[1 + \frac{\lambda E_{OG,LC}}{N}\right]^N - 1}{\lambda} \left(1 + 0.0463 \lambda^{0.6255} E_{OG,LC}^{1.69591} Pe_L^{0.16625}\right) \quad (3-86)$$

Para flujo cruzado, dentro de rangos de $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG,LC} \leq 1.0$, y $0 \leq Pe_L \leq 1000$ la eficiencia de Murphree se estima con:

$$E_{MG} = \frac{\left(1 + \frac{\lambda E_{OG,LC}}{N}\right)^N - 1}{\lambda} \left(1 - 0.0335 \lambda^{1.07272} E_{OG,LC}^{2.51844} Pe_L^{0.17524}\right) \quad (3-87)$$

N se calcula en función del número de Péclet

$$N = \frac{Pe_L + 2}{2} \quad (3-88)$$

y el número de Péclet para la fase líquida se calcula con la ecuación:

$$Pe_L = \frac{l_f^2}{D_{EL} \theta_L} = \frac{Q_L l_f^2}{D_{EL} A_a h_l} \quad (3-33)$$

La difusividad de remolino se determina con la correlación de Bennett y Grimm [5], pero multiplicada por cuatro para compensar la mala distribución y la curvatura de los platos.

$$D_{EL} = 4 \times 0.02366 h_{2\phi}^{3/2} g^{1/2} \quad (3-89)$$

La eficiencia corregida por arrastre, E_{MG} , se estima con:

$$\frac{E_{MGE}}{E_{MG}} = 1 - 0.8 E_{OG,LC} \lambda^{0.543} E \frac{G_M}{L_M} \quad (3-90)$$

donde E_{MG} se calcula con la ecuación (3-85), (3-86) o (3-87) dependiendo del mezclado y dirección de flujo del líquido y el vapor, $E_{OG,LC}$ se calcula con la ecuación (3-83) y el arrastre, E , con el método de Bennett et al (Ec. (2-44)).

Finalmente la eficiencia global de columna se determina con la ecuación (3-55).

Prado y Fair [61] desarrollaron un modelo para la predicción de eficiencia en platos perforados usando el sistema aire/agua basado en la teoría de la penetración [71]. Posteriormente García [26] realizó una ampliación de este modelo para sistemas diferentes al aire/agua.

La dispersión sobre un plato perforado puede ser dividida verticalmente en tres secciones. La sección en la parte más cercana al piso del plato (zona de actividad de los orificios) corresponde a la actividad en los orificios (formación de chorros de vapor o burbujeo), la sección intermedia (seno de la zona de espuma) está compuesta de burbujas de gas dispersas en el líquido, mientras que la sección superior (zona de rocío) es continua en la fase gaseosa, con gotas de líquido dispersas a través del vapor. A altos flujos del gas y bajas alturas de líquido claro, el seno de la zona de espuma desaparece y la zona de actividad de orificio, principalmente chorros de vapor, limita con la zona de rocío. A altos flujos de gas y grandes alturas de líquido claro, el seno de la zona de espuma es altamente importante, mientras que la zona de rocío, aunque presente, no contribuye significativamente a la actividad del plato perforado. Horizontalmente, la actividad del plato perforado también puede ser dividida en tres secciones diferentes: formación de chorros de vapor, formación de burbujas grandes, y formación de burbujas pequeñas. Combinando las secciones verticales con las horizontales se obtiene una división de la actividad del plato en seis zonas que se muestran en la figura 3-8.

Resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida

El número de unidades de transferencia para la fase líquida, N_L , se adapta de la siguiente manera

$$N_L = k_L a^* t_L \quad (3-91)$$

se tiene también la relación

$$a^* t_L = \frac{\rho_L G}{\rho_G L} a' t_G \quad (3-92)$$

en estas ecuaciones

a' = área interfacial por volumen de gas, m^2/m^3

a^* = área interfacial por volumen de líquido, m^2/m^3

G = flujo del gas, kg/s

k_L = coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, m/s

L = flujo del líquido, kg/s

t_G = tiempo de residencia promedio del gas en la dispersión, s

t_L = tiempo de residencia promedio del líquido en la dispersión, s

ρ_G, ρ_L = densidad del gas y el líquido respectivamente, kg/m^3

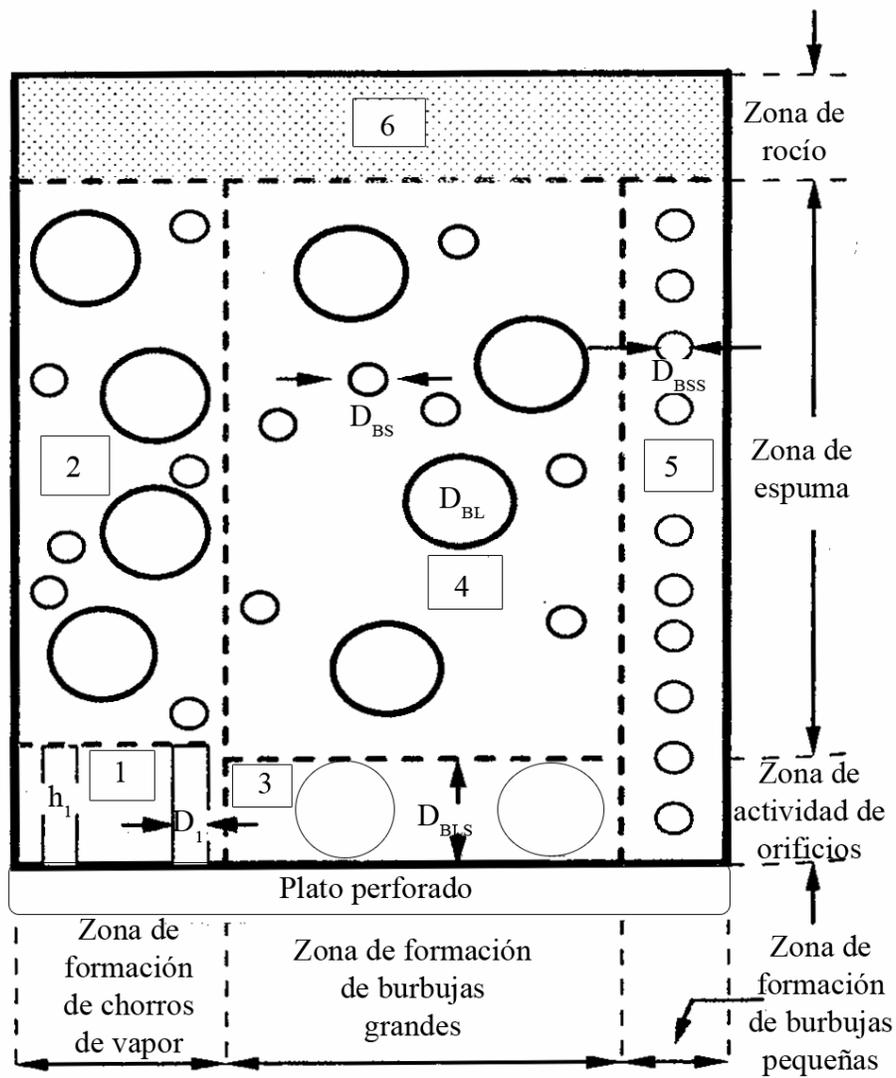


Figura 3-8. Modelo hidráulico de la dispersión sobre un plato perforado

Sustituyendo la ecuación (3-92) en la (3-91)

$$N_L = k_L \frac{\rho_L G}{\rho_G L} a' t_G \quad (3-93)$$

el coeficiente de transferencia de masa, k_L , usado en el modelo, según la teoría de penetración de Higbie está definido por la siguiente forma:

$$k_L = 2 \left(\frac{D_L}{\pi t_c} \right)^{0.5} \quad (3-94)$$

donde:

D_L = difusividad en la fase líquida, m^2/s

t_c = tiempo de contacto, s

π = constante = 3.14159...

Tomando el tiempo de contacto, $t_c = t_G/\varphi$ y sustituyendo esto en la ecuación anterior se tiene:

$$k_L = 2 \left(\frac{\varphi D_L}{\pi t_G} \right)^{1/2} \quad (3-95)$$

En la ecuación (3-95) el factor adimensional φ es introducido para tomar en cuenta renovaciones múltiples de la superficie.

Sustituyendo la ecuación (3-95) en la ecuación (3-93), la relación general para el número de unidades de transferencia para la fase líquida es

$$N_L = \frac{2\rho_L G(\varphi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L} a' t_G^{1/2} \quad (3-96)$$

Zona 1

En esta zona (presencia de chorros de vapor en el orificio), con $a' = 4/D_1$ la ecuación de unidades de transferencia se adapta de la siguiente manera

$$N_{L1} = \frac{8\rho_L G(\varphi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_1} t_G^{1/2} \quad (3-97)$$

donde

D_L = difusividad del líquido, m^2/s

G y L = flujos del vapor y el líquido respectivamente, kg/s.

ρ_G y ρ_L = densidad del vapor y el líquido respectivamente, kg/m^3

La altura del chorro de vapor, h_1 se determina con

$$h_1 = 1.1 \times 10^{-3} d_H^{0.20} Re_H^{0.46} \quad (3-98)$$

El número de Reynolds para el paso del gas a través de los orificios está definido por:

$$Re_H = \frac{d_H u_H \rho_G}{\mu_G} \quad (3-99)$$

en estas ecuaciones

d_H = diámetro del orificio, m

u_H = velocidad superficial del gas basada en el área de orificios, A_H , m/s

μ_G = viscosidad del gas, Pa s

El diámetro promedio del chorro de vapor, D_1 se calcula por

$$D_1 = 1.1d_H + 0.25h_1 \quad (3-100)$$

donde la altura del líquido claro, h_l , se calcula con el método de Bennett et al (Ecs. (2-109) a (2-112))

El tiempo de residencia del gas en el chorro de vapor t_{G1} es obtenido dividiendo la altura del chorro de vapor h_1 entre la velocidad del chorro de vapor, u_j

$$t_{G1} = h_1 / u_j \quad (3-101)$$

donde

$$u_j = \frac{u_H d_H^2}{(1 - FLC) D_1^2} \quad (3-102)$$

El término FLC denota la fracción de líquido sobre el plato que es necesaria para ajustar la velocidad en el orificio y se determina por

$$FLC = 1836.97 u_H^{-1.602} Q_{Lw}^{0.524} h_w^{0.292} \quad (3-103)$$

donde

Q_{LW} = flujo volumétrico del gas por longitud de compuerta, $m^3/s \cdot m$

h_w = altura de la compuerta, m

Zona 2

Se asume que la zona 2 está poblada por una distribución bimodal del tamaño de las burbujas.

El número de unidades de transferencia para burbujas pequeñas se determina por (con $a' = 6/D_{BS}$):

$$N_{L2S} = \frac{12\rho_L G(\phi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BS}} t_{G2S}^{1/2} \quad (3-104)$$

y para burbujas grandes (con $a' = 6/D_{BL}$)

$$N_{L2L} = \frac{12\rho_L G(\phi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BL}} t_{G2L}^{1/2} \quad (3-105)$$

Se asume que el diámetro de burbujas pequeñas, D_{BS} , es igual al diámetro máximo de burbuja estable D_{BSJ} determinado con

$$D_{BS} = D_{BSJ} = \frac{3.34}{(u_a g)^{0.4}} \left(\frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{0.6} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0.1} \quad (3-106)$$

y que el diámetro de burbujas grandes, D_{BL} , es igual al diámetro de burbujas grandes debido a chorros de vapor y rompimiento de las burbujas, D_{BLJ}

$$D_{BL} = D_{BLJ} = D_{BSJ} \left[0.83 + 41.5 \left(\sigma^{0.6} \left(\frac{\mu_L}{\rho_G} \right)^{0.1} \right) \right] \quad (3-107)$$

Los tiempos de residencia para burbujas pequeñas, t_{G2S} , y para burbujas grandes, t_{G2L} son:

$$t_{G2S} = (h_F - h_1)/u_{ST} \quad (3-108)$$

$$t_{G2L} = (h_F - h_1)/u_{LB} \quad (3-109)$$

La velocidad de ascenso de burbujas grandes, u_{LB} , está dada por

$$u_{LB} = \frac{u_N}{(1 - AJ)\varepsilon_{av}} - \frac{u_{ST}AJ}{(1 - AJ)} \quad (3-110)$$

donde u_N es la velocidad superficial del líquido basada en el área neta, A_N , m/s

La fracción promedio de volumen del gas, ε_{av} , está definida por

$$\varepsilon_{av} = 1 - h_l / h_F \quad (3-111)$$

La altura del líquido claro, h_l , y la altura de la espuma, h_F , se calculan con el método de Bennett et al (Ecs (2-109) a (2-112))

AJ (ecuación (3-138)) es la fracción de volumen de las burbujas pequeñas presente en las zonas 2 y 4.

Dado que la velocidad de ascenso de burbujas pequeñas, u_{ST} , es igual a la velocidad terminal de ascenso, U_T . Prado utiliza la siguiente ecuación para calcular la velocidad terminal de ascenso en el sistema aire y agua

$$u_{ST} = U_T = \left(\frac{2.14\sigma + 0.505\rho_L g D_{BS}^2}{\rho_L D_{BS}} \right)^{1/2} \quad (3-112)$$

donde

σ = tensión superficial, N/m

g = aceleración debida a la gravedad, 9.807 m/s²

García recomienda la siguiente relación para sistemas no acuosos:

$$u_{ST} = U_T = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{BS}} M^{-0.149} (J - 0.857) \quad (3-113)$$

donde μ_L es la viscosidad del líquido, Pa s

J se calcula por

$$J = 0.94H^{0.757} \quad \text{si } (2 < H \leq 59.3) \quad (3-114)$$

$$J = 3.42H^{0.441} \quad \text{si } (H > 59.3) \quad (3-115)$$

H está definida por

$$H = \frac{4}{3} EoM^{-0.149} \left(\frac{\mu_L}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (3-116)$$

donde μ_w es la viscosidad del agua, 9×10^{-4} Pa s

Los números adimensionales de Eotvos, Eo , y Morton, M , se definen como:

$$Eo = \frac{g(\rho_L - \rho_G)D_{BS}^2}{\sigma} \quad (3-117)$$

$$M = \frac{g\mu_L^4(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2\sigma^3} \quad (3-118)$$

Zona 3

El número de unidades de transferencia es obtenido con $a' = 6/D_{BLS}$

$$N_{L3} = \frac{12\rho_L G(\varphi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BLS}} t_{G3}^{1/2} \quad (3-119)$$

el tiempo de residencia para burbujas grandes, t_{G3} , se determina con

$$t_{G3} = D_{BLS} / u_{LB} \quad (3-120)$$

donde la velocidad de ascenso para burbujas grandes, u_{LB} , se calcula con la ecuación (3-110) modificada para valores de $AJ = 0$:

$$u_{LB} = u_N / \varepsilon_{av} \quad (3-121)$$

ε_{av} está definido por la ecuación (3-111)

y el diámetro de Sauter promedio de burbujas grandes, D_{BLS} se calcula con:

$$D_{BLS} = \Phi \times 0.605 \frac{d_H^{0.84} u_H^{0.18}}{Q_{LW}^{0.07}} \quad (3-122)$$

donde

$$\Phi = (h_{w,CBS}) (\mu_{L,CBS}) (\sigma_{CBS}) \quad (3-123)$$

El subíndice CSB denota una corrección por el tamaño de las burbujas y los valores corregidos de altura de compuerta, viscosidad del líquido y tensión superficial se calculan de acuerdo a la tabla 3-1

Tabla 3-1. Aplicación del factor ϕ

altura de la compuerta h_w	$h_w \geq 0.0254$	$h_{w,CBS} = 1$ (3-124)
	$0 < h_w < 0.0254$	$h_{w,CBS} = 8.3(h_w)^{0.7}$ (3-125)
	$h_w = 0$	$h_{w,CBS} = 8.3(h_l)^{0.7}$ (3-126)
viscosidad del líquido μ_L	Sistema aire-agua	$\mu_{L,CBS} = 1$ (3-127)
	otros sistemas con $\mu_L > 0.0006$ Pa s	$\mu_{L,CBS} = 4.13(\mu_L)^{1.5}$ (3-128)
tensión superficial σ	para $\sigma \gg 0.005$ N/m	$\sigma_{CBS} = 1$ (3-129)
	para $\sigma \leq 0.005$ N/m	$\sigma_{CBS} = 3(\sigma)^{0.6}$ (3-130)

Zona 4

Las ecuaciones para el número de unidades de transferencia en la zona 4 son:

Para burbujas pequeñas (con $a' = 6/D_{BS}$)

$$N_{L4S} = \frac{12\rho_L G(\phi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BS}} t_{G4S}^{1/2} \quad (3-131)$$

Para burbujas grandes (con $a' = 6D/BL$)

$$N_{L4L} = \frac{12\rho_L G(\phi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BL}} t_{G4L}^{1/2} \quad (3-132)$$

El diámetro de burbujas pequeñas, D_{BS} , y de burbujas grandes, D_{BL} , se calculan con las ecuaciones (3-106) y (3-107)

El tiempo de residencia para burbujas pequeñas es

$$t_{G4S} = (h_F - D_{BLS}) / u_{ST} \quad (3-133)$$

y para burbujas grandes

$$t_{G4L} = (h_F - D_{BLS}) / u_{LB} \quad (3-134)$$

Las velocidades de ascenso de las burbujas, u_{LB} y u_{ST} , se calculan con las ecuaciones (3-110) y (3-112) y el diámetro promedio de Sauter de burbujas grandes, D_{BLS} con las ecuaciones (3-122) a (3-130).

Zona 5

El número de unidades de transferencia para esta zona se calcula con la ecuación (con $a' = 6/D_{BSS}$):

$$N_{L5} = \frac{12\rho_L G(\varphi D_L)^{1/2}}{\pi^{1/2} \rho_G L D_{BSS}} t_{G5}^{1/2} \quad (3-135)$$

donde

$$t_{G5} = h_F / u_{LB} \quad (3-136)$$

u_{LB} está definido por la ecuación (3-121)

y el diámetro promedio de Sauter de burbujas pequeñas, D_{BSS} con

$$D_{BSS} = \Phi \times 0.66 \frac{D_H^{0.84} u_H^{0.085}}{Q_{LW}^{0.08}} \quad (3-137)$$

con Φ definido por la ecuación (3-123).

Para el sistema aire-agua Prado utilizo AJ como 0.5372 y φ como 2.466. Para otros sistemas García recomienda usar el valor de la unidad para φ ya que el uso de este valor tiene poco impacto en las determinaciones finales de eficiencia.

García recomienda las siguientes relaciones para el cálculo de la fracción de burbujas pequeñas en la espuma, AJ

$$AJ = 1 - \Gamma SP \quad (3-138)$$

donde

$$SP = \left(\frac{\sigma}{\sigma_w} \right)^{0.6} \left(\frac{\mu_L \mu_{aire}}{\mu_w \mu_G} \right)^{0.1} \left(\frac{\rho_w}{\rho_L} \right)^{0.6} \left(\frac{\rho_{aire}}{\rho_G} \right)^{0.1} \quad (3-139)$$

y Γ tiene un valor de 0.463.

La relación anterior debe ser corregida cuando la viscosidad del líquido es mayor de 0.6 cP y la tensión superficial menor de 50 mN/m. La fracción corregida de burbujas pequeñas en la espuma, AJ_{μ} , es entonces

$$AJ_{\mu} = AJ \left[0.5 \left(\frac{\mu_L}{\mu_w} \right) \right]^{0.1} \quad (3-140)$$

El número de unidades de transferencia combinado para las zonas 1 y 2, N_{LFJ} es:

$$N_{LFJ} = N_{L1} - \ln \left\{ 1 - \left[AJ(1 - \exp(-N_{L2S})) + (1 - AJ)(1 - \exp(-N_{L2L})) \right] \right\} \quad (3-141)$$

y la ecuación para el número de unidades de transferencia combinado para las zonas 3 y 4, N_{FLB} es:

$$N_{FLB} = N_{L3} - \ln \left\{ 1 - \left[AJ(1 - \exp(-N_{L4S})) + (1 - AJ)(1 - \exp(-N_{L4L})) \right] \right\} \quad (3-142)$$

Finalmente, E_L para el plato se obtiene por:

$$E_L = FJ[1 - \exp(-N_{LFJ})] + FLB[1 - \exp(-N_{FLB})] + FSB(1 - \exp(-N_{L5})) \quad (3-143)$$

donde la fracción de orificios activos que producen chorros de vapor, FJ , es:

$$FJ = \frac{u_a - u_{a,0}}{u_{a,100} - u_{a,0}} \quad (3-144)$$

En esta ecuación u_a es la velocidad superficial del vapor basada en el área activa, A_a , la velocidad superficial del vapor basada en el área activa a 0% de chorreo de vapor, $u_{a,0}$, se determina con

$$u_{a,0} = 0.1 \rho_G^{-0.5} \rho_L^{0.692} h_w^{0.132} d_H^{-0.26} A_f^{0.992} Q_{Lw}^{0.27} \quad (3-145)$$

la velocidad superficial del vapor basada en el área activa a 100% de chorreo de vapor, $u_{a,100}$, se determina por

$$u_{a,100} = 1.1 \rho_G^{-0.5} \rho_L^{0.692} h_w^{0.132} d_H^{-0.26} A_f^{0.992} Q_{Lw}^{0.27} \quad (3-146)$$

La fracción de orificios activos que producen burbujas pequeñas, FSB , es:

$$FSB = 165.65 d_H^{1.32} A_f^{1.33} \quad (3-147)$$

Cuando FJ es cercano a uno, FSB debe ser igual al menor valor entre $1-FJ$ y el predicho por la ecuación (3-147)

La fracción de orificios activos que producen burbujas grandes, FLB , se obtiene con:

$$FLB = 1 - FJ - FSB \quad (3-148)$$

Resistencia a la transferencia de masa en la fase gaseosa

Para desarrollar el modelo relativo a la transferencia de masa en la fase gaseosa, se usa la relación

$$N_G = \frac{L \rho_G k_G}{G \rho_L k_L} N_L \quad (3-149)$$

k_L es determinado para cada zona por la ecuación (3-95) utilizando en cada caso el tiempo de residencia del gas, t_G correspondiente a cada zona.

El único factor que se desconoce para cada zona es k_G

Para la zona 1 k_G es determinado por

$$k_G = 0.046 \frac{D_G}{D_1} Re_1^{0.96} Sc_G^{0.44} \quad (3-150)$$

donde el diámetro del chorro de vapor, D_1 se determina con la ecuación (3-100) y el número de Reynolds, con:

$$Re_1 = \frac{u_j D_1 \rho_G}{\mu_G} \quad (3-151)$$

y Sc_G está definido por la ecuación

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{D_G \rho_G} \quad (3-61)$$

donde D_G es la difusividad del gas

El diámetro del chorro de vapor, D_1 , y la velocidad del gas a través del chorro de vapor, u_j , se determinan por las ecuaciones (3-100) y (3-102) respectivamente y las demás variables han sido definidas anteriormente.

Para las demás zonas debe calcularse el número de Péclet para la fase gaseosa con la ecuación:

$$Pe_G = \frac{D_B u_B}{D_{eG}} \quad (3-152)$$

donde el diámetro de la burbuja, D_B , debe ser el mismo empleado en las ecuaciones (3-104), (3-105), (3-119), (3-131), (3-132), y (3-135) con respecto a cada zona.

La difusividad efectiva del gas, D_{eG} , se define por:

$$D_{eG} = \kappa D_G \quad (3-153)$$

En esta ecuación κ es el coeficiente usado para tomar en cuenta las mejoras en la transferencia de masa llevadas a cabo por la oscilación de las burbujas, las gotas de líquido arrastradas dentro de las burbujas, colapso o coalescencia de las burbujas y otros fenómenos hidráulicos y de transferencia de masa no detectados. D_G es la difusividad de la fase gaseosa.

