

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

COMPARACION DE METODOS PARA
PREDECIR EFICIENCIA DE PLATO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P r e s e n t a n

ALEJANDRO NIETO CAMPOS
ISMAEL NIETO CAMPOS

1 9 7 9



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
TESIS 1979
de ~~M.T.~~
FECHA 258
PROC.
y



1 1 2 3 4
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN
INGENIERO QUÍMICO

ALVARO ALBERTO
DE ALVARO ALBERTO

1979

JURADO ASIGNADO:

Presidente, Prof. JOSE E. GALINDO FUENTES
Vocal, Prof. PABLO BARROETA GONZALEZ
Secretario, Prof. ROBERTO ANDRADE CRUZ
1er. Suplente, Prof. ENRIQUE BRAVO MEDINA
2º Suplente, Prof. SERGIO LARIOS Y SANTILLAN

Tema desarrollado en: BIBLIOTECA DE LA FACULTAD
DE QUIMICA

SUSTENTADO POR: ALEJANDRO NIETO CAMPOS
ISMAEL NIETO CAMPOS

ASESORADO POR: Ing. ROBERTO ANDRADE CRUZ

CONTENIDO

Introducción	7
--------------	---

PARTE I: TIPOS DE PLATOS

1 Clasificación	15
2 Platos de flujo cruzado	19
3 Platos de flujo a contracorriente	51

PARTE II: METODOS PARA PREDECIR EFICIENCIA

4 Eficiencia (generalidades)	67
5 Métodos teóricos y semiteóricos	76
6 Métodos empíricos y estadísticos	130

PARTE III COMPARACION DE METODOS

7	Cálculos	160
8	Comparación de resultados	178
	Conclusiones	196
	Apéndice	198
	Indice	236

INTRODUCCION

En el diseño de columnas de platos, es necesario estimar el número de platos reales equivalente al número de platos ideales calculado. Para esto se requiere de un factor de conversión, el cual, se conoce como eficiencia de plato. Actualmente, con el auge de la computadora, se ha visto incrementado el uso de métodos rigurosos para el cálculo del número de platos teóricos. Es evidente que el método más riguroso quedará seriamente invalidado si se usa una pobre estimación de eficiencia, por lo tanto, el cálculo de la eficiencia de plato es tan importante como el cálculo del número de platos teóricos. Esto nos llevó a desarrollar el presente trabajo, cuyo objetivo es comparar los métodos más importantes para predecir eficiencia.

Este trabajo consta de tres partes: debido a que la geometría de los platos es uno de los factores que afectan a la eficiencia, en la primera parte se describen los principales tipos de platos, incluyendo sus aplicaciones y ventajas. En la segunda parte, a manera de introducción, se repasa el concepto de eficiencia así como los factores que la afectan, para luego describir los métodos para predecir eficiencia, ilustrando cada uno de ellos con un ejemplo. Un resumen de los cálculos efectuados se da en la parte tres, además se hace un análisis de los resultados obtenidos. Y finalmente se presenta un apéndice, donde se revisan los métodos usados para el cálculo de arrastre, fracción de área libre, propiedades físicas y eficiencia relativa.

I

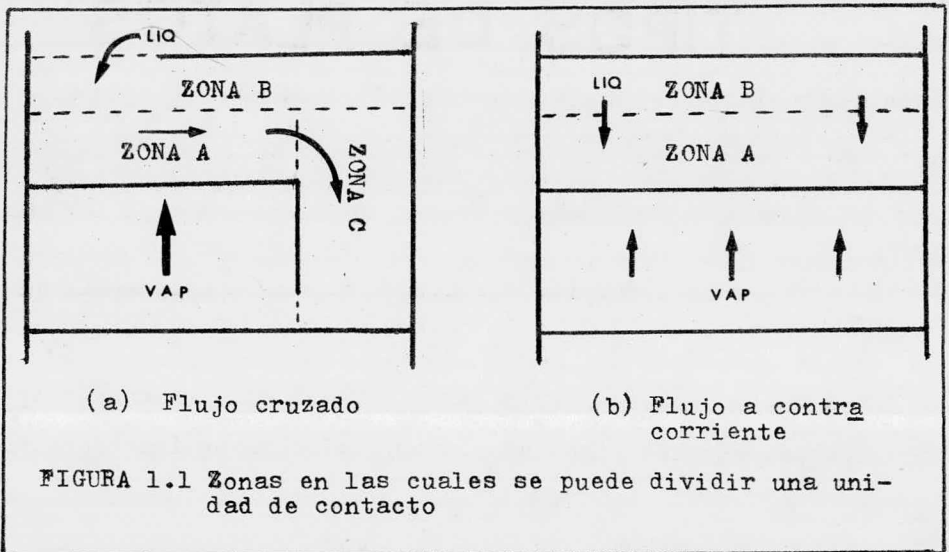
TIPOS DE PLATOS

Puesto que la geometría de los dispositivos de contacto líquido-vapor es uno de los factores que afectan la eficiencia, en esta parte describiremos las características de los principales tipos de platos, así como su funcionamiento.

UNIDAD DE CONTACTO

Una unidad de contacto es el espacio entre dos platos incluyendo la bajante asociada con uno de los platos (Figura 1.1a). Dentro de la unidad de contacto pueden definirse tres zonas. La zona A, está inmediatamente encima del piso del plato y está formada por líquido. La zona C está en la bajante, y está formada por una mezcla de líquido y vapor. La zona B está

localizada en la salida del vapor. Las fronteras mostradas en esta figura son solo para ilustrar, ya que no es posible delimitar estas zonas, puesto que son función de los parámetros de diseño.



Para un plato, la zona A comprende una espuma de altura visible. Las gotas de líquido son proyectadas hacia la zona B, y algunas de ellas, pueden ser arrastradas hacia el plato superior. También hay algunas gotas moviéndose hacia la zona C, además del movimiento normal de la espuma hacia el vertedero.

Los procesos de transferencia de masa, se llevan a cabo principalmente en la zona A, es decir, en la espuma. Bajo tales circunstancias, a altas relaciones de flujo de vapor a líquido, la zona A tiende a desaparecer, tomando su lugar una extensión hacia abajo de la zona B, hacia el piso del plato. Cuando esto ocurre, hay una dispersión del vapor y el líquido se mueve hacia la zona C a través de la zona B como una nube densa de gotas de líquido, tal operación se denomina CONTACTO ROCIO.

En el caso normal, en el que la transferencia de masa se lleva a cabo en la espuma, se le conoce como CONTACTO ESPUMA.

Para platos sin bajantes (Figura 1.1b), la descripción anterior es aplicable, excepto que no existe un dispositivo especial a través del cual baje el líquido (no existe la zona C). El líquido baja a través de las mismas perforaciones por las que sube el vapor.

A continuación se definen los principales fenómenos que ocurren en los platos, independientemente del tipo de plato.

ARRASTRE

Este se presenta cuando se tienen altas velocidades de vapor y consiste en que al pasar la corriente de vapor se lleva (a

rrastra) pequeñas gotas de líquido hacia el plato superior, dando como resultado una disminución en la eficiencia de plato.

DERRAME

Este fenómeno se presenta solo en platos con bajantes y a bajas velocidades de vapor. Consiste en que el líquido no baja a través de la bajante sino a través de los orificios hechos para que suba el vapor, lo cual también ocasiona una disminución en la eficiencia.

SELLO DE LIQUIDO

Se presenta solo en algunos platos (cachuchas, west y uniflux) y también en las bajantes. Consiste en una capa, o altura de líquido.

GRADIENTE DE LIQUIDO

Es la diferencia de alturas de líquido entre la entrada y la salida del plato. Esto hace que la espuma se desplace hori--zontalmente a través del plato.

INUNDACION

Consiste en una excesiva retención del líquido en el plato o

casionada por una alta velocidad del vapor. Esta alta velocidad del vapor impide que el líquido baje y produce un arrastre excesivo, que ocasiona un aumento en la caída de presión y una disminución en la eficiencia de plato.

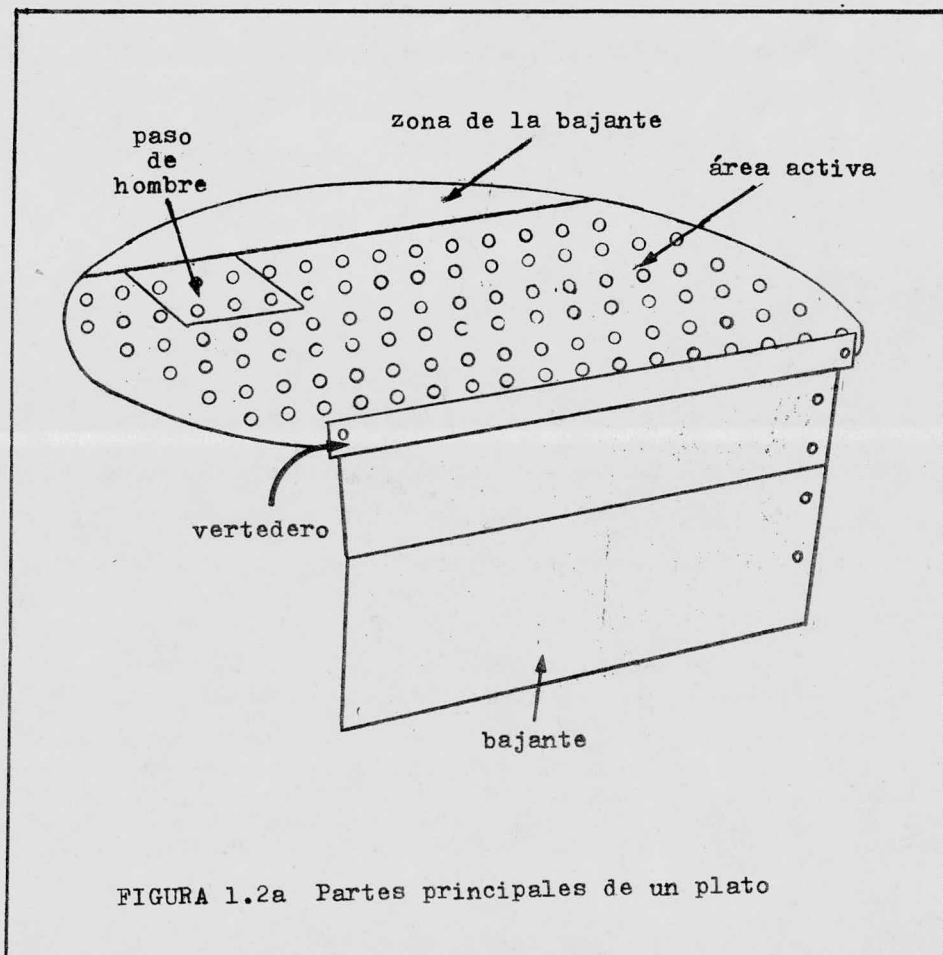


FIGURA 1.2a Partes principales de un plato

CLASIFICACION

Los platos se clasifican de acuerdo a los flujos en:

- Platos de flujo cruzado
- Platos de flujo a contracorriente

Los platos de flujo cruzado están dispuestos en forma tal, que obligan a la espuma a fluir a lo largo de cada plato, en dirección horizontal, y pasar al plato inferior a través de una bajante. El vapor sube a través del plato en dirección vertical. Esta descripción puede apreciarse en la Figura 1.1 a .

Los platos de flujo a contracorriente, son en los que el flujo de líquido es directamente hacia abajo, ya que no tienen un dispositivo especial para descargar el líquido, es decir, no tienen bajante. El vapor sube en dirección ver-

tical (Figura 1.1 b).

Los platos de flujo cruzado son los más usados. Sus principales variantes son:

- 1.- Platos de cachuchas de burbujeo
- 2.- Platos perforados
- 3.- Platos de válvula
 - Flexitray
 - Ballast tray
 - Plato de válvula flotante
- 4.- Otros
 - Jet tray
 - Plato Uniflux
 - Plato Benturi
 - West-plate

Hace algunos años, los platos de flujo a contracorriente tuvieron una racha de interés. Pero, actualmente solo se usan para servicios especiales (6). Las principales variantes de los platos a contra corriente son:

- 1.- Platos Turbogrid (turborreja)
- 2.- Plato Ripple (acanalado)
- 3.- Plato Kittel

A continuación (Capítulos 2 y 3) daremos una breve descripción, tanto de los platos de flujo cruzado, como de los platos de flujo a contracorriente.

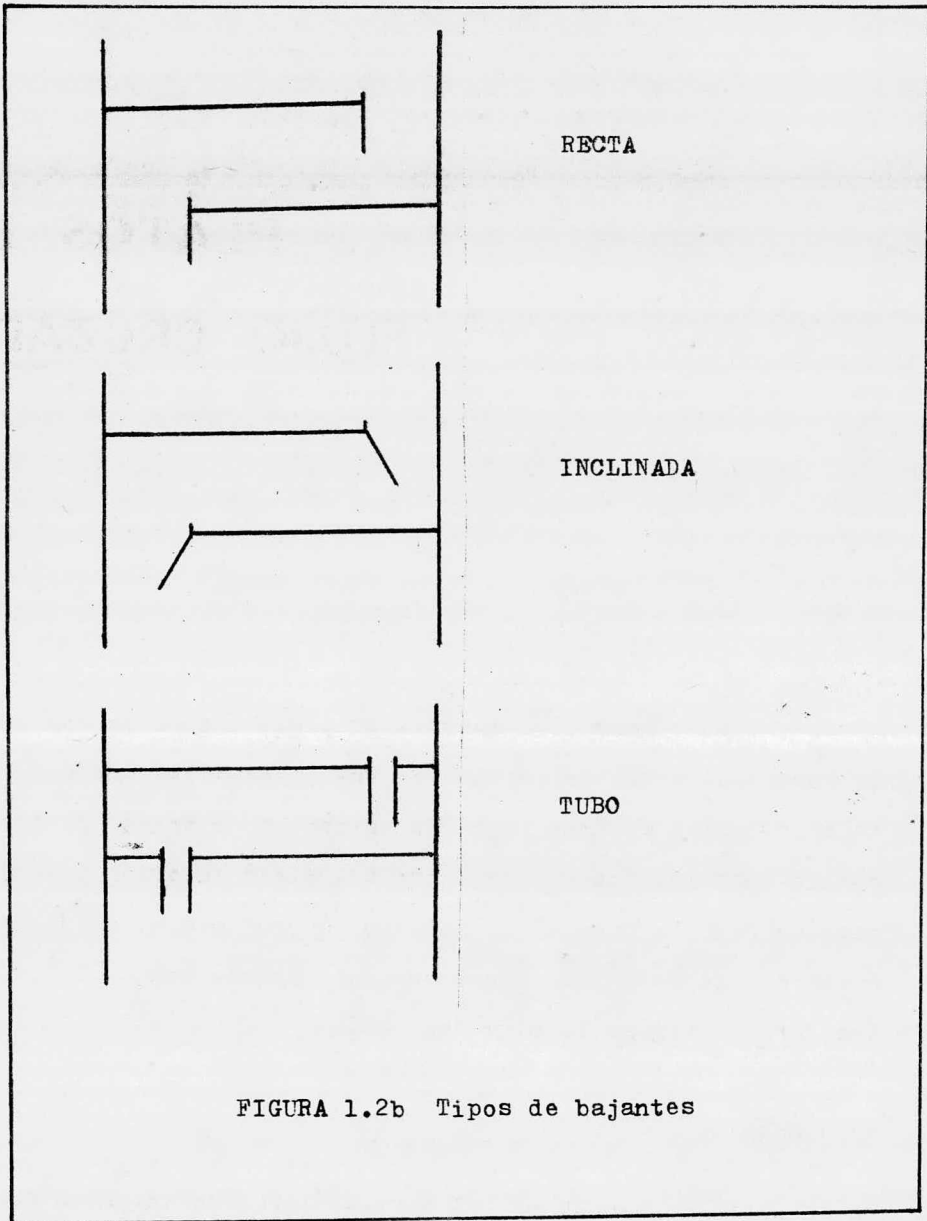
PLATOS DE FLUJO CRUZADO

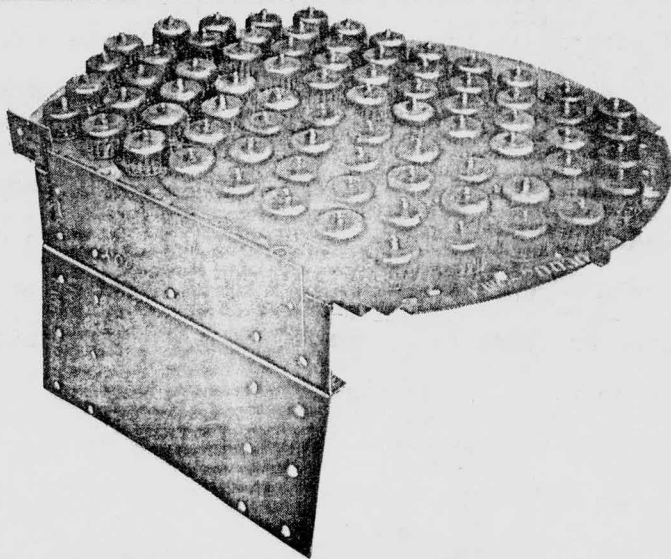
CACHUCHAS DE BURBUJEO

La Figura 1.3a muestra un plato típico de cachuchas de burbujeo. Estas cachuchas son una especie de campanas colocadas encima de unas pequeñas chimeneas, a través de las cuales entra el vapor procedente del plato inferior y es dispersado bajo la superficie del líquido por medio de las ranuras de las cachuchas. Las cachuchas pueden ser de diferentes formas (Figura 1.3b) y tamaños.

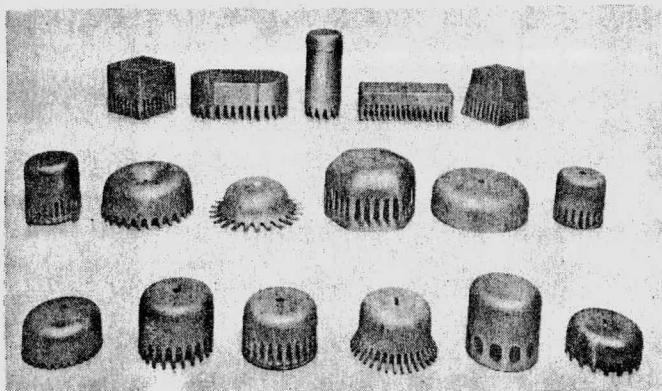
FUNCIONAMIENTO

En un plato de cachuchas, el contacto líquido-vapor se realiza en la espuma, la cual, tiene una gran área interfacial en





1.3a Típico plato de cachuchas



1.3b Tipos de cachuchas

FIGURA 1.3 PLATO DE CACHUCHAS

donde se efectúa la transferencia de masa. Esta gran área interfacial es necesaria para obtener altas eficiencias de plato.

El movimiento de líquido es en flujo cruzado respecto a la corriente ascendente del vapor. El líquido desciende desde el plato superior a través de una bajante hacia el plato inferior en el punto A, ver Figura 1.4. La primera fila de cachuchas comienza en el punto B, a esto se debe que entre los puntos A y B, únicamente se tenga líquido.

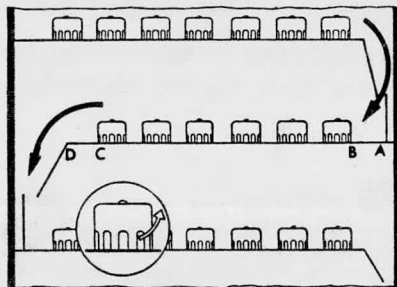


FIGURA 1.4 Funcionamiento del plato de cachuchas

La distancia entre A y B es por lo general muy corta. Así, el contacto entre el líquido y el vapor puede ocurrir inmediatamente después de la bajante.

La parte activa del plato se encuentra en el área ocupada por las cachuchas, es decir, entre los puntos B y C.

Esta zona se conoce como "área de burbujeo".

Después de que la espuma atraviesa el plato, comienza a romperse en el punto C, donde terminan las cachuchas. Existe una sección sin turbulencia, localizada entre el punto C y el vertedero de salida (punto D). Esta zona proporciona el tiempo necesario para el rompimiento de la espuma, aunque parte de la espuma puede ser arrastrada hacia la bajante. En la bajante, el líquido tiene un tiempo de residencia suficiente para la ruptura de la espuma, ya sea que ésta haya sido arrastrada o formada (por el choque del líquido con el material de la bajante), regresando el vapor hacia arriba a través de la parte libre de la bajante. Este vapor es el resultado del rompimiento de la espuma. Si el vapor fuera arrastrado al plato inferior, ocasionaría una disminución de la eficiencia y un aumento en la caída de presión. El vapor del plato inferior, mientras tanto, entra a las chimeneas de las cachuchas, al salir de las chimeneas choca con las cachuchas invirtiendo su dirección, y sale a través de las ranuras de las cachuchas. Al subir la corriente de vapor puede arrastrar gotas del líquido hacia el plato superior, lo cual se conoce como arrastre.

El arrastre deberá evitarse, ya que disminuye la eficiencia puesto que algunas gotas de líquido son llevadas de un plato de volatilidad menor a uno de mayor volatilidad, dis

minuyendo el efecto de separación. Esto puede evitarse usando velocidades de vapor no muy altas (1).

APLICACIONES Y VENTAJAS

El plato de cachuchas ha sido a través de los años el más usado en la industria química y petroquímica, tanto en fraccionadores como en absorbedores. Esto se debe en gran parte a la falta de datos de diseño disponibles de los otros tipos de platos, a la facilidad de poder efectuar un diseño aproximado de este plato y, a su amplio intervalo de operación. Actualmente su uso se ha visto limitado debido a que tiene mayor caída de presión y una menor eficiencia que otros tipos de platos. Pero la principal limitación de su uso se debe a que es el de mayor costo.

El uso principal de los platos de cachuchas actualmente, es en los casos donde son requeridas muy bajas velocidades de líquido.

PLATOS PERFORADOS

El plato perforado es el más simple de los platos. Este plato consiste de una placa metálica plana, con agujeros

circulares, los cuales pueden ser de diferentes diámetros, los más comunes son de 1/8 a 1/2 in. Este plato usa bajantes para descargar el líquido y, puede o no contener vertederos y baffles para dirigir los flujos tanto de vapor como de líquido. La Figura 1.5 muestra un plato perforado

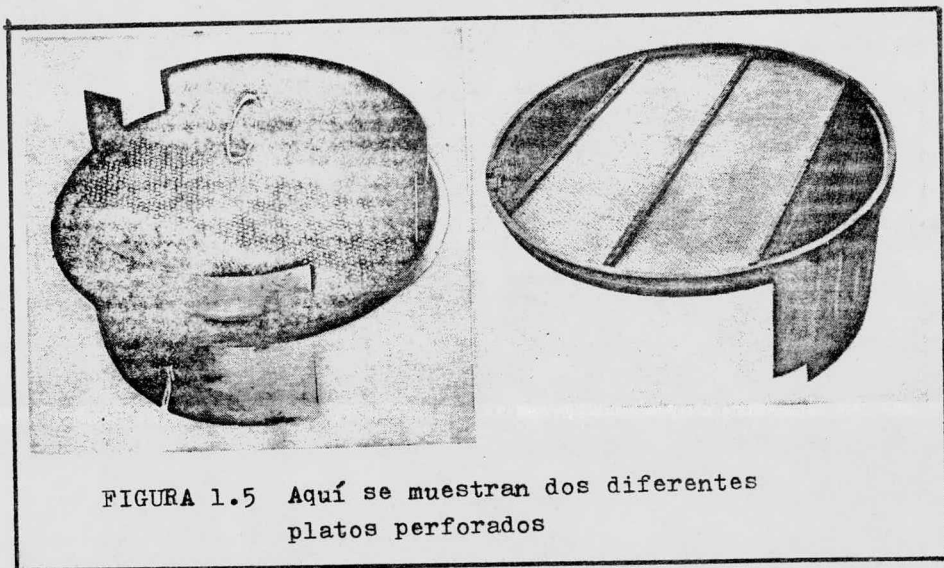


FIGURA 1.5 Aquí se muestran dos diferentes platos perforados

FUNCIONAMIENTO

Los platos perforados funcionan de manera similar a los platos de cachuchas (Figura 1.6). El vapor fluye a través de las perforaciones expandiéndose el líquido para formar una zona turbulenta o sea una espuma. Esta se mueve a lo largo del piso

del plato y proporciona, a la vez, el área interfacial para la transferencia de masa. El líquido baja al plato inferior por una bajante, aquí, se rompe la espuma, para lo cual debe proporcionarse el espacio suficiente. Estas bajantes son del mismo tipo que para los platos de cachuchas.

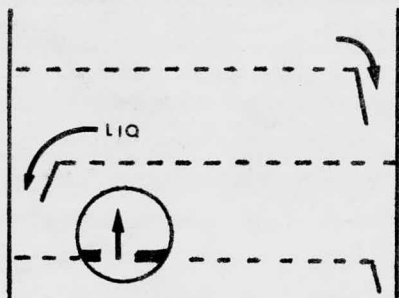


FIGURA 1.6 Funcionamiento del plato perforado

Existen dos diferencias en el flujo de vapor en los platos perforados con respecto a los platos de cachuchas: primera, el vapor proveniente del plato inferior pasa a través de un gran número de pequeñas perforaciones o aberturas, siguiendo una dirección principalmente vertical. Segunda, en el plato perforado no hay un sello de líquido y solamente el flujo de vapor puede evitar que el líquido baje por las perforaciones, o sea, el derrame.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Los platos perforados se han usado por muchos años en columnas de destilación y absorción, aunque nunca han alcanzado la amplia aceptación de los platos de cachuchas. Esto se debe a sus desventajas inherentes; tales como: estrecha zona de operación, cambio en el tamaño de las perforaciones por la corrosión y ensuciamiento, derrame y estrechas tolerancias en el nivelamiento del plato. Las columnas de platos perforados no son muy usadas para absorción debido en parte a la gran resistencia a la transferencia de masa con líquidos no hirvientes usados en absorción. Este plato se usa en sistemas en que se van a mantener altas capacidades, casi las de diseño en servicio continuo. También maneja partículas sólidas suspendidas mandándolas hacia abajo de un plato a otro.

Las principales ventajas de este plato son:

- Alta capacidad, o mayor que la capacidad de los platos de cachuchas a velocidades de 60% de diseño o menores con una buena eficiencia.
- Menor arrastre. Aproximadamente la tercera parte del arrastre en platos de cachuchas
- Buena eficiencia. Tan alta como los platos de cachuchas en la zona de diseño. Baja considerablemente cuando la capacidad se reduce por abajo del 60% (poca flexibilidad).

- Bajo costo. Debido a su construcción simple, es de menor costo que los platos de cachuchas.

PLATOS DE VALVULA

Estos platos se deben a la investigación de varias compañías, con el propósito de obtener un plato que mantuviera las cualidades de los platos de cachuchas y perforados, a un costo más bajo.

Anteriormente este tipo de platos no había tenido mucha aceptación. Debido a que, como son patentados, no se disponía de suficiente información para su diseño. Actualmente se ha incrementado su uso, ya que ofrecen buenas cualidades y bajo costo.

Los platos de válvula, constan de una placa con perforaciones, en las cuales se encuentra un dispositivo móvil (válvula), que hace que la abertura tenga un área variable. Este dispositivo móvil se eleva conforme aumenta la velocidad del vapor, por lo tanto, a bajas velocidades del vapor la abertura es pequeña. Cuando la velocidad del gas es baja, hay una tendencia del líquido a bajar por el orificio de la válvula, en vez de hacerlo por la bajante (derrame). En este tipo de plato hay menor tendencia al derrame que en los platos

de cachuchas y perforados, debido a que la abertura es pequeña para bajas velocidades del vapor.