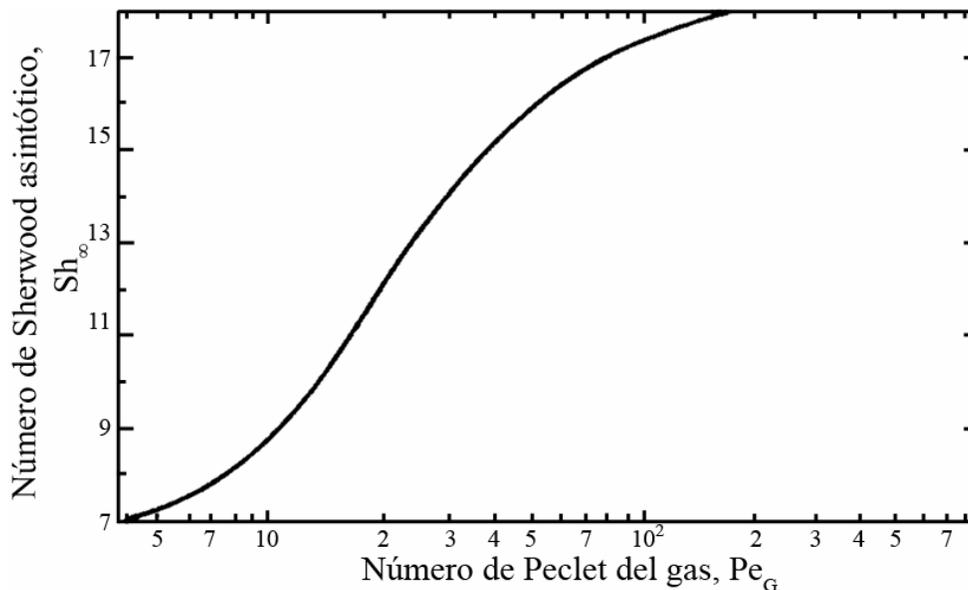


Figura 3-9 Número de Sherwood asintótico

Una vez obtenido el número de Péclet para la fase gaseosa el número de Sherwood asintótico, Sh_{∞} , se determina de la siguiente manera:

para valores de Pe_G entre 40 y 200

$$Sh_{\infty} = -11.878 + 25.879 \log Pe_G - 5.64(\log Pe_G)^2 \quad (3-154)$$

cuando Pe_G es mayor a 200

$$Sh_{\infty} = 17.9 \quad (3-155)$$

y cuando Pe_G es menor a 40, se debe usar la figura 3-9

Una vez obtenido Sh_{∞} , el coeficiente de transferencia de masa se obtiene de

$$Sh_{\infty} = \frac{k_G D_B}{D_{eG}} \quad (3-156)$$

Las ecuaciones para determinar el número de unidades de transferencia en cada zona son:

Zona 1

$$N_{G1} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L1} \quad (3-157)$$

Zona 2

$$N_{G2S} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L2S} \quad (3-158), \quad N_{G2L} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L2L} \quad (3-159)$$

Zona 3

$$N_{G3} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L3} \quad (3-160)$$

Zona 4

$$N_{G4S} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L4S} \quad (3-161), \quad N_{G4L} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L4L} \quad (3-162)$$

Zona 5

$$N_{G5} = \frac{L\rho_G k_G}{G\rho_L k_L} N_{L5} \quad (3-163)$$

Las ecuaciones de contribución a la resistencia de masa para la fase gaseosa en cada zona, análogas a las ecuaciones (3-141) a (3-143) son:

$$N_{GFJ} = N_{G1} - \ln\{1 - [AJ(1 - \exp(-N_{G2S})) + (1 - AJ)(1 - \exp(-N_{G2L}))]\} \quad (3-164)$$

$$N_{GFLB} = N_{G3} - \ln\{1 - [AJ(1 - \exp(-N_{G4S})) + (1 - AJ)(1 - \exp(-N_{G4L}))]\} \quad (3-165)$$

$$E_G = FJ[1 - \exp(-N_{GFJ})] + FLB[1 - \exp(-N_{GFLB})] + FSB(1 - \exp(-N_{G5})) \quad (3-166)$$

Para el sistema aire agua, Prado utiliza el valor de 0.5372 para AJ y de 3.38 para κ .

Para otros sistemas, García recomienda emplear la ecuación (3-138) para determinar AJ y el uso de κ como la unidad, dado que este valor tiene poco impacto en las determinaciones finales de eficiencia.

Una vez que se han obtenido las eficiencias puntuales individuales para la fase gas, E_G , y la fase líquida, E_L , el número de unidades de transferencia de masa para ambas fases se obtiene con:

$$N_L = -\ln(1 - E_L) \quad (3-167)$$

$$N_G = -\ln(1 - E_G) \quad (3-168)$$

El número de unidades de transferencia de masa globales, N_{OG} , se obtiene con la ecuación (3-30). Finalmente la eficiencia de plato de Murphree, E_{MG} , se calcula con la ecuación (3-37), la eficiencia de plato de Murphree corregida por arrastre con la ecuación (3-54) y la eficiencia global de columna con la ecuación (3-55)

Tabla 3-2 Rango de condiciones en las cuales fue validado el modelo [26]

Presión, kPa	1.3 a 2758
Densidad del líquido, kg/m ³	374 a 1049
Densidad del gas, kg/m ³	0.07 a 77.11
Viscosidad del líquido Pa•s	0.00005 a 0.0014
Viscosidad del gas Pa•s	0.000007 a 0.000018
Tensión superficial, N/m	0.0011 a 0.0714

El Azrak et al.[20] desarrollaron correlaciones para el área interfacial basada en el área activa del plato, a_{ia} , el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, k_G , en estudios de absorción realizados en columnas equipadas con platos con válvulas Glitsch V-4R.

Para el cálculo del área interfacial, a_{ia} , la correlación desarrollada es:

$$a_{ia} = 97.8Q_{Lw}^{0.13} F_{ga}^{0.36} h_w^{0.06} \quad (3-169)$$

El Azrak et al. también obtuvieron correlaciones para el régimen rocío y el régimen espuma por separado:

Para el régimen espuma

$$a_{ai} = 135.9Q_{Lw}^{0.15} F_{ga}^{0.30} h_w^{0.14} \quad (3-170)$$

Para el régimen rocío

$$a_{ai} = 68.4Q_{Lw}^{0.11} F_{ga}^{0.38} h_w^0 \quad (3-171)$$

El coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa es obtenido con la siguiente ecuación:

$$k_G a_{ai} = 2.39 \times 10^{-3} Q_{Lw}^{0.38} F_{ga}^{1.28} h_w^{0.31} \quad (3-172)$$

Para el régimen espuma la relación propuesta es la siguiente:

$$k_G a_{ai} = 4.81 \times 10^{-3} Q_{Lw}^{0.18} F_{ga}^{1.12} h_w^{0.36} \quad (3-173)$$

3.2.2 Métodos empíricos para estimación de la eficiencia

3.2.2.1 Estimación de la eficiencia global de columna, E_o

O'Connell [57] presenta una curva para destilación (Fig. 3-10), la cual correlaciona la eficiencia global de columna como función de la volatilidad relativa del componente clave ligero con respecto al componente clave pesado, α_{LK} , y la viscosidad de líquido basada en la composición de alimentación, μ_F , expresada en cP, ambas evaluadas a la temperatura media aritmética de los platos superior e inferior.

Kessler y Wankant [36] recomiendan el uso de la siguiente ecuación para correlacionar la curva de la figura 3-10

$$E_o = 0.54159 - 0.28531 \log(\alpha_{LK} \mu_F) \quad (3-174)$$

Lockett propone la siguiente ecuación para la misma gráfica [51]

$$E_o = 0.492(\mu_F \alpha_{LK})^{-0.245} \quad (3-175)$$

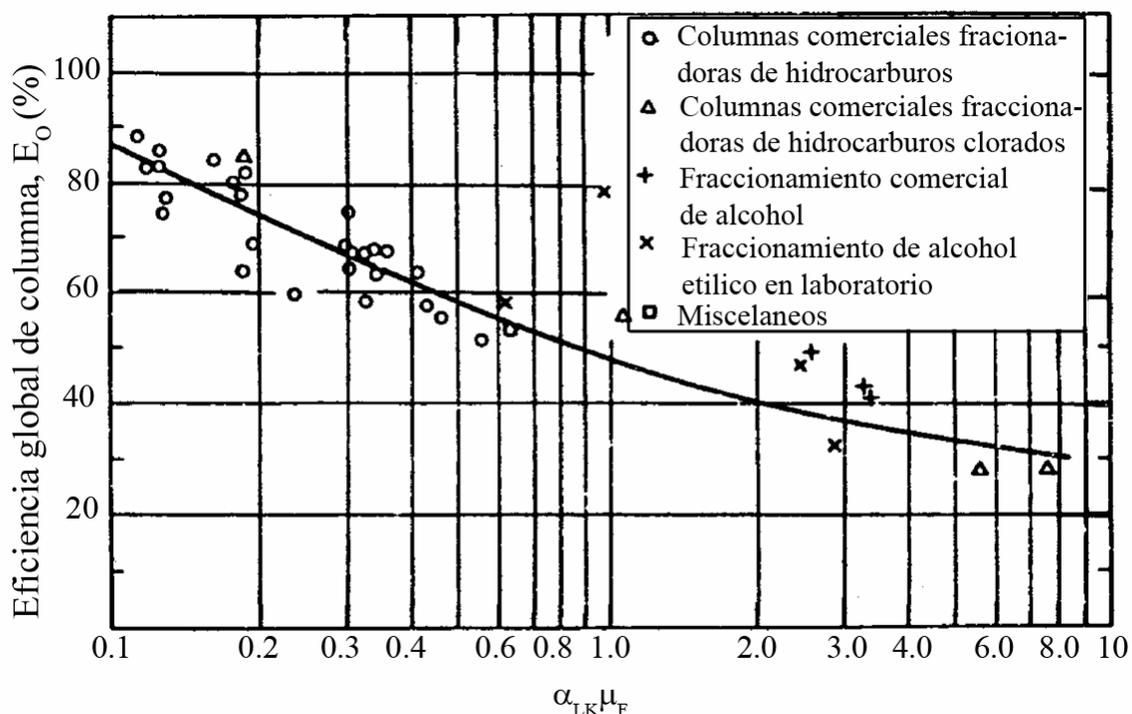


Figura 3-10 Correlación de O'Connell para eficiencia global de columna. Curva para destilación

Para absorbedores O'Connell correlaciona la eficiencia global de columna como función de la presión, P , (expresada en atm) y el inverso del producto de la constante de la ley de Henry, H , (expresada en atm·pie³/lbmol) por la viscosidad del líquido de alimentación, μ_F , (expresada en cP) (Fig 3-12).

Para absorbedores Kessler y Wankat [36] recomiendan el uso de la siguiente ecuación

$$E_o = 0.37237 + 0.19339 \log\left(\frac{P}{H\mu_F}\right) + 0.024816 \left(\log\frac{P}{H\mu_F}\right)^2 \quad (3-176)$$

Esta ecuación no debe usarse para valores de $P/(H\mu_F)$ por debajo de 0.000316

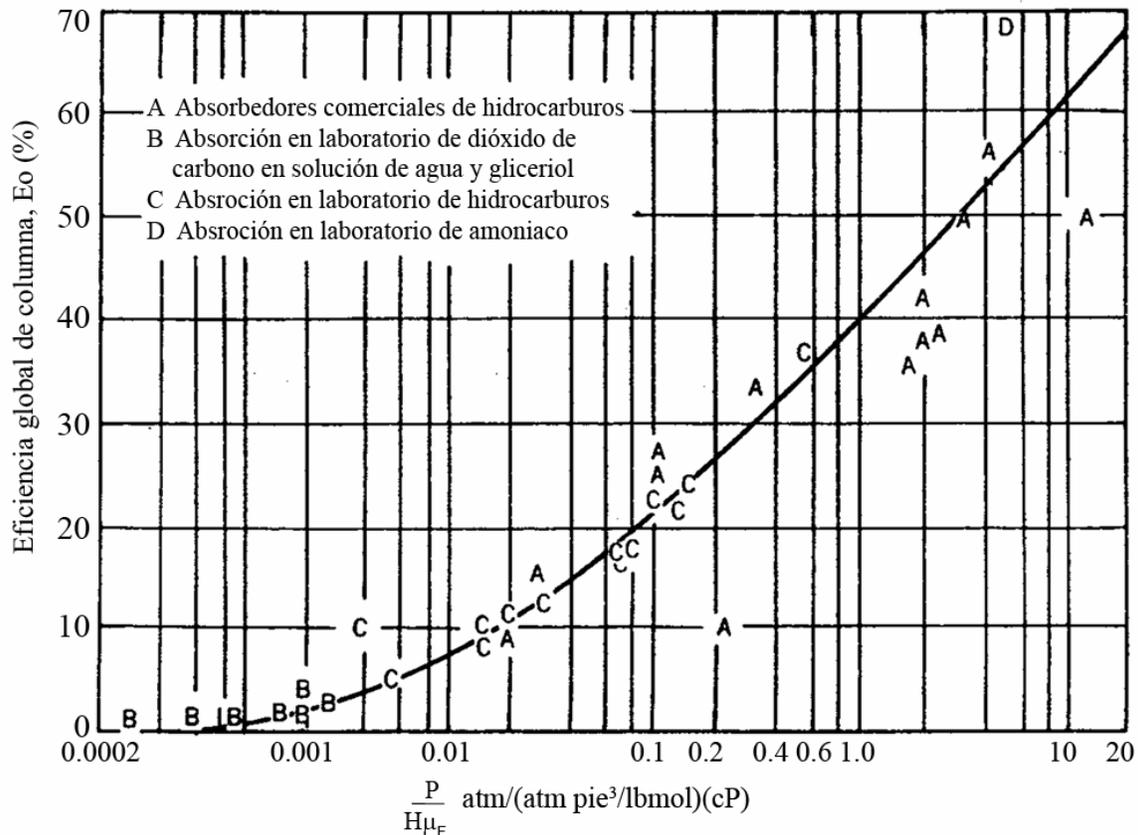


Figura 3-11 Correlación de O'Connell para eficiencia global de columna. Curva para absorbedores.

3.2.2.2 Estimación de la Eficiencia de Plato de Murphree

English y Van Winkle [21] derivaron una correlación basada en datos experimentales existentes en la literatura, la cual relaciona la eficiencia de plato de Murphree con variables geométricas, de operación y con propiedades del sistema. La correlación es:

$$E_{MG} = 24.11 \left(\frac{A_H}{A_T} \right)^{-0.28} \left(\frac{L_M}{G_M} \right)^{0.024} h_w^{0.241} \left(\frac{G}{A_T} \right)^{-0.013} \left(\frac{\sigma}{\mu_L u_T} \right)^{0.044} \times \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.137} \alpha^{-0.028} \quad (3-177)$$

donde

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

D_L = difusividad del líquido, m^2/s

G = flujo del gas, kg/s

G_M = flujo molar del gas basado en área activa, $kmol/(s \cdot m^2)$

h_w = altura de la compuerta, m

L = flujo del líquido, kg/s

α = volatilidad relativa, adimensional

μ_L = viscosidad del gas, $Pa \cdot s$

σ = tensión superficial, N/m

Esta correlación es aplicable a platos con borboteadotes y a platos perforados.

MacFarland et al [54] proponen dos correlaciones empíricas basadas en los números de tensión superficial, Dg , de Schmidt, Sc , y de Reynolds modificado, Re_m .

La primera incluye los tres grupos adimensionales

$$E_{MG} = 7.0 Dg^{0.14} Sc_L^{0.25} Re_m^{0.08} \quad (3-178)$$

Esta correlación presenta una desviación estándar de 13.2%

La segunda combina los números adimensionales en dos grupos

$$E_{MG} = 6.8(Re_m Sc_L)^{0.1} (Dg Sc_L)^{0.115} \quad (3-179)$$

Esta correlación presenta una desviación estándar de 10.4%

Ambas correlaciones expresan la eficiencia de plato de Murphree en porcentaje.

Para estas correlaciones, los grupos adimensionales se definen como:

$$Dg = \frac{\sigma}{\mu_L u_a} \quad (3-180)$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (3-181)$$

$$Re_m = \frac{h_w u_a \rho_G}{\mu_L A_f} \quad (3-182)$$

donde:

A_f = área fraccional de orificios = A_H/A_a

D_L = difusividad del líquido, m^2/s

h_w = altura de la compuerta, m

u_a = velocidad superficial del gas basada en el área activa, A_a , m/s

μ_L = densidad del líquido, Pa s

ρ_G = densidad del gas, kg/m^3

σ = tensión superficial, N/m

Para columnas de destilación de etanol/agua, Jaćimović y Genić [35] proponen la siguiente correlación

$$E_{MG} = 0.726 \lambda^{-0.299} \exp\left(0.0457 \frac{u_T - 0.17}{\lambda^{1.71}}\right) \quad (3-183)$$

donde el factor de agotamiento, λ , está definido por la ecuación (3-32), y la velocidad del vapor, u_T , está basada en el área total de sección transversal de la columna, A_T .

Esta correlación presenta una desviación estándar del 11.9%

El análisis estadístico muestra que el factor de agotamiento tiene la mayor influencia en la eficiencia de plato de Murphree. La velocidad del vapor tiene menos importancia, y los otros parámetros prácticamente pueden ser ignorados.

Por tanto, Jaćimović y Genić expresan la eficiencia de plato de Murphree solo como función del factor de agotamiento, λ .

$$E_{MG} = 0.823\lambda^{-0.491} \quad (3-184)$$

Esta correlación presenta una desviación estándar de 15%

Tabla 3-3 Condiciones de uso de las ecuaciones (3-183) y (3-184)

Mezcla etanol/agua

Diámetros de la columna, m 0.314 a 1.200

Arrastre relativamente pequeño de modo que pueda despreciarse su influencia en la eficiencia de plato de Murphree

Rango de λ , 0.1-15

Rango de u_T , m/s 0.1-1.5

Para otros sistemas líquido/gas se tiene la ecuación

$$E_{MG} = 0.433\lambda^{-0.588} \quad (3-185)$$

Esta correlación presenta una desviación estándar del 27.3%

Los sistemas usados para el desarrollo de la correlación incluyen mezclas de hidrocarburos, amoníaco en agua, CO₂ en agua y CO₂ en solución agua y glicerol.

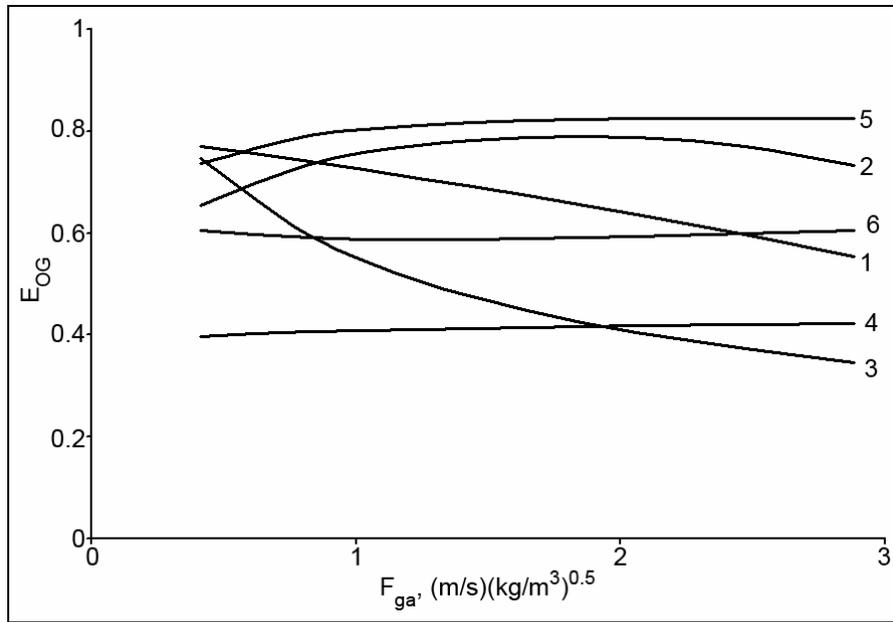


Figura. 3.12 Comparación de las correlaciones publicadas para la estimación de la eficiencia puntual, E_{OG} (sistema metanol/agua) 1. Método del manual del AIChE [1] 2. Chan y Fair [14]. 3. Zuiderweg [77]. 4. Chen y Chuang [16]. 5. Bennett et al [7]. 6. Prado, Fair [61] y García [26].

Para la elaboración de la figura 3-12 se usaron las siguientes condiciones:

Sistema: metanol/agua

A_a	0.9627 m ²	d_H	0.004765 m	L	4.815 kg/s
A_f	0.1038	D	1.2192 m	p	0.0127 m
A_H	0.0999 m ²	h_w	0.0508 m	S	0.4572 m
A_N	1.065 m ²	l_w	0.8534 m	t	0.0018796 m

Debido a la variación en el valor obtenido para la eficiencia puntual, E_{OG} , se recomienda el método desarrollado por Vital [73] et. al. para la determinación de la eficiencia.

- Estimar la eficiencia de puntual, E_{OG} , por cada uno de los métodos y convertirla a eficiencia de plato por medio de la ecuación (3-37).
- Comparar los valores resultantes con los valores de la literatura listados en la tabla del anexo E para sistemas similares
- Seleccionar valor de eficiencia más cercano a los valores experimentales de la literatura

3.2.3 Escalamiento desde datos de laboratorio

Basándose en los postulados propuestos por Finch y Van Winkle [25], Van Winkle [72] establece un método para el escalamiento de eficiencia de datos de laboratorio a columnas de gran tamaño

Postulados

1. La eficiencia de platos perforados es función del tiempo de contacto del líquido y el gas en el plato y de las propiedades difusionales del sistema.
2. La eficiencia de los platos perforados puede ser expresada como el promedio de los tiempos de contacto del gas y el líquido en el plato y se define por

$$E_{MG} = a_G \theta_G + a_L \theta_L \quad (3-186)$$

3. Los coeficientes, a_G y a_L son funciones de las propiedades difusionales de la fase gas y la fase líquida respectivamente.

Método de extrapolación de datos de eficiencia determinados en el laboratorio de escala de planta piloto a columnas de gran tamaño.

1. Usar una columna de prueba, preferiblemente de 12 plg o más de diámetro (aunque un plato de 4 plg de diámetro puede ser satisfactorio si las mediciones son precisas), con el diseño del plato siendo un prototipo del plato a gran escala teniendo la misma área fraccional de orificios, diámetro de orificio, distancia entre orificios, porcentaje de área del bajante, altura de la compuerta y, preferiblemente, 12 pulg de espaciamiento entre platos. Adicionalmente, usar reflujo total y al menos tres valores de flujos de vapor en el rango de los flujos de operación propuestos.
2. Tomar dos muestras de vapor arriba y dos debajo del plato de prueba y tres muestras de líquido, una del bajante a la entrada, una del centro del plato y otra del bajante de salida.
3. Tomar la caída de presión total, h_t , de tomas colocadas arriba del plato de prueba y debajo de él.

4. Medir la altura de la espuma total sobre el piso del plato y tomar un promedio, h_{Fav} .
5. Si es posible hacer corridas de concentraciones de líquido correspondientes a la alimentación, columna arriba y columna abajo
6. Medir las temperaturas del plato para cada condición.
7. Calcular la eficiencia con la ecuación (3-1)
8. Determinar la caída de presión por el paso del gas través de los orificios, h_d , con la ecuación (2-72)
9. Determinar la caída de presión a través de la masa aereada, h_l , con la ecuación:

$$h_l = h_t - h_d \quad (3-187)$$

10. Determinar la retención del vapor, h_G , con

$$h_G = h_{Fav} - h_l \quad (3-188)$$

11. Determinar el tiempo de contacto del gas, θ_G , con la ecuación:

$$\theta_G = \frac{h_G A_a \rho_G}{G} \quad (3-189)$$

12. Determinar el tiempo de contacto del líquido, θ_L , con la ecuación

$$\theta_L = \frac{h_l A_a \rho_L}{L} \quad (3-190)$$

13. Graficar en coordenadas rectangulares valores de E_{MG}/θ_L contra θ_G/θ_L para cada uno de los tres flujos estudiados y dibujar una línea recta a través de los tres puntos (puede usarse también el método de mínimos cuadrados - regresión lineal-). La intercepción es a_L y la pendiente es a_G en la siguiente ecuación, obtenida dividiendo la ecuación (3-186) entre θ_L :

$$\frac{E_{MG}}{\theta_L} = a_G \frac{\theta_G}{\theta_L} + a_L \quad (3-191)$$

14. Con los valores de a_G y a_L se puede determinar la eficiencia para una columna de gran diámetro a través de los valores de los tiempos de contacto y el uso de la ecuación (3-191) puesto que a_G y a_L son funciones primarias de las características de difusión y tensión superficial del sistema.