Existen tres variantes de los platos de válvula, los cuales son:

- Flexitray
- Ballast-tray
- Plato de válvula flotante

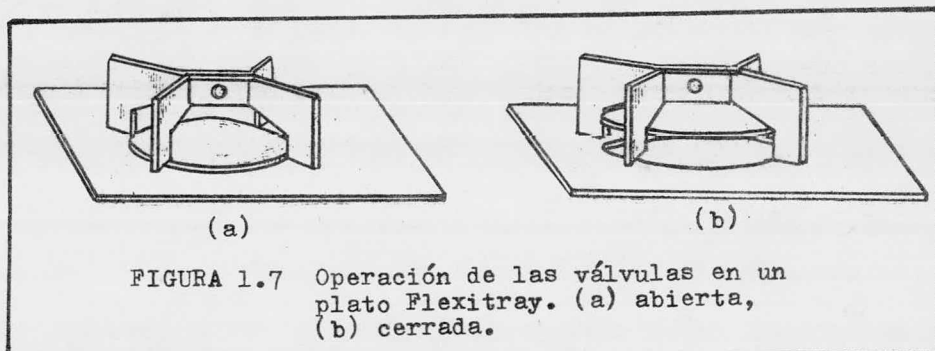
A continuación describiremos estos tres tipos de platos.

FLEXITRAY

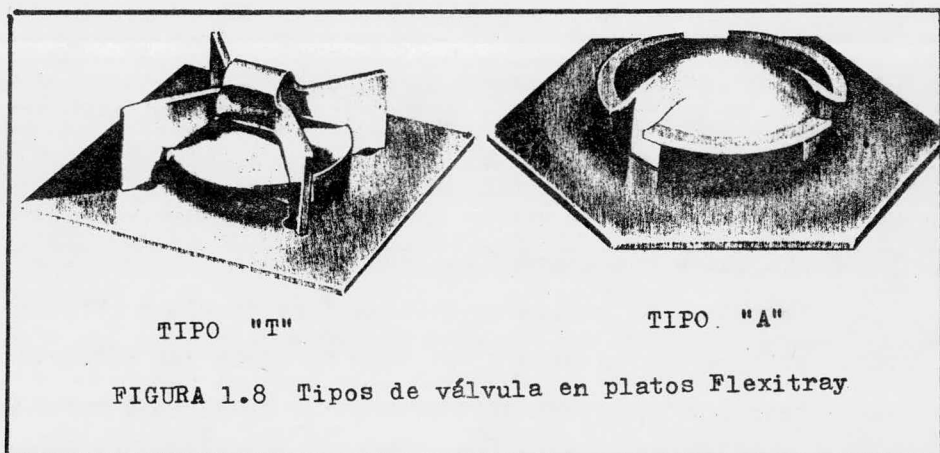
El plato flexitray es fabricado por Koch Engineering Co. Este plato tiene válvulas de aproximadamente dos pulgadas de diámetro, que operan como válvulas check (Figura 1.7). Las bajantes son convencionales.

Existen dos variantes de este tipo de plato (Figura 1.8), el tipo A y el tipo T. El tipo T, tiene las válvulas sostenidas por una pieza de cuatro patas en forma de araña, con una separación entre centros de 3 a 6 pulgadas.

El tipo A es el más usado, ya que, es una versión



simplificada y más económica del tipo T. Este plato tiene vál
vulas circulares con tres patas integradas.



FUNCIONAMIENTO

Comunmente se tienen válvulas de dos diferentes pesos en un solo plato, colocadas en filas alternas paralelas al vertedero de salida, asegurando así la distribución del vapor cuando éste fluye a bajas velocidades. Las válvulas más ligeras abren cuando se alcanza el 50-70% de la capacidad. A mayores velocidades, todas las válvulas están totalmente abiertas.

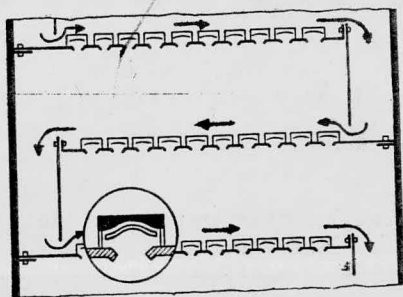


FIGURA 1.9 Funcionamiento del plato Flexitray

En operación normal el flexitray puede compararse a un plato perforado (1,19), con una importante diferencia; cuando el vapor tiene su mayor velocidad es dirigido horizontalmente en lugar de verticalmente. Esto significa que las dificultades que se presentan en los platos perforados, de for

mar zonas preferenciales de flujo o canalizaciones, se reducen en gran parte.

Cuando las válvulas están completamente abiertas el funcionamiento de este plato se asemeja al de un plato de cachuchas, excepto que no existe obstrucción para el flujo de líquido y la velocidad de vapor por encima de la espuma es relativamente baja.

No es posible dar una descripción más detallada del funcionamiento de este plato ya que no ha sido publicada la dinámica del plato.

APLICACIONES Y VENTAJAS

El flexitray combina la alta capacidad del plato perforado, con una zona de operación eficiente y flexible igual que en los platos de cachuchas de burbujeo. Para altas relaciones de líquido-vapor su flexibilidad es aún superior a los platos de cachuchas.

El uso del tipo T se recomienda especialmente cuando las velocidades del líquido son bajas y también para servicio sucio. El flexitray tipo T también se construye con un orificio en forma de venturi que reduce la caída de presión y se usa para servicios a vacío. El flexitray tipo A no se recomienda para ningún uso en especial, es decir, puede usarse eficientemente en cualquier tipo de servicio.

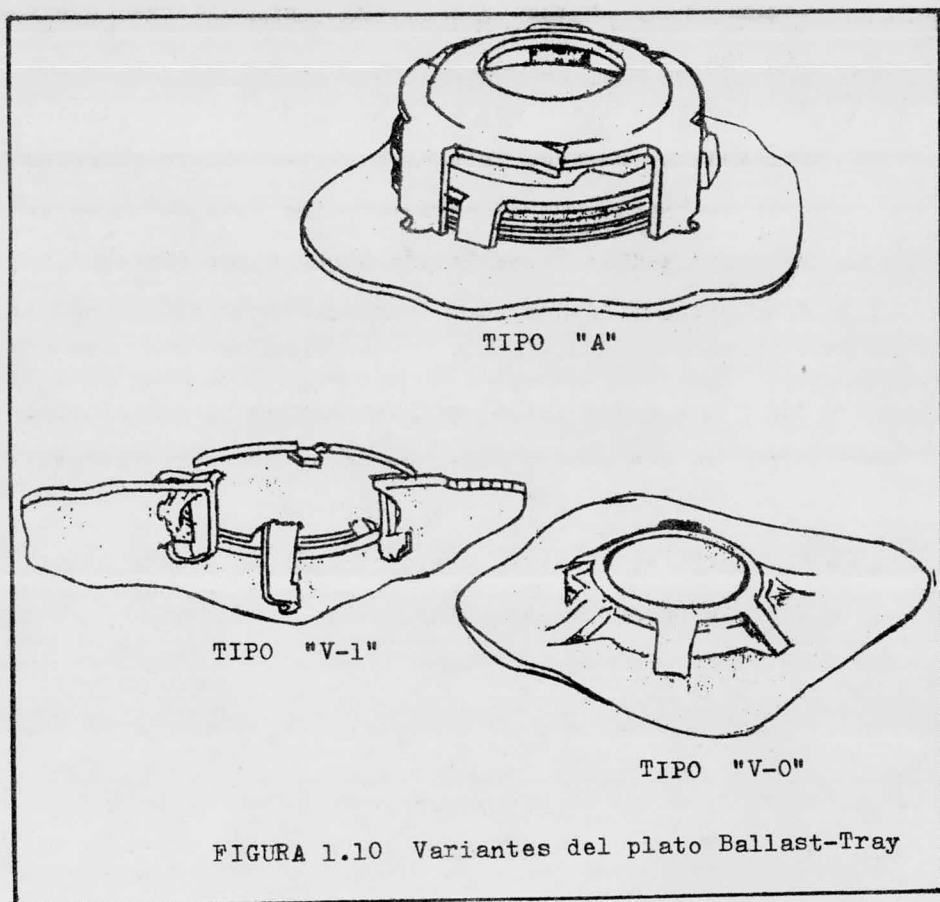
Las ventajas del flexitray se pueden enlistar como sigue:

- El flexitray puede manejar capacidades de líquido por encima de la capacidad de diseño, sin afectar su eficiencia
- El flexitray tiene una alta eficiencia sobre amplias zonas de operación, lo cual permite reducir la relación de reflujo para una separación dada, o aumentar la capacidad de alimentación a una misma torre.
- Este plato tiene un buen funcionamiento aún cuando se encuentre fuera de nivel.
- Todos sus componentes están expuestos para su inspección, de una manera tal, que no es necesario desmontarlo, lo cual facilita su limpieza.
- El flexitray tiene un costo considerablemente menor que las cachuchas de burbujeo.

BALLAST-TRAY

El plato Ballast es fabricado por Fritz W. Glitsch & Sons, INC. Este plato tiene válvulas de aproximadamente 1-7/8 in. de diámetro y en ocasiones se llegan a fabricar hasta de 6 in. de diámetro.

Existen tres variantes del Ballast-tray; el tipo A, V-0 y V-1 (Figura 1.10).



El tipo A se asemeja exteriormente a los demás platos de válvula, sin embargo, funciona de manera diferente. Es

te plato consta de una placa perforada con una válvula sobre cada perforación. Las válvulas constan de tres piezas (Figura 1.11); una cubierta de orificio, una placa balastra y una placa de retención.

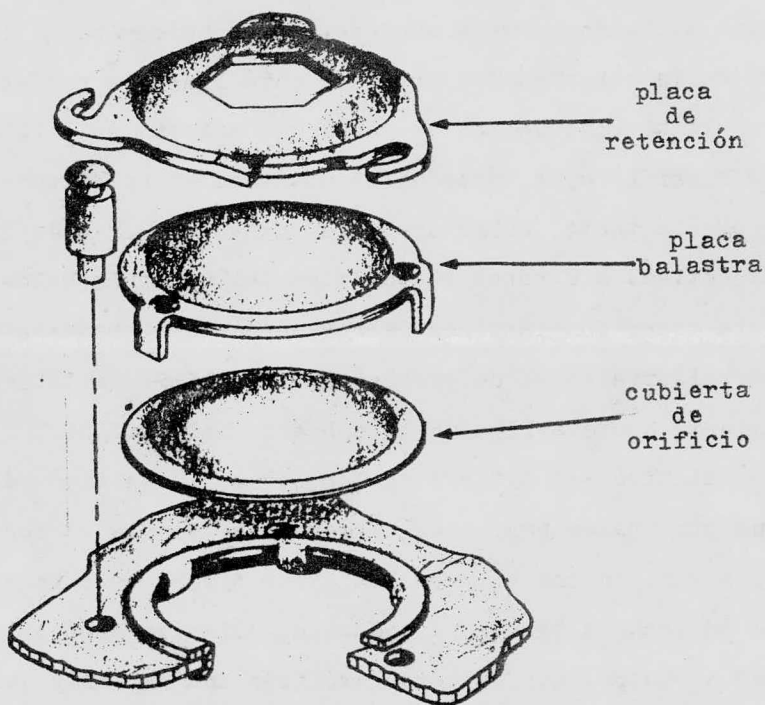


FIGURA 1.11 Partes de una válvula de un plato Ballast

El tipo V-1 consta de un plato perforado con una válvula en cada una de estas perforaciones. Las válvulas son de una sola pieza y están formadas por un disco con patas de retención integradas. El tipo V-0 es similar a éste cuando es tá totalmente abierto y sus válvulas no tienen movimiento.

FUNCIONAMIENTO

En el tipo A cuando la velocidad del vapor es muy baja, la e levación de la cubierta del orificio está limitada por el pe so de la placa balastra. Si se encuentra abierta solo la cu bierta del orificio, el área de la abertura es relativamente baja y, por lo tanto, habrá una mayor parte del área de las válvulas activa. A mayores velocidades del vapor la balastra sube hasta topar con la placa de retención. El propósito de la placa balastra es el de proporcionar un límite intermedio al movimiento hacia arriba de la cubierta del orificio.

El tipo V-1 difiere de los otros platos tipo válvu la en dos principales aspectos. Primero, la válvula se abre en dos etapas y no en una como en los otros tipos, esto permite un flujo de vapor a través de todas las válvulas a bajas velocidades de vapor, que da como resultado una amplia y estable zona de operación. Segundo, el perímetro de la válvula es tá doblado hacia abajo y afilado, esto acentúa la turbulencia cuando el vapor entra hacia el líquido y da una mayor área in

terfacial obteniéndose una alta eficiencia de plato.

APLICACIONES Y VENTAJAS

El plato tipo A es muy resistente a las fugas y se recomienda para casos en que la velocidad del líquido es extremadamente baja o cuando se requiere una máxima flexibilidad. No hay una recomendación en especial para el uso del tipo V-1, solo que para vacío se usan válvulas más ligeras de lo normal. El tipo V-0 se usa en servicios donde solamente se requiere una flexibilidad moderada y se desea un costo mínimo.

Las ventajas de los Ballast-tray pueden resumirse de la siguiente manera:

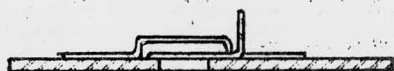
- Su alto grado de flexibilidad hace posible que opere con un mínimo de desperdicio en un amplio rango de alimentaciones.
- La alta eficiencia a condiciones de 5-10% antes de la inundación, da como resultado un aumento de la capacidad, que permite una utilización más efectiva de la columna y del equipo auxiliar.
- La alta eficiencia con carga intermedia puede usarse; para mejorar la calidad del producto, o para reducir la relación de reflujo. Dando como resultado un ahorro en los servicios o una reducción del número de platos.

- El tiempo de paro, es reducido debido a su drenaje rápido. El mantenimiento también es reducido, debido a que la parte alta del disco es lisa y plana.

Resumiendo, el Ballast-tray puede usarse para cualquier servicio limpio y se han usado en muchos servicios sujetos a un severo ensuciamiento, con excelentes resultados (9).

PLATO DE VALVULA FLOTANTE

Este plato de válvula flotante es fabricado por la Nutter Engineering Co. Su nombre se debe a que las válvulas tienen un pivote flotante como se muestra en la Figura 1.12.



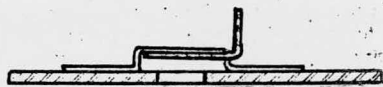
(a)

(a) cerrada



(b)

(b) semiabierta



(c)

(c) completamente abierta

FIGURA 1.12 Operación de una válvula flotante

Los extremos de la válvula están libremente apoyados en soportes de retención, los cuales están asegurados al plato por remaches. La válvula es más pesada de un lado, debido a que se extiende hacia afuera formando una L, como se puede observar en la Figura 1.12.

FUNCIONAMIENTO

Cuando la velocidad de vapor es baja, empuja primero al lado más ligero de la válvula, como consecuencia pivotea sobre el lado más pesado. A mayores velocidades del vapor, el lado pesado es empujado por éste, pivoteando el lado ligero.

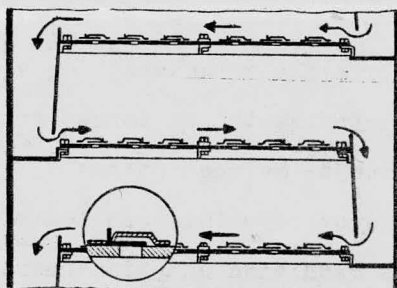


FIGURA 1.13 Funcionamiento de un plato de válvula la flotante

Cuando tenemos velocidades de gas pequeñas, aproxima-

madamente el 20% de su capacidad, se pone en operación el lado ligero de las válvulas. Al aumentar la velocidad del vapor a un 40% de su capacidad, los lados pesados empiezan a elevarse dando como resultado un aumento en la caída de presión. Las válvulas estarán en posición completamente abierta cuando la velocidad del gas alcanza el 70% de su capacidad. A cargas del 20% y mayores, la válvula está completamente estabilizada, a diferencia de otros tipos de platos, que alcanzan su estabilidad hasta que las válvulas están totalmente abiertas.

A todas las velocidades de operación el flujo de gas al salir de las válvulas, tiene una dirección horizontal. Como consecuencia, se evitan canalizaciones.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Estos platos han operado acertadamente en equipos de absorción y destilación. Principalmente, en torres fraccionadoras. Entre sus principales ventajas se encuentran:

- Tienen una mayor capacidad que los platos de cachuchas, esto da como resultado una disminución en el diámetro.
- La eficiencia es mayor que en los platos de cachuchas de burbujeo.
- El costo se ve reducido, debido a la disminución del diámetro y de la altura.

JET-TRAY

El plato Jet es fabricado por la Esso Research and Engineering Co. Este plato también se conoce como Directional Jet-tray (de flujo de vapor direccional), es similar en construcción a un plato perforado, como se puede apreciar en la Figura 1.14. Las perforaciones de este plato contienen una ceja inclinada, generalmente con un ángulo con respecto al piso del plato de 20° - 45° . El tamaño de la ceja más usado es el de dos pulgadas. Para este plato no son necesarios los vertederos tanto el de entrada como el de salida, las bajantes son convencionales.

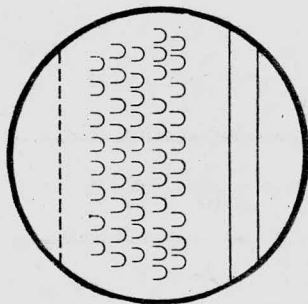


FIGURA 1.14 Vista superior del plato Jet

FUNCIONAMIENTO

El flujo de vapor entra al plato a través de las perforaciones y al chocar con la ceja adquiere una dirección horizontal paralela a la del líquido, por lo tanto se reducen las canalizaciones. Los estudios hidráulicos y visuales han demostrado que en este plato no existe un gradiente del líquido (7), esto se debe a la transferencia de momentum, debido a las altas velocidades. Al aumentar la velocidad del vapor la eficiencia también va en aumento, siempre y cuando no se alcance la velocidad a la cual se presenta el arrastre. A bajas velocidades de gas se tiene una pobre eficiencia, ocasionada por la tendencia del líquido a bajar por las perforaciones (derrame).

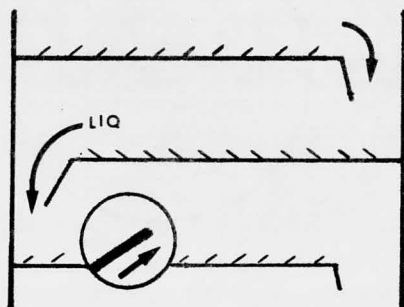


FIGURA 1.15 Funcionamiento del plato Jet

Las variables de diseño para este plato son; el número de cejas, el tamaño de las cejas y la distribución de éstas. Estas tres variables nos afectan; la capacidad, la caída de presión, la flexibilidad y la eficiencia de plato.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Los platos Jet pueden usarse principalmente para operaciones de destilación, teniendo un uso más ventajoso en destilación de hidrocarburos pesados, en fraccionadores catalíticos primarios y en torres despropanizadoras. Las ventajas de este plato son:

- El plato Jet tiene una capacidad, aproximadamente de un 30-35% mayor que los platos de cachuchas, trabajando con la misma eficiencia.
- Este plato tiene menores caídas de presión que los platos de cachuchas.
- Su ligero peso y su construcción simple hacen que el costo de una columna con platos Jet, se vea reducido en aproximadamente un 50% del costo de una torre de cachuchas.

UNIFLUX

Tomando como base las ventajas y desventajas de los platos de cachuchas, Socony Vacuum Oil Co., desarrolló una nueva versión, dicha versión es el plato Uniflux.

Este plato consta de unas piezas en forma de canal con una sección en forma de S, estas piezas, entrelazadas por medio de soportes, forman la cachucha (con todo y chimenea) de sección rectangular, que va a lo largo del plato (Figura 1.16). Las piezas en forma de S se sujetan a la pared de la torre por medio de un anillo soporte convencional. En torres de diámetros mayores a 20 pies, se usa un soporte intermedio. Las bajantes usadas en el Uniflux son convencionales

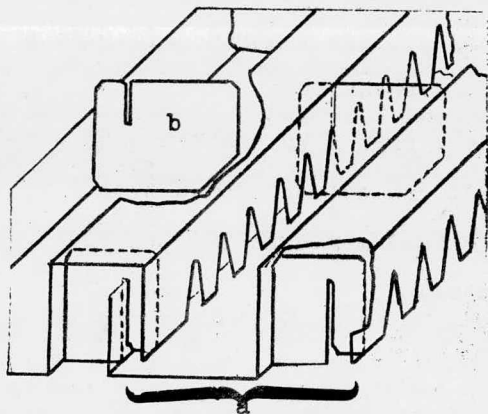


FIGURA 1.16 Plato Uniflux. (a) sección en forma de S, (b) soportes

FUNCIONAMIENTO

El vapor entra al plato a través de un extremo de la sección en S y adquiere una dirección horizontal paralela a la del líquido y sirve como ayuda para que el líquido atraviese el plato. Esto compensa el gradiente hidráulico. Las ranuras al igual que en los platos de cachuchas están sumergidas uniformemente a lo largo del plato. Pero, como las ranuras son solo de un lado, hay una menor caída de presión. La Figura 1.17 muestra el funcionamiento de este plato.

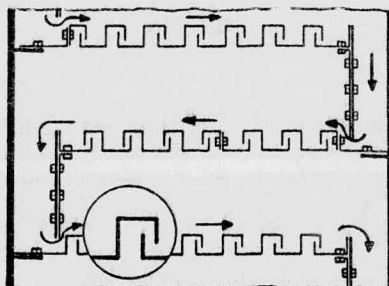


FIGURA 1.17 Funcionamiento del plato Uniflux

APLICACIONES Y VENTAJAS

Estos platos se usan en refinerías, principalmente en fraccionamiento, agotamiento y en absorción de hidrocarburos. Sus ven

tajas son:

- La caída de presión es menor que en los platos de cachuchas de burbujeo.
- Su eficiencia es al menos igual que la de los platos de cachuchas.
- Debido a su simple fabricación, el costo es menor en aproximadamente 40% que en los platos de cachuchas de burbujeo.

BENTURI

El plato Benturi también es fabricado por la Koch Engineering Co. Este plato es el resultado de la evolución del plato "Kaskade", patentado por la misma compañía. En la Figura 1.18 se muestra este plato.

FUNCIONAMIENTO

En el plato Kaskade original el líquido seguía una trayectoria en zig zag a través de una serie de escalones inclinados a 45° , en el plato Benturi el líquido fluye horizontalmente a través del plato. Los pasos del vapor están ligeramente inclinados y tienen una sección en forma de venturi. Esto fue lo

que dió nombre a este plato, ya que, venturi inclinado en inglés es "bent venturi".

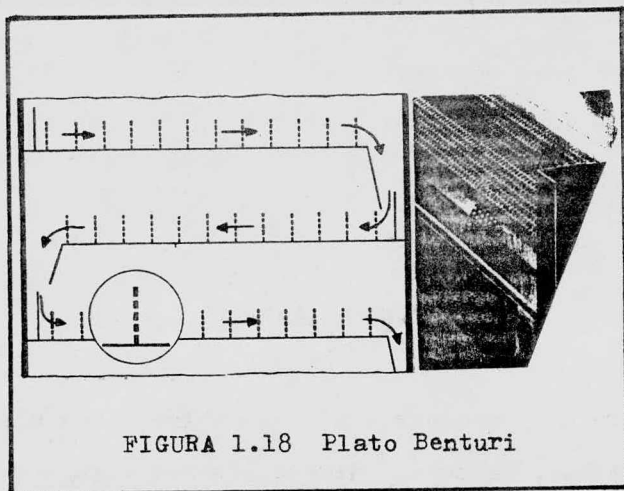


FIGURA 1.18 Plato Benturi

La ranura venturi da un uso más eficiente de la energía disponible, lo cual da un mezclado más completo y mayores eficiencias en las zonas de componentes pesados. En este plato a mayores velocidades se tiene una mayor eficiencia.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Anteriormente este plato tuvo un uso más extenso en plantas de refinación de petróleo y gasolinas. Pero, en la actualidad su uso se ha reducido a procesos en los cuales sea necesario tener una mínima caída de presión, como en destila---

ción a vacío, y también son usados en extracción líquido-líquido donde la separación es muy difícil. Las ventajas de este plato son:

- Baja caída de presión.
- Eficiencia segura.
- Fácil instalación y limpieza.

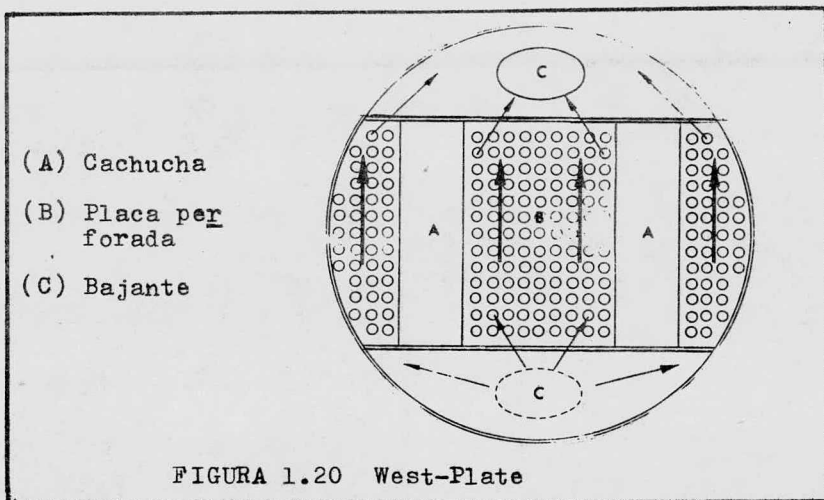
WEST-PLATE

Este plato consta de unas chimeneas con sus respectivas cachuchas, éstas son de sección rectangular. El vapor fluye a través de las chimeneas, pasando después por las cachuchas. Este plato tiene además una placa perforada colocada horizontalmente entre las cachuchas como puede apreciarse en la Figura 1.20.

FUNCIONAMIENTO

El vapor sube por las chimeneas pasando por la parte baja de las cachuchas, donde empieza a burbujear en el líquido pasando a través de las perforaciones (Figura 1.21). La velocidad del gas a través de las perforaciones es casi constante para cualquier carga de vapor. Cuando las velocidades del vapor

son bajas este plato funciona como un plato de cachuchas de



burbujeo, y funciona como un plato perforado para altas velocidades del vapor (Figura 1.22), pero si se aumenta demasiado, puede causar arrastre.

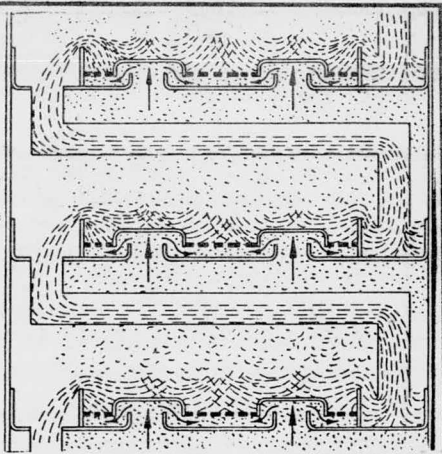
VENTAJAS

Las principales ventajas de este plato son:

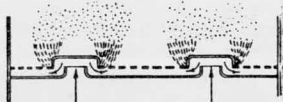
- La capacidad de este plato es mayor que la de los platos de cachuchas, pero menor que la de los platos perforados.
- Este plato tiene una amplia zona de operación.

- la caída de presión es menor en este plato que en los platos perforados.

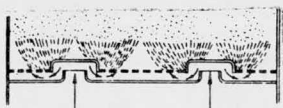
FIGURA 1.21 Funcionamiento del West-plate



Baja velocidad de vapor



Media velocidad del vapor



Alta velocidad de vapor

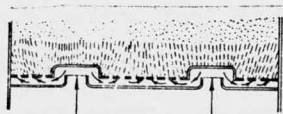


FIGURA 1.22 Efecto de la velocidad del vapor en el funcionamiento

PLATOS DE FLUJO A CONTRACORRIENTE

TURBOGRID

El plato Turbogrid, es el resultado de un extenso programa de investigación de Shell Development Co. Los platos Turbogrid (turborreja), están formados por una lámina plana con aberturas o perforaciones paralelas. La reja se extiende en toda la sección transversal de la columna, excepto en la superficie que ocupa la estructura del soporte. Estos platos se instalan generalmente sin bajantes, pero si se desea pueden usarse con bajantes.

Existen dos tipos de construcción de estos platos, el tipo barra y el tipo estampado. El plato tipo barra (Figura 1.23), comunmente es seccionado antes de su instalación,

para que pasen a través de los registros de hombre. Una de estas secciones puede servir como camino de hombre. Estos platos se sujetan a la torre ya sea con pernos o con soldadura.

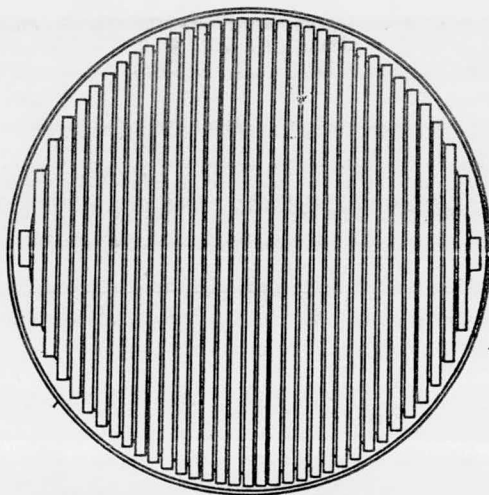


FIGURA 1.23 Vista superior de un plato Turbogrid tipo barra

El plato tipo estampado contiene secciones estandar (Figura-1.24), estas secciones son cuadradas y tienen perforaciones.

Para llenar la periferia del plato, se usan pequeñas secciones de forma triangular o trapezoidal. Estas secciones se sujetan a la estructura del soporte del plato por medio de pernos. Una de las secciones estandar puede servir como camino de hombre.

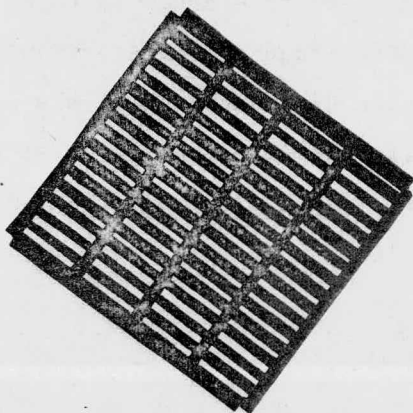


FIGURA 1.24 Aquí se muestra una sección estandar de un plato Turbo-grid estampado

Existen detalles mecánicos que pueden variar de acuerdo a los requisitos del proceso, éstos son; el ancho de la ranura, el espaciamiento entre rejillas y las áreas abiertas de la ranura.

FUNCIONAMIENTO

En los platos Turbogrid las ranuras sirven como paso, tanto para el líquido, como para el vapor (Figura 1.25). El flujo de líquido y de vapor ocurre realmente en períodos, o sea, como un flujo intermitente. Este flujo está uniformemente distribuido con respecto a ambas fases en todo el plato. La interferencia del flujo a contracorriente trae como resultado una acumulación de líquido en el plato. Esta acumulación del líquido, evita que éste pase hacia el plato inferior. Para evitarse esto se tienen áreas abiertas, dimensionadas de manera tal, que el líquido baje a través de las mismas aberturas.

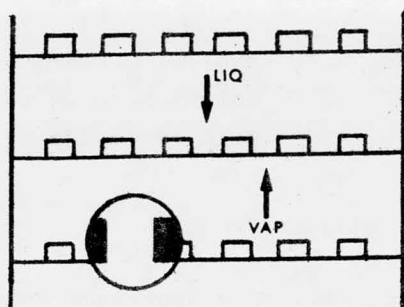


FIGURA 1.25 Funcionamiento de un plato Turbogrid

Como ya se mencionó, los platos no se instalan con

bajantes, ya que la instalación con bajantes no es recomendable porque el área que ocupa la bajante no se utiliza para el flujo de vapor y, como consecuencia puede necesitarse un mayor diámetro de la columna.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Estos platos además de usarse en todos los servicios de fraccionamiento tienen algunos usos especializados. Estos usos especializados son en secciones superiores de destiladores flash a vacío, en agotadores y en algunos casos en transferencia de calor, como calentadores de vapor.

Las ventajas de los platos Turbogrid con respecto a los de cachuchas de burbujeo son las siguientes:

- Estos platos tienen una capacidad de 20-100% mayor.
- La eficiencia por pie de altura es aproximadamente la misma.
- La caída de presión es menor en un 40-80%.
- El tiempo de fabricación e instalación se ve reducido considerablemente.
- El costo es más o menos la mitad que en los platos de cachuchas de burbujeo.

RIPPLE

El plato Ripple (acanalado), fue desarrollado por la Stone & Webster Engineering Corp. Este plato es simplemente un plato perforado con ondas senoidales (Figura 1.26). Estas ondas senoidales están hechas en una hoja metálica perforada. Estas ondas también nos dan una variable de diseño más que extiende la zona de operación del plato perforado común.

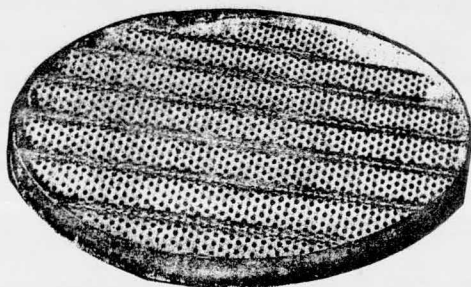


FIGURA 1.26 Plato Ripple

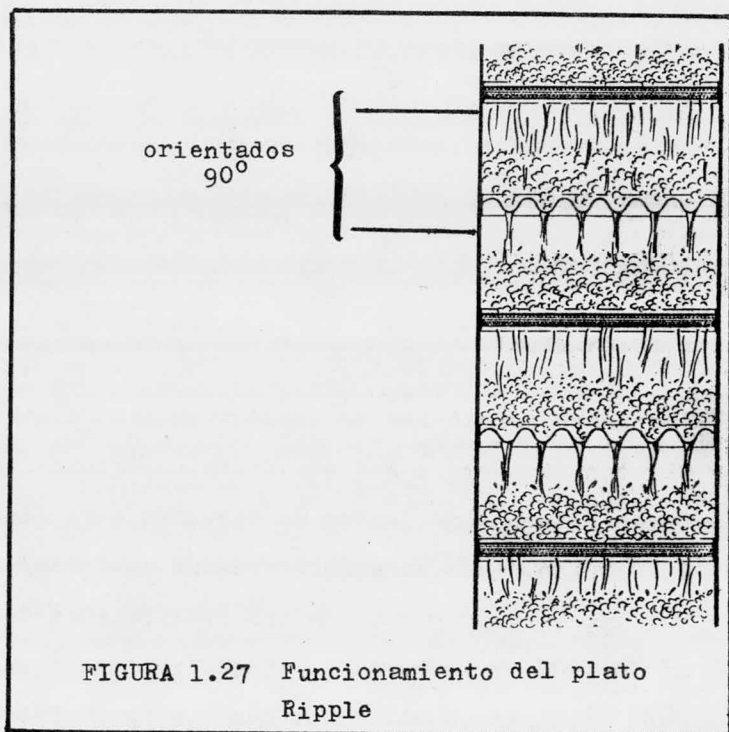
Generalmente, los platos Ripple están hechos en secciones, la sección es lo bastante estrecha para pasar a través de un registro de hombre (\pm 18 in.). Las secciones se fijan al cuerpo de la torre por medio de pernos y el plato completo está unido por un anillo soporte. Cuando el diámetro de

la columna es mayor de nueve pies, es necesario poner soportes transversales. Para servicio limpio usa perforaciones de un octavo de pulgada de diámetro, y para servicio sucio el diámetro de las perforaciones es mayor. Este plato no usa bajantes.

FUNCIONAMIENTO

Las ondas senoidales se encuentran generalmente orientadas a 90° con respecto a las del plato superior e inferior. Estas ondas actúan como puntos de descarga para el líquido (Figura 1.27). Las ondas senoidales además de formar la distribución del líquido, proporcionan una flexibilidad de aproximadamente 70-140% de la carga de diseño y ofrecen una variable de diseño tridimensional, en la cual la carga deseada puede ser alojada. Este plato soporta un lecho o altura de espuma como cualquier plato perforado, pero se crea una mayor turbulencia, por lo consiguiente, el contacto líquido-vapor es más eficiente. El plato funciona ya sea con una altura de espuma de una pulgada, o con casi todo el espacio entre platos lleno.

La alta turbulencia ayuda a mantener limpios los platos. Tanto el espaciamiento como la amplitud de la onda pueden diseñarse de acuerdo a las cargas de vapor y líquido. Las ondas son poco profundas para bajas cargas de líquido, y más profundas para altas cargas de líquido.



El hecho de que no necesite bajantes, hace que se tenga una buena distribución del líquido, la cual, está además asegurada por la orientación de las ondas en los platos. La ausencia de bajantes explica en parte las altas capacidades, ya que más de 90% de la sección transversal de la torre es área activa de contacto. En torres con bajantes, el área ocupada por las bajantes reduce el porcentaje considerablemente.

APLICACIONES Y VENTAJAS

El plato Ripple ha sido usado con buenos resultados en servicios de destilación y absorción en refineries de petróleo y plantas petroquímicas, también se ha usado en plantas de papel, en torres de absorción con reacción química donde es producido licor sulfito. Las principales ventajas de los platos Ripple se pueden resumir:

- Los platos Ripple pueden ser usados con mayores cargas de líquido que los platos de cachuchas de burbujeo.
- Estos platos tienen mayor flexibilidad que los platos perforados.
- La caída de presión es menor que en los platos de cachuchas de burbujeo. En servicios a vacío, donde importa mucho la caída de presión, ésta puede mantenerse abajo de 1.5 in de agua por plato.
- Los datos de Stone & Webster indican que cuando los tipos de plato (Ripple y cachuchas) operan con la misma caída de presión y casi la misma retención de líquido, el diámetro de la torre de platos Ripple es la mitad que para la torre de cachuchas de burbujeo.

KITTEL

El plato Kittel es fabricado por Constructors John Brown. Este plato se originó en Inglaterra y se ha usado prin cipalmente en Europa.

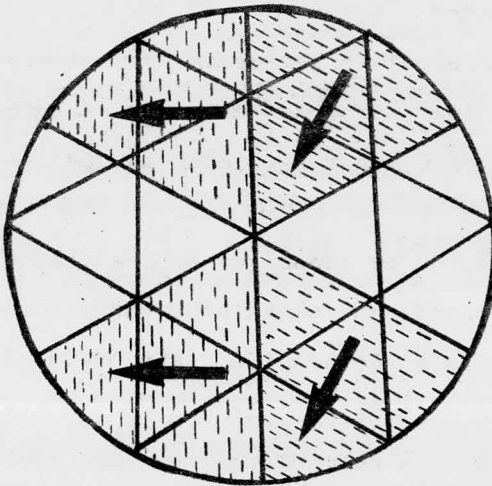


FIGURA 1.28
plato Kittel

Este plato consiste esencialmente de dos rejillas, una superior y una inferior. Cada rejilla está dividida en seis segmentos iguales como se muestra en la Figura 1.28. Las ranuras tienen forma rómbica y también una inclinación. Generalmente este plato no usa bajantes, pero, en casos especiales, las puede usar.

FUNCIONAMIENTO

El vapor al subir pasa a través de las ranuras tomando una dirección horizontal (Figura 1.29), debido a la inclinación de estas ranuras. Esta dirección horizontal obliga al líquido a fluir en la misma dirección. De esta manera, parte de la energía perdida (asociada a la caída de presión) es usada para dar movimiento al líquido. En la reja superior las ranuras están orientadas para dar un movimiento centrífugo hacia la pared de la columna y, en la reja inferior se efectúa un movimiento centrípeto, con lo cual, se produce un movimiento muy estable, que asegura una buena distribución de líquido.

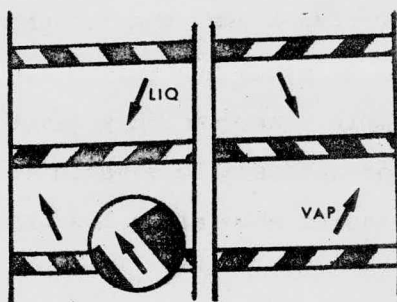


FIGURA 1.29 Funcionamiento del plato Kittel

Para las cargas en que la caída de presión es muy

grande se puede usar una reja antispray, disminuyendo así la caída de presión.

APLICACIONES Y VENTAJAS

Estos platos son usados en destilación, en purificación de gas, en absorción y en varias operaciones de enfriamiento. Las ventajas del plato Kittel con respecto a los platos perforados son:

- La capacidad de este plato es comparable a la de los platos perforados.
- El área libre es mayor que en los platos perforados.
- Este plato tiene una caída de presión menor que los platos perforados para una velocidad de gas dada.
- Este plato es menos sensible a los desniveles.
- Por su simple construcción y fácil instalación, su costo es menor que para la mayoría de los platos y este costo es equiparable al de los platos perforados.

REFERENCIAS PARTE I

- 1.- Bolles W.L., "Design of Equilibrium Stage Process"(Cap. 15) de B. D. Smith. McGraw Hill N.Y. (1963)
- 2.- Bowles B.O., Petroleum Refiner, Vol. 33, p. 199 (1954)
- 3.- Bowles B.O., Chem. Eng., p. 173, mayo (1954)
- 4.- Fair J.R., "Design of Equilibrium Stage Process" (Cap. 14) de B. D. Smith. MacGraw Hill N.Y. (1963)
- 5.- Fair J.R., Chem. Eng., julio 5, p. 107 (1965)
- 6.- Fair J.R., "Distillation in Practice" (1977)
- 7.- Forgrieve J., "International Symposium on Distillation" (Instn. Chem. Engrs., England, 1960)
- 8.- Fryback M.C. & Hufnagel J.A., Ind. Eng. Chem., Vol. 52, No. 8, p. 654 (1960)
- 9.- Glitsch INC., "Ballast Tray Design Manual", Boletín No. 4900, 3^o Ed., (1974)
- 10.- Hutchinson M.H. & Baddour R.F., Chem. Eng. Prog., Vol. 52 No. 12, p. 503 (1956)
- 11.- Koch Eng., "Flexitray Design Manual", Boletín No. 960, (1960)
- 12.- Lee D.C., Chem. Eng., mayo, P. 179 (1954)
- 13.- Ludwig E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol. II, Gulf Publishing Co. Houston, Texas

- 14.- Nutter E.I., Chem. Eng., mayo, p. 173, (1954)
- 15.- Nutter Eng. Co., "Float Valve Design Manual", (1976)
- 16.- Shell Development Co., Petroleum Refiner, Vol. 31, No. 11
p. 105, (1952)
- 17.- Shell Development Co., Chem. Eng. Prog., Vol. 50, No. 2
p. 57, (1954)
- 18.- Stanislas & Smith, "International Symposium on Destillat
tion", (Instn. Chem. Engrs. 1960)
- 19.- Thrift G.C., Chem. Eng., mayo, p. 173 (1954)
- 20.- Thrift G.C., Petroleum Refiner, Vol. 33, p. 199, (1954)

II

METODOS PARA PREDECIR EFICIENCIA

Cuando se desea conocer la eficiencia de plato, puede seguirse alguno de los siguientes métodos, enlistados en orden decreciente de confiabilidad:

- Por comparación con una instalación similar, para la cual se tienen datos de funcionamiento.
- Por extrapolación directa de datos de laboratorio o de planta piloto.
- Por modelos teóricos o semiteóricos de transferencia de masa.
- Usando métodos empíricos o estadísticos.

La eficiencia a partir de datos de funcionamiento,

solo puede aplicarse en el caso en que se quiera instalar una columna que vaya a trabajar exactamente igual que una columna existente, es decir, con el mismo sistema y las mismas condiciones de operación (temperatura, presión, capacidad, etc.).

Los datos de eficiencia obtenidos en laboratorio a planta piloto son los más confiables, ya que, nos proporcionan una información más real acerca de la transferencia de masa. Pero se tiene un problema para aplicar éstos, ya que los métodos de extrapolación o escalamiento son muy complejos y, las compañías que han desarrollado estos métodos los conservan como confidenciales.

Con respecto a los métodos; teóricos o semiteóricos y empíricos o estadísticos, éstos son los que trataremos en este trabajo.

EFICIENCIA

Como ya se mencionó anteriormente, el número de platos reales de una columna no puede ser calculado hasta que se conozca la velocidad de transferencia de masa en la interfase. Esta velocidad de transferencia, se expresa comunmente en términos de la eficiencia de plato.

La eficiencia de plato puede definirse como el grado de acercamiento al equilibrio, puesto que, en la realidad no hay un plato perfecto, es decir, las dos fases que salen de un plato no han alcanzado aún el equilibrio.

Existen tres maneras de expresar la eficiencia de plato, las cuales son; eficiencia global de la columna, eficiencia de plato y eficiencia de punto.

EFICIENCIA GLOBAL

Esta eficiencia, se define como la relación del número de pla

tos teóricos (N_p) al número de platos reales (N'_p) requeridos para una determinada separación.

$$E = \frac{N_p}{N'_p} \quad (4.1)$$

Esta eficiencia representa un valor promedio de la eficiencia de cada uno de los platos de la columna, ya que ésta última, varía de un plato a otro.

EFICIENCIA DE PLATO

Esta eficiencia también se conoce como eficiencia de Murphree y se define como la relación del cambio real en la concentración (ya sea del líquido o del vapor) en el plato, al cambio en la concentración, del vapor o del líquido, que ocurriría si se alcanzara el equilibrio. Por lo tanto, la eficiencia de plato puede estar referida a la fase líquida (Ecuación 4.3), o a la fase vapor (Ecuación 4.2).

$$E_{mv} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \quad (4.2)$$

$$E_{ML} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*} \quad (4.3)$$

donde; el subíndice n representa el plato que se está analizando, el subíndice $n-1$ indica el plato inmediato inferior, el subíndice $n+1$ representa el plato inmediato superior y, el asterisco (*) significa las condiciones de equilibrio (Figura 2.1).

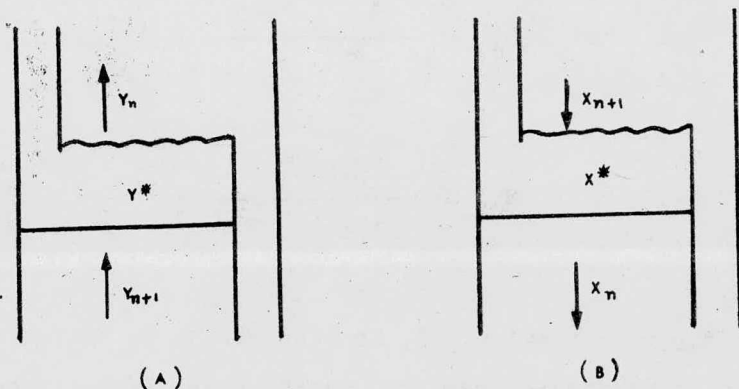


FIGURA 2.1 Eficiencia de plato. (A) en términos de vapor. (B) en términos de líquido.

La eficiencia de Murphree es válida solo en los casos en los que el líquido está completamente mezclado, o sea, que el líquido a lo largo del plato tiene la misma composición.

EFICIENCIA DE PUNTO

A esta eficiencia también se le conoce como eficiencia local. Esta eficiencia es la que representa más acertadamente el cambio de la concentración en el plato, y representa la eficiencia en un punto del plato. Al igual que la eficiencia de plato, ésta se puede representar en términos de concentración de vapor o de líquido, Ecuaciones 4.4 y 4.5 respectivamente.

$$E_{ov} = \frac{y - y_{n-1}}{y^* - y_{n-1}} \quad (4.4)$$

$$E_{OL} = \frac{x_{n+1} - x}{x_{n+1} - x^*} \quad (4.5)$$

En las Ecuaciones 4.4 y 4.5, la ausencia de un subíndice denota la concentración real del vapor, o del líquido, en un punto dado del plato. Cabe hacer la siguiente observación; que la y de la Ecuación 4.4, no es igual a y_n (Ecuación 4.2) ya que el vapor que sale no es uniforme a causa del cambio de la concentración del líquido a lo largo del plato. Si el líquido en el plato estuviera perfectamente mezclado, la eficiencia de punto sería igual a la eficiencia de plato, ya que se tendría la misma concentración en todos los puntos del plato.

Como se mencionó anteriormente, la eficiencia puede ser expresada en términos del líquido o en términos del vapor. La eficiencia en términos de vapor se aplica en aquellos casos en que la fase gaseosa está controlando la transferencia de masa, es decir, la fase gas presenta mayor resistencia. Aquellos casos en los que controla la fase vapor son como sigue:

- La pendiente de la línea de equilibrio es pequeña, generalmente en mezclas con puntos de ebullición cercanos y gases altamente solubles en el líquido.
- El coeficiente de película del gas es mucho menor que para la película líquida.
- La viscosidad del líquido es pequeña.

En la mayoría de los sistemas de destilación la fase gaseosa es la que controla. Los sistemas típicos en los que controla esta fase son:

- Destilación de mezclas con punto de ebullición cercanos.
- Evaporación de líquidos puros por arrastre con un gas inerte.
- Absorción o desorción de gases altamente solubles.

La eficiencia en términos del líquido se usa cuando la fase líquida es la que controla la transferencia, estos casos rara vez se presentan en destilación. A continuación se dan los sistemas típicos en los cuales controla la fase líquida:

- Absorción o desorción de gases casi insolubles en líquidos.
- En la sección de agotamiento de una columna de destilación cuando el valor de la pendiente de equilibrio es alto.
- Destilación de sistemas con muy altas viscosidades de líquido.

Los parámetros de diseño que afectan la eficiencia de una columna de platos, se pueden dividir en los tres grupos siguientes:

- EL SISTEMA (composición y propiedades).
- OPERACION
- GEOMETRIA (forma y dimensiones del plato).

En la tabla 4.1, se enlistan las variables que afectan a la eficiencia, para los tres tipos de platos más comunes.

ARRASTRE

Conforme aumenta el ARRASTRE la eficiencia disminuye en cualquier tipo de plato. Las causas que producen un aumento en el arrastre son: disminución del espaciamiento entre platos; aumento en la velocidad superficial del vapor; aumento en la a

TABLA 4.1 Variables que afectan a la Eficiencia.

	Platos de Cachuchas	Platos Perforados	Platos de válvula
OPERACION	Temperatura Presión Reflujo (L/V) Velocidad del vap.	Temperatura Presión Reflujo Velocidad del vap.	Temperatura Presión Reflujo Velocidad del vap.
SISTEMA	Densidad del líq. Viscosidad del líq. Tensión superficial del líq. Densidad del vap. Viscosidad del vap. Volatilidad relativa de los comp.	Densidad del líq. Viscosidad del Líq Tensión superficial del líq. Densidad del vap. Viscosidad del vap Volatilidad relati <u>va</u> de los comp.	Densidad del líq. Viscosidad del líq Tensión superficial del líq. Densidad del vap. Viscosidad del vap Volatilidad relati <u>va</u> de los comp.
GEOMETRIA	Area libre Diseño de la ranura Arreglo de las cachuchas Espacio entre cachuchas No de cachuchas/ft ² Altura del vertedero Patrón de flujo Area de la bajante	Area libre Diámetro de la perforación Arreglo de las perforaciones Pitch de las perforaciones No de perforaciones/ft ² Altura del vertedero Patrón de flujo Area de la bajante	Area libre Diámetro de la perforación Altura de la válvula Arreglo de las válvulas espaciamiento entre válvulas No de válvulas/ft ² Altura del vertedero Patrón de flujo Area de la bajante

tura del vertedero; disminución en el flujo del líquido; aumento en la densidad del vapor; disminución en la tensión superficial del líquido; aumento del espaciamiento entre cachuchas, válvulas o agujeros; disminución de la longitud de la trayectoria del líquido; y aumento en el diámetro del agujero.

FLUJO

La eficiencia aumenta conforme aumenta la velocidad del líquido hasta un cierto límite, a partir del cual, si se sigue aumentando la velocidad del líquido, disminuye la eficiencia. Por otra parte, la eficiencia es baja para bajas velocidades de vapor y aumenta rápidamente hasta llegar al punto en que no hay derrame. A partir de este punto se mantiene casi constante hasta un cierto límite (aproximadamente 80% de la inundación), a partir de este punto decrece rápidamente.

ALTURA DEL VERTEDERO

Cuando controla la resistencia de la fase gaseosa, un aumento de la altura del vertedero da como resultado una mayor eficiencia. Cuando controla la fase líquida, hay un efecto despreciable sobre la eficiencia.

AREA DE BURBUJEO

El área de burbujeo tiene poco efecto o ninguno sobre la eficiencia.

RELACION DE REFLUJO

Una disminución en el reflujo, trae como consecuencia un aumento en la eficiencia después de que se ha alcanzado un reflujo de dos, pero el aumento es más apreciable para reflujos entre uno y dos.

LONGITUD DE LA TRAYECTORIA DEL LIQUIDO

Si aumenta la longitud de la trayectoria del líquido aumentará la eficiencia, entendiéndose por LONGITUD DE LA TRAYECTORIA DEL LIQUIDO la distancia que el líquido viaja desde el punto de entrada a el plato, hasta el punto de rebosamiento en el vertedero de salida.

Generalmente, los métodos para predecir eficiencia están enfocados hacia la eficiencia de punto, ya que, ésta representa más fielmente el equilibrio. Una vez que se tiene la eficiencia de punto, se relaciona ésta con la eficiencia de plato por medio de algún modelo matemático. Esta eficiencia a su vez, se relaciona con la eficiencia global de la columna, como se verá más adelante.

METODOS TEORICOS Y SEMITEORICOS

Los métodos teóricos, son aquellos que están basados en algún modelo de transferencia de masa. Estos modelos de transferencia de masa son:

- Dos películas
- Penetración
- Renovación de superficie
- Película-Penetración

La teoría de las dos películas, supone que se tienen películas laminares, que solamente hay difusión molecular (en estado estable) y, que existe un equilibrio en la interfase. La teoría de penetración, considera que no hay películas pero, que se forman remolinos (eddys), en los cuales se lleva a cabo la transferencia de masa, estos remolinos tienen un tiempo

de vida finito, siendo este tiempo, el mismo para todos los remolinos. En el modelo de Renovación de superficie se hacen las mismas consideraciones que en el de Penetración, excepto que el tiempo de vida de todos los remolinos no es el mismo, ya que en realidad cada remolino tiene un tiempo de vida diferente. En el modelo **combinado** de Película-Penetración se considera que coexisten películas y remolinos.

Los métodos semiteóricos difieren de los teóricos, en que se ha hecho alguna simplificación al modelo de transferencia de masa, en el cual están basados, con el objeto de simplificar su resolución.

METODO DE LEWIS

La ecuación propuesta por Lewis (24) nos da una relación entre la eficiencia de punto y la eficiencia de plato. Esta relación toma en cuenta el hecho de que, el líquido en el plato no está completamente mezclado, por lo que la concentración del líquido no es la misma en todos los puntos del plato. Este método se aplica a rectificación de mezclas binarias en columnas de cachuchas de burbujeo.