3.3 Resumen de correlaciones presentadas en el capítulo 3

Correlación	Referencia	Restricciones	Observaciones
Eficiencia puntual, E_{OG} (semiteórico)			
Ecuaciones 3-58 a 3-60	Manual del AIChE [1]	b	Desarrollado inicialmente para platos con borboteadores y extendido para platos perforados
Ecuaciones 3-66 a 3-70	Chan y Fair [14]	b	
Ecuaciones 3-71 a 3-77	Zuiderweg [77, 78]	a	
Ecuaciones 3-78 a 3-82	Chen y Chuang [16]	a	
Ecuaciones 3-83 a 3-90	Bennett [7,8]	a	
Ecuaciones 3-91 a 3-168	Prado y Fair [61] García [26]	Tabla 3-2	
Eficiencia global de columna, E_o (empírico)			
Figura 3-10	O'Connell [57]	b	Sistemas de destilación, platos con borboteadores y perforados
Figura 3-11	O'Connell [57]	b	Sistemas de absorción, platos con borboteadores y perforados
Eficiencia de plato de Murphree, E_{MG} (empírico)			
Ecuación 3-177	English y Van Winkle [21]	a	Platos con borboteadores y perforados
Ecuaciones 3-178 y 3-179	MacFarland et al [54]	a	
Ecuaciones 3-183 y 3-184	Jaćimović y Genić [35]	Tabla 3-3	

Notas

- a. El autor de la correlación no establece unas condiciones de aplicación recomendadas, se debe tener precaución al usar estas correlaciones
- b. Aunque el autor de la correlación no establece unas condiciones de aplicación recomendadas, estas correlaciones son ampliamente usadas por los diseñadores.

CAPÍTULO 4

REQUERIMIENTOS MECÁNICOS Y DE INSTALACIÓN

4.1 Materiales de construcción

Los platos perforados pueden ser fabricados de un amplio rango de materiales, dependiendo de la naturaleza de los fluidos y la disponibilidad de técnicas de fabricación. La mayoría de los metales y aleaciones comerciales pueden ser perforados convenientemente en las prensas empleadas por los fabricantes de platos. En servicios no corrosivos, el uso de acero inoxidable es recomendado como una protección contra el agrandamiento de los orificios y contra la oxidación antes del arranque o durante los paros. El acero inoxidable tipo 410 es ampliamente usado y no incrementa el costo del plato significativamente debido al delgado espesor de metal requerido. Los bajantes, compuertas, vigas de soporte, etc., pueden ser especificados de acero al carbón si se recomienda para los fluidos manejados.

El material de sellado, cuando se emplea, también depende de las condiciones de proceso, siendo generalmente satisfactorio el uso de asbesto tejido. El uso de material de sellado se emplea principalmente en casos donde los flujos del líquido son pequeños. Donde no se usa el material de sellado, se debe proporcionar un adecuado atornillado para obtener un contacto metal-metal razonablemente hermético.

Los principales factores que afectan la elección de los materiales de construcción de las partes de un plato son:

- Compatibilidad con los químicos procesados (por ejemplo, se debe evitar el uso de materiales tóxicos en columnas que procesan alimentos o bebidas)
- Compatibilidad con los materiales de construcción de la columna
- Grado de confianza en la rapidez de corrosión predicha
- Procedimiento y frecuencia esperada de limpieza

- Costo inicial de los materiales
- Efecto de la disminución del desempeño del plato en la operación de la planta
- Costo de la pérdida en la producción debida a una posible necesidad de reinstalación de platos.
- Costos de mantenimiento.

4.2 Espesor de las partes del plato

El espesor de las partes de un plato generalmente está determinado por los requerimientos de resistencia a la corrosión y a la erosión y el material usado. El espesor normalmente está especificado en calibre de hoja de metal

El espesor mínimo del piso del plato es generalmente calibre 14 (0.0747 plg) para aleaciones resistentes a la corrosión y calibre 10 (0.1345 plg) para acero al carbón El espesor del plato en función del calibre se muestra en la tabla 4-1 y el espesor mínimo recomendado para otras partes del plato se muestra en la tabla 4-2.

Tabla 4-1. Espesor de platos [29]

Calibre	Espesor, plg	Calibre	Espesor, plg
20	0.037	14	0.074
18	0.050	12	0.104
16	0.060	10	0.134

Tabla 4-2. Espesor de las partes de un plato

Parte	Calibre	Espesor, plg
Vigas de soporte principales	7	0.1793
Vigas de soporte secundarias		
No ferrosas y aleaciones	12	0.1046
Acero al carbón	10	0.1345
Construcción general		
No ferrosas y aleaciones	14	0.0474
Acero al carbón	10	0.1345
Barras de los bajantes		
Aleaciones		3/16-1/4
Acero al carbón (servicios no corrosivos)		1/4
Acero al carbón (servicios generales)		1/4-3/8

4.3 Aros de soporte

Un aro que es soldado en la circunferencia alrededor de la coraza generalmente es usado para soportar el plato y, frecuentemente, las vigas de soporte del plato (Fig. 1-5)

Un aro de soporte que forma un círculo cerrado ayudará a reforzar la columna contra una alta presión externa. No obstante, esta construcción reduce el área efectiva del bajante en la parte superior del mismo y puede causar inundación excesiva si no es considerado en el diseño del bajante. A menos que el bajante tenga un exceso de área, se recomienda que el aro de soporte no se extienda al área del bajante.

Se deben evitar los orificios del plato en la parte localizada sobre los aros de soporte. La presencia de orificios sobre los aros de soporte reduce la efectividad del soporte, particularmente en servicios corrosivos. Un aro de soporte debe ser instalado de manera nivelada. Una adecuada nivelación del plato no puede obtenerse con aros de soporte inclinados.

Tabla 4-3. Dimensiones del aro de soporte [68]

Diámetro de la torre	Acero al carbón	Aleación
5'0" y menores	1 1/2"x1/4"	1 1/2"x1/4"
5'6" a 7'6"	2"x1/4"	2"x1/4"
8'0" a 10'0"	2 1/2"x1/4"	2 1/2"x1/4"
10'6" a 11'6"	2 1/2"x3/8"	2 1/2"x1/4"
12'0" a 15'0"	3"x3/8"	3"x1/4"
15'6" a 20'0"	3 1/2"x3/8"	3 1/2"x1/4"

Los diseños de los aros de soporte, espesores y anchuras varían de un fabricante a otro. El ancho del aro de soporte se incrementa con el aumento del diámetro de la columna, y es generalmente de entre 1 1/2 a 3 1/2 plg. Thrift [68] recomienda el uso de los valores mostrados en la tabla 4-3.

4.4 Vigas de soporte

Las vigas de soporte previenen la deflexión del plato bajo cargas que exceden los requerimientos especificados.

En columnas de gran diámetro (> 10 pies), se requiere una o más vigas de soporte principales, y estas también soportan las vigas de soporte secundarias. En columnas de diámetro menor (< 10 pies), las vigas de soporte principales son frecuentemente omitidas, y los platos son soportados completamente por los aros de soporte y las vigas de soporte secundarias.

Las vigas de soporte deben ser instaladas de forma paralela al flujo del líquido en el plato. Esto se recomienda para minimizar el flujo cruzado del vapor. En columnas grandes (> 10 pies), las vigas de soporte principales deben ser instaladas de forma paralela al flujo del líquido, y las vigas secundarias de forma perpendicular al flujo del líquido.

Las partes estructurales no deben exceder su tamaño de forma que afecten la acción del plato. Para minimizar el flujo cruzado del vapor, se recomienda limitar la altura máxima vertical de las vigas que se encuentran en forma perpendicular al flujo del líquido a aproximadamente un cuarto del espaciamiento entre platos.

Las vigas de soporte deben soportar la carga máxima sobre los platos sin exceder la máxima deflexión permisible. La deflexión máxima es generalmente de 1/8 de pulgada. Para platos grandes la deflexión máxima permisible es mayor, y se recomienda un valor de 1/1000 a 1/720 del diámetro de la columna. Las deflexiones de las vigas deben ser determinadas en estados corroídos y no corroídos.

La carga máxima es generalmente tomada como el peso del plato más el peso de 2.5 a 5 plg de agua distribuida sobre el plato. Un valor mayor debe ser usado si la columna será lavada con una solución más densa durante la preparación.

Las vigas también deben ser diseñadas para soportar a los trabajadores durante el mantenimiento, u otro tipo de equipo que pueda estar colocado sobre el plato. Generalmente los platos son diseñados para soportar una carga concentrada de 200 a 300 lb/pie² en cualquier punto a temperatura ambiente.

Los soportes de plato deben prevenir que los platos sean levantados por el vapor ascendente. Los platos generalmente son diseñados para soportar una presión ascendente de aproximadamente tres veces la caída de presión a los flujos máximos del vapor y el líquido.

Algunas veces los bajantes son usados para soportar mecánicamente una porción del plato. Si son usados para este propósito, deben ser diseñados con suficiente fuerza mecánica para evitar que se doblen.

4.5 Sujeción de los platos, bajantes y vigas de soporte

Los platos pueden estar sujetos con abrazaderas (Fig. 4-1a), o atornillados (Fig. 4-1b) a sus soportes. El traslape de la placa del plato en el soporte es generalmente de 3/4 a 1 plg. Similarmente, los paneles de los bajantes son generalmente sujetos con abrazaderas (Fig. 4-1c) o con tornillos (Fig. 4-1d) a las barras verticales de soporte para los bajantes. Las barras de soporte para los bajantes están soldadas la coraza de la torre.

Las barras de soporte para los bajantes deben ser compatibles con los adaptadores comerciales para los bajantes. Los adaptadores permiten la extensión del bajante en una mejora futura sin la necesidad de soldar una nueva barra de soporte a la coraza.

Los tornillos, tuercas y abrazaderas deben estar hechos de materiales que tengan buena resistencia a la corrosión de modo que puedan ser fácilmente desarmados durante el mantenimiento. Esto es particularmente importante para el atornillado de los registros de hombre. Los tornillos o las abrazaderas deben ser accesibles desde la parte superior del plato. Esta hace que se puedan remover más fácilmente.

Se debe tener cuidado especial en sistemas donde la experiencia previa ha indicado problemas de vibración.

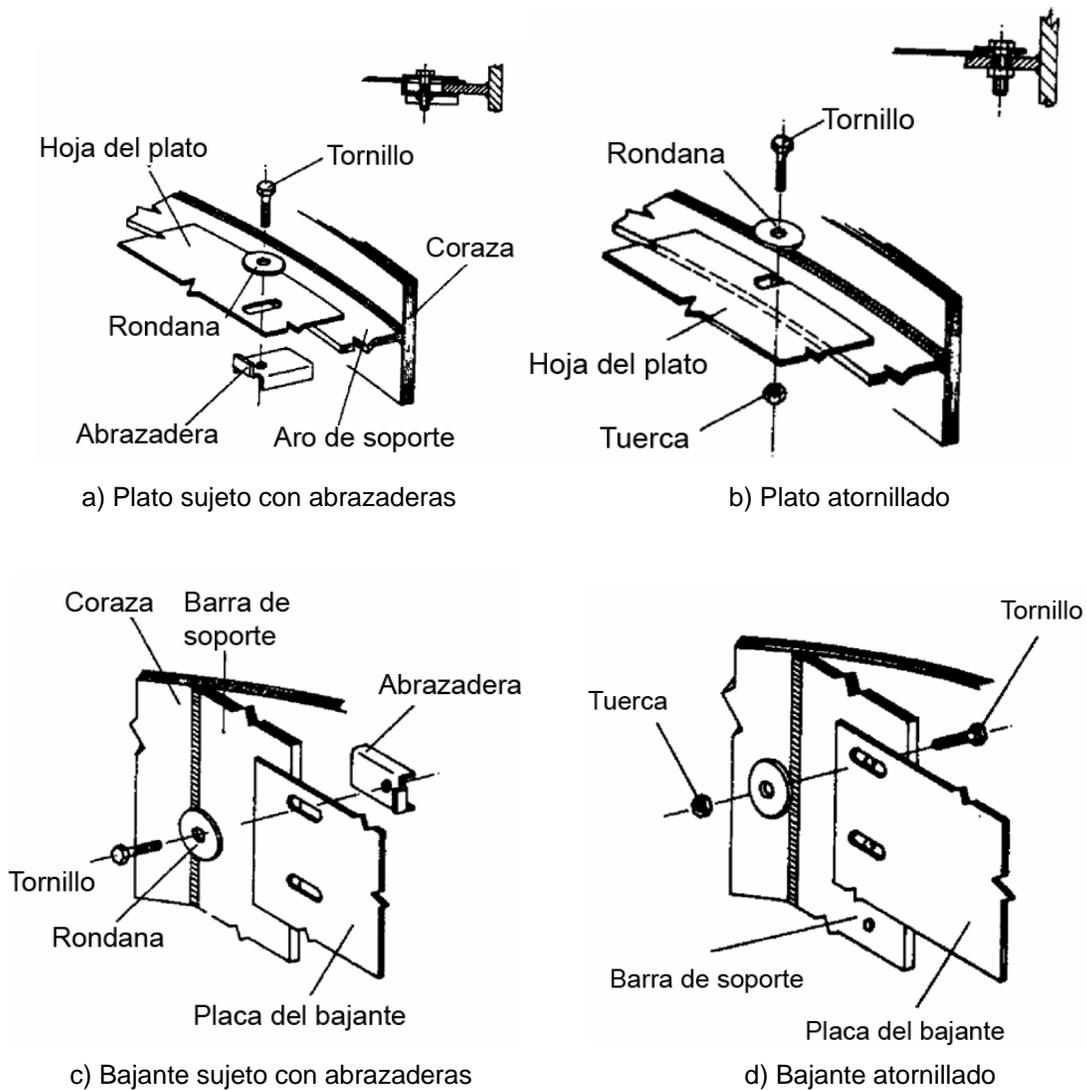


Figura 4-1. Sujeción de los platos y los bajantes a sus soportes

4.6 Registros de hombre

Los registros de hombre (Fig. 1-5) permiten que los trabajadores de mantenimiento y los inspectores se muevan de un plato a otro. Los registros de hombre deben ser lo suficientemente grandes para permitir que los trabajadores se muevan rápidamente a través de estos sin que puedan resultar lesionados durante el movimiento. No obstante, los registros de hombre no deben ser

demasiado grandes debido a que a un mayor tamaño, se tiene un mayor peso y un mayor riesgo de lesiones a los trabajadores que los remueven. Adicionalmente, los registros de hombre deben ser lo suficientemente pequeños de modo que puedan ser removibles a través de los registros de hombre en la pared de la columna. Por conveniencia, los registros de hombre son rectangulares. Se recomienda un tamaño mínimo de 12 plg por 16 plg.

Se sugiere una alineación vertical parcial de los registros de hombre para el paso libre de linternas, mangueras, etc., y para permitir que el personal permanezca de pie dentro de la columna. No se recomienda una alineación completa de los registros de hombre debido a que esto incrementa la distancia que un trabajador o las herramientas pueden caer libremente en la columna.

Para platos multi paso, se requiere un registro de hombre para cada paso del plato debido a que los bajantes centrales restringen el acceso de un lado a otro.

4.7 Expansión térmica

La temperatura del plato frecuentemente varía de un conjunto de condiciones de operación a otra. También la temperatura del plato no es la misma que la de la coraza. El diseño del plato debe permitir la expansión térmica de las secciones de platos. Un diseño inadecuado puede provocar que el plato se deforme o doble.

Para evitar los problemas de expansión térmica se debe 1) proporcionar espacio de cierre adecuado u orificios ranurados; 2) establecer espaciamiento satisfactorio entre la coraza y el plato; y 3) abstenerse de soldar los miembros cordales como los paneles de los bajantes, las vigas o las secciones del plato a ambos lados de la coraza de la columna.

4.8 Redondez de la torre

Ni el plato ni la torre son un círculo perfecto. Normalmente, ambos el plato y la torre son redondos dentro de un ± 0.5 a 1 por ciento de su diámetro nominal

respectivo. La practica normal es permitir un espacio de aproximadamente 1 plg entre el plato y la coraza.

4.9 Nivelación del plato

En cálculos de diseño del plato, se asume que el plato está perfectamente nivelado. En la práctica, esto es imposible. Las desviaciones de la horizontal pueden afectar el desempeño de una o más maneras:

1. Se puede esperar que el goteo aumente con la inclinación, pero se ha mostrado que este efecto solo es importante cuando la columna opera a bajos flujos del líquido.
2. La falta de nivelación puede provocar la variación del flujo del vapor sobre el plato, y consecuentemente una pérdida de eficiencia.
3. La falta de nivelación puede provocar mala distribución del líquido que fluye sobre la compuerta de salida debido a las variaciones de la cresta líquida a lo largo de la longitud de la compuerta. Esto ocurre principalmente cuando la cresta líquida es baja en operación en el régimen espuma.
4. La falta de nivelación puede inducir mala distribución del líquido y por tanto disminuir la eficiencia en platos multipaso.
5. La falta de nivelación debida al balanceo de la columna puede inducir la aparición de ondas en el plato, variación en la profundidad del líquido, y pérdida de sello en el bajante.

Los factores que afectan la nivelación del plato son:

1. *Tolerancia del nivel del plato*: Es deseable especificar la mayor tolerancia que no afecte el desempeño del plato. Los costos de la columna se incrementan significativamente conforme la tolerancia disminuye.

Muchos diseñadores generalmente recomiendan una tolerancia de $\pm 1/8$ plg en la mayoría de los servicios.

Los efectos de la falta de nivelación parecen depender más de la inclinación del plato que de la desviación vertical. Por tanto, es lógico especificar una tolerancia dependiente del diámetro en vez de una tolerancia dependiente de la uniformidad. Por esta razón las recomendaciones son: $\pm 1/8$ plg para columnas de diámetro menor de 3 pies, $\pm 3/16$ para columnas de diámetro de entre 3 y 5 pies, y $\pm 1/4$ plg para columnas de diámetro mayor de 5 pies.

Se debe tener cuidado con columnas cuyo desempeño seguramente será afectado por la falta de nivelación del plato. Para estos casos, se deben especificar tolerancias menores. Una tolerancia de $\pm 1/6$ plg ha sido recomendada para servicios al vacío.

2. *Alineación vertical:* La torre inicialmente está asentada en sus cimientos de modo que la parte superior puede estar desalineada de 1 a 2 plg de la vertical. Una alineación mayor es de poco valor debido a que la tolerancia en la rectitud del eje de la coraza de la columna es frecuentemente mayor que la alineación vertical. En una columna de 120 pies de alto y 12 pies de diámetro, esto causa que los platos superiores estén desnivelados $1/8$ plg.
3. Asentamiento de los cimientos: Los cimientos de la columna frecuentemente se asientan de forma irregular en su sustrato.
4. Alineación de la base de la columna: La base de la columna no es perfectamente uniforme. Esta falta de uniformidad afecta la alineación de la columna, y por tanto también la inclinación de los platos.
5. Inclinación de la columna. La unión de todas las secciones de las que está constituida la columna no es perfectamente uniforme. Adicionalmente se produce cierta inclinación de la columna antes de la instalación mientras la columna está en posición horizontal. Esto afecta a la rectitud del eje de la coraza de la columna y por tanto a la inclinación de los platos.
6. Falta de nivelación de los soportes: La falta de nivelación de los aros de soporte o de las vigas de soporte causará la inclinación de los platos. La instalación correcta puede minimizar este efecto.

7. Deformación del plato. Una deformación no uniforme del plato bajo carga y una corrosión no uniforme del piso del plato pueden inducir a la falta de nivelación.
8. Carga del viento: Se puede presentar inclinación de la columna bajo una alta carga del viento. No obstante, el efecto de la carga del viento en la nivelación del plato es generalmente pequeño.
9. Expansión térmica. Si la columna no está aislada y los platos son instalados en la mañana de un día soleado, un lado de la columna puede estar mas caliente que el otro. En una columna de 100 pies, esto puede añadir 1/4 plg de inclinación al plato superior. Durante la operación normal, los esfuerzos térmicos varían con la hora del día y la dirección de la luz del sol y el viento. Esto puede afectar la inclinación del plato.

CAPITULO 5

DIMENSIONAMIENTO DE PLATOS PERFORADOS

El procedimiento de dimensionamiento es un cálculo de prueba y error. Se realiza un diseño preliminar, y después es refinado por medio de la verificación de las correlaciones de desempeño hasta que se obtiene un diseño adecuado. Los cálculos de dimensionamiento son realizados en los puntos donde se espera que los flujos en la columna sean el máximo y el mínimo para cada sección, estos son:

- El plato superior
- Sobre cada alimentación, extracción de producto, o punto de aplicación o extracción de calor.
- Debajo de cada alimentación, extracción de producto, o punto de adición o extracción de calor.
- El plato inferior.
- En cualquier punto en la columna donde exista un pico en el flujo de vapor o líquido.

Lista de verificación para la especificación del diseño de una columna equipada con platos perforados

Diseño global de la columna:

1. Diámetro
2. Número de platos
3. Espaciamiento entre platos
4. Localización de la alimentación y productos
5. Presión y temperatura de operación
6. Relación L/G
7. Materiales de construcción

Diseño del plato:

1. Arreglo del flujo del líquido (número de pasos)
2. Área activa
3. Área de orificios
4. Diámetro de los orificios, distancia entre los mismos y arreglo
5. Bloqueo de los orificios
6. Mamparas y zonas de distribución y coalescencia
7. Área del bajante
8. Tipo de bajante y espacio bajo el faldón del bajante
9. Arreglo a la entrada del plato
10. Tipo de compuerta de salida
11. Dimensiones de la compuerta de salida
12. Espesor del plato
13. Materiales de construcción
14. Nivelación del plato y la compuerta

Las variables involucradas durante el proceso de dimensionamiento de un plato perforado son las siguientes:

VARIABLES DEL PROCESO, PROPIEDADES FÍSICAS REQUERIDAS

Flujo del gas, G , kg/s

Flujo del líquido, L , kg/s

Densidad del gas, ρ_G , kg/m³

Densidad del líquido, ρ_L , kg/m³

Tensión superficial, σ , N/m

Viscosidad del gas, μ_G , Pa•s

Viscosidad del líquido, μ_L , Pa•s

Variables hidráulicas requeridas

Factor del sistema, f_s , adimensional

Factor de inundación, f_i , adimensional

Variables geométricas requeridas

Altura de la compuerta, h_w , m

Espaciamiento entre platos, S , m

Diámetro de los orificios, d_h , m

Espesor del plato, t , m

Relación de la longitud de la compuerta al diámetro de la columna, l_w/D ,
adimensional

Área fraccional de orificios, A_f , adimensional

Espacio bajo el faldón del bajante, d_c , m

Ancho de las zonas de distribución y coalescencia, m

Variables geométricas a ser calculadas

Diámetro de la columna, D , m

Longitud de la compuerta, l_w , m

Longitud de la trayectoria de flujo del líquido, l_f , m

Ancho del bajante, l_d , m

Área total de la sección transversal de la columna, A_T , m

Área activa, A_a , m²

Área neta, A_N , m²

Área de orificios, A_H , m²

Área del bajante, A_d , m²

Distancia entre orificios, p , m

Variables hidráulicas a ser calculadas

Caída de presión total, h_t , m

Pérdida de carga a través de los orificios, h_d , m

Pérdida de carga a través de la masa aireada, h_l , m

Pérdida de carga residual, h_R , m

Velocidad del gas en el punto de goteo, $u_{H,w}$, m/s

Arrastre fraccional, ψ , adimensional

Acumulación en el bajante, h_{dc} , m

Altura del líquido claro sobre la compuerta, h_{ow} , m

Pérdida de carga bajo el faldón del bajante, h_{da} , m

Gradiente hidráulico, h_{hg} , m

5.1 Procedimiento general para el dimensionamiento de un plato perforado

Determinación preliminar del diámetro de la torre.

1. Calcular el parámetro de flujo con la ecuación (2-4)
2. Elegir el espaciamiento entre platos y determinar el factor C_{SB} por medio de la figura 2-4 y la ecuación (2-3). Estimar la velocidad en la inundación por medio de la ecuación (2-5)
3. Definir el factor de inundación a ser empleado, f_f , el factor del sistema, f_S , por medio de la tabla 2-5 o la 2-6 y a partir de estos el área neta, A_N , con:

$$A_N = \frac{Q_G}{f_f f_S u_{N,f}} = \frac{Q_G}{f_S u_N} \quad (5-1)$$

4. El área total de la columna, A_T , se calcula con:

$$A_T = \frac{A_N}{1 - \frac{A_d}{A_T}} \quad \text{cuando no se usa una mampara antisalpiqueo} \quad (5-2)$$

$$A_T = \frac{A_N}{1 - 2 \frac{A_d}{A_T}} \quad \text{cuando se usa una mampara antisalpiqueo} \quad (5-3)$$

donde la relación del área del bajante al área total de la columna, A_d/A_T , se obtiene de la tabla 5-1 en función de la relación de la longitud de la compuerta al diámetro de la columna, l_w/D .

Tabla 5.1

Relaciones entre la longitud de la compuerta, el diámetro de la torre, el ancho del bajante y el área del bajante [72]

l_w/D	l_d/D	l_f/D	A_d/A_T
0.55	0.0824	0.8352	0.03916
0.60	0.1000	0.8000	0.05204
0.65	0.1200	0.7599	0.06800
0.70	0.1429	0.7141	0.08769
0.75	0.1693	0.6614	0.11204
0.80	0.2000	0.6000	0.14238

Para valores no contemplados en la tabla 5-1 se pueden usar las siguientes relaciones geométricas (figura 1-20b)

$$\frac{l_f}{D} = \sqrt{1 - \left(\frac{l_w}{D}\right)^2} = 1 - 2\frac{l_d}{D} \quad (5-4)$$

$$\frac{A_d}{A_T} = \frac{1}{2} - \frac{l_w}{\pi D} \sqrt{1 - \left(\frac{l_w}{D}\right)^2} - \frac{1}{\pi} \arcsen \sqrt{1 - \left(\frac{l_w}{D}\right)^2} \quad (5-5)$$

$$\frac{A_d}{A_T} = \frac{1}{2} - \frac{l_f}{\pi D} \sqrt{1 - \left(\frac{l_f}{D}\right)^2} - \frac{1}{\pi} \arcsen \left(\frac{l_f}{D}\right) \quad (5-6)$$

$$\frac{A_d}{A_T} = \frac{1}{2} - \frac{2}{\pi} \left(1 - 2\frac{l_d}{D}\right) \sqrt{\frac{l_d}{D} \left(1 - \frac{l_d}{D}\right)} - \frac{1}{\pi} \arcsen \left(1 - 2\frac{l_d}{D}\right) \quad (5-7)$$

Estimar el diámetro de la columna con la relación geométrica

$$D = \left(\frac{4A_T}{\pi}\right)^{0.5} \quad (5-8)$$

5. Especificar el área fraccional de orificios, A_f , y con esta realizar una estimación inicial del área de orificios, A_H .

Calcular los parámetros geométricos: área total de la sección transversal de la torre, A_T , área activa, A_a , área del bajante, A_d , área neta corregida, A_N , (Ecs. (1-1) a (1-4)) así como longitud de la compuerta, l_w , longitud de flujo del líquido, l_f , y ancho del bajante, l_d .

6. Especificar el diámetro de los orificios de acuerdo a los criterios de la sección 1.5.3, el ancho del aro de soporte de acuerdo a la tabla 4-3 y las dimensiones de la zona de distribución y la zona de coalescencia conforme a los criterios de la sección 1.5.6

Definir si se utilizaran vigas de soporte según las recomendaciones de la sección 4.4

Calcular el área activa restringida a la zona de orificios (zona ABDE en la figura 5-1) con el siguiente método.

- i). Determinar el área del círculo 2 (Fig. 5-1)
- ii). Determinar el área del segmento circular comprendido por los puntos ABC

Determinar el ancho del segmento, circular ABC, l_{ABC} por la siguiente relación:

$$l_{ABC} = (\text{Diámetro del círculo } 2)/2 - (D_1/2 - l_d - \text{ancho de la zona de distribución})$$

El área del segmento ABC se obtiene con la ecuación (5-7) con:

$$A_d = A_{ABC}$$

$$D = D_2$$

$$l_d = l_{ABC}$$

- iii). Determinar el área del segmento circular comprendido por los puntos DEF

Determinar el ancho del segmento circular DEF, l_{DEF} por la siguiente relación

$$l_{DEF} = (\text{Diámetro del círculo } 2)/2 - (D_1/2 - l_d - \text{ancho de la zona de coalescencia})$$

El área del segmento DEF se obtiene con la ecuación (5-7) con:

$$A_d = A_{DEF}, D = D_2, l_d = l_{DEF}$$

- iv). El área activa restringida a la zona de orificios se obtiene con:

$$A_{aH} = A_{T2} - A_{ABC} - A_{DEF} - A_{SB} \quad (5-9)$$

donde

A_{SB} = área bloqueada por las vigas de soporte, m^2

A_{T2} = área del círculo 2 en la figura 5-1, m^2

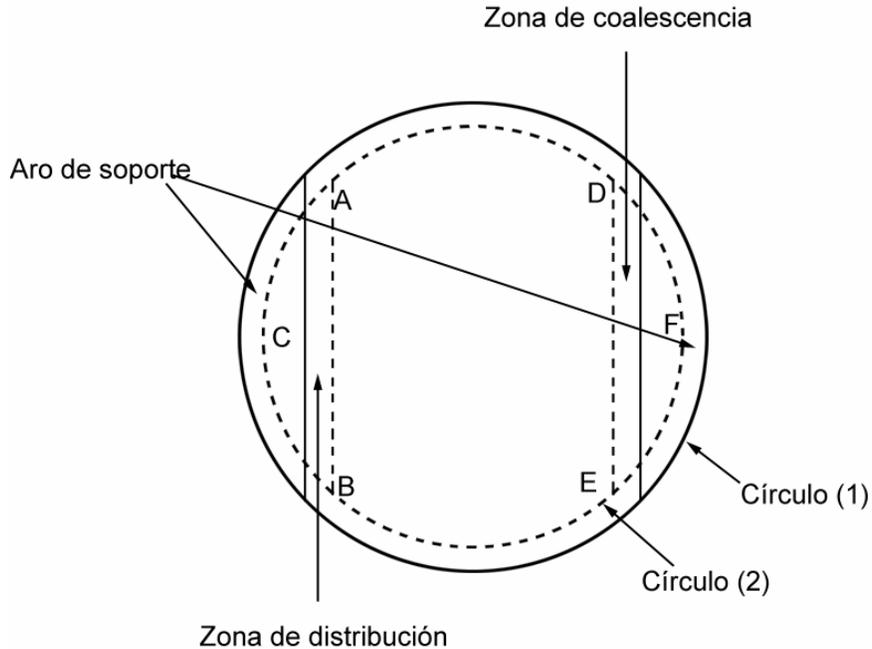


Figura 5-1 Distribución detallada de las distintas zonas en un plato perforado

v). Especificar arreglo (triangular equilátero o cuadrangular) y calcular la distancia entre orificios adyacentes, p , con la ecuación (1-10) o (1-11) según el arreglo seleccionado. Ajustar el valor obtenido de p a un valor comercial.

Corregir el área de orificios, A_H (Ec. (1-10) o (1-11)) y el área fraccional de orificios con el nuevo valor de p .

Calcular la velocidad del gas basada en el área activa, u_a , la velocidad del gas basada en el área de orificios, u_H , y la velocidad del gas basada en el área neta, u_N , para los valores corregidos de A_H y A_N .

7. Calcular el valor de u_N a partir del valor establecido para D . Determinar el valor del factor de inundación, f_i , para el nuevo valor de u_N .

$$f_f = \frac{u_N}{u_{N,f} f_S} \quad (5-10)$$

5.2 Verificación de parámetros hidráulicos

8. Verificar que el flujo de líquido por longitud de compuerta, Q_{Lw} , sea menor de $0.015 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$. Si el flujo de líquido es mayor, usar la tabla 1-2 para determinar el número de pasos a partir del diámetro obtenido en el paso 4 y el flujo volumétrico del líquido, Q_L .
9. Estimar el arrastre fraccional, ψ , con el valor del parámetro de flujo, F_{lv} , y la figura 2-8.
10. Determinar la caída de presión total para la fase vapor con la ecuación (2-71)

Especificar la altura de la compuerta

- i) calcular la caída de presión a través de las perforaciones, h_d , con la ecuación (2-72)
- ii) Estimar la caída de presión a través de la masa aerada con el método de Bennett et al. (Ec. (2-109)).
- iii) Determinar h_R con la ecuación (2-113)

Verificar que se cumplan los valores de la sección 2.3.1

11. Verificar la presencia de goteo con el método de Fair (Fig. 2-10)

Alternativamente se puede obtener el punto de goteo por tanteo al variar la velocidad del gas a través de los orificios hasta que el punto obtenido coincida con la curva correspondiente en la figura 2-12.

12. Calcular la acumulación en el bajante con la ecuación (2-28)

- i) Determinar h_{ow} con la ecuación (2-94)
- ii) Especificar el valor del espacio bajo el faldón del bajante. Calcular el área bajo el faldón del bajante con:

$$A_{da} = d_c l_w \quad (5-11)$$

Estimar h_{da} con la ecuación (2-134) usando $A_{da,min}$ como el menor valor entre A_{da} y A_d solo si no se usa una compuerta en la entrada al plato.

iii) Calcular h_{hg} con la ecuación (2-131)

Verificar que se cumpla la condición de la expresión (2-30).

En caso de que no se cumpla la expresión (2-30) se debe verificar el espaciamiento entre platos, verificar el diámetro de la columna o el espacio bajo el faldón del bajante y ajustar demás parámetros calculados anteriormente.

13. Verificar que se cumplan los valores recomendados en la tablas 1-4 y 1-5 para evitar la inundación por bloqueo en el bajante. La velocidad máxima en el bajante, u_{da} , se obtiene con:

$$u_{da} = \frac{Q_L}{A_D}$$

y el tiempo de residencia en el bajante con:

$$t_d = \frac{h_{dc} A_d}{Q_L}$$

14. Aplicar el método mencionado el final de la sección 3.2 para la determinación de la eficiencia de plato

Ejemplo 5.1: Se requiere diseñar un plato perforado para la purificación de una solución diluida de metanol, se tienen las siguientes condiciones:

$G = 2.05 \text{ kg/s}$, 18% mol de metanol

$L = 4.815 \text{ kg/s}$, 15% masa de metanol

$T = 95^\circ\text{C}$

$P = 101.325 \text{ kPa}$

$\rho_G = 0.679 \text{ kg/m}^3$

$\rho_L = 961 \text{ kg/m}^3$

$$Q_G = G/\rho_G = 2.05/0.679 = 3.0191 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_L = L/\rho_G = 4.815/961 = 5.01 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\sigma = 0.040 \text{ N/m}$$

$$\mu_G = 1.25 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$$

$$\mu_L = 3.0 \times 10^{-4} \text{ Pa s}$$

$$D_G = 2.12 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_L = 5.94 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$m = 2.5$$

$$M_G = 20.5 \text{ kg/kmol}$$

$$M_L = 19.26 \text{ kg/kmol}$$

Verificar también la eficiencia de plato corregida por arrastre, E_{MGE} que se tendría en el sistema

1. Parámetro de flujo (Ec. (2-4))

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{4.815}{2.05} \left(\frac{0.679}{961} \right)^{0.5} = 0.0624$$

2. Espaciamiento entre platos seleccionado 0.4572 m (18 plg)

Factor de capacidad (Fig. 2-4) $C_{SBF} = 0.085 \text{ m/s}$

Factor de capacidad corregido por tensión superficial (Ec. (2-3))

$$C_{SB} = C_{SBF} \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} = 0.085 \left(\frac{0.040}{0.020} \right)^{0.2} = 0.0976 \text{ m/s}$$

Velocidad en la inundación (Ec. (2-5))

$$u_{N,f} = C_{SB} \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} = 0.0976 \left(\frac{961 - 0.679}{0.679} \right)^{0.5} = 3.67 \text{ m/s}$$

3. Factor del sistema

Dado que el sistema no se encuentra contemplado en la tabla 2-5 o en la 2-6 se usará un factor del sistema de 0.75 como factor de seguridad

$$f_s = 0.75$$

Factor de inundación

Se asume un 80% de la velocidad en la inundación

$$f_f = 0.8$$

Área neta (Ec. (5-1))

$$A_N = \frac{Q_G}{f_s f_f u_{N,f}} = \frac{3.0191}{0.75 \times 0.8 \times 3.67} = 1.371 \text{ m}^2$$

4. Área total de sección transversal y diámetro de la columna

Asumir un valor de 0.7 para la relación de la longitud de la compuerta al diámetro de la columna, l_w/D . La relación del área de la sección transversal del bajante al área total de la columna, A_D/A_T es de 0.08769

El área total de la sección transversal de la columna es de (Ec. (5-2)) (sin mampara antisalpiqueo)

$$A_T = \frac{A_N}{1 - \frac{A_D}{A_T}} = \frac{1.371}{1 - 0.08769} = 1.503 \text{ m}^2$$

Diámetro de la columna (Ec. (5-8))

$$D = \left(\frac{4A_T}{\pi} \right)^{0.5} = \left(\frac{4 \times 1.503}{\pi} \right)^{0.5} = 1.383 \text{ m} = 54.33 \text{ plg}$$

Se usa un diámetro de columna de 54 plg (1.3716 m)

5. Área fraccional de orificios especificada (sección 1.5.4)

$$A_f = 0.1$$

Área total de la sección transversal de la torre

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \times 1.3716^2}{4} = 1.4776 \text{ m}^2$$

Área del bajante

$$A_d = A_T \frac{A_d}{A_T} = 0.08769 \times 1.4776 = 0.1296 \text{ m}^2$$

Área activa (Ec. (1-1))

$$A_a = A_T - 2A_D = 1.4776 - 2 \times 0.1296 = 1.2184 \text{ m}^2$$

Área neta

$$A_N = A_T - A_D = 1.4776 - 0.1296 = 1.348 \text{ m}^2$$

Área de orificios

$$A_H = A_f A_a = 0.1 \times 1.2184 = 0.12184 \text{ m}^2$$

Longitud de la compuerta

$$l_w = \frac{l_w}{D} D = 0.7 \times 1.3716 = 0.96012 \text{ m}$$

Longitud de flujo del líquido

$$l_f = \sqrt{D^2 - l_w^2} = \sqrt{1.3716^2 - 0.96012^2} = 0.9795 \text{ m}$$

Ancho del bajante

$$l_d = \frac{D - l_f}{2} = \frac{1.3716 - 0.9795}{2} = 0.1960 \text{ m}$$

6. Diámetro de orificios especificado (Sec. 1.5.3).

$$d_H = 4.7625 \text{ mm (3/16 plg)}.$$

Ancho de la zona de distribución = 0.0508 m = 2 plg (Sec. 1.5.6)

Ancho de la zona de coalescencia = 0.0762 m = 3 plg (Sec. 1.5.6)

Ancho del aro de soporte = 0.0381 m = 1.5 plg (Sec. 4.3)

No se utilizarán vigas de soporte debido a que el diámetro de la columna menor de 10 pies (Sec. 4.4)

i) Diámetro del círculo 2 = 1.3716 - 2×0.0381 = 1.2954 m (Fig 5-1)

Área del círculo 2 (Fig. 5-1)

$$A_{T2} = \frac{\pi D_2^2}{4} = \frac{3.14159 \times 1.2954^2}{4} = 1.3179 \text{ m}^2$$

ii) Ancho del segmento circular ABC (Fig. 5-1)

$$l_{ABC} = 1.2954/2 - (1.3716/2 - 0.196 - 0.0508) = 0.2087 \text{ m}$$

Área del segmento circular ABC (Ec. (5-7) usando $A_T = A_{T2}$, $l_d = l_{ABC}$ y $A_d = A_{ABC}$)

$$A_{ABC} = 0.1375 \text{ m}^2$$

iii) Ancho del segmento circular DEF (Fig. 5-1)

$$l_{DEF} = 1.2954/2 - (1.3716/2 - 0.196 - 0.0762) = 0.2341 \text{ m}$$

Área del segmento circular DEF (Ec. 4-7) usando $A_T = A_{T2}$, $l_d = l_{DEF}$ y $A_d = A_{DEF}$)

$$A_{ABC} = 0.1623 \text{ m}^2$$

iv) Área activa restringida a la zona de orificios (Ec. (5-9))

$$A_{aH} = A_{T2} - A_{ABC} - A_{CDF} - A_{SB} = 1.3179 - 0.1375 - 0.1623 - 0$$

$$A_{aH} = 1.0181 \text{ m}^2$$

v) Tipo de arreglo en triángulo equilátero

Distancia entre orificios.

$$p = 0.9513 d_H \left(\frac{A_{aH}}{A_H} \right)^{0.5} = 0.9513 \times 0.0047625 \left(\frac{1.0181}{0.12184} \right)^{0.5}$$

$$p = 0.0131 \text{ m} = 0.5157 \text{ plg}$$

por tanto se ajusta el valor de p a 0.5 plg (0.0127 m)

El área de orificios se ajusta a:

$$A_H = 0.905 \left(\frac{d_H}{p} \right)^2 A_{aH} = 0.905 \left(\frac{0.0047625}{0.0127} \right)^2 1.0181$$

$$A_H = 0.1296 \text{ m}^2$$

y el área fraccional de orificios a:

$$A_f = \frac{A_H}{A_a} = \frac{0.1296}{1.2184} = 0.106$$

$$\frac{p}{d_H} = \frac{0.0127}{0.0047625} = 2.6667$$

por tanto se cumple el criterio de la sección 1.5.4 de la relación p/d_H

Velocidad del gas basada en el área neta

$$u_N = \frac{Q_G}{A_N} = \frac{3.0191}{1.348} = 2.2397 \text{ m/s}$$

Velocidad del gas basada en el área activa

$$u_a = \frac{Q_G}{A_a} = \frac{3.0191}{1.2184} = 2.4779 \text{ m/s}$$

Velocidad del gas basada en el área de orificios

$$u_H = \frac{Q_G}{A_H} = \frac{3.0191}{0.1296} = 23.3 \text{ m/s}$$

7. Factor de inundación real

$$f_f = \frac{u_N}{f_s u_{N,f}} = \frac{2.2397}{0.75 \times 3.67} = 0.81$$

Verificación de parámetros hidráulicos

8. Verificación del valor de Q_{Lw}

$$Q_{Lw} = \frac{Q_L}{l_w} = \frac{0.00501}{0.9601} = 0.00522 \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{m}$$

< 0.015 $\text{m}^3/\text{s} \cdot \text{m}$ por tanto se emplea flujo cruzado con un paso.

9. Arrastre fraccional ψ (Fig. 2-8)

para $F_{IV}=0.0624$, $\psi = 0.064$

10. Caídas de presión

Altura de la compuerta especificada (sección 1.5.7)

$$h_w = 0.0508 \text{ m} = 2 \text{ plg}$$

Espesor del plato especificado (sección 4.2)

Calibre 14. $t = 0.074 \text{ plg} = 1.8796 \times 10^{-3} \text{ m}$

i) caída de presión a través de las perforaciones

Coefficiente de descarga (Ec. (2-74))

$$C_o = 0.74A_f + \exp\left(0.29 \frac{t}{d_H} - 0.56\right)$$

$$C_o = 0.74 \times 0.106 + \exp\left(0.29 \times \frac{1.8796 \times 10^{-3}}{4.7625 \times 10^{-3}} - 0.56\right)$$

$$C_o = 0.7192$$

Factor K (Ec. (2-73))

$$K = \frac{0.0508}{C_o^2} = \frac{0.0508}{0.7192^2} = 0.09821$$

Caída de presión a través de las perforaciones (Ec. (2-72))

$$h_d = K \frac{\rho_G}{\rho_L} u_H^2 = 0.09821 \frac{0.679}{961} 23.3^2 = 0.03767 \text{ m}$$

Opcionalmente, la caída de presión a través de las perforaciones obtenida por el método de Hughmark (Ec. (2-75)) es de 0.034 m

ii) Caída de presión a través de líquido

velocidad del gas corregida por densidad (Ec.(2-112))

$$K_s = u_a \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} = 2.4779 \left(\frac{0.679}{961 - 0.679} \right)^{0.5} = 0.0659 \text{ m/s}$$

densidad relativa de la espuma (Ec.(2-111))

$$\phi = \exp[-12.55(K_s)^{0.91}] = \exp[-12.55 \times 0.0659^{0.91}] = 0.3477$$

factor C (Ec.(2-110))

$$C = 0.5012 + 0.4383 \exp[-137.8h_w]$$

$$C = 0.5012 + 0.4383 \exp(-137.8 \times 0.0508) = 0.5016$$

Altura del líquido claro (Ec.(2-109))

$$h_l = \phi \left[h_w + C \left(\frac{Q_{Lw}}{\phi} \right)^{2/3} \right]$$

$$h_l = 0.3477 \left[0.0508 + 0.5016 \left(\frac{0.00522}{0.3477} \right)^{2/3} \right]$$

$$h_l = 0.02828 \text{ m}$$

Altura de la espuma (Ec. (2-91))

$$h_F = \frac{h_l}{\phi} = \frac{0.02828}{0.3477} = 0.0813 \text{ m}$$

La caída de presión a través de la masa aerada obtenida por el método de Fair (Ecs. (2-89) y (2-93), y el de Colwell (Ecs. (2-102) a (2-108) es

Método de Fair $h_l = 0.0322 \text{ m}$

Colwell $h_l = 0.0246 \text{ m}$

iii) Caída de presión residual (Ec. ((2-113)))

$$h_R = \left(\frac{4.72\sigma}{g\rho_L} \right) \left(\frac{g(\rho_L - \rho_G)}{d_H\sigma} \right)^{1/3}$$

$$h_R = \left(\frac{4.72 \times 0.040}{9.807 \times 961} \right) \left(\frac{9.807(961 - 0.679)}{0.0047625 \times 0.040} \right)^{1/3}$$

$$h_R = 0.00735 \text{ m}$$

Pérdida de presión total para la fase gaseosa (Ec.(2-71))

$$h_t = h_l + h_d + h_R = 0.02828 + 0.03767 + 0.00735 = 0.0733 \text{ m}$$

11. Verificación del goteo

Pérdida de carga debida a la formación de burbujas (Ec. (2-49))

$$h_\sigma = 0.414 \frac{\sigma}{\rho_L d_H} = 0.414 \frac{0.040}{961 \times 0.0047625} = 0.003618$$

a partir de la ecuación (2-95) se obtiene el valor del factor de corrección debido a la distorsión del patrón de flujo

$$\frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = 0.5965 \left[\frac{\sqrt{1 - (l_w / D)^2 / f_w^3} - \sqrt{1 - (l_w / D)^2}}{\left(\frac{l_w}{D}\right) f_w} \right]^{3/2}$$

$$\frac{0.00522}{0.9601^{2.5}} = 0.5965 \left[\frac{\sqrt{1 - 0.7^2 / f_w^3} - \sqrt{1 - 0.7^2}}{0.7 f_w} \right]^{3/2}$$

resolviendo

$$f_w = 1.034$$

Altura del líquido sobre la compuerta (Ec.(2-97))

$$h_{ow} = 0.665 f_w Q_{Lw}^{2/3} = 0.665 \times 1.034 \times 0.00522^{2/3} = 0.0207 \text{ m}$$

$$h_d + h_\sigma = 0.03767 + 0.003618 = 0.04129 \text{ m}$$

$$h_w + h_{ow} = 0.0508 + 0.0207 = 0.0715 \text{ m}$$

El valor obtenido se encuentra sobre la curva correspondiente a $A_f = 0.1$ en la figura 2-12 por lo tanto, no se espera un goteo excesivo.