Si hacemos un balance de materia en un plato considerando que el flujo de vapor y del líquido permanecen cons-

tantes, y que la línea de equilibrio a lo largo del plato es recta, se llega a la siguiente ecuación:

$$(y_n - y_{n-1})\lambda = \left[\frac{1}{E_{ov}} \frac{dy_n}{dW} \right] + \left[\frac{E_{ov} - 1}{E_{ov}} \frac{dy_{n-1}}{dW} \right] \quad (5.1)$$

Lewis aplica esta ecuación a tres casos específicos:

Caso I.- El líquido fluye en dirección opuesta en platos sucesivos sin mezclarse y los vapores salen del plato completamente mezclados (Figura 2.2). Con estas consideraciones, Lewis integró la Ecuación 5.1, obteniendo la siguiente ecuación:

$$E_{mv} = \frac{[\exp(E_{ov} \lambda)] (-1)}{\lambda} \quad (5.2)$$

Caso II.- El líquido fluye en la misma dirección en platos sucesivos sin mezclarse, y el vapor también fluye sin mezclarse (Figura 2.2), es decir, que el vapor que deja un punto de un plato pasa directamente al punto correspondiente en el plato superior. Este caso está representado por la ecuación:

$$E_{mv} = \frac{Y_{nr} - 1}{\left[\frac{1}{E_{ov}} + \frac{1}{Y_{nr} - 1} \right] \ln(Y_{nr} - 1)} \quad (5.3)$$

donde:

$$Y_{nr} = \frac{Y_n - (Y_n)_o}{Y_{n+1} - (Y_{n+1})_o} \quad (5.4)$$

Caso III.- El líquido fluye en dirección opuesta en platos sucesivos sin mezclarse, y el vapor también fluye sin mezclarse. La ecuación para este caso es:

$$E_{mv} = \frac{Y_{nr} - 1}{f(E_{ov}, Y_{nr}) - 1} \quad (5.5)$$

donde:

$$f(E_{ov}, Y_{nr}) = \sqrt{\frac{Y_{nr}^2 (1 - E_{ov})^2}{E_{ov}^2 (1 - Y_{nr})^2}} \cos h^{-1} \left[1 + \frac{(1 - Y_{nr})(Y_{nr} - 1 + E_{ov})}{Y_{nr}(2 - E_{ov})} \right] \quad (5.6)$$

Para Y_{nr} mayor que la unidad, el signo del paréntesis es positivo; y para Y_{nr} menor que la unidad, el signo es negativo.



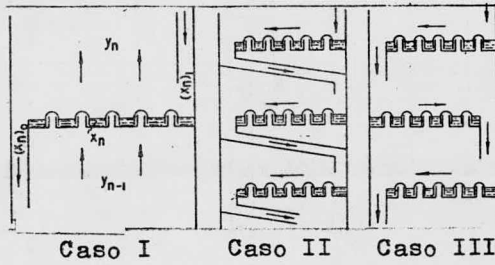


FIGURA 2.2 Representación de los flujos

Puesto que el cálculo de la eficiencia para cualquiera de los tres casos es tedioso y difícil, Lewis da la solución numérica de sus ecuaciones en la Tabla 5.1. También se encuentra graficada dicha solución en las Figuras 2.3, 2.4 y 2.5.

E	E_0				
	$\lambda = 0$	$\lambda = 0.5$	$\lambda = 1.0$	$\lambda = 1.5$	$\lambda = 2.0$
	Caso I				
0.20	0.20	0.21	0.22	0.23	0.25
0.40	0.40	0.44	0.49	0.55	0.61
0.60	0.60	0.70	0.82	0.97	1.16
0.80	0.80	0.98	1.23	1.55	1.98
1.00	1.00	1.30	1.72	2.32	3.19
	Caso II				
0.20	0.20	0.21	0.22	0.23	0.25
0.40	0.40	0.45	0.50	0.56	0.63
0.60	0.60	0.72	0.86	1.03	1.25
0.80	0.80	1.03	1.33	1.73	2.26
1.00	1.00	1.43	2.00	2.79	3.92
	Caso III				
0.20	0.20	0.21	0.22	0.23	0.25
0.40	0.40	0.44	0.49	0.54	0.60
0.60	0.60	0.70	0.81	0.94	1.10
0.80	0.80	0.97	1.16	1.41	1.73
1.00	1.00	1.21	1.50	1.90	2.47

TABLA 5.1 Valores de E_0 para los tres casos

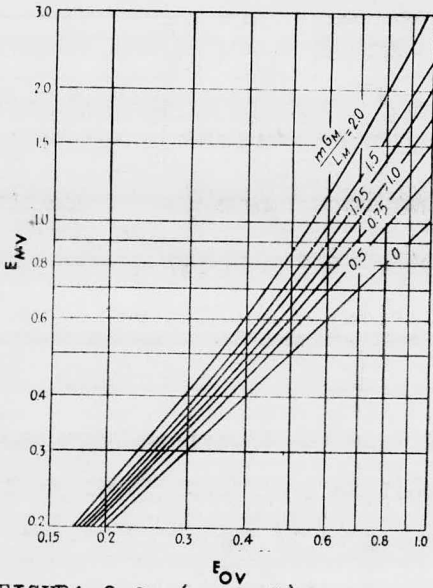


FIGURA 2.3 (caso I)

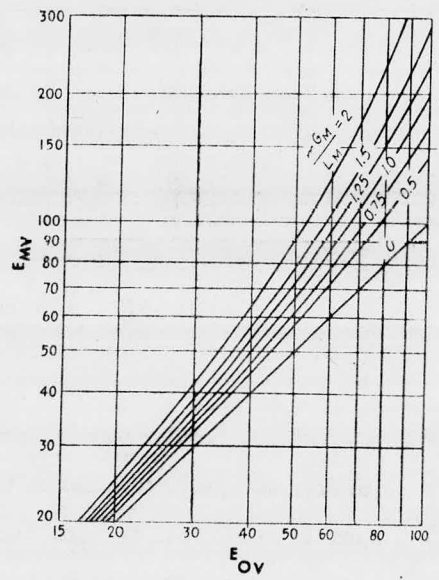


FIGURA 2.4 (caso II)

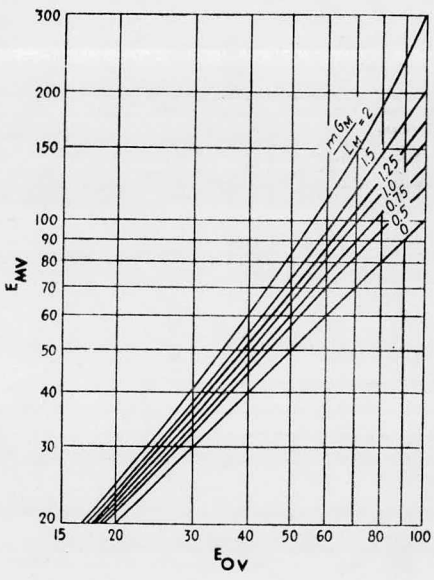


FIGURA 2.5 (caso III)

Lewis también propone una ecuación para obtener la eficiencia global de la columna, cuya solución también está tabulada (Tabla 5.2). Esta ecuación es:

$$E = \frac{\ln \left[1 + E_{mv} (\lambda - 1) \right]}{\ln \lambda} \quad (5.7)$$

		EFICIENCIA GLOBAL (E)				
		0.50	0.75	1.0	1.5	2.0
E	m_v					
0.20		0.1520	0.1783	0.2000	0.2353	0.2632
0.40		0.3215	0.3663	0.4000	0.4505	0.4854
0.60		0.5155	0.5650	0.6000	0.6452	0.6803
0.80		0.7353	0.7752	0.8000	0.8264	0.8475
1.00		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

TABLA 5.2 Eficiencia global de la columna (Ecuación 5.7).

EJEMPLO

Datos Directos:

Tipo de flujo en la columna: flujo en dirección opuesta en platos alternos.

$$E_{OV} = 0.40$$

$$m = 1.5$$

$$(L/V) = 1.0$$

CALCULOS

$$\lambda = m (L/V) = 1.5 (1) = 1.5$$

De acuerdo al tipo de flujo, la ecuación que se aplica es la correspondiente al caso III. Para $\lambda = 1.5$, $E_{OV} = 0.40$ y para el caso III, de la Tabla 5.1, la eficiencia de plato es 0.54 y de la Figura 2.5, la eficiencia es 55%.

$$\therefore E_{mv} = 54.0 \%$$

Y la eficiencia total obtenida con la Ecuación 5.7, es:

$$E = \frac{\ln (1 + 0.54 (1.5 - 1))}{\ln 1.5} = 0.5895$$

$$E = 58.95 \%$$

NOMENCLATURA

- E = Eficiencia global de la columna
 E_{mv} = Eficiencia de plato
 E_{ov} = Eficiencia de punto
 L = Flujo de líquido, moles/tiempo
 (L/V) = Pendiente de la línea de operación
 m = Pendiente de la línea de equilibrio
 n = Número de plato (contados de abajo hacia arriba)
 V = Flujo de vapor, moles/tiempo
 y = Fracción mol del vapor
 Y = Relación mol del gas
 W = Fracción en volumen de vapor
 $\lambda = m V/L$

COLBURN

Colburn (4), propone una ecuación para calcular la eficiencia de plato tomando en cuenta el arrastre de líquido que ocurre en un plato, el cual reduce la eficiencia. Este arrastre es, muchas veces, el factor limitante cuando se desea minimizar el costo de una columna, el cual depende del diámetro

tro y la altura requerida. Estas dimensiones se pueden reducir, aumentando la velocidad del vapor y disminuyendo el espaciamiento entre platos, lo cual puede ocasionar un aumento en el arrastre, hasta un punto tal, en que la eficiencia se reduce considerablemente.

La ecuación propuesta es la siguiente:

$$E_a = \frac{E_{mv}}{1 + \frac{eE_{mv}}{R}} \quad (5.8)$$

E_a , es la eficiencia de plato corregida por arrastre, a la que Colburn llama eficiencia aparente o eficiencia húmeda y, "e" es el arrastre (moles de líquido arrastrado/moles de vapor seco).

A partir de la Ecuación 5.8, Colburn desarrolló una relación para calcular la cantidad de arrastre que ocurre cuando la columna es operada a la velocidad óptima del vapor. Esta relación es:

$$e = \frac{R}{(n-1) E_{mv}} \quad (5.9)$$

La constante n es específica para cada columna, ya que depende de las características de ésta. Colburn encontró que la

constante en algunos casos es cuatro. Entonces la Ecuación 5.9, se reduce a:

$$e = \frac{R}{3 E_{mv}} \quad (5.10)$$

La Figura 2.6, muestra una solución gráfica de la Ecuación 5.8.

EJEMPLO

Datos Directos:

$$R = 0.80$$

$$E_{mv} = 0.80$$

$$n = 4$$

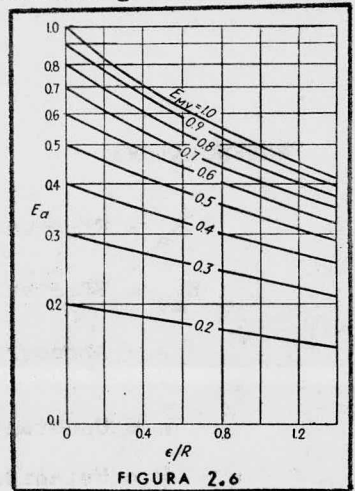


FIGURA 2.6

CALCULOS

Sustituyendo en la Ecuación 5.9:

$$e = 0.8 / (4 - 1) 0.8 = 0.33$$

Y aplicando la Ecuación 5.8:

$$E_a = \frac{0.8}{1 + (0.33 (0.8)/0.8)} = 0.6$$

Con $e/R = 0.33/0.8 = 0.41$, y $E_{mv} = 0.8$, en la Figura 2.6 obtenemos: $E_a = 0.6$

$$\therefore \underline{\underline{E_a = 60\%}}$$

NOMENCLATURA

- E_a = Eficiencia aparente
- E_{mv} = Eficiencia de plato
- e = Arrastre, moles de líquido arrastrado/mol de vapor seco
- n = Constante en la Ecuación 5.9
- R = Relación de reflujo (L/V)

EDMISTER

El método de Edmister (9), calcula eficiencias de absorción y desorción, usando factores efectivos de absorción (o desorción), obtenidos por ecuaciones analíticas a partir de

las condiciones terminales (plato del domo y plato del fondo). Estas ecuaciones fueron desarrolladas para absorción y desorción de hidrocarburos.

Para obtener su ecuación, Edmister se basó en la ecuación de cálculo plato por plato:

$$\frac{Y_n - Y_1}{Y_n} = \left\{ \frac{A_1 A_2 A_3 \dots A_n + A_2 A_3 \dots A_n + \dots + A_n}{A_1 A_2 A_3 \dots A_n + A_2 A_3 \dots A_n + \dots + A_n + 1} \right. \quad (5.11)$$

$$\left. - \frac{L_o X_o}{V_{n+1} Y_{n+1}} \frac{A_2 A_3 \dots A_n + A_3 \dots A_n + \dots + A_n + 1}{A_1 A_2 A_3 \dots A_n + A_2 A_3 \dots A_n + \dots + A_n + 1} \right\}$$

Suponiendo que los factores efectivos de absorción son función de las condiciones terminales e independientes del número de platos y, aplicando el promedio de los factores de absorción efectivos a la Ecuación 5.11, se llega a la ecuación que predice la eficiencia:

$$E = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1}} = 1 - \left\{ \frac{L_o X_o}{A' V_{n+1} Y_{n+1}} \frac{A_e^{n+1} - A_e}{A_e^{n+1} - 1} \right\} \quad (5.12)$$

donde:

$$A_e^{n+1} = \sqrt{A_1 (A_n + 1) + 0.25} - 0.5 \quad (5.13)$$

$$A_e = (A_n (A_1 + 1) + 0.25)^{0.5} - 0.5 \quad (5.14)$$

$$A_n = \frac{A_n (A_1 + 1)}{A_n + 1} \quad (5.15)$$

$$A = \frac{L}{V K} \quad (5.16)$$

Estas ecuaciones nos dan una eficiencia de plato promedio, es decir, una eficiencia global de la columna.

De igual manera, Edmister obtuvo las siguientes ecuaciones para desorción:

$$E = \frac{X_{n+1} - X_1}{X_{n+1}} = 1 - \left\{ \frac{V_o Y_o}{S' L_{n+1} X_{n+1}} \frac{S_e^{n+1} - S_e}{S_e^{n+1} - 1} \right\} \quad (5.17)$$

donde:

$$S_e^{n+1} = (S_1 (S_n + 1) + 0.25)^{0.5} - 0.5 \quad (5.18)$$

$$S_e = (S_n (S_1 + 1) + 0.25)^{0.5} - 0.5 \quad (5.19)$$

$$S' = \frac{S_n (S_1 + 1)}{S_n + 1} \quad (5.20)$$

$$S = \frac{V K}{L} \quad (5.21)$$

EJEMPLO

Datos Directos:

$$A_1 = 2.3$$

$$A_n = 1.5$$

$$K = 2.0$$

$$L_o = 3.658 \text{ lbmol/hr.}$$

$$Y_{n+1} = 0.9537 \text{ lbmol/hr.}$$

$$X_o = 0.0$$

$$Y_{n+1} = 0.18$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en las ecuaciones 5.13 a la 5.16:

$$A_e^{n+1} = (2.3 (1.5 + 1) + 0.25)^{0.5} - 0.5 = 1.95$$

$$A_e = (1.5 (2.3 + 1) + 0.25)^{0.5} - 0.5 = 1.78$$

$$A' = \frac{1.5 (2.3 + 1)}{1.5 + 1} = 1.98$$

$$A = 3.658/0.9537(2) = 7.67$$

Con los valores de A , A' , A_e y A_e^{n+1} , obtenidos anteriormente, y aplicando la Ecuación 5.12, se obtiene la eficiencia:

$$E = 1 - \left\{ \frac{3.658 (0)}{1.98(0.9537)0.18} \quad \frac{1.95 - 1.78}{1.78 - 1} \right\} = 0.218$$

$$\therefore \underline{\underline{E = 21.80 \%}}$$

NOMENCLATURA

- A = Factor de absorción (L/KV)
- A_e = Factor de absorción efectivo
- A_n = Factor de absorción del plato del fondo de la columna
- A' = Factor definido en la Ecuación 5.15
- A_e^{n+1} = Factor de absorción efectivo en el fondo de la columna.
- A_1 = Factor de absorción en el plato superior de la columna.
- L_o = Moles de líquido en la parte superior del absorbedor.

- S = Factor de agotamiento
 S_e = Factor de agotamiento efectivo
 S_n = Factor de agotamiento en el plato del fondo
 S' = Factor definido en la Ecuación 5.20
 S_1 = Factor de agotamiento en el plato superior
 S_e^{n+1} = Factor de agotamiento efectivo en el fondo
 V_o = Moles de vapor en la parte superior del absorbedor.
 V_{n+1} = Moles de vapor en el fondo de la columna
 X_o = Fracción mol en el líquido del plato superior por mol del líquido entrando al absorbedor.
 X_{n+1} = Fracción mol en el líquido en el fondo de la columna por mol de líquido entrando al absorbedor.
 Y_o = Moles de la fase vapor en la parte superior de la columna por mol de vapor entrando a la columna.
 Y_{n+1} = Moles de la fase vapor en el fondo de la columna por mol entrando a la columna.

GEDDES

El método desarrollado por Geddes (15), para predecir la eficiencia de punto en platos de cachuchas de burbujeo está basado en ciertas hipótesis respecto al fenómeno fundamental de burbujeo, las cuales son: la forma de las burbujas es esférica; todas las burbujas que pasan por una ranura, se

guirán exactamente el mismo camino; el tiempo efectivo de contacto para la burbuja, puede tomarse como la imersión media de la ranura, dividida por la velocidad de subida del gas. Estas suposiciones, aunque no muy exactas, permiten efectuar las soluciones matemáticas para: tamaño de la burbuja, área interfacial y tiempo de contacto. La ecuación desarrollada es:

$$\ln (1 - E_{ov}) = - \frac{3Kt}{a} \quad (5.22)$$

Esta ecuación aunque está enfocada a fraccionadores de cachuchas, puede aplicarse para cualquier tipo de contacto líqui-do-vapor.

A continuación, se da la secuencia a seguir para obtener la eficiencia de punto por este método:

- Altura del líquido sobre el vertedero:

$$h_w = 0.45 Q_L^{2/3} \quad (5.23)$$

- Abertura activa de la ranura:

$$h_s = 0.51 \left\{ \frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right\}^{1/3} \left\{ \frac{V}{w} \right\}^{2/3} \quad (5.24)$$

- Sumersión promedio de la ranura:

$$h = h_w + h_l + 1/2 h_s \quad (5.25)$$

- Radio de la burbuja:

$$a = \left[\frac{\sigma(h_s + w)}{\rho_L - \rho_v} \right]^{1/3} \quad (5.26)$$

- Tiempo de subida de una burbuja a través de un fluido:

$$t = \frac{h}{4a^{0.37}} \quad (5.27)$$

- Tiempo promedio de contacto, para la superficie líquida alrededor de una burbuja:

$$t_e = \frac{2at}{h} \quad (5.28)$$

- Cálculo del factor F :

$$F = 0.61 \left[\sum_1^{22} \frac{1}{n^2} \exp \left\{ \frac{-9.9 D_v \pi^{-2} n^2 t}{a^2} \right\} \right] \quad (5.29)$$

La Figura 2.7, muestra la solución gráfica a esta ecuación.

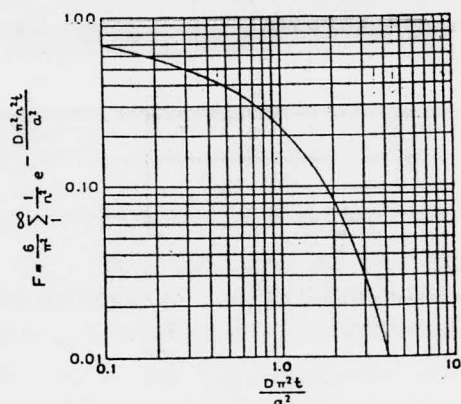


FIGURA 2.7 Solución gráfica a la ecuación 5.29

- Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa:

$$k_g = - \frac{a}{3t} \ln F \quad (5.30)$$

- Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida:

$$k_L = 1.13 \left(\frac{D_L}{t_e} \right)^{1/2} \quad (5.31)$$

- Relación de concentraciones de equilibrio en la interfase:

$$R = \frac{0.73 \int_L z^T}{(y/x)_{MP}} \delta 0.73 z_{HT} \quad (5.32)$$

- Coeficiente global de transferencia de masa:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{Rk_L} \quad (5.33)$$

- Eficiencia de punto:

$$\ln (1 - E_{ov}) = - \frac{3Kt}{a} \quad (5.22)$$

EJEMPLO

Datos Directos;

sistema = Etanol-agua

$$h = 0.057 \text{ ft.}$$

$$h_s + w = 0.0276 \text{ ft}$$

$$\bar{M} = 26.4 \text{ lb/lbmol}$$

$$P = 1 \text{ atm.}$$

$$T = 640 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$z = 1$$

$$(y/x) = 1.9$$

$$\rho_L = 53.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_v = 0.061 \text{ lb/ft}^3$$

Datos Indirectos

(ver apéndice)

$$D_L = 2.35 (10)^{-8} \text{ ft}^2/\text{seg}$$

$$D_v = 2.26 (10)^{-4} \text{ ft}^2/\text{seg}$$

$$\bar{V} = 0.0015 \text{ lb/ft}$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación 5.26 :

$$a = \left(\frac{0.0015 (0.0276)}{53.5 - (0.061)} \right)^{1/3} = 0.0092 \text{ ft}$$

Sustituyendo valores en las Ecuaciones 5.27 y 5.28 :

$$t = \frac{0.057}{4 (0.0092)^{0.37}} = 0.081 \text{ seg}$$

$$t_e = \frac{2 (0.0092) (0.081)}{0.057} = 0.026 \text{ seg}$$

Cálculo de F :

$$\frac{D_v \pi^2 t}{a^2} = \frac{2.26(10)^{-4} (3.1416)^2 0.081}{(0.0092)^2} = 2.13$$

Con 2.13 en la Figura 2.7, se obtiene $F = 0.065$.

Aplicando las Ecuaciones 5.30 y 5.31, se obtienen los coeficientes individuales de transferencia de masa:

$$k_g = \frac{-0.0092}{3 (0.081)} \ln 0.065 = 0.103$$

$$k_L = 1.13 \left(\frac{2.35(10)^{-8}}{0.026} \right)^{1/2} = 0.00107$$

Aplicando la Ecuación 5.32:

$$R = \frac{0.73 (53.5) (1) (640)}{1.9 (26.4) (1)} = 498.3$$

El coeficiente total de transferencia de masa se obtiene con la Ecuación 5.33 :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{0.103} + \frac{1}{498.3(0.00107)} = 11.58$$

Por lo tanto $K = 0.086$.

Sustituyendo valores en la Ecuación 5.22, obtenemos la eficiencia:

$$\ln(1 - E_{ov}) = - \frac{3(0.086)(0.081)}{0.0092} = -2.27$$

sacando exponenciales:

$$(1 - E_{ov}) = \exp(-2.27) = 0.103$$

despejando la eficiencia:

$$E_{ov} = 1 - 0.103 = 0.897$$

$$\therefore \underline{\underline{E_{ov} = 89.7 \%}}$$

NOMENCLATURA

- a = Radio de la burbuja, ft
 D_L = Coeficiente de difusión del líquido, ft^2/seg
 D_v = Coeficiente de difusión del vapor, ft^2/seg
 E_{ov} = Eficiencia de punto
 F = Función definida por la ecuación 5.29
 H = Constante de la ley de Henry, $\text{lbmol}/\text{ft}^3 \text{ atm}$
 h = Sumersión promedio de la ranura, ft
 h_1 = Distancia desde el vertedero hasta lo alto de la ranura, ft
 h_s = Abertura activa de la ranura bajo las condiciones de flujo del gas, ft
 h_w = Altura del líquido sobre el vertedero en ft
 K = Coeficiente global de transferencia de masa, $\text{lbmol}/\text{ft}^2 \text{ seg lbmol}/\text{ft}^3$
 k_g = Coeficiente individual de transferencia de masa del gas, $\text{lbmol}/\text{ft}^2 \text{ seg lbmol}/\text{ft}^3$
 k_L = Coeficiente individual de transferencia de masa del líquido, $\text{lbmol}/\text{ft}^2 \text{ seg lbmol}/\text{ft}^3$
 \bar{M} = Peso molecular promedio del líquido
 P = Presión total, atm.
 Q_L = Flujo de líquido, $\text{ft}^3/\text{seg ft}$ de longitud del vertedero
 R = Relación de concentraciones de equilibrio en la interfase
 T = Temperatura, $^{\circ}\text{R}$
 t = Tiempo de subida de una burbuja a través del líquido, seg

t_e = Tiempo promedio de contacto para la superficie líquida alrededor de una burbuja, seg

V = Flujo de gas, ft^3/seg

w = Ancho de la ranura, ft

(y/x) = Constante de equilibrio

z = Factor de compresibilidad

ρ = Densidad, lb/ft^3

σ = Tensión superficial del líquido, lb/ft

GAUTREAU-O'CONNELL

Los autores (14), basándose en el método de Lewis, específicamente en el caso I, desarrollaron una relación entre la eficiencia de punto y la eficiencia de plato, con el propósito de incluir el efecto de la trayectoria del líquido sobre la eficiencia de plato. Este método es aplicable a fraccionadores de cachuchas de burbujeo. La relación propuesta es:

$$E_{mv} = A \left\{ \left(1 + \frac{E_{ov}}{A N} \right)^N - 1 \right\} \quad (5.34)$$

donde:

$$A = L/V m \quad (5.35)$$

La eficiencia de punto se calcula por medio de la Figura 2.8, en la cual se muestra la E_{ov} como una función del producto de la viscosidad por la volatilidad relativa (método de O'Connell).

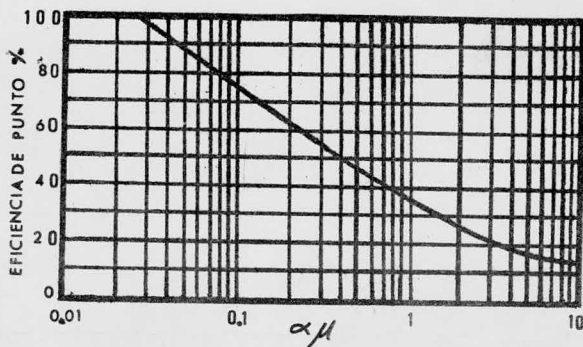
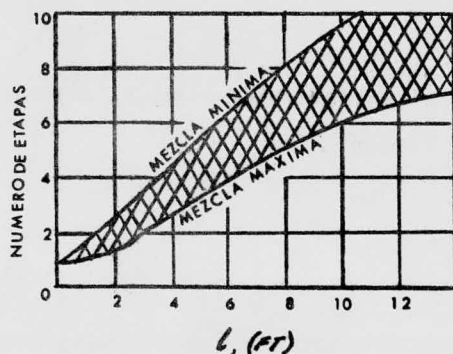


FIGURA 2.8 Eficiencia de punto como una función de la viscosidad por la volatilidad relativa

Y N se obtiene de la Figura 2.9, en la cual se muestra el número de etapas como una función de la longitud de la trayectoria del líquido.

FIGURA 2.9 Efecto de la longitud de la trayectoria del líquido sobre el número de etapas



EJEMPLO

Datos Directos

sistema = Etanol-agua

$$l = 2.5 \text{ ft}$$

$$m = 1.5$$

$$(L/V) = 0.81$$

$$\alpha = 1$$

$$\mu = 0.07 \text{ cp}$$

CALCULOS

De la Figura 2.8, con $\alpha = 1$ y $\mu = 0.07$, se obtiene una E_{ov} de 0.8. Y en la Figura 2.9, con 2.5 ft de longitud de la trayectoria del líquido y considerando mezclado mínimo (como en el caso I de Lewis), obtenemos tres etapas.

Sustituyendo valores en la Ecuación 5.35, calculamos A :

$$A = 0.81/1.5 = 0.54$$

Sustituyendo N y A en la Ecuación 5.34, obtenemos la eficiencia de plato:

$$E_{mv} = 0.54 \left\{ \left(1 + \frac{0.8}{(0.54)^3} \right)^3 - 1 \right\} = 1.26$$

$$\therefore \underline{\underline{E_{mv} = 126.0 \%}}$$

NOMENCLATURA

- l = Longitud de la trayectoria del líquido, ft
 m = Pendiente de la línea de equilibrio
 (L/V) = Relación de reflujo
 N = Número de etapas
 α = Volatilidad relativa de la alimentación
 μ = Viscosidad de la alimentación a temperatura promedio de la columna, cp

METODO AICHE

Este método es el resultado de un programa de investigación sobre eficiencia (1,3), en platos de cachuchas de burbujeo, por el Comité de Investigación del AICHE (American Institute of Chemical Engineers). Este programa de investigación, fué patrocinado por 94 de las más importantes compañías de la industria petroquímica en USA. Este estudio incluyó una extensa investigación en la literatura y un programa experimental de cinco años, llevado a cabo en las universidades de Delaware, Michigan y Carolina del Norte. Además, se tuvo dis

ponible una gran cantidad de datos experimentales, de columnas comerciales privadas.

Este método predice eficiencia de punto, la cual se transforma a eficiencia de plato y ésta, una vez corregida por arrastre, se convierte a eficiencia global. La aplicación del método se extiende a destilación y fraccionamiento de multicomponentes, así como también a operaciones de absorción y desorción.

Este método está basado en el concepto de las dos resistencias, en el cual, la velocidad de transferencia de masa en la interfase, está controlada por la resistencia en la fase vapor y la resistencia en la fase líquida.

El procedimiento de cálculo es como sigue:

EFICIENCIA DE PUNTO

- Cálculo de la velocidad del vapor basada en el área de burbujeo:

$$U_g = \frac{V}{A} \quad (5.36)$$

- Cálculo del factor F :

$$F = U_g \sqrt{\rho_v} \quad (5.37)$$

- Ancho promedio del flujo a través del plato:

$$l = \frac{(D + l_w)}{2} \quad (5.38)$$

- Cálculo del factor de velocidad de flujo líquido:

$$L = \frac{Q}{l} \quad (5.39)$$

- Cálculo del factor de absorción:

$$\lambda = m \frac{G_m}{L_m} \quad (5.40)$$

- Altura de la espuma:

$$z_f = 2.53F^2 + 1.89h_w - 1.6 \quad (5.41)$$

- Altura del líquido:

$$z_c = 1.65 + 0.19h_w - 0.65F + 0.02L \quad (5.42)$$

- Cálculo del tiempo de residencia del líquido:

$$t_1 = \frac{37.4 A Z_c}{Q} \quad (5.43)$$

- El número de unidades de transferencia de la fase líquida, se determina por:

$$N_L = 103(D_L)^{0.5} (0.26F + 0.15)t_1 \quad (5.44)$$

- Cálculo del número de unidades de transferencia para el gas:

$$N_g = \left(\frac{\rho_v D_v}{\mu_v} \right)^{0.5} (0.776 + 0.116h_w - 0.29F + 0.0217L + 0.2\Delta) \quad (5.45)$$

- La eficiencia de punto para la fase gas es:

$$-\log(1 - E_{ov}) = 0.434 \frac{N_L N_g}{N_L + \lambda N_g} \quad (5.46)$$

EFICIENCIA DE PLATO

- El coeficiente de difusión eddy es calculado por:

$$D_E = \left[1 + 0.044 (d - 3) \right]^2 (0.0124 + 0.015h_w + 0.0171U_g + 0.0025L)^2 \quad (5.47)$$

- Cálculo del número de Peclet:

$$(P_e) = \frac{z_L^2}{D_E t_1} \quad (5.48)$$

- La eficiencia de plato se obtiene por la siguiente ecuación:

$$E_{mv} = \frac{E_{ov}}{2B + P_e} \left\{ \frac{1 - \exp[-(B + P_e)]}{B + \frac{P_e}{B}} + \frac{[(\exp(B) - 1)]}{\frac{B}{(B + P_e)}} \right\} \quad (5.49)$$

donde:

$$B = \frac{P_e}{2} \left\{ (1 + 4E_{ov}/P_e)^{0.5} - 1 \right\} \quad (5.50)$$

Como la solución de esta ecuación es muy tediosa, se puede obtener la eficiencia a partir de la Figura 2.10, como sigue: con el valor de E_{ov} , y el número de Peclet, se obtiene E_{mv}/E_{ov} . Por lo tanto la eficiencia de punto será:

$$E_{mv} = \left(\frac{E_{mv}}{E_{ov}} \right) E_{ov} \quad (5.51)$$

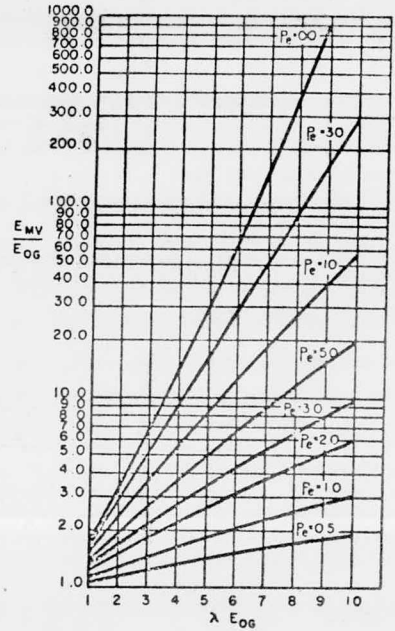
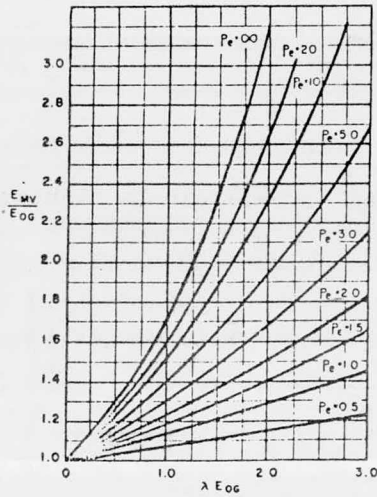


FIGURA 2.10 Solución gráfica a la Ecuación 5.49

CORRECCION POR ARRASTRE

- Cálculo del espaciamiento aparente entre platos:

$$t' = t - Z_p \quad (5.52)$$

- Con U_g/t' en la Figura 2.11, se obtiene: $e\sigma$

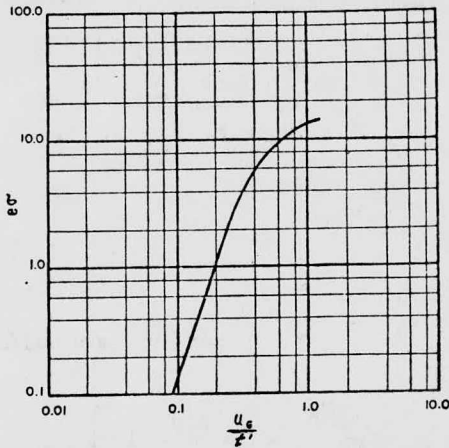


FIGURA 2.11 Correlación de Arrastre

- Cálculo del arrastre:

$$e = \frac{(e\sigma)}{\sigma} \quad (5.53)$$

- Cálculo de la fracción del líquido arrastrado:

$$r_e = 449 e \frac{V_{P_V}}{q_{P_L}} \quad (5.54)$$

- La eficiencia aparente o húmeda, que es la eficiencia de plato corregida por arrastre, se obtiene con la siguiente ecuación:

$$E_a = \frac{E_{mv}}{1 + r_e E_{mv}} \quad (5.55)$$

EFICIENCIA TOTAL

- Para obtener la eficiencia global (o total) de la columna, se aplica la siguiente ecuación:

$$E = \frac{\log [1 + E_a(\lambda - 1)]}{\log \lambda} \quad (5.56)$$

La mayor confiabilidad de este método, está dentro de los siguientes límites:

- F 1 a 2.8
- L 2 a 80-90 GPM/ft
- Presión De la atmosférica, hasta casi la presión en el punto crítico o 150 Psia.
- Longitud de la trayectoria del líquido Hasta 4 ft
- Diámetro de la columna No menor de 12 in
- Viscosidad del líquido Hasta 5 cp
- Absorción y desorción Solo para soluciones diluidas

- Altura del vertedero Hasta 6-7 in

EJEMPLO

Datos Directos

$A = 24.4 \text{ ft}^2$	$V = 170 \text{ ft}^3/\text{seg}$
$D = 6 \text{ ft}$	$Q = 180 \text{ GPM}$
$l_w = 4.8 \text{ ft}$	$P = 10 \text{ Psia}$
$h_w = 1.5 \text{ in}$	$T = 190 \text{ }^\circ\text{F}$
$d = 4 \text{ in}$	$G_m = 522093 \text{ lbmol/hr ft}^2$
$t = 24 \text{ in}$	$L_m = 553248 \text{ lbmol/hr ft}^2$
$Z_1 = 4.5 \text{ ft}$	$m = 0.85$
$\Delta = 4 \text{ in}$	$\beta_v = 0.095 \text{ lb/ft}^3$
	$\beta_L = 45.2 \text{ lb/ft}^3$
	$\mu_v = 0.03 \text{ lb/ft hr}$
	$\mu_L = 0.30 \text{ cp}$

Datos Indirectos
(ver apéndice)

$$D_L = 8.6(10)^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$D_v = 0.0535 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$\sigma = 14.5 \text{ lb/cm}$$

CALCULOS

EFICIENCIA DE PUNTO

Sustituyendo valores en las Ecuaciones 5.36 a la 5.40 respectivamente, se obtiene:

$$U_g = \frac{170}{24.4} = 7 \text{ ft/seg}$$

$$F = 7 \sqrt{0.095} = 2.14$$

$$l = \frac{(6 + 4.8)}{2} = 5.4 \text{ ft}$$

$$L = \frac{180}{5.4} = 33.4 \text{ GPM/ft}$$

$$\lambda = 0.85 \frac{522093}{553248} = 0.802$$

Aplicando las Ecuaciones 5.41, 5.42 y 5.43 respectivamente:

$$z_f = 2.53(2.14)^2 + 1.89(1.5) - 1.6 = 12.83 \text{ in}$$

$$z_c = 1.65 + 0.19(1.5) - 0.65(2.14) + 0.02(33.4) = 1.21 \text{ in}$$

$$t_1 = \frac{37.4 (24.4) 1.21}{180} = 6.13 \text{ seg}$$

El número de unidades de transferencia, tanto para el líquido como para el vapor, se obtienen con las Ecuaciones 5.44 y

5.45 respectivamente:

$$N_L = 103(8.6(10)^{-5})^{0.5} (0.26(2.14) + 0.15)6.13 = 4.14$$

$$N_g = \left\{ \frac{0.095(0.0535)}{0.03} \right\}^{0.5} (0.776 + 0.116(1.5))$$

$$-0.29(2.14) + 0.0217(33.4) + 0.2(4) = 0.76$$

La eficiencia de punto, se obtiene de la Ecuación 5.46 :

$$-\log(1 - E_{ov}) = 0.434 \frac{4.14(0.76)}{4.14 + 0.802(0.76)} = 0.288$$

cambiando signo y sacando antilogaritmo:

$$(1 - E_{ov}) = 0.5152$$

despejando E_{ov} :

$$E_{ov} = 1 - 0.5152 = 0.4847$$

EFICIENCIA DE PLATO

Sustituyendo en la Ecuación 5.47 :

$$D_E = \left[1 + 0.044(4-3) \right]^2 \left[0.0124 + 0.015(1.5) + 0.017(7) + 0.0025(33.4) \right]^2 = 0.0615 \text{ ft}^2/\text{seg}$$

Y el número de Peclet de la Ecuación 5.48 :

$$P_e = \frac{(4.5)^2}{0.0615(6.13)} = 53.71$$

La eficiencia de plato se obtiene de la Ecuación 5.49 :

$$B = \frac{53.71}{2} \left\{ \left(1 + 4 \frac{0.4847}{53.71} \right)^{0.5} - 1 \right\} = 0.48$$

y

$$E_{mv} = \frac{0.4847}{\left[(2(0.48) + 53.71) \right]} \left[\frac{1 + \exp [-(0.48 + 53.71)]}{(0.48 + 53.71/0.48)} + \frac{(\exp(0.48) - 1)}{0.48} \right] = 0.6167$$

También, esta eficiencia se puede obtener de la siguiente manera: con $\lambda_{E_{ov}} = 0.802(0.4847) = 0.39$, y, con $P_e = 53.71$, en

La Figura 2.10, obtenemos $E_{mv}/E_{ov} = 1.25$. Y aplicando la ecuación 5.51, se obtiene la eficiencia de plato:

$$E_{mv} = 1.25(0.4847) = 0.6058$$

CORRECCION POR ARRASTRE

Aplicando la Ecuación 5.52 :

$$t' = 24 - 12.83 = 11.17 \text{ in}$$

Con $U_g/t' = 7/11.17 = 0.63$, en la Figura 2.11, obtenemos:

$$e \sigma = 10$$

Y el arrastre se obtiene con la Ecuación 5.53 :

$$e = 10/14.5 = 0.69$$

Aplicando la Ecuación 5.54 :

$$r_e = 449(0.69) \frac{170(0.095)}{180(45.2)} = 0.615$$

Y sustituyendo en la Ecuación 5.55, se obtiene la eficiencia aparente:

$$E_a = \frac{0.6167}{1 + 0.615(0.6167)} = 0.4471$$

EFICIENCIA TOTAL

Aplicando la Ecuación 5.56 :

$$E = \frac{\log [1 + 0.4471(0.802 - 1)]}{\log 0.802} = 0.4200$$

$$\therefore \underline{\underline{E = 42.00 \%}}$$

NOMENCLATURA

- A = Area de burbujeo, ft²
- D = Diámetro de la columna, ft
- D_L = Difusividad del líquido, ft²/hr
- D_v = Difusividad del vapor, ft²/hr
- d = Diámetro de la cachucha, in
- E = Eficiencia global de la columna
- E_a = Eficiencia aparente o húmeda
- E_{mv} = Eficiencia de plato
- E_{ov} = Eficiencia de punto
- e = Arrastre, lb/lb de vapor
- e' = Arrastre, lbmol/hr ft²
- F = U_g √ρ_v

- G_m = Flujo de gas por área de burbujeo, lbmol/hr ft²
 h_w = Altura del vertedero, in
 L = Factor de velocidad del líquido, GPM/ft
 L_m = Flujo de líquido por área de burbujeo, lbmol/ft²
 l = Ancho promedio del flujo del líquido, ft
 l_w = Longitud del vertedero, ft
 m = Pendiente de la línea de equilibrio
 N_L = Unidades de transferencia para la película del líquido.
 N_v = Unidades de transferencia para la película del gas
 P = Presión, Psia
 Pe = Número de Peclet = $\frac{z_c^2}{D_E} t_1$
 Q = Flujo de líquido, GPM
 T = Temperatura, °F
 t = Espaciamiento entre platos, in
 t_1 = Tiempo de residencia del líquido, seg
 U_g = Velocidad superficial del gas basada en el área de burbujeo, ft/seg
 V = Flujo de vapor, ft³/seg
 z_c = Altura del líquido, in
 z_f = Altura de la espuma, in
 z_l = Longitud de la trayectoria del líquido, ft
 Δ = Gradiente del líquido, in
 λ = Factor de absorción
 μ_L = Viscosidad del líquido, cp

μ_v = Viscosidad de la fase gas, lb/hr ft

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft³

σ = Tensión superficial, dina/cm

DANLY

Danly (7), se basó en los estudios de Colburn para obtener una ecuación que predice la eficiencia de plato, ~~tomando~~ tomando en cuenta el efecto del arrastre.

La discrepancia entre Danly y Colburn está en la siguiente ecuación:

$$E_a = \frac{y_n - y_{n-1} - e \left[(x_{n+1} - x_n) - (x_n - x_{n+1}) \right]}{y_n - y_{n-1} - e (x_n - x_{n-1})} \quad (5.57)$$

Mientras que, en la ecuación anterior, Colburn despreció el término entre corchetes, Danly no. Por lo tanto, las ecuaciones finales a las que llegan ambos autores son diferentes. La ecuación a la que llegó Danly, es:

$$E_a = \frac{-B + \sqrt{B^2 - 4AC}}{2A} \quad (5.58)$$

donde:

$$A = (f/E_{mv}) (1 + R/e) \quad (5.59)$$

$$B = (R/e) (1/E_{mv} - f) \quad (5.60)$$

$$C = (-R/e) \quad (5.61)$$

$$f = (m/R - 1) \quad (5.62)$$

$$R = L/V \quad (5.63)$$

Cuando f es igual a la unidad, la Ecuación 5.58 se reduce a la ecuación de Colburn (Ecuación 5.8).

EJEMPLO

Datos Directos

sistema = Etanol-agua

$$E_{mv} = 0.8055$$

$$R = 0.81$$

$e = 0.015$ moles de líquido arrastrado/mol de vapor

$$m = 1.5$$

CALCULOS

Se obtiene f con la Ecuación 5.62 :

$$f = (1.5/0.81) - 1 = 0.8519$$

Sustituyendo f en la Ecuación 5.59 obtenemos A :

$$A = (0.8519/0.8055) (1 + 0.81/0.015) = 58.17$$

De la Ecuación 5.60 :

$$B = (0.81/0.015) (1/0.8055 - 0.8519) = 21.04$$

Y con la Ecuación 5.61 obtenemos C :

$$C = -(0.81/0.015) = - 54$$

Sustituyendo A , B y C en la Ecuación 5.58, obtenemos la eficiencia aparente:

$$E_a = \frac{- 21.04 + \sqrt{(21.04)^2 - 4(58.17)(-54)}}{2 (58.17)} = 0.7995$$

$$\underline{\underline{E_a = 79.95 \%}}$$

NOMENCLATURA

- E_a = Eficiencia aparente
 E_{mv} = Eficiencia de plato
 e = Arrastre, moles de líquido arrastrado/mol de vap.
 m = Pendiente de la línea de equilibrio
 R = Relación de reflujo

HUGHMARK

Hughmark (20,21,22), basándose en los estudios de la AICHE y aplicando la teoría de penetración, como el mecanismo para la transferencia de masa, propone ecuaciones para evaluar el número de unidades de transferencia para las fases líquida y vapor, cuando controla la fase líquida. La ecuación propuesta para la fase vapor es:

$$N_g = (0.184 + 0.0463F) \left(\beta_L/F \right)^{0.5} \quad (5.64)$$

Y para la fase líquida:

$$N_L = (-44 + 22.3L + 155F) \frac{\beta_L \sqrt{D_L}}{L_m} \quad (5.65)$$

donde:

$$F = U_g \sqrt{\rho_w} \quad (5.66)$$

Las ecuaciones anteriores tienen las siguientes restricciones; en la Ecuación 5.64, $\sqrt{\beta_L/F}$ debe ser menor de 9, y, en la Ecuación 5.65, L debe ser menor de 32. En ambos casos, F debe estar entre los límites 0.9-2.0. Este método es aplicable a destilación de mezclas binarias operando en platos de cachuchas de burbujeo.

El autor recomienda calcular la eficiencia de punto con la siguiente ecuación:

$$E_{ov} = 1 - \exp(-N_{ov}) \quad (5.67)$$

donde:

$$\frac{1}{N_{ov}} = \frac{1}{N_g} + \frac{\lambda}{N_L} \quad (5.68)$$

$$\lambda = m G_m / L_m \quad (5.69)$$

EJEMPLO

Datos Directos

$$D_L = 4.57(10)^{-7} \text{ ft}^2/\text{seg}$$

$$G_m = 0.0013 \text{ lbmol}/\text{seg ft}^2$$

$$L = 0.3568 \text{ GPM}/\text{ft}$$

$$L_m = 0.0016 \text{ lbmol}/\text{seg ft}^2$$

$$U_g = 0.6 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$m = 1.2$$

$$\rho_v = 0.085 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\rho_L = 50 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\rho'_L = 1.2821 \text{ lbmol}/\text{ft}^3$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 5.66 :

$$F = 0.6 \sqrt{0.085} = 0.1749$$

Con la Ecuación 5.64, calculamos el N_g :

$$N_g = \left[(0.184 + 0.0463(0.1749)) \right] \sqrt{50/0.1749} = 3.248$$

Sustituyendo valores en la Ecuación 5.65, obtenemos el N_L :

$$N_L = \left[(-44 + 22.3(0.3568) + 155(0.1749)) \right] \frac{1.2821 \sqrt{4.57(10)^{-7}}}{0.0016}$$

$$\therefore N_L = -4.84$$

Calculamos λ con la Ecuación 5.69 :

$$\lambda = 1.2(0.0013)/0.0016 = 0.975$$

Sustituyendo los valores de N_g , N_L y λ en la Ecuación 5.68:

$$\frac{1}{N_{ov}} = \frac{1}{3.2480} + \frac{0.975}{-4.84} = 0.1064$$

por lo tanto:

$$N_{ov} = 0.3954$$

Sustituyendo el N_{ov} en la Ecuación 5.67, obtenemos la eficiencia de punto:

$$E_{ov} = 1 - \exp(-9.3954) = 0.9999$$

$$\underline{\underline{E_{ov} = 100 \%}}$$

NOMENCLATURA

- D_L = Difusividad de la fase líquida, ft^2/seg
 E_{ov} = Eficiencia de punto
 F = Factor definido en la Ecuación 5.66
 G_m = Flujo de gas por área de burbujeo, $\text{lbmol}/\text{seg ft}^2$
 L = Flujo de líquido, GPM/ft de diámetro
 L_m = Flujo de líquido por área de burbujeo, $\text{lbmol}/\text{seg ft}^2$
 m = Pendiente de la línea de equilibrio
 N_g = Número de unidades de transferencia de la fase gaseosa
 N_L = Número de unidades de transferencia de la fase líquida
 N_{ov} = Número de unidades de transferencia global
 U_g = Velocidad del gas basada en el área de burbujeo ft/seg
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3
 ρ'_L = Densidad del líquido, lbmol/ft^3
 ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft^3

CALDERBANK - PEREIRA

La ecuación propuesta por Calderbank y Pereira (2), basándose en el método de Geddes (15), presenta a la eficiencia de punto como una función de las propiedades de la espu-

ma; tamaño y velocidad de las burbujas. Para determinar estas características de la espuma, se usó un sensor óptico incorporado a una computadora, que determina el tamaño y la velocidad más probables de las burbujas, al destilar líquidos orgánicos en platos perforados. La relación que predice la eficiencia es la siguiente:

$$E_{ov} = \frac{\sum_1^n j_n D_n \left[1 - \exp \left(- \frac{K}{(D_n \bar{V}_n)^{0.5}} D_n \right) \right]}{\sum_1^n j_n D_n} \quad (5.70)$$

donde:

$$K = \frac{12 \sqrt{(D_v/\pi)} h^2}{1 + m \rho_v / \rho_L \sqrt{D_v/D_L}} \quad (5.71)$$

No es posible ilustrar este método con un ejemplo, debido a que, las características de la espuma; número, diámetro y velocidad de las burbujas, son determinadas experimentalmente.

NOMENCLATURA

D_L = Difusividad del líquido

D_n = Diámetro de la burbuja en el enésimo intervalo de la distribución del tamaño de la burbuja.

D_v = Difusividad de la fase vapor

E_{ov} = Eficiencia de punto

j_n = Número de burbujas en el enésimo intervalo de la distribución del tamaño de la burbuja

h = Altura de la espuma

K = Constante del sistema (definida en la Ecuación 5.71)

m = Pendiente de la línea de equilibrio

\bar{V}_n = Velocidad media de las burbujas en el enésimo intervalo

ρ_L = Densidad del líquido

ρ_v = Densidad del vapor

MÉTODOS EMPIRICOS Y ESTADÍSTICOS

Los métodos empíricos, son aquellos en los cuales se toma una o más variables, que se consideran son las que más afectan la eficiencia, procediendo inmediatamente después, a experimentar con estas variables hasta encontrar una ecuación que describa la relación de la eficiencia con estas variables.

Los métodos estadísticos, son aquellos en los cuales se toma la mayor cantidad de datos experimentales disponibles, tanto de eficiencia como de las variables que afectan a ésta, y se procede a aplicar métodos estadísticos de de regresión, para obtener una ecuación que represente a estos datos.

WALTER - SHERWOOD

Basándose en estudios de absorción y desorción en columnas de cachuchas de burbujeo, Walter y Sherwood (33), obtuvieron una ecuación que relaciona la eficiencia de punto para el vapor, con algunas variables de operación, las cuales son: solubilidad del gas, presión total, viscosidad del líquido, ancho de la ranura y profundidad efectiva del líquido (sello de líquido) en el plato, siendo la variable principal la solubilidad del gas.

Los autores, basándose en sus experimentos, llegaron a las siguientes conclusiones; que para las velocidades de gas comunmente usadas, puede suponerse que los coeficientes de transferencia de masa son proporcionales a la relación V/A_{s1} , y, que ambos coeficientes de película, son inversamente proporcionales a la viscosidad elevada a la potencia 0.68.

Aplicando las condiciones anteriores y la relación entre los coeficientes de transferencia, global e individuales, se llega a la ecuación siguiente:

$$E_{ov} = 1 - \exp(-m) \quad (6.1)$$

donde:

$$m = \frac{h}{(2.5 + 0.37/HP) \mu_L^{0.68} w^{0.33}} \quad (6.2)$$

Esta ecuación está restringida a las siguientes condiciones de operación:

- Viscosidad del líquido de 0.7 a 22 centipoises
- Altura del líquido (tomada como la distancia desde la mitad de las ranuras hasta lo alto del vertedero) de 1 a 1.8 pulg.
- Flujo de vapor de 0.7 a 2.4 lbmol/hr in² de ranura
- Constante de Henry de 0.0013 a 8 lbmol/ft³ atm.

Para los casos en que no se tenga la constante de Henry, se puede obtener el producto de la constante de Henry por la presión por medio de la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{P_{sv}}{K_s M_{sv}} \quad (6.3)$$

EJEMPLO

Datos Directos

sistema = Alcohol etílico-agua

h = 0.684 in

$$\begin{aligned}
 K_s &= 1.9 \\
 M_{sv} &= 18 \text{ lb/lbmol} \\
 P &= 1 \text{ atm.} \\
 w &= 0.0625 \text{ in} \\
 \mu_L &= 0.59 \text{ cp} \\
 \rho_{sv} &= 60.5 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación 6.3 :

$$HP = 60.5/1.9(18) = 1.77 \text{ lbmol/ft}^3$$

Sustituyendo en la Ecuación 6.2 :

$$m = \frac{0.684}{\left(2.5 + \frac{0.37}{1.77}\right) (0.59)^{0.68} (0.0625)^{0.33}} = 0.902$$

Sustituyendo el valor de m en la Ecuación 6.1, se obtiene la eficiencia de punto:

$$E_{ov} = 1 - \exp(-0.902) = 0.5944$$

$$\underline{\underline{E_{ov} = 59.44 \%}}$$

NOMENCLATURA

A_{sl} = Area total de ranuras por plato, in²

E_{ov} = Eficiencia de punto

H = Constante de Henry, lbmol/ft³ atm

h = Altura efectiva del líquido, in

K_s = Constante de equilibrio del soluto

M_{sv} = Peso molecular del solvente

m = Factor definido por la Ecuación 6.2

P = Presión total, atm

V = Flujo de vapor, lbmol/hr

w = Ancho de la ranura, in

μ_L = Viscosidad del líquido, cp

ρ_{sv} = Densidad del solvente, lb/ft³

DRICKAMER - BRADFORD

Drickamer y Bradford (8), desarrollaron una ecuación para calcular la eficiencia global en función de la viscosidad de la alimentación, basándose en datos de prueba de cincuenta y cuatro columnas de fraccionamiento con platos de cachuchas de burbujeo.