12. Acumulación en el bajante

i) $h_{ow} = 0.0207 \text{ m}$ (calculado en el punto 11)

ii) Espacio bajo el faldón del bajante

$$d_c = 0.0127 \text{ m (0.5 plg)}$$

Área bajo el faldón del bajante

$$A_{da} = d_c l_w = 0.0127 \times 0.9601 = 0.0122 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0.1296 \text{ m}^2$$

se usa 0.0122 m^2 como $A_{da,min}$ en la ecuación (2-134)

pérdida de carga bajo el faldón del bajante (Ec. (2-134))

$$h_{da} = 0.1652 \left(\frac{Q_L}{A_{da,min}} \right)^2 = 0.1652 \left(\frac{0.00501}{0.0122} \right)^2 = 0.0279 \text{ m}$$

iii) Gradiente hidráulico

Ancho promedio de flujo del líquido (Ec. (2-42))

$$D_f = \frac{D + l_w}{2} = \frac{1.3716 + 0.9601}{2} = 1.166 \text{ m}$$

Radio hidráulico (Ec. (2-133))

$$R_h = \frac{h_F D_f}{2h_F + D_f} = \frac{0.0813 \times 1.166}{2 \times 0.0813 + 1.166} = 0.0713 \text{ m}$$

Velocidad de la masa aerada (Ec. (2-41))

$$U_F = \frac{Q_L}{h_l D_f} = \frac{0.00501}{0.02828 \times 1.166} = 0.152 \text{ m/s}$$

Número de Reynolds de la masa aerada (Ec. (2-132))

$$Re_{hg} = \frac{R_h U_f \rho_L}{\mu_L} = \frac{0.0713 \times 0.152 \times 961}{3 \times 10^{-4}} = 34716$$

factor de fricción (Fig. 2-24) para $Re_{hg} = 34716$ y $h_w = 0.0508 \text{ m}$

(Extrapolando para h_w)

$$f_{hg} = 0.07$$

Gradiente hidráulico (Ec. (2-131))

$$h_{hg} = \frac{f_{hg} U_f^2 l_f}{g R_h} = \frac{0.07 \times 0.152^2 \times 0.9795}{9.807 \times 0.0713} = 0.0022 \text{ m}$$

Altura del líquido claro en el bajante (Ec. (2-28))

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + h_{hg}$$

$$h_{dc} = 0.0733 + 0.0508 + 0.0207 + 0.0279 + 0.0022 = 0.1749 \text{ m}$$

A falta de datos sobre espumado se usará un valor de densidad de la espuma en el bajante, ϕ_{dc} , de 0.5

La acumulación en el bajante es por tanto (Ec. (2-29))

$$h'_{dc} = \frac{h_{dc}}{\phi_{dc}} = \frac{0.1749}{0.5} = 0.3498 \text{ m}$$

Este valor cual es menor al espaciamiento entre platos seleccionado de 0.4572 m

por lo tanto no es espera inundación por acumulación en el bajante.

13. Velocidad del líquido en el bajante

$$u_{da} = \frac{Q_L}{A_d} = \frac{0.00501}{0.1296} = 0.0386 \text{ m/s}$$

Tiempo de residencia del líquido en el bajante

$$t_d = \frac{h_{dc} A_d}{Q_L} = \frac{0.1789 \times 0.1296}{0.00501} = 4.6 \text{ s}$$

Ambos valores son satisfactorios para la adecuada operación del plato según las tablas 1-4 y 1-5

14. Estimación de la eficiencia de plato corregida por arrastre, E_{MGE}

Método del AIChE

i) Altura del líquido claro (paso 10.ii)

$$h_l = 0.02828\text{m}$$

ii) Tiempo de residencia del líquido (Ec. (3-65))

$$\theta_L = \frac{h_l A_a}{Q_L} = \frac{0.02828 \times 1.2184}{5.01 \times 10^{-3}} = 6.87 \text{ s}$$

iii) Número de unidades de transferencia de masa en base a la fase líquida (Ec.(3-59))

$$N_L = 40000 D_L^{0.5} (0.213 F_{ga} + 0.15) \theta_L$$

$$N_L = 40000 \times 5.94 \times 10^{-9} (0.213 \times 2.4779 \times 0.679^{0.5} + 0.15) 6.87$$

$$N_L = 12.4$$

iv) Número de Schmidt

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = \frac{1.25 \times 10^{-5}}{0.679 \times 2.12 \times 10^{-5}} = 0.868$$

Número de unidades de transferencia de masa en base a la fase gaseosa (Ec. (3-58))

$$N_G = \frac{1}{Sc_G^{0.5}} \left(0.776 + 4.567 h_w - 0.2377 F_{ga} + 104.8 \frac{Q_L}{D_f} \right)$$

$$= \frac{1}{0.868^{0.5}} \left(0.766 + 4.567 \times 0.0508 - 0.2377 \times \right.$$

$$\left. \times 2.4779 \times 0.679^{0.5} + 104.8 \frac{5.01 \times 10^{-3}}{1.166} \right)$$

$$N_G = 1.04$$

v) Flujos molares (Ecs. (3-18) y (3-19))

$$G_M = \frac{G}{A_a M_G} = \frac{2.05}{1.2184 \times 20.5} = 0.0821 \text{ kmol/s} \cdot \text{m}^2$$

$$L_M = \frac{L}{A_a M_L} = \frac{4.815}{1.2184 \times 19.26} = 0.2052 \text{ kmol/s} \cdot \text{m}^2$$

Pendiente de la línea de equilibrio

$$m = 2.5$$

factor de agotamiento (Ec. (3-32))

$$\lambda = m \frac{G_M}{L_M} = 2.5 \frac{0.0821}{0.2052} = 1.0$$

Número de unidades de transferencia de masa globales (Ec. (3-30))

$$N_{OG} = \left(\frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{1.04} + \frac{1}{12.4} \right)^{-1} = 0.96$$

Eficiencia puntual (Ec. (3-35))

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG}) = 1 - \exp(-0.96) = 0.62$$

vi) Difusividad de remolino para la fase líquida (Ec. (3-60))

$$D_{EL}^{0.5} = 3.77 \times 10^{-3} + 0.0171 u_a + 3.681 \frac{Q_L}{D_f} + 0.18 h_w$$

$$D_{EL}^{0.5} = 3.77 \times 10^{-3} + 0.0171 \times 2.4779 +$$

$$+ 3.681 \frac{5.01 \times 10^{-3}}{1.166} + 0.18 \times 0.0508$$

$$D_{EL}^{0.5} = 0.0711 \text{ m/s}^{0.5}$$

$$D_{EL} = 0.00505 \text{ m}^2 / \text{s}$$

Número de Péclet para la fase líquida (Ec. (3-33))

$$Pe_L = \frac{l_f^2}{D_{EL} \theta_L} = \frac{0.9795^2}{0.00505 \times 6.87} = 27.6$$

vii) $E_{MG}/E_{OG} = 1.34$ (Fig. 3-5)

Eficiencia de plato de Murphree

$$E_{MG} = 0.83$$

viii) Factor de inundación (paso 7)

$$f_f = 0.81$$

Arrastre fraccional

$$\psi = 0.064 \text{ (paso 9)}$$

ix) Eficiencia corregida por arrastre (Ec. (3-54))

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG} \left(\frac{\psi}{1 - \psi} \right)} = \frac{0.83}{1 + 0.83 \left(\frac{0.064}{1 - 0.064} \right)} = 0.79$$

Los valores obtenidos para las demás correlaciones se muestran en la tabla 5-2

Tabla 5-2 Eficiencias obtenidas por los diversos métodos

Correlación	Eficiencia puntual	Eficiencia de plato
AIChE	0.62	0.79
Chan y Fair	0.74	0.98
Zuiderweg	0.36	0.42
Chen y Chuang	0.41	0.49
Bennett	0.81	0.99
Prado Fair García	0.59	0.77
English y Van Winkle		0.47
MacFarland		0.62
Jacimovic		0.43

En la tabla del anexo E se muestra un valor de eficiencia de plato de 0.90.

El valor usado será el obtenido por el método del AIChE de 0.79

Resumen

Parámetros geométricos

Diámetro de la torre = 1.3716 m = 4.5 pies

Espaciamiento entre platos = 0.4572 m = 18 plg

Área total de la sección transversal de la torre = 1.4776 m²

Área activa = 1.2184 m²

Área neta = 1.348 m²

Área del bajante = 0.1296 m^2

Longitud de la compuerta = 0.96012 m

Longitud de flujo del líquido = 0.9795 m

Ancho del bajante = 0.1960 m

Ancho de la zona de distribución = 0.0508 m

Ancho de la zona de coalescencia = 0.0762 m

Área activa restringida a la zona de orificios = 1.0181 m^2

Área de orificios = 0.1296 m^2

Diámetro de los orificios = $4.7625 \text{ mm} = 3/16 \text{ plg}$

Distancia entre centros de orificios adyacentes = $12.7 \text{ mm} = 1/2 \text{ plg}$

Altura de la compuerta = $0.0508 \text{ m} = 2 \text{ plg}$

Espacio bajo el faldón del bajante = $0.0127 \text{ m} = 1/2 \text{ plg}$

Espesor del plato = Calibre 14 = 1.88 mm

Parámetros hidráulicos

Factor de inundación = 0.81

Arrastre fraccional = 0.064

Pérdida de carga total para la fase gaseosa = 0.0733 m

Pérdida de carga total permisible = 0.2 m (Sec. 2.3.1)

Velocidad en el punto de goteo = 13.2

Acumulación en el bajante = 0.358 m

Transferencia de masa

Número de unidades de transferencia de masa en base a la fase gaseosa = 1.04

Número de unidades de transferencia de masa en base a la fase líquida = 12.4

Número de unidades globales de transferencia de masa = 0.96

Eficiencia puntual = 0.62

Eficiencia de plato = 0.83

Eficiencia de plato corregida por arrastre = 0.794

6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Se presentaron criterios generales para la selección de las dimensiones de los diversos parámetros geométricos en un plato perforado, como son espaciamiento entre platos, diámetro de la columna, altura de la compuerta, área activa, área de orificios, diámetro de los orificios, distancia entre orificios, área del bajante, etc. Las dimensiones de dichos parámetros deben permitir una operación satisfactoria del plato.
- En base a la investigación bibliográfica realizada, se efectuó una comparación entre los métodos de predicción de inundación, arrastre, puntos de goteo y chorreo, caídas de presión para la fase gaseosa y eficiencia para platos perforados.

Cuando se requiere hacer uso de alguna de las correlaciones presentadas se recomienda usar el método cuyas condiciones de aplicación sean las más parecidas al sistema que se pretende estudiar. En muchos casos esto no es posible y lo mejor es usar un método de aplicación general.

El método de Fair es el más popular entre los autores [24, 44] para la estimación de la velocidad de inundación por arrastre y es el que se recomienda con fines de dimensionamiento preliminar (Sec. 2.2.2.3). Se recomienda el uso del método de Kister solo cuando se cumplan las condiciones de operación recomendadas y solo para la estimación de la velocidad de inundación en columnas existentes o para verificarla en un dimensionamiento preliminar.

Con respecto a la inundación por acumulación en el bajante, existe la carencia de un criterio de uso generalizado para la estimación de la densidad de la espuma en el bajante, ϕ_{dc} , que pueda expresarse en términos de la geometría del plato y las condiciones de operación (Sec. 2.2.2.4).

También existe la carencia de métodos de predicción de la velocidad en el bajante que estimen el punto en el cual el bajante se bloquearía debido a la alta velocidad del flujo del líquido que también pueda expresarse en

términos de la geometría del plato y las condiciones de operación (Sec. 2.2.2.5).

Para la estimación del arrastre, se recomienda el uso del método de Fair que es el que produce resultados más conservadores (Sec. 2.2.3.2). Si se requiere un resultado menos conservador, se recomienda el uso del método de Bennett.

Con lo que respecta al goteo si únicamente se requiere saber si las condiciones de operación son las adecuadas para evitar un goteo excesivo, se recomienda el uso del método de Fair. Si se requiere del cálculo del punto de goteo el método recomendado es el de Lockett y Banik (Sec. 2.2.4.1). El método de Hisieh y McNulty también es un método recomendable para la estimación del punto de goteo, pero tiene la desventaja de requerir de una verificación experimental en unas condiciones de operación más amplias.

En cuanto a la estimación de la velocidad del gas en el punto de chorreo, se recomienda el uso del método de Brambilla et al., teniendo la precaución de usarlo solo en las condiciones de operación recomendadas (Sec. 2.2.2.4.3).

Para el cálculo de la caída de presión a través de los orificios se recomienda el uso del método de Fair por su sencillez relativa en relación con los otros (Sec. 2.3.1.1).

Para la estimación de la caída de presión a través de la masa aereada (altura del líquido claro) se debe evitar el uso de las correlaciones que muestran una relación lineal de la altura del líquido claro con el parámetro de energía cinética (Sec. 2.3.1.2). Antes de la aparición de los métodos de Bennett et al. y el de Colwell, el método de Fair era el más popular entre los autores. Actualmente el método de Bennett et al. es el más empleado y es el que se recomienda para uso generalizado. Aunque algunos autores prefieren el uso del método de Colwell [31, 41, 50] éste tiene la desventaja de requerir de procedimientos iterativos.

Con respecto a las pérdidas de presión para la fase líquida estudiadas (gradiente hidráulico y pérdida de carga bajo el faldón del bajante) solo se

presentó un método de cálculo en cada caso debido a que fueron los únicos encontrados en la literatura; por lo tanto no fue posible realizar comparaciones con algún otro método (Sec. 2.3.2).

- Se mostraron métodos semiteóricos y empíricos para la predicción de la eficiencia de plato en platos perforados y se realizó una comparación entre los valores obtenidos por cada uno de ellos. Dicha comparación mostró una amplia variación de los valores obtenidos de eficiencia. Por tanto, las recomendaciones son las siguientes. Siempre que sea posible, se deben utilizar valores experimentales de eficiencia obtenidos en laboratorios o plantas piloto. Esto último es lo más recomendable aunque en la mayoría de los casos no es posible llevar a cabo dichos experimentos. Si lo anterior no es aplicable se recomienda el método recomendado por Vital (Sec. 3.2.3). En caso que no se cuente con ningún tipo de información experimental se recomienda el uso del la extensión de García al modelo de Prado y Fair que ha sido validado en una amplia base de datos (sección 3.2.1.14). Dado que este método tiene la desventaja de requerir una gran cantidad de cálculos, cuando sea preferible el uso de una correlación más sencilla se recomienda la aplicación del método de Chan y Fair, que es el más popular entre algunos autores [24, 44].

Un aspecto relativo a la eficiencia que tiene una gran importancia a nivel industrial y que no fue considerado a lo largo de la tesis es la eficiencia en sistemas multicomponentes. La razón principal por las que este tipo de eficiencia no fue considerada fue por que existen pocos estudios sobre eficiencia en estos sistemas en la literatura y los existentes son relativamente complejos [15, 74] o sin una forma de aplicación práctica [13]. Un método para trabajar con éste tipo de sistemas es el *Pseudo Binario* que se puede consultar en la literatura [44]. La dificultad del uso de este método radica en que se requiere del cálculo de los perfiles de concentración de los componentes a separar a lo largo de la columna. Estos perfiles solo pueden

obtenerse de manera relativamente sencilla con el uso de simuladores de procesos.

- Se realizó una descripción general de los requerimientos mecánicos necesarios para la instalación de platos perforados que permita una correcta operación de los mismos. Esto incluye factores como espesor del plato y de sus soportes, nivelación, consideraciones de expansión térmica y los métodos de sujeción del plato a la columna. En general se considera que si se especifican tolerancias de instalación muy pequeñas, el costo de los platos y la columna será mayor que si se especifican tolerancias mayores, pero se espera que su desempeño de la columna y los platos sea mayor
- Se elaboró una secuencia de dimensionamiento de platos perforados la cual incluye la verificación de parámetros hidráulicos y de transferencia de masa, así como información detallada de las dimensiones de los distintos parámetros geométricos.
- La tendencia actual en el estudio de los parámetros de desempeño en platos perforados, tanto hidráulicos como de transferencia de masa es hacia el uso de modelos computacionales como la dinámica de fluidos computacional (CFD), los cuales tienen la ventaja sobre los experimentos tradicionales de una mayor flexibilidad operacional y un costo relativamente bajo. Estos modelos se encuentran en desarrollo para poder aplicarlos en el diseño y análisis de platos industriales.
- A pesar de que se han hecho avances en los métodos de estimación de parámetros hidráulicos y de transferencia de masa, en algunos casos (inundación por arrastre, arrastre y caída de presión a través de los orificios) los métodos tradicionales (especialmente los desarrollados por Fair) siguen siendo los más utilizados por los diseñadores [24, 44]. Aunque los métodos

de estimación de los parámetros hidráulicos en la fase gaseosa están bien establecidos, todavía existe una carencia de procedimientos de estimación de parámetros hidráulicos para la fase líquida especialmente lo correspondiente al flujo a través del bajante ya que los métodos de evaluación de parámetros hidráulicos en los bajantes están basados únicamente en consideraciones cualitativas que dependen de la formación de espuma del sistema.

NOMENCLATURA

a, a_1, a_2	constante en las ecuaciones (2-6), (2-7) (2-8) y (2-33)
a_G, a_L	coeficientes en las ecuaciones (3-186) y (3-191)
a_i	área interfacial por unidad de volumen de contacto gas-líquido, m^2/m^3
a_i'	área interfacial total, m^2
a_{ia}	área interfacial por unidad de área activa, m^2/m^2
A	área de sección transversal de volumen de contacto, m^2
A_a	área activa o área de burbujeo del plato (generalmente $A_T - 2A_d$), m^2
A_{aH}	área activa restringida a la zona de orificios (A_a menos el área ocupada por las zonas de distribución, coalescencia y la bloqueada por la soportería)
A_d	área del bajante, área de sección transversal para flujo del líquido que desciende al plato inferior, m^2
A_{da}	área bajo el faldón del bajante, m^2
$A_{da,min}$	la menor área de flujo bajo el faldón del bajante, m^2
A_f	área fraccional de orificios, la relación del área de orificios, A_H , con el área activa, A_a , (A_H/A_a), adimensional
A_H	área total de los orificios en el plato, m^2
A_{Hv}	área de orificios sobre los cuales están las válvulas, m^2
A_{HS}	área de ranura, área vertical a través de la cual el gas pasa en dirección horizontal en un plato con válvulas, m^2
A_N	área neta o área libre, área mínima disponible para el flujo del gas de un plato a otro (el área neta puede ser $A_T - A_B$ si no se usa una mampara antisalpiqueo o $A_T - 2A_B$ si se usa la mampara antisalpiqueo) m^2
A_{SB}	área bloqueada por la soportería, m^2
A_T	área total de sección transversal de la torre o del plato, m^2
A_{T2}	área del círculo 2 en la figura 5-1
b	intercepción en el origen de la línea de equilibrio con el eje y (ecuación (3-24))
b, b_1, b_2	constantes en las ecuaciones (2-6), (2-7), (2-8) y (2-33)

c, c_1, c_2	constantes en las ecuaciones (2-6), (2-7) y (2-8)
C	constante empírica en la correlación del modelo CCFL (ecuación (2-54))
C	factor definido por la ecuación (2-110)
C_1, C_2	constantes en las ecuaciones (3-78), (3-79) y (3-82)
C_d	coeficiente de la compuerta (método de Colwell para cálculo de altura del líquido claro (Ecs. (2-106) y (2-107))
C_o	coeficiente de orificio
C_{SB}	factor de capacidad de Souders y Brown definido en la ecuación (2-1), m/s
C_{SBF}	factor de capacidad de Souders y Brown modificada, aplicable en las ecuaciones que derivan de la correlación de Fair, m/s
C_{SBv}	factor de capacidad usado en la figura 2-5, pie/s
C_t	constante en el cálculo de la velocidad de transición de régimen espuma a rocío (Ec. (2-135))
C_{vw}	coeficiente de pérdida de remolino, adimensional
CFM_{aire}	Flujo volumétrico del gas expresado en términos de densidad del aire (Ec. (2-129)), pie ³ /min
d_1, d_2	constantes en las ecuaciones (2-7) y (2-8)
d_c	distancia entre el faldón del bajante y el piso del plato, m
d_H	diámetro de los orificios, m
d_{He}	diámetro equivalente de orificio en platos con válvulas definido por la ecuación (2-58), m
d_{v1}	diámetro del orificio sobre el cual se encuentra la válvula, m
d_{v2}	diámetro de la válvula, m
d_{v12}	promedio del diámetro del orificio y el diámetro de la válvula = $(d_{v1} + d_{v2})/2$, m
d_w	diámetro interior del bajante circular, m
D	diámetro de la torre o del plato, m
D_1, D_2	constantes en las ecuaciones (2-7) y (2-8)
D_{EG}	difusividad de remolino para el gas, m ² /s
D_{EL}	difusividad de remolino para el líquido, m ² /s

D_f	anchura promedio de flujo para flujo del líquido sobre el plato = $(D+l_w)/2$, m
D_G	difusividad de los componentes en la fase gaseosa, m^2/s
D_L	difusividad de los componentes en la fase líquida, m^2/s
Dg	número de tensión superficial = $\sigma/(\mu_L u_a)$
e	flujo molar del líquido arrastrado, $kmol/s$
E	relación de arrastre, kg de líquido arrastrado/ kg de gas
E_F	relación de arrastre en el régimen espuma, kg de líquido arrastrado/ kg de gas
E_{MG}	eficiencia de plato de Murphree en base a la fase gaseosa
E_{MGE}	eficiencia de plato de Murphree corregida por arrastre
E_{ML}	eficiencia de Murphree de plato en base a la fase líquida
E_O	eficiencia global de columna definida como el cociente del número de etapas teóricas entre el número de platos reales, N_t/N_a
E_{OG}	eficiencia puntual en base a la fase gaseosa
$E_{OG,LC}$	eficiencia puntual en base a la fase gaseosa basada en la región continua de fase líquida
E_{OL}	eficiencia puntual para en base a fase líquida
E_s	relación de arrastre en el régimen rocío, kg de líquido arrastrado/ kg de gas
E_w	relación de arrastre a bajas velocidades del gas, kg de líquido arrastrado/ kg de gas
f_f	factor de inundación, $u_N/u_{N,f}$
f_H	factor de fricción de Fanning utilizado en la ecuación (2-78)
f_{hg}	factor de fricción usado para el cálculo del gradiente hidráulico (ecuación (2-131)), adimensional
f_S	factor del sistema, adimensional
f_v	apertura fraccional de la circunferencia de una válvula, (perímetro total de la válvula menos longitud bloqueada por los ganchos)/perímetro total de la válvula, adimensional

f_w	factor de corrección debido a la distorsión del patrón de flujo, adimensional
F_0, F_1, F_2, F_3	parámetros en el cálculo del diámetro equivalente de orificios en platos con válvulas (ecuaciones (2-58) a (2-62))
F_{ga}	parámetro de energía cinética basado en el área activa = $u_a \rho_G^{1/2}$, $m/s(kg/m^3)^{0.5}$
F_{gH}	parámetro de energía cinética basado en el área de orificios = $u_H \rho_G^{1/2}$, $m/s(kg/m^3)^{0.5}$
F_{IV}	parámetro de flujo definido por la ecuación (2-4), adimensional
Fr_a	número de Froude relativo al área de burbujeo (Ec. (2-102)), adimensional
Fr_H	número de Froude relativo al área de orificio (Ec. (2-51)), adimensional
F_{VG}	factor en platos con válvulas definido por la ecuación (2-65), $m^3/(s \cdot \text{válvula})$
F_{VGm}	factor F_{VG} en el punto de máxima apertura de las válvulas, $m^3/(s \cdot \text{válvula})$
g	aceleración debida a la gravedad, $9.807 m/s^2$
g	constante en la ecuación (2-33)
g_c	constante adimensional = $1 kg m/(N \cdot s^2)$
G	flujo del gas, kg/s
G_M	flujo molar del gas por área activa, $kmol/s m^2$
$h_{2\phi}$	altura total de la espuma en las dos fases, m
h_{ct}	altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío, m
$h_{ct,w}$	altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío para el sistema aire/agua, m
h_d	pérdida de carga debida al paso del gas a través de las perforaciones, m
h_{da}	pérdida de carga debida al flujo del líquido bajo el faldón del bajante.
h_{dc}	altura del líquido en el bajante en términos de líquido claro equivalente, m
h'_{dc}	altura real de la masa aereada en el bajante, m
h_{dv}	pérdida de carga debida al paso del gas a través de las válvulas en un plato con válvulas, m
h_F	altura de la espuma, m

h_{Fav}	promedio de la altura de la espuma sobre el plato, m
h_G	retención del gas (ecuación (3-188)), m
h_{GC}	altura de la región continua de fase gaseosa, m
h_{hg}	gradiente hidráulico, altura del líquido en la entrada menos la altura del líquido en la salida del plato, m
h_l	pérdida de carga por el paso del gas a través de la masa aereada, m
h_{LC}	altura de la región continua de fase líquida, m
h_{li}	altura del líquido en la entrada del plato, m
h_{lo}	altura del líquido en la salida del plato, m
h_{lw}	altura del líquido claro en la transición de espuma a rocío, corregida por el efecto de la longitud de la compuerta en el arrastre, m
h_n	altura del diente sobre la compuerta en compuertas dentadas, m
h_{ow}	altura del líquido sobre la compuerta, m
h_{owF}	altura de la espuma sobre la compuerta, m
h_R	pérdida de carga residual, m
h_t	pérdida de carga total para el gas a través del plato, m
h_v	distancia entre la parte inferior de la válvula y el piso del plato, m
h_{vm}	distancia máxima entre la parte inferior de la válvula y el piso del plato, m
h_w	altura de la compuerta, m
h_σ	pérdida de carga debida a la formación de burbujas, m
H	constante de la ley de Henry, atm•pie ³ /lbmol
J^*_G	velocidad adimensional del gas usada en la correlación del modelo CCFL definido por la ecuación (2-52), adimensional
J^*_L	velocidad adimensional del líquido usada en la correlación del modelo CCFL definido por la ecuación (2-53), adimensional
k_G	coeficiente de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, kmol/(s•m ² (kmol/m ³)), m/s
k_L	coeficiente de transferencia de masa en base a la fase líquida, kmol/(s•m ² (kmol/m ³)), m/s
K	factor en el cálculo de la caída de presión a través de los orificios, s ² /m
K_c	coeficiente de pérdida para válvulas cerradas

K_o	coeficiente de pérdida para válvulas abiertas
K_{OG}	coeficiente global de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2(\text{kmol}/\text{m}^3)) = \text{m}/\text{s}$
K_{OL}	coeficiente global de transferencia de masa en base a la fase líquida, $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2(\text{kmol}/\text{m}^3)) = \text{m}/\text{s}$
K_s	velocidad del gas sobre el área activa corregida por la densidad definida por la ecuación (2-112), m/s
l_d	ancho del bajante, m
l_f	longitud mínima de la trayectoria de flujo del líquido sobre el plato, m
l_v	longitud del lado abierto de una válvula rectangular, m
l_w	longitud de la compuerta, m
L	flujo del líquido, kg/s
L_e	flujo de líquido arrastrado, kg/s
L_o	flujo molar del líquido libre de arrastre, kmol/s
L_M	flujo molar del líquido por área activa, $\text{kmol}/\text{s m}^2$
m	pendiente de la línea de equilibrio = dy^*/dx
m	constante empírica en la ecuación (2-54)
m_c	pendiente de la línea de equilibrio, $(\text{kmol}/\text{m}^3 \text{ de gas})/(\text{kmol}/\text{m}^3 \text{ de líquido})$
M_G	peso molecular promedio del gas, kg/kmol
M_L	peso molecular promedio del líquido, kg/kmol
n	parámetro definido por la ecuación (2-16)
N_1	rapidez de difusión del componente 1, kmol/s
N_a	número de platos reales en una columna
N_G	número de unidades de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, adimensional
N_H	número de orificios en un plato
N_L	número de unidades de transferencia de masa en base a la fase líquida, adimensional
N_{OG}	número de unidades globales de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, adimensional

N_{OL}	número de unidades globales de transferencia de masa en base a la fase líquida, adimensional
N_t	número de etapas teóricas
N_v	número de válvulas en un plato con válvulas
p	constante en la ecuación (2-33)
p	distancia entre centro y centro de orificios adyacentes, m
P	presión, Pa (atm en la figura 3-11)
Pe_L	número de Péclet para la fase líquida $= l_f^2 / (D_{EL} \theta_L)$, adimensional
Pe_G	número de Péclet para la fase gaseosa $= u_a l_f / (D_{EG} (S - h_{2\phi}))$
Q_L	flujo volumétrico del líquido m^3/s
Q_{Lw}	flujo volumétrico del líquido por longitud de la compuerta, Q_L/l_w , $m^3/s \cdot m$
Q_G	flujo volumétrico del gas m^3/s
Q_{GV}	flujo volumétrico del gas que pasa por una válvula, $m^3/s \cdot \text{válvula}$
R_h	radio hidráulico en el cálculo del gradiente hidráulico (ecuación (2-133)), m
R_{vw}	relación del peso de una válvula con ganchos al peso de una válvula sin ganchos, adimensional
Re_{hg}	número de Reynolds para la masa aereada en el cálculo del gradiente hidráulico $= R_h U_F \rho_L / \mu_L$, adimensional
Re_m	número de Reynolds modificado $= h_w u_a \rho_G / (\mu_L A_f)$, adimensional
S	espaciamiento entre platos, m
Sc_G	número de Schmidt para la fase gaseosa $= \mu_G / (\rho_G D_G)$, adimensional
Sc_L	número de Schmidt para la fase líquida $= \mu_L / (\rho_L D_L)$, adimensional
t	espesor del plato, m
t_G'	tiempo de contacto del gas definido por la ecuación (3-80)
t_L'	tiempo de contacto del líquido definido por la ecuación (3-81)
t_v	espesor de la válvula, m
u_a	velocidad superficial del gas basada en el área activa, A_a , m/s
$u_{a,f}$	velocidad superficial de inundación del gas, basada en el área activa, A_a , m/s

u_{at}	velocidad superficial del gas basada en el área activa en el punto de transición de espuma a rocío, m/s
$u_{a,w}$	velocidad superficial del gas en el punto de goteo, basada en el área activa, A_a , m/s
u_H	velocidad superficial del gas basada en el área total de perforaciones en el plato, A_H , m/s
$u_{H,d}$	velocidad superficial del gas a través de los orificios en el punto de chorreo, m/s
$u_{H,w}$	velocidad superficial del gas a través de los orificios en el punto de goteo, m/s
u_{HS}	velocidad superficial del gas basada en el área de ranuras en un plato con válvulas, m/s
u_{HV}	velocidad superficial del gas a través de los orificios sobre los que se encuentran las válvulas, m/s
u_{Hvc}	velocidad superficial del gas en el punto de balance de válvulas cerradas, m/s
u_{Hvo}	velocidad superficial del gas en el punto de balance de válvulas abiertas, m/s
u_N	velocidad superficial del gas basada en el área neta, A_N , m/s
$u_{N,f}$	velocidad superficial del gas del gas en la inundación basada en el área neta, A_N , m/s
u_T	velocidad superficial del gas basada en el área total de sección transversal de columna, A_T , m/s
U_F	velocidad de la masa aereada sobre el plato, m/s
W	flujo volumétrico del líquido que gotea a través de las perforaciones, m ³ /s
x^*	concentración que el líquido tendría si estuviera en equilibrio con el vapor de concentración y , fracción mol
x_1	concentración del componente 1 en el seno de la fase líquida, fracción mol
x_1^*	concentración del componente 1 que existiría en la fase líquida si el líquido estuviera en equilibrio con la fase gaseosa, fracción mol

$x_{1,i}$	concentración del componente 1 en la interfase en el lado de la fase líquida, fracción mol
x_i	concentración del líquido en la interfase, fracción mol
x_L	concentración del componente clave ligero en el líquido, fracción mol
x_K	concentración del componente clave pesado en el líquido, fracción mol
x_n	concentración promedio del líquido que abandona el plato n , fracción mol
x_{n+1}	concentración promedio del líquido que entra el plato n , fracción mol
x_n^*	concentración que el líquido tendría si estuviera en equilibrio con el vapor que abandona el plato n y tiene una concentración y_n , fracción mol
x_p	concentración del líquido en un punto dado, fracción mol
x_{p+1}	concentración del líquido después de entrar en contacto con el vapor en un punto dad, fracción mol
y^*	concentración que el vapor tendría si estuviera en equilibrio con el líquido de concentración x , fracción mol
y_1	concentración del componente 1 en el seno de la fase gaseosa, fracción mol
y_1^*	concentración del componente 1 que existiría en la fase gaseosa si el gas estuviera en equilibrio con la fase líquida, fracción mol
$y_{1,i}$	concentración del componente 1 en la interfase en el lado de la fase gaseosa, fracción mol
y_i	concentración del vapor en la interfase, fracción mol
y_L	concentración del componente clave ligero en el vapor, fracción mol
y_K	concentración del componente clave pesado en el vapor, fracción mol
y_n	concentración promedio del vapor que abandona el plato n , fracción mol
y_{n-1}	concentración promedio del vapor que entra al plato n , fracción mol
y_n^*	concentración que el vapor tendría si se estuviera en equilibrio con el líquido que abandona el plato n y que tiene una composición x_n , fracción mol
y_p	concentración del vapor en un punto dado, fracción mol
y_{p-1}	concentración del vapor después de entrar en contacto con el líquido en un punto dado, fracción mol

z	espesor de la película en el modelo de la doble resistencia, m
z_G	espesor de la película de fase gaseosa en el modelo de la doble resistencia, m
z_L	espesor de la película de fase líquido en el modelo de la doble resistencia, m
Z	altura de volumen de contacto, m
Z	longitud característica en el modelo CCFL definida en la ecuación (2-55), m

Símbolos Griegos

α	parámetro en la ecuación (2-9)
α	volatilidad relativa, adimensional, para sistemas binarios ideales $= x(1-y^*)/(y^*(1-x))$
α_{LK}	volatilidad relativa del componente clave ligero con respecto al componente clave pesado = $(x_L/y_L)/(x_K/y_K)$
β	parámetro en la ecuación (2-9)
β	parámetro definido por la ecuación (2-46)
β	factor de aereación (Ecs. (2-90), (2-92) y (2-93)), adimensional
ΔP_{dv}	caída de presión a través de las válvulas, Pa (pulgadas de H ₂ O en la figura 2-23)
ζ	parámetro definido por la ecuación (2-38)
η	parámetro de la densidad de la espuma (método de Colwell, Ec. (2-103)), adimensional
η	factor definido por la ecuación (3-38)
θ_G	tiempo de residencia del gas sobre el plato, s
θ_L	tiempo de residencia del líquido sobre el plato, s
λ	factor de agotamiento = mG_M/L_M , adimensional
μ_F	viscosidad del líquido de alimentación a la columna, cP
μ_G	viscosidad del gas, Pa s
μ_L	viscosidad del líquido, Pa s

π	constante = 3.14159...
ρ_L	densidad del líquido, kg/m ³
ρ_G	densidad del gas, kg/m ³
$\rho_{M,G}$	densidad molar del gas, kmol/m ³
$\rho_{M,L}$	densidad molar del líquido, kmol/m ³
ρ_{vm}	densidad del metal de las válvulas en un plato con válvulas, kg/m ³
ρ_w	densidad del agua, kg/m ³
σ	tensión superficial, N/m
ϕ	densidad relativa de la espuma, adimensional
$\phi_{2\phi}$	densidad relativa de la espuma promedio en las dos fases, adimensional
ϕ_{dc}	densidad relativa de la espuma dentro del bajante, adimensional
ϕ_{GC}	densidad relativa de la fase continua de fase gaseosa, adimensional
ϕ_{LC}	densidad relativa de la fase continua de fase líquida, adimensional
χ	factor definido por la ecuación (2-35)
ψ	arrastre fraccional definido por la ecuación (2-31)

Nomenclatura adicional del método de eficiencia desarrollado por Prado, Fair y García

a^*	área interfacial por volumen de líquido, m ² /m ³
a'	área interfacial por volumen de gas, m ² /m ³
AJ	fracción de burbujas pequeñas presente en el seno de la zona de espuma, adimensional
AJ_μ	fracción de burbujas pequeñas presente en el seno de la zona de espuma corregida por viscosidades altas del líquido, adimensional
D_1	diámetro del chorro en la zona 1, m
D_{BL}	diámetro promedio de burbujas grandes, m
D_{BLJ}	diámetro de burbujas grandes debido a chorros de vapor y rompimiento de burbujas, m
D_{BLS}	diámetro de Sauter promedio de burbujas grandes, m

D_{BS}	diámetro promedio de burbujas pequeñas, m
D_{BSJ}	diámetro máximo de burbuja estable, m
D_{BSS}	diámetro de Sauter promedio para burbujas pequeñas
D_{eG}	difusividad efectiva del gas = κD_G , m ² /s
E_G	eficiencia puntual para toda la resistencia en la fase gaseosa, adimensional
E_L	Eficiencia puntual para toda la resistencia en la fase líquida
Eo	Número de Eotvos = $g(\rho_L - \rho_G)D_{BS}^2/\sigma$, adimensional
FJ	fracción de orificios activos que producen chorros de vapor, adimensional
FLC	fracción de orificios inactivos, adimensional
FLB	fracción de orificios activos que producen burbujas grandes, adimensional
FSB	fracción de orificios activos que producen burbujas pequeñas, adimensional
h_1	altura del chorro de vapor, m
$h_{w,CBS}$	altura de la compuerta corregida por el tamaño de la burbuja, m
H	parámetro en la ecuación (3-116), adimensional
J	parámetro en la ecuación (3-113), adimensional
M	número de Morton = $g\mu_L^4(\rho_L - \rho_G)/(\rho_L^2\sigma^3)$, adimensional
N_G	número de unidades de transferencia de masa en base al fase gaseosa, adimensional
N_{G1}	N_G correspondiente a la zona 1
N_{G2S}	N_G correspondiente a la zona 2 para burbujas pequeñas
N_{G2L}	N_G correspondiente a la zona 2 para burbujas grandes
N_{G3}	N_G correspondiente a la zona 3
N_{G4S}	N_G correspondiente a la zona 4 para burbujas pequeñas
N_{G4L}	N_G correspondiente a la zona 4 para burbujas grandes
N_{G5}	N_G correspondiente a la zona 5
N_{G6}	N_G correspondiente a la zona 6
N_{GFJ}	N_G correspondiente a las zonas 1 y 2
N_{GFLB}	N_G correspondiente a las zonas 3 y 4

N_L	número de unidades de transferencia de masa en base a la fase líquida, adimensional
N_{L1}	N_L correspondiente a la zona 1
N_{L2S}	N_L correspondiente a la zona 2 para burbujas pequeñas
N_{L2L}	N_L correspondiente a la zona 2 para burbujas grandes
N_{L3}	N_L correspondiente a la zona 3
N_{L4S}	N_L correspondiente a la zona 4 para burbujas pequeñas
N_{L4L}	N_L correspondiente a la zona 4 para burbujas grandes
N_{L5}	N_L correspondiente a la zona 5
N_{L6}	N_L correspondiente a la zona 6
N_{LFJ}	N_L correspondiente a las zonas 1 y 2
N_{FLB}	N_L correspondiente a las zonas 3 y 4
Re_H	número de Reynolds para el paso del gas a través de los orificios = $d_H u_H \rho_G / \mu_G$, adimensional
Re_1	número de Reynolds para el gas en el chorro de vapor = $u_j D_1 \rho_G / \mu_G$, adimensional
Sh_∞	número de Sherwood asintótico
SP	Parámetro definido por la ecuación (3-139)
t_c	tiempo de contacto en la teoría de Higbie, s
t_G	tiempo de residencia promedio del gas en la dispersión, s
t_{G1}	tiempo de residencia de gas en el chorro de vapor, s
t_{G2L}	tiempo de residencia de burbujas grandes en la zona 2, s
t_{G2S}	tiempo de residencia de burbujas pequeñas en la zona 2, s
t_{G3}	tiempo de residencia de burbujas grandes en la zona 3, s
t_{G4L}	tiempo de residencia de burbujas grandes en la zona 4, s
t_{G4S}	tiempo de residencia de burbujas pequeñas en la zona 4, s
t_L	tiempo de residencia promedio del líquido en la dispersión, s
$u_{a,0}$	velocidad superficial de gas a 0% de formación de chorros de vapor basada en el área activa A_a , m/s
$u_{a,100}$	velocidad superficial de gas 100% de formación de chorros de vapor basada en el área activa A_a , m/s

u_{LB}	velocidad de ascenso de burbujas grandes, m/s
u_{ST}	velocidad de ascenso de burbujas pequeñas, m/s
u_j	velocidad del chorro de vapor, m
U_T	velocidad terminal de ascenso de burbujas pequeñas, m/s

Símbolos Griegos

Γ	parámetro en la ecuación (3-138) = 0.463
ε_{av}	fracción promedio del gas en la mezcla de dos fases ($1-h_d/h_f$), adimensional
κ	coeficiente que toma en la transferencia de masa, adimensional (Ec. (3-153))
$\mu_{L,CBS}$	viscosidad del líquido corregida por el tamaño de las burbujas, Pa s
μ_w	viscosidad del agua, Pa s
μ_{aire}	viscosidad del aire, Pa s
π	constante, 3.14159
ρ_w	densidad del agua, kg/m ³
ρ_{aire}	densidad del aire, kg/m ³
σ_{CBS}	tensión superficial corregida por el tamaño de las burbujas, N/m
σ_w	tensión superficial del agua, N/m
Φ	factor de corrección para el tamaño de las burbujas definido por la ecuación (3-123), adimensional
φ	factor que considera las renovaciones múltiples de la superficie en el modelo de Higbie, adimensional

BIBLIOGRAFIA

1. American Institute of Chemical Engineers Research Committee, *Bubble Tray Design Manual*, New York, 1958
2. Barker, P. E. y Self, M. F., The Evaluation of Liquid Mixing effects on a Sieve Plate Using Unsteady and Steady State Tracer Techniques, *Chemical Engineering Science*, Vol. 17, No.7, 1962 p.541
3. Barnicki, S. D. y Davis, J. F., Designing Sieve-Tray Columns, *Chemical Engineering*, Octubre 1989 p.144
4. Bennett, D. L., Agrawal, R., Cook, P. J., New Pressure Drop Correlation for Sieve Tray Distillation Columns, *AIChE Journal*, Vol. 29, No. 3 p.434, May 1983
5. Bennett, D. L., y Grimm, H. J., Eddy Diffusivity for Distillation Sieve Trays, *AIChE Journal*, Vol.37 No.4 1991 p.589
6. Bennett, D. L., Kao, A. S. y Wong, L W., A Mechanistic Analysis of Sieve Tray Froth Height and Entrainment, *AIChE Journal*, Vol. 41 No. 9 1995 p.2067
7. Bennett, D. L., Watson, D. N., y Wiescinski, M. A., New Correlation for Sieve-Tray Point Efficiency, Entrainment, and Section Efficiency, *AIChE Journal*, Vol. 43 No.6 1997 p. 1611
8. Bennett, D. L. y Kovak, K. W., Optimize Distillation Columns. Part I: Trayed Columns, *Chemical Engineering Progress*, Mayo 2000 p.19
9. Billet, R. *Distillation Engineering*, Chemical Publishing Company, New York, 1979.
10. Bolles, W. L., Rapid Graphical Method of Estimating Tower Diameter and Tray Spacing of Bubble-Plate Fractionators, *Petroleum Refiner* Diciembre 1946, p.[613] 103
11. Bolles, W. L.. Capítulo 14 en: Smith, D. B., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963

12. Brambilla, A., Gianolio, E. y Necetti, G. F., Fluodynamic behaviour and Efficiency of Sieve Trays at low Gas Rates, *I.Chem.E. Symposium Series*. No.56, 1979 p.3.2/1
13. Bunke, C. M., Steele, E. R., y Sandall, O. C., Mass Transfer in Multicomponent Distillation on Sieve Trays, *I.Chem.E. Symposium Series*, No. 104, 1987 p. B423
14. Chan, H. y Fair, J. R., Prediction of Point Efficiencies on Sieve Trays. 1. Binary Systems. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, Vol.23 1984 p. 814
15. Chan, H. y Fair J. R., Prediction of Point Efficiencies on Sieve Trays. 2. Multicomponent Systems, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol.23 1984 p. 820
16. Chen, G. X., Chuang, K. T., Prediction of Point Efficiency for Sieve Trays in Distillation, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol.32 1993 p.701
17. Colburn, A. P., Effect of Entrainment on Plate Efficiency in Distillation, *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 28 No. 5, 1936, p.526
18. Colwell, C. J., Clear Liquid Height and Froth Density on Sieve Trays, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol. 20, 1981 p.298
19. Economopoulos, A. P., Computer Design of Sieve Trays and Tray Column, *Chemical Engineering*, Diciembre 4 1978 p.109
20. El Azrak, A., Peytavy, J. L., Huor, M. H., Bugarel, R., y Laurent, A., The gas-phas Mass Transfer Coefficient and Interfacial Area in an Absorption Column Equiped with Glitsch Valve-trays, *International Chemical Engineering*, Vol.31 No. 2 Abril 1991 p.273
21. English, G. E., y Van Winkle, M., Efficiency of Fractionating Columns, *Chemical Engineering*, Noviembre 11, 1963 p.241
22. Fair, J. R., How to Predict Sieve Tray Entrainment and Flooding., *Petro./Chem. Engineer.*, Vol. 33, No. 10, 1961 p.45

23. Fair, J. R. Capítulo 15 en: Smith, D. B., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963
24. Fair, J. R., Steinmeyer, D. E., Penney, W. R. y Crockett, B. B., Sección 14 en Perry, Robert. E. Editor, *Chemical Engineers' Handbook*, 7ª ed. McGraw-Hill, New York, 1999
25. Finch, R. N., y Van Winkle, M., A Statistical Correlation of the Efficiency of Perforated Trays, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, Vol.3 No.2 Abr. 1964, p.106
26. Garcia, J. A., *Fundamental Model for the Prediction of Distillation Sieve Tray Efficiency: Hydrocarbon and Aqueous Systems*, Disertación, The University of Texas at Austin, May, 1999
27. Geist, G., Nandakumar, K., y Chuang, K. T., CFD Modeling of Flow Patterns and Hydraulics of Commercial-Scale Sieve Trays, *AIChE Journal*, Vol. 49 No 4. 2003 p.910
28. Gerster, J. A., A New Look at Distillation 1: Tray Efficiencies... is more Research Needed, *Chemical Engineering Progress*. Vol.59 No. 3 Marzo 1963 p.35
29. Glitsch, Inc., *Ballast Tray Design Manual*, 4a ed., Bulletin No. 4900, Dallas Texas 1984.
30. Hofhius, P. A. M y Zuiderweg, F. J., Sieve Plates: Dispersion Density and Flow Regimes, *I.Chem.E. Symposium Series*, No. 56, 1979, p.2.2/1
31. Hsieh, C.L. y McNulty, K. J., Predict Weeping of Sieve and Valve Trays, *Chemical Engineering Progress*, Julio 1993 p.71
32. Huang, C. J. y Hodson, J. R., citado por Ludwig Ernest, E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3ª ed., Vol 2. Gulf Publishing, Houston, 1997
33. Hughmark, G. A. y O'Connell, H. E., Design of Perforated Plate Fractionating Towers, *Chemical Engineering Progress*, Vol.53, No. 3 Mar 1957 p.127-M

34. Hunt, C, D'A., Hanson, D. N. y Wilke, C. R. Capacity Factors in the Performance of Perforated plate Columns, *AIChE Journal*, Vol.1 No.4 Diciembre 1955 p.441
35. Jaćimović, B. M. y Genić, S.B., Use a New Approach to Find Murphree Tray Efficiency, *Chemical Engineering Progress*, August 1996 p.46
36. Kessler, D. P. Wankat, P. C., Correlations for Column Parameters, *Chemical Engineering*, Septiembre 26, 1988 p.72
37. Kister, H. Z., When tower startup has problems, *Hydrocarbon Processing*, Feb 1979 p.89
38. Kister, Henry Z., Design and Layout for Sieve and Valve Trays, *Chemical Engineering*, Septiembre 8, 1980 p.119
39. Kister, Henry Z., Downcomer design for distillation tray columns, *Chemical Engineering*, Diciembre 29, 1980 p.55
40. Kister, H. Z. y Haas, J. R., Sieve Tray Entrainment Prediction in the Spray Regime, *I.Chem.E. Symposium Series*, No. 104, 1987, p.A483
41. Kister, H. Z. y Haas, J. R., Entrainment for Sieve Trays in the Froth Regime, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol.27 1988 p. 2331
42. Kister, Henry. Z. *Distillation Operation*, McGraw-Hill, New York, 1989
43. Kister, H. Z. Haas, J. R., Predict Entrainment Flooding on Sieve and Valve Trays, *Chemical Engineering Progress*, Septiembre 1990 p.63
44. Kister, Henry. Z. *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992
45. Klein, G. F., Simplified Model Calculates Valve-Tray Pressure Drop, *Chemical Engineering*, Mayo 3 1982 p.81
46. Koch Engineering Company Inc., *Flexitray Design Manual*. Bulletin 960-1, Wichita Kansas 1982
47. Leibson, E., Kelley, R. E. y Bullington, L. A. Citado por: Fair, J. R. Capítulo 15 en: Smith, D. B., *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963
48. Lewis, W. K., Rectification of Binary Mixtures, *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 28 No. 4 1936 p. 399