Los autores relacionaron la viscosidad como una pro

propiedad física determinante, por las siguientes razones: la ecuación de Stokes-Einstein (8), para difusividad molecular, presenta la difusividad como una función inversa de la viscosidad; la ecuación de Von Karman (8) para espesor de película indica que éste, está directamente relacionado a la viscosidad; la ecuación para el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida, desarrollada por Walter-Sherwood (33), indica una relación inversa entre la velocidad de transferencia de masa y la viscosidad. La ecuación que postulan los autores es la siguiente:

$$E = 0.17 - 0.616 \log(\sum x_i \mu) \quad (6.4)$$

Esta ecuación es válida para viscosidades entre 0.07 y 1.14cp. La Figura 2.13 muestra la solución gráfica de la Ecuación 6.4

EJEMPLO

Datos Directos

fracción mol de	$c_3 = 0.2$
la alimentación	$c_4 = 0.3$
	$c_5 = 0.2$
	$c_6 = 0.3$

$$T = 190^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_3 = 0.048$$

$$\mu_4 = 0.112$$

$$\mu_5 = 0.145$$

$$\mu_6 = 0.188$$

CALCULOS

La viscosidad promedio de la alimentación será:

$$\begin{aligned} (\sum x \mu) &= 0.2(0.048) + 0.3(0.112) \\ &+ 0.2(0.145) + 0.3(0.188) = 0.1286 \end{aligned}$$

Sustituyendo en la Ecuación 6.4 :

$$E = 0.17 - 0.616 \log(0.1286) = 0.7187$$

La eficiencia, puede obtenerse también de la Figura 2.13.

NOMENCLATURA

E = Eficiencia global de la columna

T = Temperatura promedio de la columna, °F

x = Fracción mol en la alimentación

μ = Viscosidad de la alimentación a la temperatura media de la columna, cp

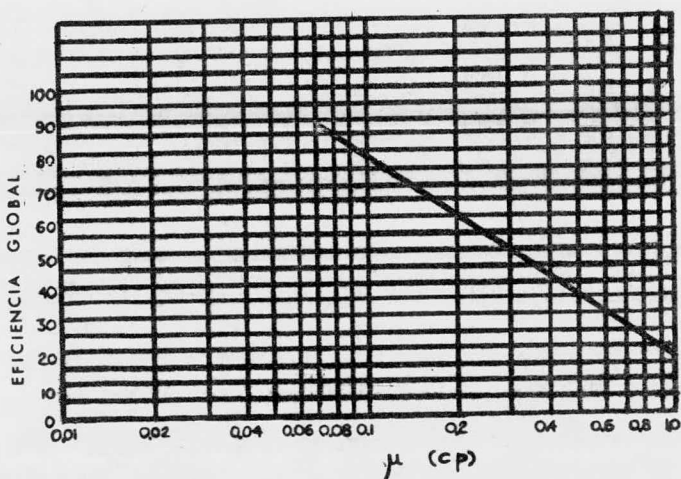


FIGURA 2.13 Solución gráfica a la Ecuación 6.4

O'CONNELL

El propósito de O'Connell (26), fue obtener una relación entre la eficiencia de plato y las propiedades físicas del sistema, sin las limitaciones de otras relaciones, en las cuales, la eficiencia está en función de parámetros difíciles de calcular.

La correlación de O'Connell, muestra la eficiencia total de la columna, como una función de la volatilidad relativa del componente clave y la viscosidad promedio del líquido en la alimentación, ambas a presión y temperatura promedio de la columna. Este método es aplicable a sistemas multi

componentes con platos de cachuchas de burbujeo. La ecuación presentada por el autor es la siguiente:

$$E = 0.485 - 0.129b + 0.018b^2 + 0.001b^3 \quad (6.5)$$

donde:

$$b = \ln(\alpha\mu) \quad (6.6)$$

La figura 2.14, muestra una gráfica, en la cual, está la eficiencia total de la columna para fraccionadores, como una función del producto de la volatilidad relativa por la viscosidad.

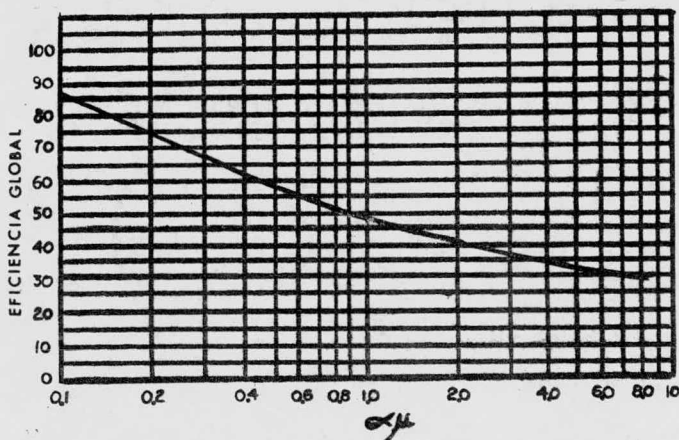


FIGURA 2.14 Eficiencia global para destilación (Método de O'Connell)

En la Figura 2.15, se muestra la eficiencia global para absorbedores como una función de la relación HP/μ , siendo μ , la viscosidad del solvente.

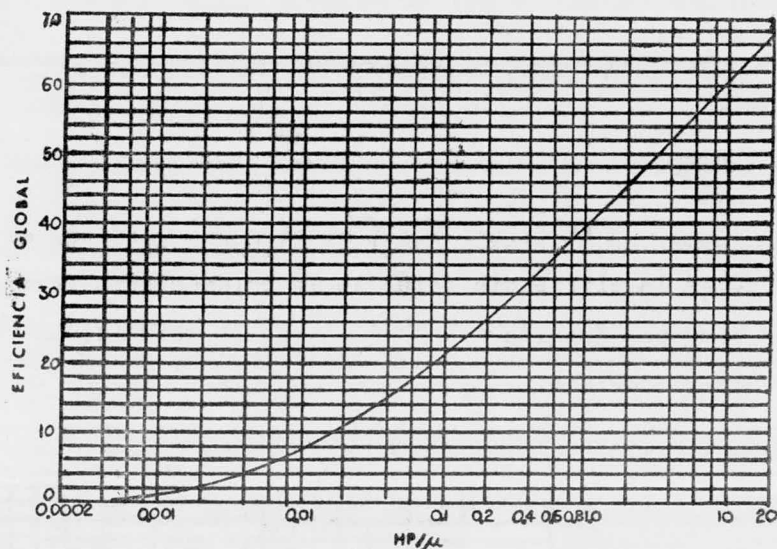


FIGURA 2.15 Eficiencia global para absorbedores (Método de O'Connell)

EJEMPLO

Datos Directos

$$\mu = 0.59 \text{ cp}$$

$$\alpha = 0.254$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación 6.6, se obtiene b:

$$b = \ln [(0.254)(0.59)] = -1.9$$

Sustituyendo b en la Ecuación 6.5, se obtiene la eficiencia:

$$E = 0.485 - 0.129(-1.9) + 0.018(-1.9)^2 + 0.001(-1.9)$$

$$\therefore E = 0.7882$$

$$\underline{\underline{E = 78.82 \%}}$$

NOMENCLATURA

b = Factor definido por la Ecuación 6.6

E = Eficiencia global de la columna

H = Constante de Henry, lbmol/ft³atm

P = Presión promedio, atm

α = Volatilidad relativa del componente clave

μ = Viscosidad de la alimentación (para absorción se toma la del solvente) a presión y temperatura pro medio, cp

JU CHIN CHU

Ju Chin Chu, Donovan, Boswell y Furmeister (5,6), basándose en la ecuación de O'Connell (6), proponen un método para estimar la eficiencia global de columnas de destilación y absorbedores de gas de platos de cachuchas.

En la ecuación propuesta por los autores, se incluye como una variable más, la relación L/V , debido a que consideran que dicha relación es un factor importante puesto que afecta al diámetro de la burbuja, el cual, a su vez, afecta la eficiencia. Además, incluyen también la sumersión efectiva del líquido como otra variable en su ecuación, ya que también afecta al tamaño de la burbuja. La ecuación propuesta para destilación es la siguiente:

$$E = \left[54.1(10)^{-0.06} + 0.092h_e \right] (L/V)^{0.295} (\mu_{L\text{alim.}})^{-0.246} \quad (6.7)$$

Y la ecuación propuesta para absorción es:

$$E = \left[45.6(10)^{-0.06} + 0.092h_e \right] (L/V)^{0.295} (HP/\mu)_{\text{alim.}}^{0.38} \quad (6.8)$$

EJEMPLO

Para DESTILACION

Datos Directos

sistema : Etanol-agua

$$h_e = 0.0417 \text{ ft}$$

$$(L/V) = 1$$

$$\alpha = 2.4$$

$$\mu_L = 0.598 \text{ cp}$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.7 :

$$E = \left[54.1(10)^{-0.06+0.092(0.0417)} \right] (1)^{0.295} \left[2.4(0.598) \right]^{-0.246}$$

$$E = 43.49$$

$$\underline{\underline{E = 43.49 \%}}$$

Para ABSORCION

Datos Directos

sistema = Absorción de propileno en hidrocarburos

$$h_e = 0.092 \text{ ft}$$

$$(L/V) = 1$$

$$H = 1.9 \text{ lbmol/ft}^3 \text{ atm}$$

$$P = 4.5 \text{ atm}$$

$$\mu_L = 1.1 \text{ cp}$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.8 :

$$E = \left[45.6(10)^{-0.06+0.092(0.092)} \right] (1)^{0.295} \left[1.9(4.5)/1.1 \right]^{0.38}$$

$$\underline{\underline{E = 88.28 \%}}$$

NOMENCLATURA

E = Eficiencia global de la columna

H = Constante de Henry, $\text{lbmol}/\text{ft}^3\text{atm}$

h_e = Sumersión efectiva del líquido, ft

(L/V) = Relación de reflujo

P = Presión total, atm

α = Volatilidad relativa de la alimentación (a temperatura y presión promedio)

μ_L = Viscosidad del líquido en la alimentación (del solvente en absorción), cp

KOHL

Kohl (23), basándose en el trabajo de Walter y Sherwood, desarrolló una ecuación para predecir la eficiencia de plato en la absorción de dióxido de carbono con soluciones de monoetanolamina. La ecuación que propone el autor es la siguiente.

$$E_{mv} = 1 - \exp(-K_g(A/V) R T_a) \quad (6.9)$$

El $K_g(A/V)$ se calcula con la siguiente ecuación:

$$K_g(A/V) = \frac{1.2(10)^{-4}}{\mu^{0.68}} \left[1 + 1.2(0.5 - C)M \exp(0.0067T - 3.4p) \right] \quad (6.10)$$

EJEMPLO

Datos Directos

$$C = 0.07 \text{ moles de } CO_2/\text{mol MEA}$$

$$M = 1.83 \text{ gmol/l}$$

$$p = 0.094 \text{ atm}$$

$$R = 0.73 \text{ atmft}^3/\text{lbmol } ^\circ R$$

$$\begin{aligned}\mu &= 1.45 \text{ cp} \\ T &= 92 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_a &= 552 \text{ }^\circ\text{R}\end{aligned}$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.10 :

$$K_g(A/V) = \frac{1.2(10)^{-4}}{(1.45)^{0.68}} \left[1 + 1.2(0.5 - 0.07)1.83 \exp(0.0067(92) - 3.4(0.094)) \right] = 0.00021$$

Sustituyendo $K_g(A/V)$ en la Ecuación 6.9, obtenemos la eficiencia de plato:

$$E_{mv} = 1 - \exp(-0.00021(0.73)552) = 0.082$$

$$\underline{\underline{E_{mv} = 8.2 \%}}$$

NOMENCLATURA

- A = Area de contacto, ft^2/ft^2 de plato
 C = Concentración de CO_2 en la solución (moles/mol de MEA)
 E_{mv} = Eficiencia de plato
 K_g = Coeficiente global de la película gaseosa, $\text{lbmol}/\text{hr ft}^2 \text{ atm}$

M = Concentración de MEA en la solución, Molaridad (gmol/l)

p = Presión parcial del gas, atm

R = Constante de los gases, atmft³/lbmol °F

T = Temperatura, °F

T_a = Temperatura absoluta, °R

V = Volumen real del gas, ft³/hr ft²

μ = Viscosidad de la solución, cp

ENGLISH - VAN WINKLE

Los autores (10), proponen una ecuación para predecir eficiencia de plato, aplicando métodos estadísticos a datos experimentales reportados en la literatura. Estos datos fueron de columnas de fraccionamiento usando, ya sea, platos de cachuchas o perforados.

Los autores estudiaron varios modelos matemáticos, tanto lineales como no lineales, incluyendo interacciones de primero y segundo orden, así como una gran variedad de términos. La ecuación que mejor se ajustó a los datos es la siguiente:

$$E_{mv} = 10.84(FA)^{-0.28} (L/V)^{0.024} (h_w)^{0.241} \quad (6.11)$$

$$G^{-0.013} (N_{Dg})^{0.044} (N_{sc})^{0.137} \alpha^{-0.028}$$

El autor recomienda estimar la eficiencia en el domo, en la alimentación y en el fondo y tomar la eficiencia menor, ya que esto, nos da un mayor margen de seguridad.

EJEMPLO

Datos Directos

Sistema:	alimentación	destilado	fondos
benceno	29.90	99.96	2.30
etil ciclohexano	10.20	0.02	14.49
etil benceno	56.20	0.02	80.00
1,4 dietil benceno	3.70	0.00	5.28
V_g , cm/seg	42.50	41.00	39.50
G (lb/hr ft ²)	2.17	928.13	2.17
α	5.18	4.8	3.57
μ_m , cp	0.00368	0.00298	0.00298
m , gr/cm ³	0.795	0.829	0.762

$$h_w = 2.75 \text{ in}$$

$$(L/V) = 0.638$$

Datos Indirectos
(ver apéndice)

$$(FA) = 11.2 \%$$

	alimentación	destilado	fondos
D_L (cm ² /seg)	$4.36(10)^{-5}$	$5.09(10)^{-5}$	$5.14(10)^{-5}$
σ (dina/cm)	10.35	21.1	6.9

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.11 :

Para el DESTILADO:

$$E_{mv} = 10.84(0.112)^{-0.28}(0.638)^{0.024}(2.75)^{0.241}(928.13)^{-0.013}$$

$$\left[\frac{21.1}{0.00298(41)} \right]^{0.044} \left[\frac{0.00298}{(0.829)5.09(10)^{-5}} \right]^{0.137} (4.8)^{-0.028}$$

$$E_{mv} = 49.72$$

Para la ALIMENTACION:

$$E_{mv} = 10.84(0.112)^{-0.28}(0.638)^{0.024}(2.75)^{0.241}(2.17)^{-0.013}$$

$$\left[\frac{10.35}{0.00368(42.5)} \right]^{0.044} \left[\frac{0.00368}{0.795(4.36(10)^{-5})} \right]^{0.137} (5.18)^{-0.028}$$

$$E_{mv} = 54.42$$

Para el FONDO:

$$E_{mv} = 10.84(0.112)^{-0.28}(0.638)^{0.024}(2.75)^{0.241}(2.17)^{-0.013}$$

$$\left[\frac{6.9}{0.00298(39.5)} \right]^{0.044} \left[\frac{0.00298}{0.762(5.14(10)^{-5})} \right]^{0.137} (3.57)^{-0.028}$$

$$E_{mv} = 52.25$$

Como el autor recomienda tomar la eficiencia más baja para tener un mayor factor de seguridad, la eficiencia será:

$$\underline{\underline{E_{mv} = 49.72 \%}}$$

NOMENCLATURA

- D_L = Difusividad molecular, cm^2/seg
 E_{mv} = Eficiencia de plato
 (FA) = Area libre, fraccional
 G = Masa velocidad del vapor, lb/hr ft^2
 h_w = Altura del vertedero, in
 (L/V) = Relación de reflujo
 N_{Dg} = Número de la tensión superficial ($\sigma/\mu_L V_g$)
 N_{sc} = Número de Schmidt para el líquido ($\mu_L/\rho_L^g D_L$)
 V_g = Velocidad del vapor, cm/seg

- α = Volatilidad relativa
 μ_L = Viscosidad del líquido, poise
 ρ_L = Densidad del líquido, g/cm³
 σ = Tensión superficial, dina/cm

MacFARLAND - SIGMUND - VAN WINKLE

Los autores (25), consideraron que podía ser estimada la eficiencia de plato o eficiencia de Murphree usando grupos adimensionales, derivados de las propiedades del sistema y de las variables de operación.

Los autores aplicaron métodos estadísticos a 806 juegos de datos de sistemas binarios, en platos de cachuchas y perforados, obteniendo 42 modelos matemáticos. De los 42 modelos, dos fueron los que mejor se ajustaron a los datos:

$$E_{mv} = 7(N_{Dg})^{0.14} (N_{sc})^{0.25} (N_{Re})^{0.08} \quad (6.12)$$

$$E_{mv} = 6.8(N_{Re} N_{sc})^{0.1} (N_{Dg} N_{sc})^{0.115} \quad (6.13)$$

EJEMPLO

Datos Directos

$$h_w = 0.2082 \text{ in}$$

$$U_v = 24092 \text{ ft/hr}$$

$$G = 3820 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\mu_L = 0.609 \text{ lb/ft hr}$$

$$\rho_L = 47.6 \text{ lb/ft}^3$$

Datos Indirectos

$$D_{LK} = 2.32(10)^{-4} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$(FA) = 0.063$$

$$\sigma = 5.417(10)^5 \text{ lb/hr}^2$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.12 :

$$E_{mv} = 7 \left(\frac{5.417(10)^5}{0.609(24092)} \right)^{0.14} \left(\frac{0.609}{47.6(2.32(10)^{-4})} \right)^{0.25} \\ \left(\frac{0.2082(3820)}{0.609(0.063)} \right)^{0.08} = 70.02$$

$$\underline{\underline{E_{mv} = 70.02 \%}}$$

Sustituyendo valores en la Ecuación 6.13, obtenemos:

$$E_{mv} = 6.8 \left[\frac{0.2082(3820)0.609}{0.609(0.063)(47.6)2.32(10)^{-4}} \right]^{0.1}$$

$$\left[\frac{5.417(10)^5(0.609)}{0.609(24092)(47.6)2.32(10)^{-4}} \right]^{0.115} = 65.89$$

$$\underline{\underline{E_{mv} = 65.89 \%}}$$

NOMENCLATURA

D_{LK} = Difusividad del componente clave en el líquido, ft^2/hr

E_{mv} = Eficiencia de plato

(FA) = Fracción de área libre

G = Velocidad superficial del vapor, $lb/hr ft^2$

h_w = Altura del vertedero, in

N_{Dg} = Número de la tensión superficial, $(\sigma_L/u_L U_v)$

N_{Re} = Número de Reynolds modificado, $(h_w G/u_L (FA))$

N_{sc} = Número de Schmidt, $(\mu_L/\rho_L D_{LK})$

U_v = Velocidad del vapor, ft/hr

μ_L = Viscosidad del líquido, $lb/hr ft$

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

σ = Tensión superficial, lb/hr²

REFERENCIAS PARTE II

- 1.- AICHE., "Bubble Tray Design Manual", N.Y., (1968)
- 2.- Calderbank P.H., Pereira J., Chem. Eng. Sci., Vol. 32, p. 1427, (1977)
- 3.- Coates J, Pressburg S.B., Chem. Eng., abril 17, p. 187. (1961)
- 4.- Colburn A.P., Ind. Eng. Chem., Vol. 28, No. 5, p. 526, (1936)
- 5.- Chu J.CH., Petroleum Processing, enero, p. 39, (1951)
- 6.- Chu J.CH., Donovan J.R., Boswell B.C., Fuhrmeister L.CH. Petroleum Processing, febrero, p. 154, (1951)
- 7.- Danly D.E., Ind. Eng. Chem., Vol. 1, No. 3, p. 218, agosto (1962)
- 8.- Drickamer H.G., Bradford J.R., Trans. AICHE, Vol. 39, p. 318, (1943)
- 9.- Edmister W.C., Ind. Eng. Chem., Vol. 35, agosto, p. 837 (1943)
- 10.- English G.E., Van Winkle M., Chem. Eng., nov. 11, p.241, (1963)
- 11.- Fair J.R., Chem Eng., julio 5, p. 107, (1965)
- 12.- Fair J.R., "Distillation in Practice", (1977)
- 13.- Fair J.R., Bolles W.L., Chem. Eng., abril 22, p. 156, (1968)

- 14.- Gautreaux M.F., O'Connell H.E., Chem. Eng. Prog., Vol. 51, No. 5, p. 232, (1955)
- 15.- Geddes R.L., Trans. AIChE., Vol. 42, No. 8, p. 78, (1946)
- 16.- Gerster J.A., Ind. Eng. Chem., Vol. 52, No. 8, p. 645, (1960)
- 17.- Gerster J.A., Bonnet W.E., Hess I., Chem. Eng. Prog., Vol. 47, No. 10, p. 523, (1951)
- 18.- Gerster J.A., Bonnet W.E., Hess I., Chem. Eng. Prog., Vol. 47, No. 12, p.621, (1951)
- 19.- Gerster J.A., Chem Eng. Prog., Vol. 45, No. 12, p.716 (1949)
- 20.- Hughmark G.A., Chem Eng. Prog., Vol. 61, No. 7, p. 97, (1965)
- 21.- Hughmark G.A., Aiche J., Vol. 16, No. 1, p. 147, (1970)
- 22.- Hughmark G.A., Aiche J., Vol. 17, No. 6, p. 1295,(1971)
- 23.- Kohl A.L., Aiche J., Vol. 2, No. 2, p. 264, (1956)
- 24.- Lewis W.K., Ind. Eng. Chem., Vol. 28, No. 4, p. 399 (1936)
- 25.- MacFarland L.A., Sigmund P.M., Van Winkle M., Hyd. Proc. julio, p. 111, (1972)
- 26.- O'Connell H.E., Trans. Aiche., Vol. 42, No. 1, p. 740 (1946)
- 27.- Perry J.R., "Chemical Engineers' Handbook", 5a Ed., McGraw Hill, N.Y., (1973)

- 28.- Sawistowski H., Smith W., "Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia", 1a Ed., Alambra S.A. Madrid, (1967)
- 29.- Sherwood T.K., Pigford R.L., "Absorption and Extraction", 2a Ed., McGraw Hill, N.Y., (1952)
- 30.- Smith B.D., "Design of Equilibrium Stage Processes", 1a Ed., McGraw Hill, N.Y., (1963)
- 31.- Treybal R.E., "Mass Transfer Operations", 2a Ed., McGraw Hill, Kogakusha, (1968)
- 32.- Van Winkle M., "Distillation", 1a Ed., McGraw Hill, N.Y. (1967)
- 33.- Walter J.F., Sherwood T.K., Ind. Eng. Chem., Vol. 33, No. 4, p. 493, abril, (1941)

III

COMPARACION DE METODOS

En el Capítulo 7, se muestran tablas, resumiendo los cálculos efectuados para algunos de los métodos que se vieron en los capítulos anteriores.

Y en el Capítulo 8, se comparan los métodos para predecir eficiencia de plato, para los cuales, se efectuaron cálculos.

CALCULOS

Para poder efectuar los cálculos, es necesario disponer de la siguiente información:

- Variables de operación
- Características del plato
- Eficiencia experimental

Los artículos publicados, donde se reportan los resultados de estudios experimentales sobre eficiencia, en su gran mayoría no dan una lista completa de las variables de operación y características del plato. Por lo tanto no fue posible calcular la eficiencia por todos los métodos, para los sistemas estudiados en este trabajo. Las tablas 3.1 a 3.8 resumen los cálculos efectuados.

Como el método de MacFarland, Sigmund y Van Winkle

calcula eficiencia de plato y el valor experimental disponible es de eficiencia global se usó el procedimiento llamado Secuencia 1, para obtener la eficiencia global.

SECUENCIA 1

Consiste en obtener la eficiencia de plato por el método de MacFarland y Col. y ésta, llevarla a eficiencia global por el método de Lewis (Ecuación 5.7). La tabla 3.9 muestra los cálculos para esta secuencia.

Como se dispone de cuatro métodos para predecir el arrastre (ver apéndice) y dos ecuaciones para corregir la eficiencia por arrastre (Colburn y Danly). Se trató de encontrar cual de los métodos para predecir arrastre y cual ecuación para corregir por arrastre nos da una mayor exactitud.

El cálculo del arrastre por el método de Colburn no pudo efectuarse, ya que, no es posible calcular la constante n (Ecuación 5.9). Para el método de Simkim, tampoco se pudo efectuar el cálculo, ya que, los datos disponibles cayeron fuera del rango de la Figura A.1. Para comparar los métodos AICHE y Fair, y las ecuaciones de Colburn y Danly se desarrollaron las siguientes secuencias.

SECUENCIA 2

Esta consiste en obtener la eficiencia de plato por el método de MacFarland y Col., corregir ésta por arrastre por la ecuación de Colburn, usando el arrastre obtenido por el método de la AICHE, y una vez corregida la eficiencia de plato por arrastre, es llevada a eficiencia global por la ecuación de Lewis. Los cálculos para esta secuencia se resumen en la Tabla 3.10.

SECUENCIA 3

Consiste en calcular la eficiencia de plato por el método de MacFarland y Col., corregir por arrastre con la ecuación de Colburn, usando el arrastre obtenido por el método de Fair, y llevar a eficiencia global por la ecuación de Lewis. Los cálculos se muestran en la Tabla 3.11.

SECUENCIA 4

Consiste en estimar la eficiencia de plato por el método de MacFarland y Col., corregir por arrastre por la ecuación de Danly, usando el arrastre obtenido por el método de Fair, y finalmente, transformar a eficiencia global por Lewis. Los cálculos se muestran en la Tabla 3.12.

SECUENCIA 5

Esta consiste en obtener la eficiencia de plato por el método de MacFarland y Col., corregir por arrastre por la ecuación de Danly, usando el arrastre obtenido por la AICHE, y transformar a eficiencia global por el método de Lewis. En la Tabla 3.12 se resumen los cálculos para esta secuencia.