49. Liley, P. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Daubert, T. E. y Buck, E.. Sección 2 en Perry, R. E. Editor, *Chemical Engineers' Handbook*, 7^a ed. McGraw-Hill, New York, 1999
50. Lockett, M. J. y Banik, S., Weeping from Sieve Trays, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol. 25, 1986 p.561
51. Lockett, M. J. Citado por: Kister, Henry. Z. *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992
52. Ludwig Ernest, E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Vol.2 3^a ed., Gulf Professional Publishing Co., Houston, 1997
53. Lygeros, A. I., Magoulas, K. G., Column Flooding and Entrainment, *Hydrocarbon Processing*, Diciembre 1986 p.43
54. MacFarland, S. A., Sigmund, P. M., Van Winkle, M., Predict Distillation Efficiency, *Hydrocarbon Processing*, Julio 1972 p.111
55. McAllister, R. A., McGinnis, P. H. y Plank, C. A., Perforated-plate Performance, *Chemical Engineering Science*, Vol. 9. 1958 p.25
56. Mustafa, H. y Békássy-Molnar E., Hydrodynamic Characteristics of Nutter Valve Trays, New Correlations, *Trans IChemE*, Vol.75, Part A, Septiembre 1997, p.620
57. O'Connell, H. E., Citado por: Kister, Henry. Z. *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992
58. Peters, M. S. y Timmerhaus, K. D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* 5a Edición 2003
59. Pinczewski, W. Vol. y Fell, C. J. D., Froth to Spray Transition on Sieve Trays, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol. 21, 1982 p.774
60. Prado, M., Johnson, K.L., Fair, J. R., Bubble-to-Spray Transition on Sieve Trays, *Chemical Engineering Progress*, Mar 1987 p.32
61. Prado, M. y Fair, J. R., Fundamental Model for the Prediction of Sieve Tray Efficiency, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, Vol.29 1990 p.1031

62. Prince, R. G. H., y Chan, B. K. C., Citado por: Kister, Henry. Z. *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, 1992
63. Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Poling, B. E., *The Properties of Gases and Liquids*, 4a ed. McGraw-Hill New, York, 1987.
64. Smith, D. B., Capítulo 16 en: *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963
65. Solari, R. B. y Bell, R. L., Fluid Flow Patterns and Velocity Distribution on Commercial-Scale Sieve Trays., *AIChE Journal*, Vol. 32 No.4 1986 p.640
66. Souders, M. Jr. y Brown, G. G., Design of Fractionating Columns. I. Entrainment and Capacity, *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 26, No. 2, 1934, p.98
67. Stichlmair, J. and Fair, J. R., *Distillation: Principles and Practices*, Wiley, New York, 1998.
68. Thrift, C. G. Hoy to Specify Valve Trays, *Petroleum Refiner*, Agosto 1960 p.93
69. Tilton, J. N. Sección 6 en Perry, R. E. Editor, *Chemical Engineers' Handbook*, 7ª ed. McGraw-Hill, New York, 1999
70. Todd, W. G., y Van Winkle, M., Correlation of Valve Tray Efficiency Data, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol.11 No.4 1972 p.589
71. Treybal, Robert E. *Operaciones de Transferencia de Masa*, 2ª ed., McGraw-Hill, México D. F., 1988
72. Van Winkle, M. *Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1964
73. Vital, T. J., Grossel, S. S., y Olsen, P. I., Estimating Separation Efficiency. Part 2 Plate Columns. *Hydrocarbon Processing*. Noviembre 1984 p.147.
74. Ward, T. J., A New Correlation for Sieve Trays, *Chemical Engineering*, Junio 1989 p.177
75. Young, G. C., y Weber, J. H., Murphree Point Efficiencies in Multicomponent Systems, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol. 11. No. 3 1972 p. 440

76. Yu, K. T., Huang, J. y Song, H. H., Two-Dimensional Flow and Eddy diffusion on a Sieve Tray, *Chemical Engineering Science*, Vol.45 No.9 1990 p.2901
77. Zuiderweg, F. J., Sieve Trays. A View on the State of the Art, *Chemical engineering Science*, Vol.37, No.10 1982 p.1441
78. Zuiderweg, F., Influence of the two-phase Flow Regimes on the Separation Performance of sieve Plates, *International Chemical Engineering*, Vol.26 No.1 1986 p.1

Anexo A. Predicción de propiedades físicas

A1 Densidad de líquidos [49]

Para la predicción de densidades de líquidos saturados, $\rho_{L,sat}$, tanto hidrocarburos puros como líquidos orgánicos puros, se puede usar el método de Rackett modificado por Spencer y Danner

$$\frac{M_L}{\rho_{L,sat}} = \left(\frac{RT_c}{P_c} \right) Z_{RA}^n \quad (A-1)$$

$$n = 1.0 + (1.0 - T_r)^{2/7} \quad (A-2)$$

Para predecir la densidad de una mezcla definida de líquidos en el punto de burbuja se utiliza el método de Spencer y Danner

$$\frac{M_{Lm}}{\rho_{L,bp}} = R \left(\sum_{i=1}^n x_i \frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right) Z_{RAm}^n \quad (A-3)$$

$$Z_{RAm} = \sum_{i=1}^n x_i Z_{RAi} \quad (A-4)$$

La temperatura reducida, T_r , a ser usada en la ecuación (A-2) para estimar n , se calcula con:

$$T_r = \frac{T}{T_{mc}} \quad (A-5)$$

$$T_{mc} = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \phi_i \phi_j T_{cij} \quad (A-6)$$

$$\phi_i \circ \phi_j = \frac{x_i V_{ci}}{\sum_{j=1}^n x_j V_{cj}} \quad (A-7)$$

$$T_{cij} = \sqrt{T_{ci} T_{cj}} (1 - k_{ij}) \quad (A-8)$$

$$k_{ij} = 1.0 - \left[\frac{2\sqrt{V_{ci}^{1/3}V_{cj}^{1/3}}}{V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3}} \right]^3 \quad (\text{A-9})$$

La temperatura crítica de la mezcla se puede calcular de manera aproximada con:

$$T_{mc} = \sum_{i=1}^n x_i T_{ci} \quad (\text{A-10})$$

El peso molecular de la mezcla se calcula con:

$$M_{Lm} = \sum_{i=1}^n x_i M_i \quad (\text{A-11})$$

En las ecuaciones (A-1) a (A-11)

k_{ij} = parámetro en el cálculo de la temperatura crítica de los componentes i y j

M_L = peso molecular del líquido puro, kg/kmol

M_{Li} = peso molecular del componente i , kg/kmol

M_{Lm} = peso molecular de la mezcla, kg/kmol

n = parámetro en el cálculo de la densidad de líquido definido por la ecuación (A-2), adimensional

P_c = presión crítica, Pa

P_{ci} = presión crítica del componente i , Pa

R = constante universal de los gases, 8314 Pa m³/(kmol K)

T = temperatura, K

T_c = temperatura crítica, K

T_{ci}, T_{cj} = temperatura crítica del componente i y del componente j respectivamente, K

T_{cij} = temperatura crítica de los componentes i y j , K

T_{mc} = temperatura crítica de la mezcla, K

V_{ci}, V_{cj} = volumen molar crítico del componente i , del componente j , m³/kmol

x_i = concentración del componente i en una mezcla de líquidos, fracción mol

Z_{RA} = parámetro en el cálculo de la densidad de líquido, adimensional

Z_{RAi} = parámetro en el cálculo de la densidad de líquido para el componente i ,
adimensional

Z_{RAm} = parámetro para el cálculo de la densidad de una mezcla de líquidos,
adimensional

$\rho_{L,sat}$ = densidad de líquido saturado, kg/m^3

$\rho_{L,bp}$ = densidad de la mezcla líquida en el punto de burbuja, kg/m^3

ϕ_i, ϕ_i = parámetro para el cálculo de la temperatura crítica de la mezcla

Tabla A-1. Valores del parámetro Z_{RA} para la predicción de densidad de líquidos

Líquido	Z_{RA}
Metano	0.2880
Etano	0.2819
Propano	0.2763
n-Butano	0.2730
Isobutano	0.2760
Ácido acético	0.2242
Metanol	0.2340
Etanol	0.2523
Isopropanol	0.2508
Acetona	0.2488

Valores adicionales de Z_{RA} pueden consultarse en [49]

A2 Viscosidad de gases [49]

Para la predicción de la viscosidad del vapor de hidrocarburos a baja presión (por debajo de T_r de 0.6) puede usarse el método de Stiel y Thodos:

$$\mu_G = 4.6 \times 10^{-7} \frac{NM_G^{1/2} P_c^{2/3}}{T_c^{1/6}} \quad (\text{A-12})$$

$$N = 0.00034T_r^{-0.94} \quad \text{para } T_r \leq 1.5 \quad (\text{A-13})$$

$$N = 0.0001779(4.58T_r - 1.67)^{0.625} \quad \text{para } T_r > 1.5 \quad (\text{A-15})$$

Para mezclas de hidrocarburos y no hidrocarburos a bajas presiones y a T_r menor de 0.6 se recomienda el método de Bromley y Wilke

$$\mu_{Gm} = \sum_{i=1}^n \frac{\mu_{Gi}}{1 + \frac{1}{x_i} \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n x_j Q_{ij}} \quad (\text{A-16})$$

$$Q_{ij} = \frac{1 + \left[\left(\frac{\mu_{Gi}}{\mu_{Gj}} \right)^{1/2} \left(\frac{M_{Gj}}{M_{Gi}} \right)^{1/4} \right]^2}{\sqrt{8} \left[1 + \frac{M_{Gi}}{M_{Gj}} \right]^{1/2}} \quad (\text{A-17})$$

Para hidrocarburos gaseosos o mezclas de hidrocarburos a altas presiones y a T_r superior a 0.6 se aplica la siguiente corrección para el cálculo de viscosidad:

$$\mu_G - \mu_{G0} = 5.0 \times 10^{-11} \frac{M_G^{1/2} P_c^{2/3}}{T_c^{1/6}} \left[\exp(1.439 \rho_{Mr}) - \exp(-1.1 \rho_{Mr}^{1.858}) \right] \quad (\text{A-18})$$

donde μ_{G0} es la viscosidad calculada por la ecuación (A-12) si es un gas puro o la (A-16) si se trata de una mezcla.

La densidad molar reducida se obtiene con:

$$\rho_{Mr} = \frac{V_c P}{ZRT} \quad (\text{A-19})$$

En las ecuaciones (A-12) a (A-19)

M_G = peso molecular del gas puro, kg/kmol

M_{Gi} , M_{Gj} = peso molecular del componente i y del componente j respectivamente, kg/kmol

N = parámetro en el cálculo de viscosidad de gases, adimensional

P = presión, Pa

P_c = presión crítica, Pa

Q_{ij} = parámetro en el cálculo de viscosidad de mezclas gaseosas definido por la ecuación (A-17)

R = constante universal de los gases, $8314 \text{ m}^3 \text{ Pa / (kmol K)}$

T = temperatura, K

T_c = temperatura crítica, K

T_r = temperatura reducida, adimensional

V_c = volumen mola crítico, m^3/kmol

x_i = concentración del componente i , fracción mol

Z = factor de compresibilidad, adimensional

μ_G = viscosidad del gas puro, Pa s

μ_{G0} = viscosidad del gas calculada a bajas presiones, Pa s

μ_{Gi}, μ_{Gj} = viscosidad del componente i y del componente j respectivamente Pa s

μ_{Gm} = viscosidad de una mezcla gaseosa, Pa s

ρ_{Mr} = densidad molar de un gas o de una mezcla gaseosa, kmol/m^3

A3 Viscosidad de líquidos [49]

La viscosidad de hidrocarburos y no hidrocarburos líquidos puros se pueden predecir por el método de Velzen et al..

$$\log \mu_L = B \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) - 3.0 \quad (\text{A-20})$$

donde T_0 y B se calculan de acuerdo el número de carbonos ajustado N^*

$$N^* = N + \sum_i \Delta N_i \quad (\text{A-21})$$

$$T_0 = 28.26 + 37.439 N^* - 1.3547 N^{*2} - 0.02076 N^{*3} \quad \text{para } N^* \leq 20 \quad (\text{A-22})$$

$$T_0 = 8.164 N^* + 238.59 \quad \text{para } N^* > 20 \quad (\text{A-23})$$

$$B = B_a + \sum_i \Delta B_i \quad (\text{A-24})$$

$$B_a = 24.79 + 66.855 N^* - 1.3173 N^{*2} - 0.00377 N^{*3} \quad \text{para } N^* \leq 20 \quad (\text{A-25})$$

$$B_a = 530.59 + 13.740 N^* \quad \text{para } N^* > 20 \quad (\text{A-26})$$

En la tabla A-2 se muestran los valores de ΔN_i y ΔB_i para algunas sustancias

Tabla A-2 Valores de las contribuciones de grupos para la predicción de viscosidades de líquidos

Estructura y grupo funcional	ΔN_i	ΔB_i
Alcanos	0	0
Isoalcanos	1.389-0.238N	15.51
N-Alquenos	-0.152-0.042N	-44.94+5.410N*
Alcoholes primarios	10.606-0.276N	-589.44+70.519N*

Valores adicionales de ΔN_i y ΔB_i pueden consultarse en [49]

La regla de mezclado desarrollada por Kendall y Moroe se utiliza para determinar la viscosidad de una mezcla líquida definida de hidrocarburos.

$$\mu_{Lm} = \left(\sum_{i=1}^n x_i \mu_{Li}^{1/3} \right)^3 \quad (\text{A-27})$$

Para estimar la viscosidad de una mezcla líquida definida de no hidrocarburos la ecuación recomendada es

$$\ln \mu_{Lm} = \sum_{i=1}^n x_i \ln \mu_{Li} \quad (\text{A-28})$$

En las ecuaciones (A20) a (A-28)

B = parámetro en el cálculo de la viscosidad de líquido definido por la ecuación (A-24)

B_a = constante en el cálculo del parámetro B

N = número de carbonos en la molécula

N^* = número de carbonos ajustado, definido por la ecuación (A-21)

T = temperatura, K

T_0 = parámetro en el cálculo de la viscosidad de líquido

x_i = concentración del componente i , fracción mol

ΔB_i = contribución de grupos en el cálculo del parámetro B

ΔN_i = contribución de grupos en el cálculo del número de carbonos ajustado

μ_L = viscosidad de líquido puro, Pa s

μ_{Li} = viscosidad del componente i , Pa s

μ_{Lm} = viscosidad de la mezcla líquida, Pa s

A4 Tensión superficial

Para hidrocarburos y sustancias químicas polares se puede usar el método desarrollado por Sugden

$$\sigma = \left[\frac{Pa}{5623} \left(\frac{\rho_L}{M_L} - \frac{\rho_G}{M_G} \right) \right]^4 \quad (\text{A-29})$$

El paracoro, Pa , se calcula a partir de la adición de los valores según la estructura del compuesto. Los valores para algunos grupos se muestran en la tabla A-3

Tabla A-3 Contribuciones de los grupos atómicos para el cálculo de paracoro, Pa

Grupo atómico	Pa	Grupo atómico	Pa
Carbono-hidrógeno		Doble enlace	
C	9.0	Terminal	19.1
H	15.5	Posición 2,3	17.7
CH ₃ -	55.5	Posición 3,4	16.3
(-CH ₂ -) _n (para n <12)	40.0	Triple enlace	40.6
Grupos especiales		Anillos	
H en OH	10.0	3	12.5
H en NH	12.5	4	6.0
O		5	3.0
-OH		6	0.8

Para disoluciones no acuosas se aplica el método de Winterfeld, Scriven y Davis para el cálculo de la tensión superficial

$$\sigma_m = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \rho_{Mm}^2 \left(\frac{x_i M_{Li}}{\rho_{Li}} \right) \left(\frac{x_j M_{Lj}}{\rho_{Lj}} \right) (\sigma_i \sigma_j)^{0.5} \quad (\text{A-30})$$

$$\frac{1}{\rho_{Mm}} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i M_{Li}}{\rho_{Li}} \quad (\text{A-31})$$

En las ecuaciones (A-29) a (A-31)

M_G = peso molecular del gas, kg/kmol

M_L = peso molecular del líquido, kg/kmol

M_{Li} , M_{Lj} = peso molecular del componente i y del componente j respectivamente, kg/kmol

Pa = paracoro

x_i, x_j = concentración del componente i y del componente j respectivamente, fracción mol

ρ_G = densidad del gas, kg/m^3

ρ_L = densidad del líquido, kg/m^3

ρ_{Li}, ρ_{Lj} = densidad del componente i y del componente j respectivamente, kg/m^3

ρ_{Mm} = densidad molar de la mezcla líquida, kg/kmol

σ = tensión superficial del componente puro, N/m

σ_i, σ_j = tensión superficial del componente i y del componente j respectivamente, N/m

A5 Difusividad de líquidos [49]

Para predecir la difusividad en sistemas binarios líquidos, polares o con capacidad de asociación o de un gas disuelto en un líquido ambos a concentración diluida se puede usar el método de Wilke y Chang

$$D_L = 1.1728 \times 10^{-16} \frac{T(\chi_2 M_2)^{1/2}}{\mu_2 V_1^{0.6}} \quad (\text{A-32})$$

donde el componente 1 es el soluto y el componente 2 es el solvente

El parámetro de asociación del solvente, χ_2 tiene valores de 2.9 para agua, 1.9 para el metanol, 1.5 para el etanol y 1 para los disolventes menos polares.

En la ecuación (A-32)

D_L = difusividad del componente 1 (soluto) en el componente 2 (solvente), m^2/s

M_2 = peso molecular del solvente, kg/kmol

V_1 = volumen molar del soluto a la temperatura normal de ebullición, m^3/kmol

T = temperatura, K

μ_2 = viscosidad del solvente, Pa s

χ = parámetro de asociación del solvente.

A6 Difusividad de gases [71, 63]

Para la estimación de difusividades de gases se recomienda la ecuación de Hirshfelder, Bird y Spatz modificada por Wilke y Lee

$$D_G = \frac{10^{-4} \left(1.084 - 0.249 \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}} \right) T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}}}{Pr_{12}^2 I_D} \quad (\text{A-33})$$

La integral de colisión, I_D , se obtiene de tablas o gráficas, las cuales están correlacionadas por la relación desarrollada por Neufeld:

$$I_D = \frac{0.5302}{(kT / \varepsilon_{12})^{0.1561}} + \frac{0.0965}{\exp[0.476(kT / \varepsilon_{12})]} + \frac{0.5179}{\exp[1.53(kT / \varepsilon_{12})]} + \frac{0.8824}{\exp[3.894(kT / \varepsilon_{12})]} \quad (\text{A-34})$$

Los potenciales de Lennard-Jones, r y ε/k pueden obtenerse de tablas o con correlaciones empíricas como:

$$r = 1.18v^{1/3} \quad (\text{A-35})$$

$$\varepsilon / k = 1.21T_b \quad (\text{A-36})$$

En las ecuaciones (A-33) a (A-36)

D_G = difusividad de los componentes del gas, m^2/s

I_D = Integral de colisión

k = constante de Boltzman = 1.38×10^{-23} J/K

M_1, M_2 = peso molecular del componente 1 y 2 respectivamente, kg/kmol

P = presión, Pa

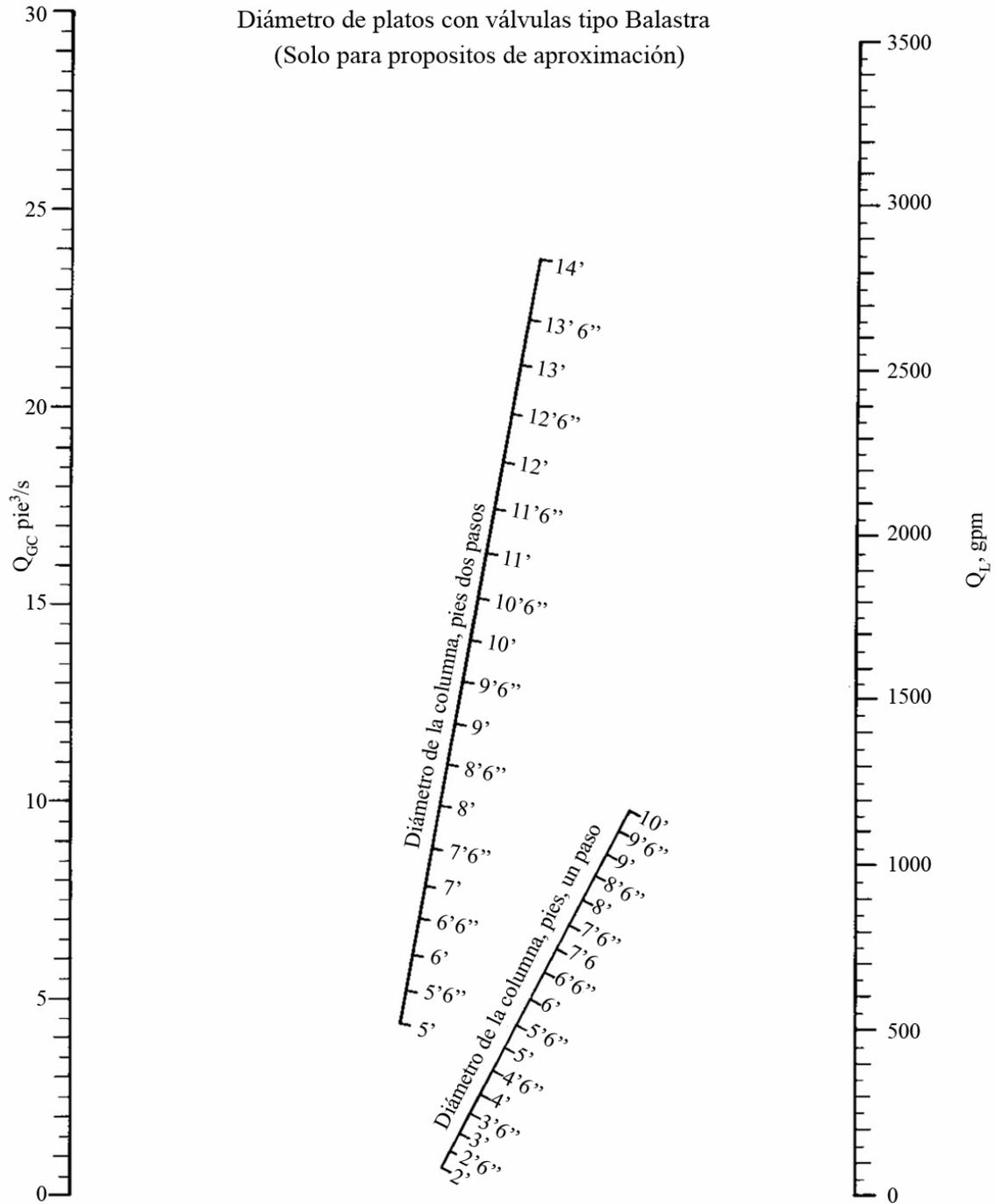
T = temperatura K

r_{12} = separación molecular en la colisión = $(r_1+r_2)/2$, nm

v = volumen molar del líquido en el punto de ebullición normal, m^3/kmol

ε = energía de atracción molecular = $(\varepsilon_1\varepsilon_2)^{1/2}$, J

Anexo B. Determinación aproximada del diámetro de la columna [29]



El parámetro Q_{GC} está definido por

$$Q_{GC} = Q_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (C-1)$$

donde el flujo del gas Q_G y Q_{GC} están expresados en pie^3/s y el flujo del líquido, Q_L en gpm

Para obtener el diámetro de la columna se debe dibujar una línea entre el flujo volumétrico del líquido Q_L y el flujo volumétrico del gas corregido, Q_{GC} , y leer el diámetro de la columna para el número de pasos requerido.

Anexo C. Número aproximado de Válvulas en platos con válvulas Tipo Balastra [29]

El número de válvulas que se ajustan en el área activa es el número de filas de unidades multiplicada por el número promedio de unidades por hilera, con correcciones para las pérdidas por los registros de hombre. Puede estimarse de la siguiente manera:

1. Cuando las vigas de soporte se encuentran paralelas al flujo del líquido.

$$\text{Hileras} = \left(\frac{l_f - 8.5}{0.5 p_v} + 1 \right) N_p \quad (\text{C-1})$$

$$\text{Unidades/Hilera} = \frac{l_{Aa}}{5.75 N_p} - 0.5(\text{Número de vigas principales} + 1) \quad (\text{C-2})$$

2. Cuando las vigas de soporte se encuentran de forma perpendicular al flujo del líquido

$$\text{Hileras} = \left(\frac{l_f - 1.75 \text{Número de vigas} - 6.0}{2.5} \right) N_p \quad (\text{C-3})$$

$$\text{Unidades/Hilera} = \frac{l_{Aa}}{p_v N_p} - 2(\text{Número de vigas principales} + 1) \quad (\text{C-4})$$

$$N_v = \text{Hileras} \times \text{Unidades/Hilera} \quad (\text{C-5})$$

En estas ecuaciones

l_{Aa} = ancho de flujo del líquido basado en el área activa = A_a/l_f , plg

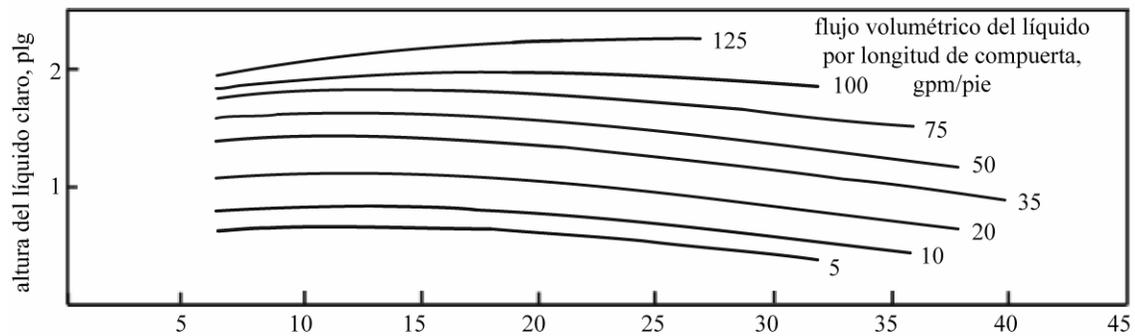
l_f = longitud mínima de flujo del líquido, plg

N_v = número de válvulas

N_p = Número de pasos

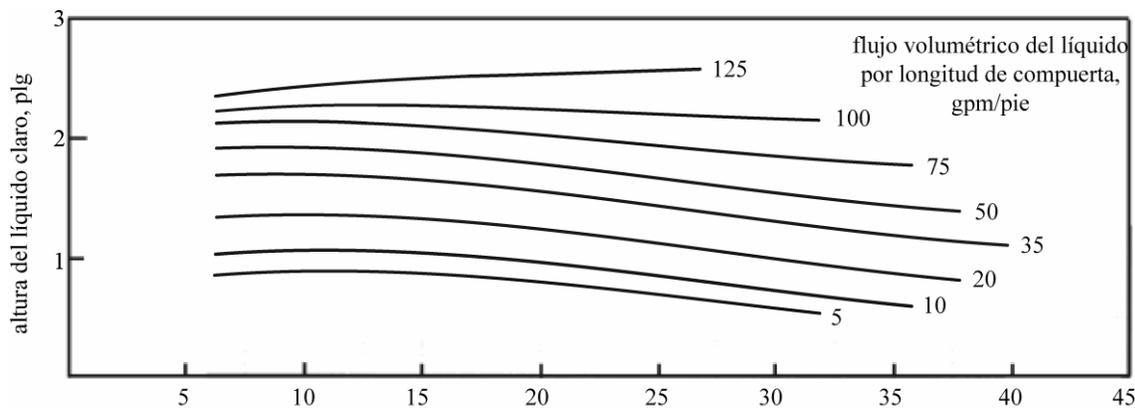
p_v = distancia entre centro y centro de válvulas adyacentes, plg

Anexo D. Altura de líquido claro para cálculo de caída de presión en platos con válvulas tipo Flexitray [46]



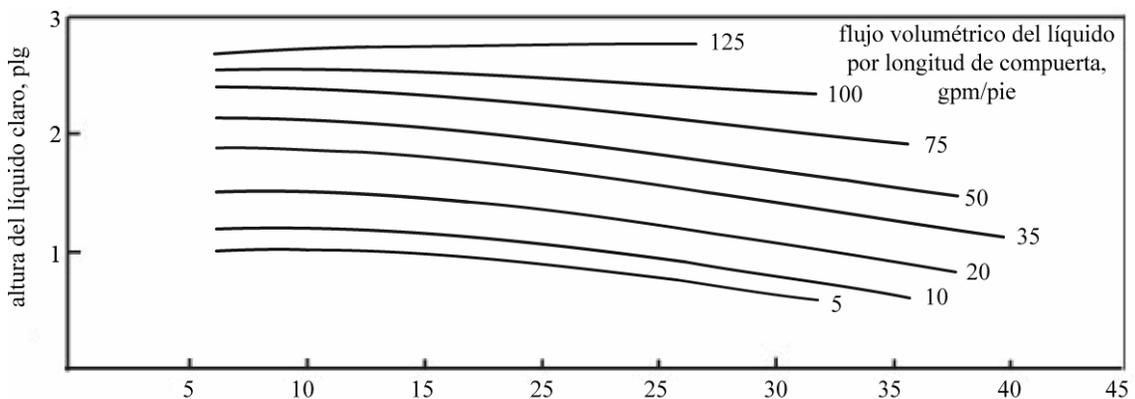
1 plg

$$\frac{CFM_{aire}}{válvula} = 60 \left(\frac{Q_G}{N_v} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{0.0735}}$$



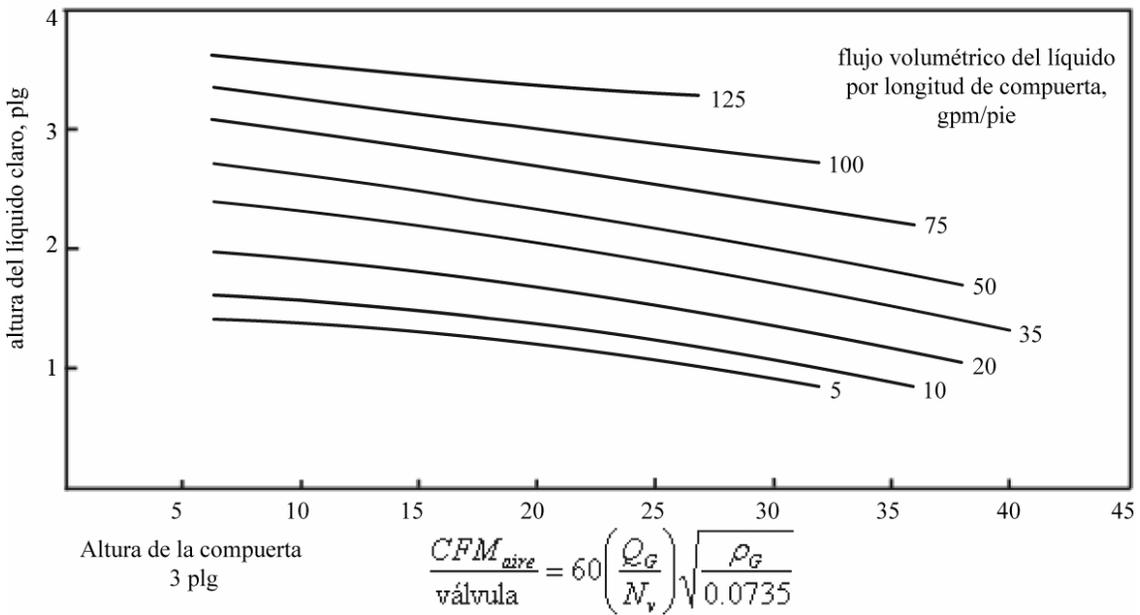
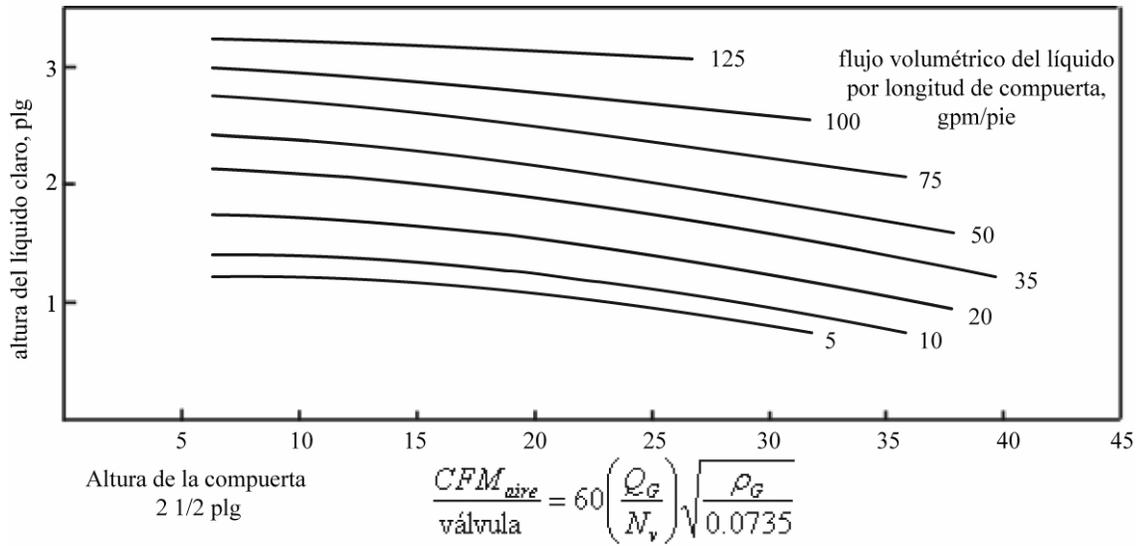
1 1/2 plg

$$\frac{CFM_{aire}}{válvula} = 60 \left(\frac{Q_G}{N_v} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{0.0735}}$$



2 plg

$$\frac{CFM_{aire}}{válvula} = 60 \left(\frac{Q_G}{N_v} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{0.0735}}$$



donde

CFM_{aire} = pies cúbicos por minuto equivalentes de aire

N_v = número de válvulas

Q_G = flujo volumétrico del gas, pie^3/s

ρ_G = densidad del gas, lb/pie^3

Anexo E. Recopilación de eficiencias para diversos sistemas [73]

Sistema	D, m	P, kPa	T, K	h _w , m	E _{OG} , %	E _{MG} , %	E _O , %	Observaciones		
Etanol/agua	0.076	101			45.5					
	0.127									
	0.196									
	Lab							71.4	CA-100455C (1970) ^a	
Metiletilcetona/agua	0.08				41				Brown (1936) ^b	
Acetona/agua	0.05	101			25.5					
	0.11									±11.5% ^c
	0.15					373		80		
Benceno/agua	0.05	101			9.6					
Tolueno/agua	0.05	101			7.1					
n-Heptano/metilciclohexano	0.04					77.6			±2.07% ^c	
n-Heptano/ciclohexano	1.2	165		0.05			85			
	2.44	165		0.05			75			
	1.2	164		0.05		90			60% de inundación ^e	
Tolueno/metilciclohexano	0.15	101					54.6		±15% ^c	
		27					55.5		±5% ^c	
Metilciclohexano/tolueno	0.05	101				88	91			
Propano/butano							100		±5% ^c	
Dióxido de carbono/agua	0.08						80	125		sin mezclado
								100		50% de mezclado
	0.15	111	298			89.7				
n-Octano/tolueno	0.15	101		0.025			38			
Aire/agua/amoniaco	0.08		298	0.08	85.7	96.7			±0.1 ^d	
				0.03	70					
						65	50			
Oxígeno/agua/amoniaco	0.15					75			±7% ^c	
Amoniaco/agua	0.1	101	283			89				
Metilisobutilcetona/agua	0.08		298	0.08	41.5	64			±1.7 ^d	
Dicloruro de etileno/tolueno	0.05	101					75			
Metiletilcetona/tolueno	0.15			0.05			88			
Aire/etanol				0.1	80				±20% ^c	
Aire/propanol				0.03	77				±5% ^c	
Metanol/CCl ₄	0.11				25.7				±0.8 ^d	
Metanol/agua	0.11				56				±13% ^c	
	1						93			

						90	CA-100455C (1970) ^a ±9% ^c
Acetona/CCl ₄	0.11				50		
Isopropanol/agua						72.9	CA-100455C (1970) ^a
Benceno/tolueno	0.127					75	
					76.5		±7.1% ^c
	10.7	101	353	0.08		80.5	1 paso
						80.5	2 pasos
				0.14		85.2	4 pasos
Benceno/metanol	0.18	690		0.05	86.5	94.2	85
Ciclohexano/tolueno	2.4	103					70
Etilbenceno/estireno	0.5	13		0.038		75	
Helio/metilisobutilcetona					90		±5% ^c
Nitrógeno/isobutanol					80		
Nitrógeno/ciclohexanol				0.051	40		±20% ^c
Ácido acético/agua	0.46	101				75	
Benceno/propanol	0.46					58.6	96.6% de inundación ^e
Ciclohexano/n-heptano	0.038				78		
					110		
					93		
n-Heptano/tolueno				0.02		45	
						62	
n-Heptano/benceno				0.02		55	
						68	
CCl ₄ /benceno	0.032						71 sin pulsación del vapor ^f
							73 pulsación del vapor ^f
Isobutano/n-butano		206				110	
		8					
Etano/agua/furfural						80	CA-165714Y (1980) ^a +0.9
n-Hexano/etanol/metilciclopentano	0.1	101	333		70		
						70.3	-2.5 ^d
						71	-4.4 ^d
n-Hexano/etanol/metilciclopentano/benceno	0.1	101	333		55		+14.3 ^d
						60	-1.5 ^d
						6	-1.9 ^d
Benceno/n-propanol	0.46	101	366	0.08		54	±5%, 60% de ^c inundación
	0.03	101	366			57	±5%, 60% de inundación ^c
	0.46	101	366	0.08		61	65 ±5%, 60% de inundación ^c

	0.03	101	366		57	±8%, 60% de inundación ^c
Cerveza/agua						120 Brown (1936) ^b
Aire/agua/trietilenglicol		101	297	0.05	62	

Notas:

- a. Extraído de *Chemical Abstracts*
- b. Indica la referencia original
- c. Porcentaje de error con que fue obtenida la eficiencia
- d. Error absoluto con que fue obtenida la eficiencia
- e. Porcentaje de la velocidad de inundación a la que fue obtenida la eficiencia
- f. Indica si la eficiencia fue obtenida en una operación en pulsación.

Anexo F Modelado de los patrones de flujo en platos perforados mediante el uso de la dinámica de fluidos computacional [27]

El desarrollo reciente de computadoras más poderosas, avances en los métodos numéricos y mejoras en los modelos de flujo multifase permiten la investigación de problemas de flujo complejos. La técnica que combina todo esto es la dinámica de fluidos computacional (CFD)

Comparada con los métodos experimentales, el modelado mediante CFD proporciona información completa y tiene un costo relativamente bajo y una mayor velocidad. Una ventaja adicional sobre los métodos experimentales, es su flexibilidad, ya que permite cambios en la geometría del flujo y las condiciones del sistema sin incurrir en un costo apreciable. Un paso importante debe, no obstante, acompañar al primer uso del modelado mediante CFD; el alcance de su aplicación debe ser validado mediante el uso de datos experimentales principalmente, para proporcionar las incertidumbres envueltas en el modelado matemático y numérico de los complejos fenómenos de flujo como la turbulencia y las interacciones multifase.

Geist et. al. [76] realizaron el modelado de los patrones de flujo en platos perforados mediante la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD). A continuación se muestra un resumen de sus resultados:

La geometría del modelo y sus límites se muestran en la figura F-1. El plato tiene un diámetro de 1.22 m un área del bajante de 13% del área total de sección transversal de la columna, una altura de la compuerta de 0.05 m, un espacio bajo el faldón del bajante de 0.038 m, y un área de orificio de 5% del área activa con orificios de 0.0127 m de diámetro en una distribución triangular con un espacio entre orificios de 0.05 m. El modelo incluye la región del bajante. El líquido entra al plato a través del espacio bajo el faldón del bajante, etiquetado como **Entrada del líquido** y abandona la geometría del plato a través del espacio bajo el faldón del bajante que conduce al plato inferior, etiquetado como **Salida del líquido**. El gas entra a través de los orificios en la parte inferior del plato, etiquetada como

Orificios a la entrada del vapor, y lo abandona a través de los orificios en el plato superior, etiquetado como **Orificios a la salida del vapor**.

En algunas simulaciones se usó un número menor de orificios debido a la alta demanda computacional que representaba el uso del número real de orificios.

La figura F-2 muestra las líneas de flujo para la fase gas y para la fase líquida para tres combinaciones diferentes de flujo del gas y líquido mostrando como las partículas de gas y líquido fluyen dentro del plato. La turbulencia y la agitación producidas por la fase gaseosa (que es mayor a altos flujos del gas; figura F-2b) provocan que las partículas de líquido sigan caminos irregulares. A bajos flujos del líquido (Fig. F-2c) el gas encuentra poca resistencia, y parece fluir en un camino recto.

La figura F-3 muestra graficas sombreadas de los perfiles de fracción de volumen del líquido en un plano vertical a 0.01 m del centro del plato. La mayor parte del líquido permanece cerca del piso del plato. No se espera goteo puesto que las condiciones límite impuestas y resueltas en el modelo CFD no lo permiten. Se nota que el gas reduce la fracción de volumen del líquido alrededor de los orificios de entrada del gas conforme asciende dentro del líquido en el plato. La densidad de la espuma es mas uniforme para el número real de orificios (fig 19c). A altos flujos del gas, la expansión de la altura de la espuma y la reducción de la retención del líquido son más pronunciados que a bajos flujos del líquido

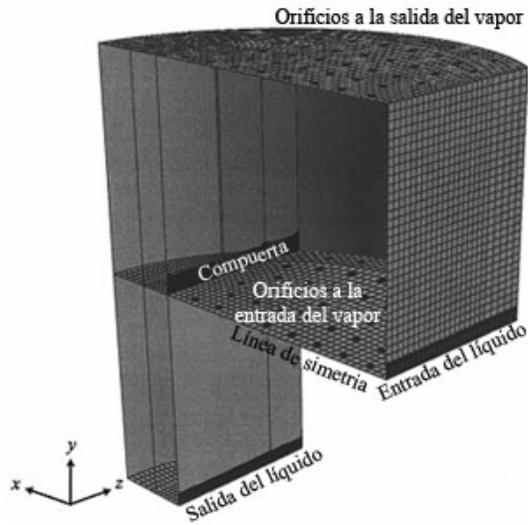
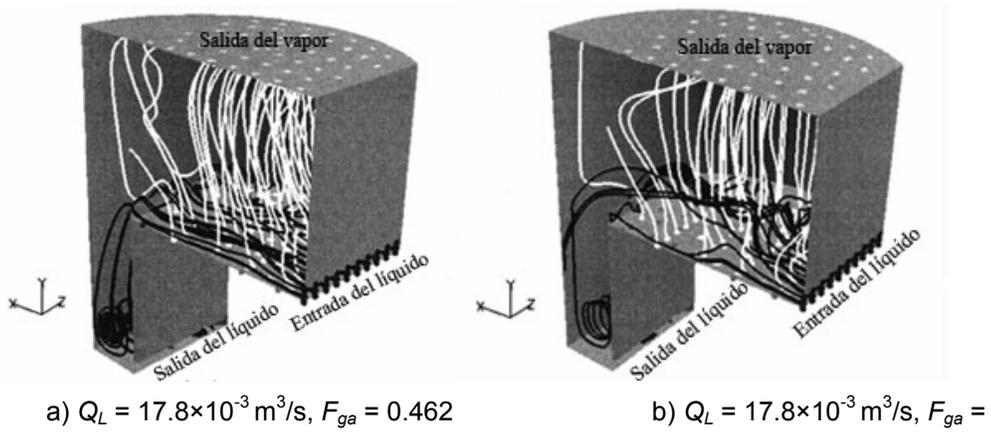
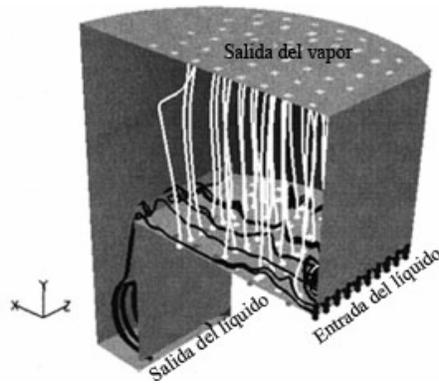


Figura F-1 Geometría de flujo y límites



1.464



c) $Q_L = 6.94 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $F_{ga} = 0.801$

Figura F-2 Perfiles de líneas de flujo del líquido (en negro) y del gas (en blanco)

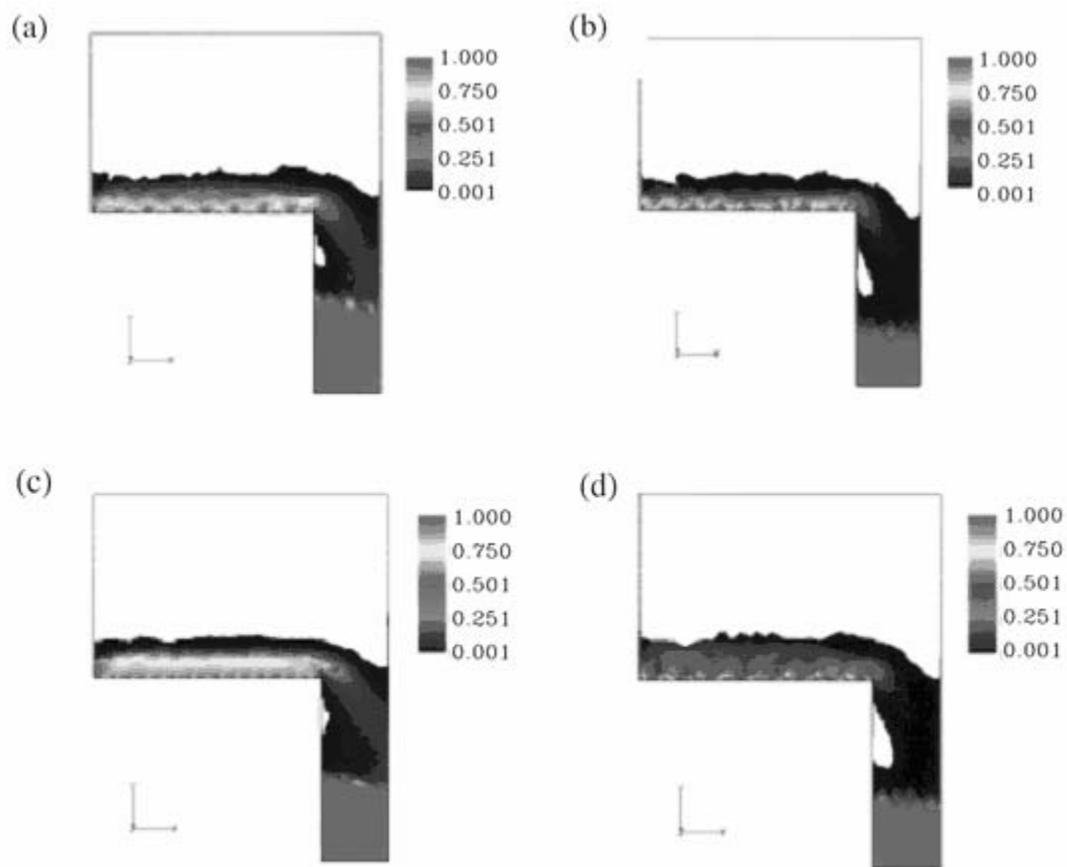


Figura F-3 Perfiles de fracción de volumen del líquido en una sección vertical a 0.01 m del centro del plato

- a) $Q_L = 17.8 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $F_{ga} = 0.462$ (45 orificios);
- b) $Q_L = 6.94 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $F_{ga} = 0.462$ (45 orificios);
- c) $Q_L = 17.8 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $F_{ga} = 0.462$ (número real de orificios);
- d) $Q_L = 6.94 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $F_{ga} = 1.464$ (45 orificios);