Tabla 3.1 Método de GEDES

DATOS	SISTEMA	ETANOL	ASOCIACION DE PROPILENO			P.B.S. DE
		AGUA REF. (2)	NAFTA REF. (2)	GASOL REF. (2)	GASOL-LUB. REF. (2)	CO ₂ REF. (2)
h	(ft)	0.057	0.092	0.092	0.092	0.06
$h_3 + w$	(ft)	0.0252	0.049	0.049	0.049	0.028
R	(lb/R ²)	63.5	49.2	53.0	54.3	54.3
P_v	(lb/H ²)	0.099	0.49	0.48	0.48	0.12
T	(°R)	640	524	535	533	510
Z		1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
g/z		1.9	1.9	2.3	2.1	0.004
P	(atm)	1.0	4.5	4.5	4.5	1.0
M	(lb/lbmol)	26.4	145	200	300	18
σ	(lb/ft)	0.0015	$16(10^{-9})$	0.0018	0.002	0.005
D_v	(ft ² /seg)	$2.26(10^{-4})$	$2.13(10^{-5})$	$2.56(10^{-5})$	$2.54(10^{-5})$	$1.6(10^{-4})$
D_L	(ft ² /seg)	$2.35(10^{-6})$	$1.77(10^{-8})$	$3.62(10^{-7})$	$9.8(10^{-6})$	$1.57(10^{-8})$
$h_3 = 0.51 \left[\frac{P_v}{P - P_v} \right]^{1/3} \left[\frac{V}{W} \right]^{2/3}$	(ft)	0.27	0.5	0.5	0.5	0.2
$a = \left[\frac{\sigma(h_3 + w)}{P_v - P_v} \right]^{1/3}$	(ft)	0.0092	0.0115	0.0116	0.012	0.029
$t = \frac{h}{4a^{0.87}}$	(seg)	0.081	0.12	0.12	0.0118	0.075
$t_c = \frac{2at}{h}$	(seg)	0.026	0.030	0.0302	0.031	0.032
F (De la Fig. 2.7)		0.066	0.0148	0.0143	0.15	0.12
$k_g = \frac{-a}{3t} \ln F$		0.103	0.019	0.019	0.0187	0.067
$k_L = 1.13 \left[\frac{D_L}{t_c} \right]^{0.5}$		0.00113	$8.1(10^{-4})$	0.00039	0.000199	0.0078
$R = 0.73 Z H T$		497	15.1	10	7.6	1.72
$K \left(\frac{1}{K} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{R k_L} \right)$		0.093	0.00746	0.00324	0.00141	0.00192
$E_{ov} = 1 - \exp \left[-\frac{3Kt}{a} \right]$		0.915	0.212	0.096	0.43	0.023

Tabla 3.2 Método de ENGLISH-VAN WINKLE

SISTEMA		ETANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCENO TOLUENO REF. (7)	BENCENO CCl ₄ REF. (7)	ACETALDE- HIDROAGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MEC AGUA REF. (7)	PENTANO TOLUENO REF. (7)
DATOS									
h_w	(in)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
(L/V)		1.0	0.81	1.0	1.0	1.0	1.0	3.11	1.0
V_g	(cm ³ /seg)	18.288	22.25	15.25	27.74	14.63	26.21	21.64	7.32
G	(lb/hr ft ²)	220	181	60.51	113.68	77	161.35	89.84	8.73
α		24	31	2.46	1.1	19	4.7	50	8.65
D_L	(cm ² /seg)	$1.12(10^{-4})$	$1.63(10^{-4})$	$50(10^{-5})$	$2.9(10^{-5})$	$3.7(10^{-5})$	$1(10^{-5})$	$4.8(10^{-5})$	$5(10^{-5})$
FA		0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345
σ	(dina/cm)	25	18	14	10	52	1.25	14	14
ρ_{ML}	(g/cm ³)	0.9584	0.763	0.7129	1.2784	0.9534	0.32	0.481	0.7129
μ_{ML}	(poise)	0.00998	0.0033	0.003	0.0039	0.0036	0.0033	0.0029	0.0026
$Emv = 10.84 (FA)^{-0.28}$ $(L/V)^{0.024} (h_w)^{0.261}$ $G^{-0.013} (V/\mu_{ML})^{0.044}$ $(\mu_{ML}/\rho_{ML})^{0.157} \alpha^{-0.28}$		36.98	39.17	37.01	36.72	37.68	37.96	35.00	37.34

Tabla 3.3. Método de McFarland -SIGMUND-VAN WINKLE

DATOS	SISTEMA	ETANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCENO TOLUENO REF. (7)	BENCENO C.O.L.A. REF. (7)	ACETALDE- HIDO AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MEC AGUA REF. (7)	PENTANO TOLUENO REF. (7)
h_{wi}	(cm)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
U_v	(ft/hr)	2160	2620	1800	3276	1728	3096	2556	864
(FA)	(%)	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345	0.9345
G	(lb/hr ft ²)	220	181	60.51	113.678	77.0	161.54	89.84	8.72
D_{LK}	(ft ² /hr)	$1.18(10^{-4})$	$1.65(10^{-4})$	$1.94(10^{-4})$	$1.12(10^{-4})$	$1.43(10^{-4})$	$1.55(10^{-4})$	$1.86(10^{-4})$	$1.24(10^{-4})$
σ_i	(lb/hr ²)	$7.14(10^8)$	$5.14(10^8)$	$1.14(10^9)$	$1.14(10^9)$	$1.71(10^9)$	$3.51(10^9)$	$4(10^9)$	$3.51(10^9)$
P_i	(lb/ft ²)	49.54	47.62	55.0	27.04	59.30	20.0	30.0	18.09
μ_L	(lb/hr ft)	1.45	0.7986	0.7018	0.9438	0.8712	0.7986	0.7018	0.6292
$N_{Dg} = \sigma_i \mu_L U_v$		228	245	905	37	1139	14.4	223	66
$N_{Lg} = \frac{h_{wi} G}{\mu_L (FA)}$		162	243	92	129	95	216	196	15
$N_{Dc} = \frac{\mu_L}{P_i D_{LK}}$		164	103	66	311	102	258	126	180
$E_{MV} = 7(N_{Dg})^{0.14} (N_{Lg})^{0.255} (N_{Dc})^{0.08}$		80.55	74.75	74.28	71.85	85.84	62.66	74.07	57.19
$E_{MV} = 6.8(N_{Lg} N_{Dc})^{0.21} (N_{Dg} N_{Dc})^{0.155}$		63.26	60.05	57.55	57.56	63.14	52.20	58.56	44.03

Tabla 3.4 Método de HUGHMARK

DATOS	SISTEMA	DESTILACION EX- TRACTIVA DE CA REF. (A)	MeCl ₂ -EtCl ₂ REF. (I)	ISOBUTANO 1-BUTENO REF. (I)
GM	(lbmol/sec ft ²)	0.56	0.0073	0.027
LM	(lbmol/sec ft ²)	0.0277	0.0073	0.032
L	(Gal/min ft)	15.0	17.1	76.0
M		0.994	0.215	1.28
u _g	(ft/sec)	0.252	1.34	0.65
P _g	(lb/ft ³)	0.765	0.47	0.93
P _l	(lb/ft ³)	52.164	75.0	61.1
P _l '	(lbmol/ft ³)	0.55	1.0	1.05
D _L	(ft ² /sec)	2.78 (10 ⁻⁹)	5.64 (10 ⁻³)	0.147
$F = u_g \sqrt{P_g}$		0.22	0.9187	0.6268
$N_G = (0.184 + 0.0463F) \sqrt{P_g / F}$		2.346	2.047	2.103
$N_L = \left[\frac{(-44 + 22.3L + 155F)(P_l' \sqrt{D_L})}{LM} \right]$		0.5122	3522.5	23274
$\lambda = \frac{M GM}{LM}$		378.94	0.215	1.03
Nov, $\%: \frac{1}{Nov} = \frac{1}{N_G} + \frac{1}{N_L}$		0.5579	2.047	2.103
$E_{ov} = 1 - \exp(-Nov)$		0.4275	0.8708	0.8779

Tabla 3.5 Método de WALTER-SHERWOOD

DATOS	SISTEMA	ESTAND. AGUA REF. (2)	ABS. PLEN. REF. (2)	ABS. DE CO ₂ REF. (2)	ABS. DE CO ₂ REF. (6)	ABS. DE NH ₃ REF. (6)	ESTAND. AGUA REF. (6)
<i>h</i>	(ft)	1.104	1.104	0.72	1.02	0.97	1.82
<i>p</i>	(atm)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
<i>w</i>	(in)	0.094	0.094	0.094	0.1875	0.1875	0.1875
μ_L	(cps)	0.59	1.1	1.3	1.3	0.9	1.06
<i>H</i>	(atm ⁻¹)	1.9	0.18	0.00337	0.00337	6.7	0.00258
$m = \frac{H}{[(2.5 + 0.37/Hp)\mu_L^{0.68} w^{0.33}]}$		1.2798	0.4956	0.0117	0.0192	0.7085	0.0208
$E_{ov} = 1 - \exp(-m)$		0.7919	0.3908	0.0116	0.0131	0.5076	0.0206

Tabla 3.6 Método de DRICKAMER-BRADFORD

DATOS	SISTEMA									
	ETANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCE- NO. TOL. REF. (7)	BENCENO C.C.14 REF. (7)	ACETAL- PENTON AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	M.E.C. AGUA REF. (7)	PENTANO TOLUENO REF. (7)	MeCl ₂ Et. Cl ₂ REF. (7)	i BUTANO 1-BUTENO REF. (7)
$\Sigma(\mu X)$	0.598	0.35	0.29	0.39	0.36	0.33	0.29	0.26	0.32	0.52
$E = 0.17 - 0.616 \log [\Sigma(\mu X)]$	30.76	45.09	50.17	42.19	44.33	46.66	50.17	53.04	47.48	31.49

Tabla 3.7 Método de O'CONNELL

DATOS SISTEMA	α	μ	$b = \ln(\alpha\mu)$	$E = 0.185 - 0.1296\alpha + 0.0186\mu^2 + 0.0016b^2$
ETANOL-AGUA REF. (7)	2.4	0.558	+ 0.29	0.4404
METANOL-AGUA REF. (7)	3.8	0.35	+ 0.29	0.4497
BENCENO-TOLUENO REF. (7)	2.46	0.29	- 0.34	0.5303
BENCENO-CCl ₄ REF. (7)	1.10	0.39	- 0.85	0.6073
ACETALDEHIDO-H ₂ O REF. (7)	19	0.36	+ 1.92	0.3124
ACETONA-AGUA REF. (7)	4.7	0.33	+ 0.44	0.4327
METIL-ETIL-CETONA (MAG) AGUA. REF. (7)	50	0.29	+ 2.67	0.2878
PENTANO-TOLUENO REF. (7)	8.65	0.26	+ 0.81	0.3928
ETILBIS DICLORO REF. (5)	20.51	0.37	+ 2.03	0.3057
ETANOL-AGUA LAB. REF. (5)	9.03	0.32	+ 1.06	0.7535
ETANOL-AGUA REF. (5)	9.0	0.29	+ 0.96	0.3724
FRACCIÓN DE GASOLINA. REF. (5)	1.36	0.10	- 1.97	0.3787
FRAS. NAFTA REF. (5)	1.21	0.15	- 1.71	0.8158
ESTABILIZADORA. REF. (5)	1.76	0.07	- 2.04	0.7642
EST. CLORURO ETILO REF. (5)	1.69	0.11	- 1.66	0.8316

Tabla 3.8 Método de JU CHIN CHU

DATOS SISTEMA	h_c (ft)	$\left(\frac{L}{V}\right)$	α	M_L (lb/hr ft)	$E = 54.1(10)^{-0.26+0.92 h_c}$ $\left(\frac{L}{V}\right)^{0.295} (\mu.d.)_{ALIM}^{-0.216}$
ETANOL-AGUA REF. (7)	0.0417	1.0	2.4	0.598	43.49
METANOL-AGUA REF. (7)	0.0417	1.0	3.2	0.37	45.6
BENCENO-TOL. REF. (7)	0.0417	1.0	2.46	0.29	51.56
BENCENO-CCl4 REF. (7)	0.0417	1.0	1.1	0.39	58.54
ACETALDEHID- H_2O REF. (7)	0.0417	1.0	19.0	0.36	29.62
ACETONA-AGUA REF. (7)	0.0417	1.0	4.7	0.33	42.67
MEC-AGUA REF. (7)	0.0417	3.11	50.0	0.29	34.41
PENTANO-TOLUENO REF. (7)	0.0417	1.0	8.65	0.26	38.94
ETILENDICLORO REF. (5)	1.75	1.0	20.51	0.37	29.52
CLORURO DE ETILO REF. (5)	1.75	1.0	1.69	0.11	73.51
ETANOL-AGUA LIM. REF. (5)	1.75	1.0	9.03	0.32	37.43
ETANOL-AGUA REF. (5)	1.75	1.0	9.0	0.29	38.38
FRAC. GASOLINA REF. (5)	1.75	1.0	1.36	0.10	79.39
FRAC. NAFTA REF. (5)	1.75	1.0	1.21	0.15	75.95
CRACKING. REF. (5)	1.75	1.0	1.76	0.07	81.34

Tabla 3.9 Secuencia No. 1

SISTEMA DATOS	ETANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCENO TOLUENO REF. (7)	BENCENO CCl ₄ REF. (7)	ACETALDE- HIDRO-AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MEC. AGUA REF. (7)	PENTANO TOLUENO REF. (7)
(L/V)	1.0	0.81	1.0	1.0	1.0	1.0	3.11	1.0
m	1.0	1.14	1.0	1.01	1.0	15.6	0.885	—
$\lambda = m(L/V)$	1.0	0.9334	1.0	1.01	1.0	15.6	2.7523	—
E_{MV_1} (De la Ec. 6.12)	0.8055	0.7475	0.7428	0.7185	0.8584	0.6266	0.7407	0.5719
E_{MV_2} (De la Ec. 6.13)	0.6326	0.6005	0.5755	0.5756	0.6514	0.5220	0.5856	0.4403
$E_1 = \frac{\ln [1 + E_{MV_1}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.8055	1.28	0.7428	0.7185	0.8584	0.7130	0.8121	—
$E_2 = \frac{\ln [1 + E_{MV_2}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.6326	0.6408	0.5755	0.5768	0.6514	0.7841	0.6975	—

Tabla 3.10 Secuencia No. 2

SISTEMA		CL ₂ -CL ₄ -ON 450 REF. (7)	MEDIANE AGUA REF. (7)	BANCAJO TOLUENO REF. (7)	BANCAJO CCLA REF. (7)	ACETALDEHDO AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MBC-MeO REF. (7)
hw	(in)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
U _g	(ft/sec)	0.6	0.75	0.5	0.91	0.48	0.86	0.71
P _v	(lb/ft ³)	0.086	0.863	0.163	0.44	0.1835	0.093	0.187
σ	(dyn/cm)	25	18	14	10	52	1.25	14
V	(ft ³ /sec)	0.3272	0.7181	0.2727	0.4963	0.2618	1.470	0.3872
Q	(GPM)	0.302	0.1859	0.3695	1.66	0.1524	0.6490	0.6350
P ₂	(lb/ft ²)	49.54	47.62	55.0	27.04	59.30	20.0	30.0
f	(in)	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
F ² = U _g ² P _v		0.031	0.0367	0.4210	0.3644	0.2620	0.0688	0.0649
m		1.0	1.14	1.0	1.01	1.0	15.6	0.885
(L/V)		1.0	0.81	1.0	1.0	1.0	1.0	5.11
EMVI (De la Ec. 6.12)		80.55	74.75	76.28	71.85	85.84	82.66	74.07
EMVE (De la Ec. 6.13)		63.26	60.05	57.56	57.56	65.14	52.20	58.56
λ = m (L/V)		1.0	0.9394	1.0	1.01	1.0	15.6	2.752
Z _f = 2.53F ² + 1.89hw - 1.6		0.368	0.389	0.3966	1.212	0.3562	0.464	0.4541
z' = z - Z _f		7.632	7.6172	7.603	6.788	7.6438	7.5359	7.5459
U _g z'		0.0786	0.076	0.0658	0.1341	0.628	0.0714	0.0741
EO (De la Fig. 2.11)		0.08	0.14	0.085	0.28	10	0.03	0.10
ε = (EO / σ) (L ₂ L ₁ / 20 V _{AP})		0.0092	0.0077	0.0061	0.028	0.0192	0.024	0.0071
τ _e = 449ε (V _P / Q _P)		0.0027	0.0108	0.0062	0.0612	0.0326	0.0428	0.0084
E _{a1} = EMVI / (1 + τ _e EMVI)		0.8038	1.218	0.9866	4.4114	22.62	17.02	0.4566
E _{a2} = EMVE / (1 + τ _e EMVE)		0.6315	1.676	0.5736	12.787	19.47	16.14	0.7925
E _f = $\frac{\ln(1 + E_{a1} (\lambda - 1))}{\lambda}$		0.8031	0.815	0.9866	0.4338	0.2262	0.2009	0.4340
E _g = $\frac{\ln(1 + E_{a2} (\lambda - 1))}{\lambda}$		0.6315	0.5824	0.5736	0.1270	0.1947	0.1990	0.4194

Tabla 3.11 Secuencia No. 3

SISTEMA DATOS	STANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCENO TOLUENO REF. (7)	BENCENO CCL4 REF. (7)	ACETALDES- H ₂ O-AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MEC AGUA REF. (7)
(L/V)	1.0	0.81	1.0	1.0	1.0	1.0	3.11
P_v (lb/ft ²)	0.086	0.069	0.17	0.44	0.113	0.073	0.13
P_L (lb/ft ²)	49.54	47.62	55.0	27.04	59.30	20.0	30.0
m	1.0	1.14	1.0	1.01	1.0	15.6	0.885
$\lambda = m(L/V)$	1.0	0.9334	1.0	1.01	1.0	15.6	2.152
EN_{V1} (De la Ec. 6.12)	82.55	74.55	74.28	71.85	85.84	62.66	74.07
EN_{V2} (De la Ec. 6.13)	63.26	60.05	57.55	57.56	65.14	52.20	58.56
$(P_v/P_L)^{0.5} (L/V)$	0.0417	0.0308	0.0556	0.1876	0.0437	0.0682	0.2047
ψ (De la Fig. A-2)	0.10	0.18	0.05	0.02	0.10	0.04	0.012
$E_{a1} = \frac{EN_{V1}}{1 + EN_{V1}[\psi/(1-\psi)]}$	0.7593	0.6407	0.7149	0.7081	0.7837	0.6107	0.3899
$E_{a2} = \frac{EN_{V2}}{1 + EN_{V2}[\psi/(1-\psi)]}$	0.5911	0.5306	0.5586	0.5689	0.6074	0.5109	0.5815
$E_i = \frac{\ln[1 + E_{a1}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.7593	0.6327	0.7149	0.7081	0.7897	0.8351	0.5143
$E_2 = \frac{\ln[1 + E_{a2}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.5911	0.5820	0.5586	0.5689	0.6074	0.7772	0.6939

Tabla 3.13 Secuencia No. 5

SISTEMA		ETANOL AGUA REF. (7)	METANOL AGUA REF. (7)	BENCENO TOLUENO REF. (7)	BENCENO CCl ₄ REF. (7)	ACETALDE. H ₂ O-AGUA REF. (7)	ACETONA AGUA REF. (7)	MEC AGUA REF. (7)
DATOS								
M _{LIQ}	(lb/lbmol)	24.3	19.18	91.86	112.92	18.13	53.28	20.15
M _{VAP}	(lb/lbmol)	39.67	30.82	78.14	202.20	43.87	42.72	58.55
λ		1.0	0.9234	1.0	1.0	1.0	15.6	2.75
EM_1	(De la Ec. 6.12)	80.55	74.55	74.28	71.85	85.84	62.66	74.07
EM_2	(De la Ec. 6.13)	63.26	60.05	57.55	57.56	65.14	52.20	58.56
e'	$\left(\frac{16 \text{ u.a.}}{16 \text{ VAP}}\right)$	0.032	0.0077	0.0061	0.028	0.092	0.024	0.0071
$e = e' \left(\frac{M_{VAP}}{M_{LIQ}}\right)$	$\left(\frac{16 \text{ mol u.a.}}{16 \text{ mol VAP}}\right)$	0.0522	0.0123	0.0052	0.051	0.2226	0.268	0.0206
E_{a1}	(De la Ec. 5.58)	0.8038	0.7415	0.9866	4.41	22.62	61.99	0.7281
E_{a2}	(De la Ec. 5.58 y EM_2)	0.6315	0.5966	0.5736	0.1272	0.1947	0.5174	0.5177
$E_i = \frac{\ln[1 + E_{a1}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$		0.8031	0.7338	0.9866	0.1330	0.2262	0.8399	0.8122
$E_c = \frac{\ln[1 + E_{a2}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$		0.6316	0.5870	0.5736	0.1270	0.1947	0.7919	0.6906

Tabla 3.12 Secuencia No. 4

SISTEMA	ETANOL AGUA	METANOL AGUA	BENCENO TOLUENO	BENCENO C.C.M	ACETALDE- NIDO-AGUA	ACETONA AGUA	MCC AGUA
DATOS	REF. (7)	REF. (7)	REF. (7)	REF. (7)	REF. (7)	REF. (7)	REF. (7)
$(L/V) = R$ *	1.0	0.81	1.0	1.0	1.0	1.0	3.11
m	1.0	1.14	1.0	1.01	1.0	15.6	0.885
$\lambda = m(L/V)$	1.0	0.9234	1.0	1.01	1.0	15.6	2.75
θ (De la Fig. A-2)	0.1	0.18	0.05	0.02	0.1	0.04	0.012
ENV_1 (De la Ec. 6.12)	80.55	0.7475	0.7428	0.7185	0.8584	0.6266	0.7407
ENV_2 (De la Ec. 6.13)	0.6326	0.6005	0.5756	0.5756	0.6514	0.5220	0.5856
$f = [(m/R) - 1]$		0.4074				14.6	-0.71
$C = -R/\theta$		-4.5				-25	-259.2
$B = \left(\frac{R}{\theta}\right) (1/ENV - f)$		4.17				-3.52	533
		5.66				-317	626
$A = \left[\frac{f}{ENV_1}\right] [1 - R/\theta]$		3.0				605.8	-249
		3.75				787.2	-315
$Ea = \frac{-B + \sqrt{B^2 - 4AC}}{2A}$	0.7393	0.6686	0.7149	0.7081	0.7837	0.6256	0.7333
	0.5950	0.5485	0.5586	0.5689	0.6074	0.5219	0.5810
$E = \frac{\ln[1 + Ea_1(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.7393	0.6597	0.7149	0.7081	0.7837	0.8430	0.8154
$E = \frac{\ln[1 + Ea_2(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$	0.5950	0.5386	0.5586	0.5689	0.6074	0.7837	0.6923

*= Cuando R=1, Ea= Método de Colburn

COMPARACION DE RESULTADOS

La comparación se efectuó, obteniendo primeramente, la desviación de la eficiencia calculada con respecto a la experimental por medio de la ecuación:

$$\text{Error} = \frac{E_{\text{cal}} - E_{\text{exp}}}{E_{\text{exp}}} \quad (8.1)$$

Para obtener una desviación más representativa, se calculó un error promedio, considerando, de acuerdo a la teoría de probabilidad, que existe la misma probabilidad de obtener un error positivo que uno negativo. Por lo tanto, el error promedio es la media aritmética de los errores individuales:

$$\text{Error promedio} = \frac{\pm \sum (\text{Error})_{\text{Abs}}}{n} \quad (8.2)$$

Cabe hacer notar que es preferible tener un error negativo, puesto que así estaríamos en el lado seguro, es decir, la columna quedaría sobrada, en cuanto al número de platos.

Para los métodos que fué posible hacer cálculos, los errores obtenidos se muestran en las Tablas 3.14 y 3.15. Y para las secuencias en las Tablas 3.16 a 3.20. Para los métodos que no se efectuaron cálculos, de cuando menos cinco sistemas, no se calculó el error promedio, ya que se consideró que éste no sería representativo.

La codificación usada en las tablas, para los sistemas es la siguiente:

- 1 Etanol-agua
- 2 Metanol-agua
- 3 Benceno-tolueno
- 4 Benceno-tetracloruro de carbono
- 5 Acetaldehido-agua
- 6 Acetona-agua
- 7 Metil etil cetona-agua
- 8 Pentano-tolueno
- 9 Estabilizador de etilen dicloro
- 10 Etanol-agua (columna de laboratorio)

- 11 Etanol-agua
- 12 Fraccionador de gasolina
- 13 Fraccionador de nafta
- 14 Estabilizador C_3-C_4
- 15 Estabilizador de cloruro de etilo
- 16 Etanol-agua
- 17 Absorción de propileno con nafta
- 18 Absorción de CO_2 con agua
- 19 Absorción de CO_2 con agua
- 20 Absorción de amoníaco en agua
- 21 Etanol-agua
- 22 Dicloruro de metilo-dicloruro de etilo
- 23 Isobutano-1 buteno
- 24 Absorción de propileno con gasoil
- 25 Absorción de propileno con aceite lubricante
- 26 Destilación extractiva de C_4 con furfural

TABLA 3.14

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	DRICKAMER Y BRADFORD	ERROR %	O'CONNELL	ERROR %	JU CHIN CHU	ERROR %	ENGLISH Y VAN WINKLE	ERROR %
1	7	global	45.40	30.76	-32.2	44.04	-3.0	43.49	- 4.2	36.98	-18.6
2	7	global	49.80	45.09	- 9.5	44.97	-9.7	45.60	- 8.4	39.17	-21.4
3	7	global	58.00	50.17	-13.5	53.03	-8.6	51.56	-11.1	37.01	-36.2
4	7	global	53.00	42.19	-20.4	60.73	14.6	58.54	10.5	36.72	-30.7
5	7	global	33.00	44.33	34.3	31.24	-5.3	29.62	-10.2	37.68	14.2
6	7	global	57.00	46.66	-18.1	43.27	-24.1	42.67	-25.1	68.37	20.0
7	7	global	36.20	50.17	38.6	28.78	-20.5	34.41	- 4.9	47.24	30.5
8	7	global	43.80	53.04	21.1	39.28	-10.3	38.94	-11.1		
9	5	global	29.00			30.57	5.4	29.52	1.8		
10	5	global	32.00			37.24	16.4	37.43	17.0		
11	5	global	49.00			37.87	-22.7	38.38	-21.7		
12	5	global	74.00			81.58	10.2	79.39	7.3		
13	5	global	63.00			76.42	21.3	73.95	17.4		
14	5	global	84.00			83.16	- 2.2	81.34	- 4.3		
15	5	global	85.00			75.35	-11.4	73.51	-13.5		
ERROR PROMEDIO					+ 23.2		+ 12.4		+ 11.2		+ 24.5

TABLA 3.15

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	WALTER Y SHERWOOD	ERROR %	GEDDES	ERROR %	AICHE	ERROR %	HUGHMARK	ERROR %
16	2	punto	95.30	79.19	-16.9	91.50	- 4.0				
17	2	punto	22.40	39.08	74.4	21.20	- 5.4				
18	2	punto	2.20	1.16	-47.3	2.30	4.6				
19	6	punto	2.20	1.31	-40.5						
20	6	punto	70.00	50.76	-27.5						
21	6	punto	88.00	52.00	-40.9						
22	1*	global	76.00					76.00	0.0	87.08	13.1
23	1	global	51.00					47.40	- 7.1	87.89	86.7
24	2	punto	11.00			9.6	-12.7				
25	2	punto	4.70			4.3	- 8.5				
26	4	punto	48.00							42.75	-10.9
ERROR PROMEDIO					+ 41.3		+ 7.0				

Tabla 3.16

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	SECUENCIA 1			
				E ₁	ERROR	E ₂	ERROR
1	7	global	45.40	80.55	77.4	63.26	39.3
2	7	global	49.80	74.09	48.8	59.22	18.9
3	7	global	58.00	74.28	28.1	57.55	- 0.8
4	7	global	53.00	71.95	35.8	57.68	8.8
5	7	global	33.00	85.84	160.1	65.14	92.4
6	7	global	57.00	71.30	25.1	78.41	37.6
7	7	global	36.20	82.18	127.0	69.75	92.7
error promedio					±71.8		±41.5

Tabla 3.17

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	SECUENCIA 2			
				E ₁	ERROR	E ₂	ERROR
1	7	global	45.40	80.31	76.9	63.15	39.1
2	7	global	49.80	81.50	63.7	58.24	16.9
3	7	global	58.00	98.66	70.7	57.36	- 1.1
4	7	global	53.00	43.38	-18.9	12.00	-36.0
5	7	global	33.00	22.62	-33.3	19.47	-44.4
6	7	global	57.00	20.09	-64.9	19.90	-66.7
7	7	global	36.20	43.40	19.9	41.94	15.7
error promedio					±49.8		±31.4

Tabla 3.18

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	Secuencia 3			
				E ₁	error	E ₂	error
1	7	global	45.40	73.93	62.8	59.11	30.2
2	7	global	49.80	63.27	27.0	52.20	4.8
3	7	global	58.00	71.49	23.3	55.86	- 3.7
4	7	global	53.00	70.81	32.3	56.89	7.3
5	7	global	33.00	78.37	137.2	60.74	84.1
6	7	global	57.00	83.51	46.5	77.72	36.4
7	7	global	36.20	51.43	42.1	69.39	91.7
error promedio				±53.0		±36.9	

Tabla 3.19

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXP.	Secuencia 4			
				E ₁	error	E ₂	error
1	7	global	45.40	73.93	62.8	59.50	31.1
2	7	global	49.80	65.97	28.5	53.86	8.2
3	7	global	58.00	71.49	23.3	55.86	- 3.7
4	7	global	53.00	70.81	33.6	56.89	7.5
5	7	global	33.00	78.37	137.5	60.74	81.8
6	7	global	57.00	84.30	47.9	78.38	37.5
7	7	global	36.20	81.54	125.2	69.23	91.2
error promedio				±65.5		± 37.3	

Tabla 3.20

SISTEMA	REF.	EFICIENCIA	VALOR EXE	Secuencia 5			
				E ₁	error	E ₂	error
1	7	global	45.40	80.31	76.9	63.15	39.1
2	7	global	49.80	73.38	47.3	58.70	17.9
3	7	global	58.00	98.66	70.1	57.36	- 1.1
4	7	global	53.00	43.30	-18.2	12.70	-76.0
5	7	global	33.00	22.62	-31.5	19.47	-41.0
6	7	global	57.00	83.99	47.0	78.13	37.1
7	7	global	36.20	81.22	124.4	69.06	90.8
error promedio				± 59.3		± 43.3	

ANALISIS DE RESULTADOS

Dentro de los métodos empíricos, los que menor error dieron fueron el de Ju Chin Chu y el de O'Connell. El método de Ju Chin Chu dió un error máximo de 25.1%, con un error promedio de 11.2%. Y el método de O'Connell dió un error máximo de 24.1%, con un error promedio de 12.4. Por lo tanto, podemos recomendar el uso del método de O'Connell, puesto que la menor exactitud (aproximadamente 1%) que el método de Ju Chin Chu, no justifica el uso de una ecuación más complicada como es la de Ju Chin Chu. Los métodos de Drickamer-Bradford y English-Van Winkle no se recomiendan, debido a que dan un error de más de el doble que el de O'Connell. Y el método de Walter-Sherwood es el que mayor error dió (41.3).

En los métodos teóricos no fue posible hacer una comparación similar a la de los métodos empíricos, ya que, no se pudo calcular el error promedio para los métodos de el AICHE y Hughmark.

El método de Geddes da un error máximo de 12.7% y un promedio de 7%. Este método da muy buena exactitud, pero tiene el inconveniente de que calcula eficiencia de punto, y lo que nos interesa conocer es la eficiencia global. Se podría usar una relación (por ejemplo la de Lewis), para obte-

ner la eficiencia global, pero en ese caso se estaría agregando el error de la relación empleada. El máximo error en el método de Hughmark fué de 86.7%, el cual, es probable que se deba a que este método está enfocado a sistemas en los que controla la fase líquida. Y como, solo fué posible efectuar tres cálculos, fué imposible conocer el comportamiento de este método.

El método de la AICHE fué el que dió un menor error, pero desgraciadamente, solo fué posible calcular errores para dos sistemas. Aún así, nosotros consideramos que es el mejor método para predecir eficiencia, puesto que es el más riguroso y está respaldado por el trabajo más extenso e importante de lo publicado hasta la fecha.

En resumen, este análisis nos conduce a lo siguiente: los métodos empíricos y estadísticos son recomendables para cuando se desea un estimado rápido y aproximado de la eficiencia, y los métodos teóricos se recomiendan para cuando se desea un valor más exacto.

Por otra parte, los resultados obtenidos con las secuencias no fueron muy satisfactorios. No obstante, podemos concluir que tanto la ecuación de Colburn como la de Danly tienen una exactitud muy similar, al igual que los métodos para predecir arrastre de Fair y AICHE. En el caso en que se requiera corregir una eficiencia de plato por arrastre, se recomienda usar la ecuación de Colburn, habiendo estimado el arrastre

por el método de Fair, ya que éste es el camino más fácil.

Como la mayoría de los métodos para predecir eficiencia, son aplicables para platos de cachuchas de burbujeo en el apéndice se describe como se relaciona esta eficiencia con la de los otros tipos de platos.

REFERENCIAS PARTE III

- 1.- AICHE., "Bubble Tray Design Manual", N.Y., (1968)
- 2.- Geddes R.L., Trans. Aiche., Vol. 42, No. 1, p. 78, (1946)
- 3.- Glitsch & Sons, INC., "Glitsch V-1 Ballast Tray", Boletín No. 160, (1970)
- 4.- Grohse E.W., McCarney R.F., Hauer H.J., Gerster J.A., Colburn A.P., Chem Eng. Prog., Vol. 45, No. 12, p. 725, diciembre, (1949)
- 5.- O'Connell H.E., Trans. Aiche., Vol 42, No. 1, p. 740, (1946)
- 6.- Walter J.F., Sherwood T.K., Ind. Eng. Chem., Vol. 33, No. 4, p. 493, abril, (1941)
- 7.- Williams G.C., Stigger E.K., Nichols V.H., Chem. Eng. Prog., Vol. 46, No. 1, p. 7, enero, (1950)

CONCLUSIONES

En base a los resultados obtenidos, podemos concluir lo siguiente: si solamente se requiere un estimado aproximado y rápido de la eficiencia, lo más conveniente es utilizar el método de O'Connell. Pero si por el contrario, lo que se necesita es un valor más exacto, deberá usarse el método del AICHE. Sin embargo, el método del AICHE, está lejos de dilucidar completamente el fenómeno de la eficiencia, ya que varios autores han comprobado que en algunos casos se obtienen errores muy altos. Al parecer, hasta la fecha se siguen haciendo estudios sobre este tema, los cuales se mantienen como confidenciales y solo se ha llegado a publicar una pequeña parte de los resultados.

APENDICE

ARRASTRE

Los métodos utilizados en este trabajo para predecir el arrastre son:

- Colburn
- Simkim, Strand y Olney
- AICHE
- Fair

COLBURN

El método de Colburn (2), fue descrito anteriormente (Capítulo 5). El uso de este método no es recomendable, ya que, no

existe una relación, con la cual obtener el valor de la constante n (Ecuación 5.9).

SIMKIM

Los autores (8), obtuvieron una correlación para predecir el arrastre, a partir de una investigación, hecha en una pequeña columna con platos de cachuchas. Los autores consideraron que las variables que afectan al arrastre son; densidades de vapor y líquido, tensión superficial, espaciamento entre platos, sección transversal de la columna, velocidad del vapor y altura del vertedero. Los datos experimentales, fueron correlacionados, dando como resultado la siguiente ecuación:

$$\log \left[\frac{e}{(h_w + h_c - h_e - h_s)A} \right] = -3.95 + \frac{27.3}{t} + 10.75 U_g \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0.5} \quad (\text{A.1})$$

donde:

$$h_c = \left(\frac{9}{2.981 W} \right)^{2/3}$$

Como la resolución de esta ecuación es tediosa, los autores

dan una solución gráfica a esta ecuación, la cual se da en la Figura A.1, donde se presenta al arrastre como una función de la velocidad superficial del gas.

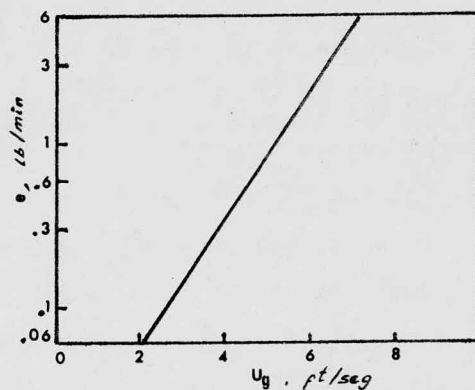


FIGURA A.1 Cálculo del arrastre
por el método de Simkin

EJEMPLO

Datos Directos

$$U_g = 6 \text{ ft/seg}$$

CALCULOS

Con $U_g = 6 \text{ ft/seg}$, en la Figura A.1 se obtiene un arrastre de 2 lb de líquido arrastrado por minuto.

NOMENCLATURA

- A = Sección transversal de la columna, ft^2
 e = Arrastre, lb/min
 h_c = Cresta del vertedero, in
 h_e = Altura de la ranura, in
 h_s = Abertura de la ranura, in
 h_w = Altura del vertedero, in
 l_w = Longitud del vertedero, in
 q = Flujo del líquido, GPM
 t = Espaciamiento entre platos, in
 U_g = Velocidad superficial del vapor, ft/seg
 $\Delta\rho = \rho_L - \rho_v$
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3
 ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft^3

AICHE

Este método fué descrito anteriormente dentro del método para predecir eficiencia de la AICHE, en el Capítulo 5.

FAIR

Fair (4), desarrolló una correlación para predecir el arrastre en platos perforados, y junto con Matthews, desarrolló una relación similar para platos de cachuchas de burbujeo.

Las correlaciones están basadas en datos reportados en la literatura de un gran número de columnas y sistemas.

Las variables que se relacionaron al arrastre en este estudio son ; porcentaje de inundación, velocidad del líquido, velocidad del vapor y densidades de líquido y vapor. Esta relación fué desarrollada sobre la base de un parámetro de flujo:

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (\text{A.2})$$

Y un parámetro de capacidad:

$$U_g \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} \quad (\text{A.3})$$

La Figura A.2, muestra la solución gráfica a esta correlación, la cual, puede ser usada con una exactitud de $\pm 15\%$, siempre y cuando no se rebasen los límites de las siguientes restricciones:

- El sistema no debe de tener demasiada espuma
- La altura del vertedero debe ser menor del 15% del espaciamiento entre platos.

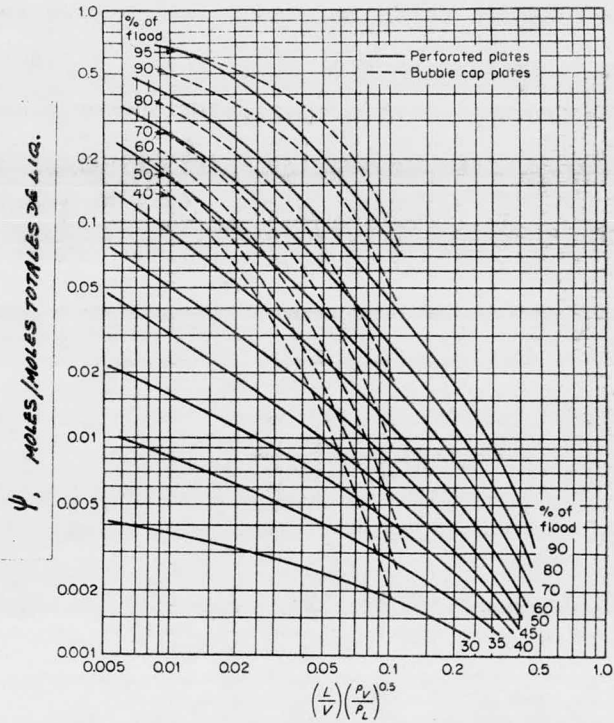


FIGURA A.2 Correlación de arrastre (de Fair)

- La relación de área de la ranura, o área del agujero, al área activa del plato debe ser mayor o igual a 0.1
- El diámetro de las perforaciones debe ser menor o igual a 0.25 in.

EJEMPLO

sistema = Etanol-agua

platos = Cachuchas

inundación = 80 %

D = 6 ft

L = 2000 lb/hr ft²

V = 1145 lb/hr ft²

σ = 20 dina/cm

ρ_L = 45 lb/ft³

ρ_V = 0.075 lb/ft³

CALCULOS

Con la Relación A.2, se obtiene el parámetro de flujo:

$$\frac{2000}{1145} \left(\frac{0.075}{45} \right)^{0.5} = 0.0715$$

Con 0.0715 en la Figura A.2, se obtiene un arrastre:

$$\psi = 0.038 \frac{\text{mol}}{\text{mol de flujo de líquido}}$$

NOMENCLATURA

L = Flujo de líquido, lb/hr ft²

V = Flujo de vapor, lb/hr ft²

U_g = Velocidad del vapor basada en el área neta, ft/seg

- U'_g = Velocidad del vapor basada en el área total, ft/seg
 ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
 ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft³
 σ = Tensión superficial, dina/cm
 ψ = Arrastre, mol/mol de flujo de líquido

FRACCION DE AREA LIBRE

La fracción de área libre está definida como el área de la columna (sección transversal de la columna) menos el área que ocupa la bajante:

$$(FA) = \frac{(A_t - A_b)}{A_t} \quad (A.4)$$

El área total se obtiene con la siguiente ecuación:

$$A_t = \frac{\pi D^2}{4} \quad (A.5)$$

Y el área de la bajante se obtiene con la siguiente ecuación (9):

$$A_b = \frac{\pi r^2 \theta}{360} - \frac{l_w(r-h)}{2} \quad (\text{A.6})$$

La Figura A.3, muestra el área ocupada por la bajante (zona sombreada).

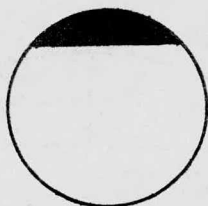


FIGURA A.3 Área ocupada por la bajante

EJEMPLO

Datos

$$D = 6 \text{ ft}$$

$$l_w = 4 \text{ ft}$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación A.5, obtenemos el área total:

$$A_t = \frac{\pi(6)^2}{4} = 28.27 \text{ ft}^2$$

Para obtener el área de la bajante, es necesario trazar una figura a escala, con la cual, calculamos el ángulo θ . A continuación trazaremos la figura usando la siguiente escala; 1 ft = 2 cm.

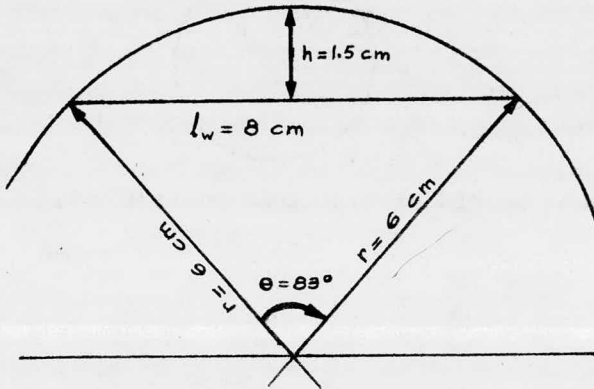


FIGURA A.4

El ángulo medido es de:

$$\theta = 83^\circ$$

Y h medida es: $h = 1.5 \text{ cm} = 0.75 \text{ ft}$.

Aplicando la Ecuación A.6 :

$$A_b = \frac{3.1416(3)^2(83)}{360} - \frac{4(3 - 0.75)}{2} = 2.02 \text{ ft}^2$$

Sustituyendo A_b , en la Ecuación A.4, se obtiene la fracción de área libre:

$$(FA) = \frac{28.27 - 2.02}{28.27} = 0.9285$$

NOMENCLATURA

- A_b = Área de la bajante, ft^2
- A_t = Sección transversal de la columna, ft^2
- D = Diámetro de la columna, ft
- (FA) = Fracción de área libre
- h = Altura definida en la Figura A.4, ft
- L_w = Longitud del vertedero, ft
- r = Radio de la columna, ft
- θ = Angulo mostrado en la Figura A.4, grados

PROPIEDADES FISICAS

DENSIDAD DEL LIQUIDO

Este método (3), calcula la densidad de la mezcla líquida con un error máximo de 5 %:

$$\rho_{LM} = v_1 \rho_{L1} + v_2 \rho_{L2} + \dots + v_n \rho_{Ln} \quad (\text{A.7})$$

Donde v_1 es la fracción volumen, y para una mezcla líquida ideal, es calculada por:

$$v_1 = \frac{(x_1 M_1 / \rho_1)}{\sum_1^n (xM / \rho)} \quad (\text{A.8})$$

EJEMPLO

Datos:

sistema = Etanol-agua

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$M_1 = 46$$

$$M_2 = 18$$

$$x_1 = 0.20$$

$$x_2 = 0.80$$

Las densidades de los componentes puros se obtuvieron de la Referencia 6.

$$\beta_1 = 48.17 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta_2 = 61.92 \text{ lb/ft}^3$$

CALCULOS

Sustituyendo en la Ecuación A.8 :

$$v_1 = \frac{0.20(46)/48.17}{\frac{0.20(46)}{48.17} + \frac{0.80(18)}{61.92}} = 0.4509$$

Y

$$v_2 = \frac{0.80(18)/61.92}{\frac{0.20(46)}{48.17} + \frac{0.80(18)}{61.92}} = 0.5491$$

Sustituyendo en la Ecuación A.7 :

$$\beta_{LM} = 0.4509(48.17) + 0.5491(61.92) = 55.72 \text{ lb/ft}^3$$

DENSIDAD DEL GAS

La densidad de la mezcla gaseosa, se obtiene a partir de la ecuación de los gases ideales:

$$PV = ZnRT_a \quad (\text{A.9})$$

Sustituyendo $\rho = m/V$, y $n = m/M$, y despejando la densidad se obtiene:

$$\rho_{VM} = \frac{\bar{M} P}{ZRT_a} \quad (\text{A.10})$$

El factor de compresibilidad de la mezcla gaseosa (Z), se estima por medio de la presión seudoreducida:

$$P'_r = \frac{P}{P'_c} = \frac{P}{y_1 P_{c1} + y_2 P_{c2} + \dots + y_n P_{cn}} \quad (\text{A.11})$$

y la temperatura seudoreducida:

$$T'_r = \frac{T_a}{T'_c} = \frac{T_a}{y_1 T_{c1} + y_2 T_{c2} + \dots + y_n T_{cn}} \quad (\text{A.12})$$

Con P'_r y T'_r se obtiene el factor de compresibilidad para la mezcla en la Figura A.5.

FIGURA A.5

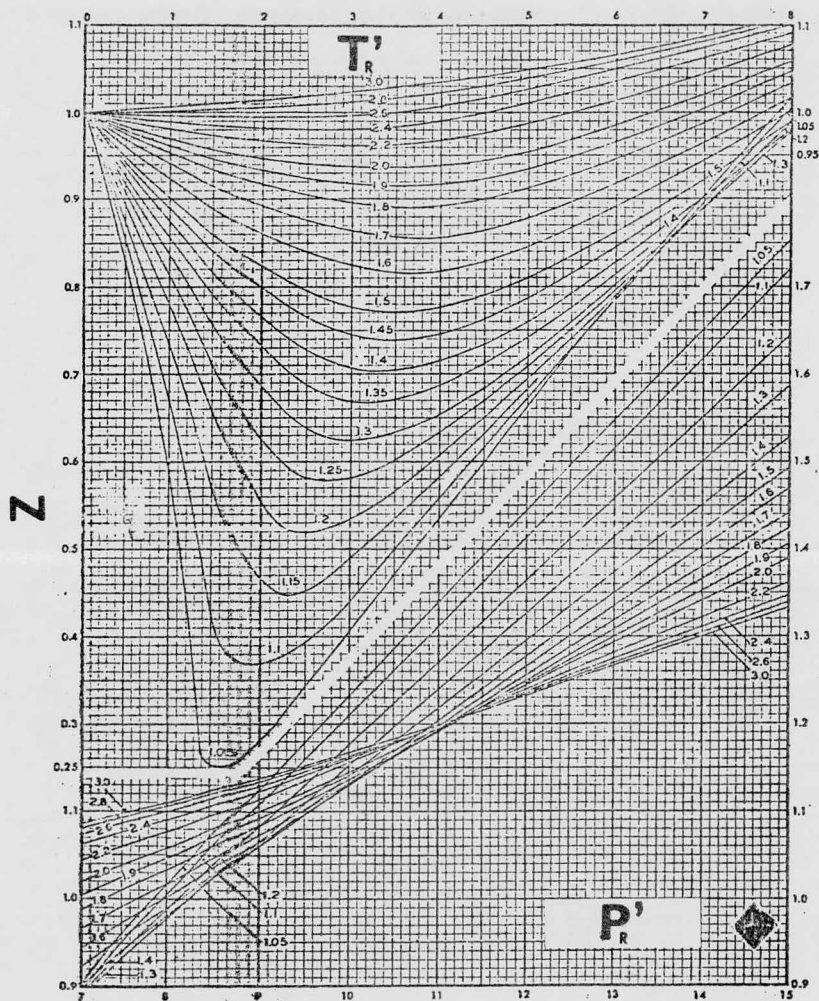
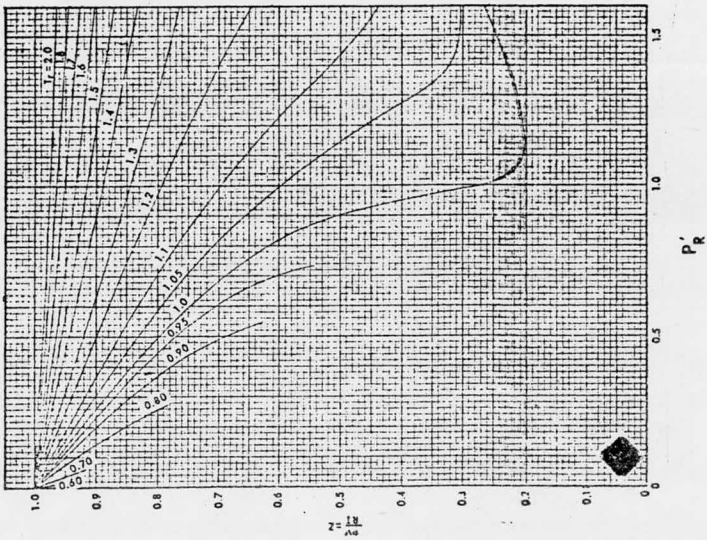
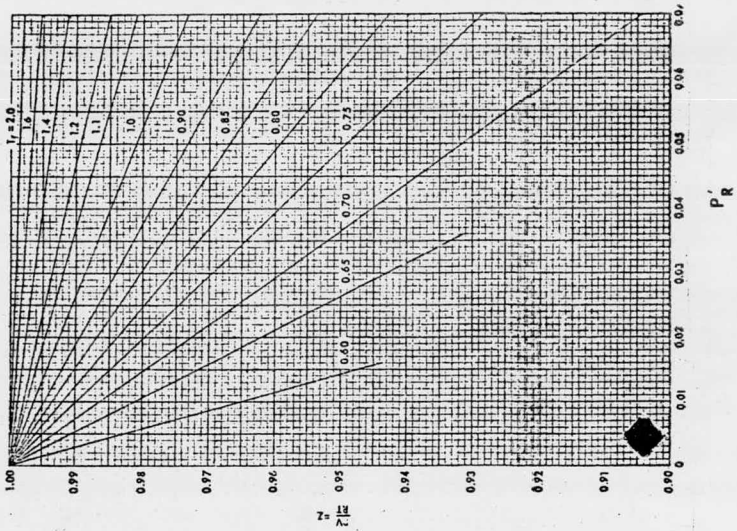


FIGURA A.5



EJEMPLO

sistema = Etanol-agua

$$T_a = 313 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$y_1 = 0.80$$

$$y_2 = 0.20$$

$$R = 1.314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol } ^\circ\text{K}$$

$$\bar{M} = 40.4$$

Las propiedades críticas se obtuvieron de la Referencia 7:

$$p_{c1} = 63.18 \text{ atm}$$

$$p_{c2} = 218.3 \text{ atm}$$

$$T_{c1} = 516.3 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_{c2} = 647 \text{ } ^\circ\text{K}$$

CALCULOS

Con las Ecuaciones A.11 y A.12, se obtienen:

$$P'_r = \frac{1}{0.80(63) + 0.20(218.3)} = 0.0106 \text{ atm}$$

$$T'_r = \frac{313}{0.80(516.3) + 0.20(647)} = 0.577 \text{ atm}$$

Con $P'_r = 0.0106$ y $T'_r = 0.577$ obtenemos en la Figura A.5,

$$Z = 0.964.$$

Sustituyebdo valores en la Ecuación A.10 :

$$\rho_{VM} = \frac{40.4(1)}{0.964(1.314)^{313}} = 0.1019 \text{ lb/ft}^3$$

VISCOSIDAD DEL LIQUIDO

La viscosidad de mezclas líquidas, se puede estimar por la ecuación de Kendall y Monroe (3):

$$\mu_{LM}^{0.33} = x_1 \mu_1^{0.33} + x_2 \mu_2^{0.33} + \dots + x_n \mu_n^{0.33} \quad (\text{A.13})$$

Las viscosidades de los componentes puros deben ser estimadas a la temperatura y presión de la mezcla.

EJEMPLO

sistema = Etanol-agua

$$T = 40^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$x_1 = 0.20$$

$$x_2 = 0.80$$

Las viscosidades de los componentes puros, a la T y P de la mezcla, se obtienen de la Referencia 6 :

$$\mu_1 = 0.86 \text{ cp}$$

$$\mu_2 = 0.70 \text{ cp}$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación A.13, se obtiene la viscosidad de la mezcla:

$$\mu_{LM}^{0.33} = 0.20(0.86)^{0.33} + 0.80(0.70)^{0.33} = 0.9015$$

Y

$$\mu_{LM} = (0.9015)^3 = 0.7325 \text{ cp}$$

VISCOSIDAD DEL GAS

La viscosidad para mezclas gaseosas se puede estimar por el método de Wilke (7), cuya ecuación es la siguiente:

$$\mu'_{VM} = \sum_{i=1}^n \left[\frac{\mu_i}{1 + \frac{1}{y_i} \sum_{j \neq i}^n y_j \phi_{ij}} \right] \quad (\text{A.14})$$

Y

$$\phi_{ij} = \frac{\left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{0.5} \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{0.25} \right]^2}{2.828 \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{0.5}} \quad (\text{A.15})$$

EJEMPLO

Datos

sistema = Etanol-agua

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$M_1 = 46$$

$$M_2 = 18$$

$$y_1 = 0.80$$

$$y_2 = 0.20$$

Las viscosidades de los componentes puros a la T de 40^oC se obtuvieron de la Referencia 6 :

$$\mu'_1 = 0.0225 \text{ lb/hr ft}$$

$$\mu'_2 = 0.025 \text{ lb/hr ft}$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación A.15 :

$$\phi_{12} = \frac{\left[1 + \left(\frac{0.0225}{0.025} \right)^{0.5} \left(\frac{18}{46} \right)^{0.25} \right]^2}{2.828 \left(1 + \frac{46}{18} \right)^{0.5}} = 0.5745$$

$$\phi_{21} = \frac{\left[1 + \left(\frac{0.025}{0.0225} \right)^{0.5} \left(\frac{46}{18} \right)^{0.25} \right]^2}{2.828 \left(1 + \frac{18}{46} \right)^{0.5}} = 1.6314$$

Sustituyendo en la Ecuación A.14 :

$$\mu'_{VM} = \frac{0.0225}{1 + \frac{1}{0.8} (0.2(0.5745))} + \frac{0.025}{1 + \frac{1}{0.2} (0.8(1.6314))} = 0.0229$$

$$\mu_{VM} = 0.0229 \text{ lb/hrft} \frac{1 \text{ cp}}{2.42 \text{ lb/hrft}} = 0.0095 \text{ cp}$$

DIFUSIVIDAD DEL LIQUIDO

La difusividad del líquido, puede obtenerse por el método de Wilke-Chang (7), cuya ecuación es:

$$D_L = \frac{7.4(10)^{-8} (X_M)^{0.5} T_m}{\mu_L v_L^{0.6}} \quad (\text{A.16})$$

Donde X, es el parámetro asociado con el solvente, cuyos valores para algunos líquidos se dan en la Tabla A.1. Para solventes que no aparecen en la tabla, los autores recomiendan

usar $X = 1$. T_m es la temperatura promedio de ebullición de la mezcla, en $^{\circ}\text{R}$. V es el volumen molar del componente ligero, a la temperatura de ebullición de éste. El peso molecular (M) y la viscosidad (μ_L) son a la temperatura de ebullición de la mezcla.

EJEMPLO

Datos

$$T_b = 78.5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_m = 652 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$M = 23.6 \text{ lb/lbmol}$$

$$V_L = 65.71 \text{ cm}^3/\text{gmol}$$

$$X = 2.6 \text{ (de la Tabla A.1)}$$

$$\mu_L = 0.7325 \text{ cp}$$

CALCULOS

Sustituyendo valores en la Ecuación A.16 :

$$D_L = \frac{7.4(10)^{-8} [2.6(23.6)]^{0.5} 652}{0.7325(65.71)} = 7.852(10)^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg}$$

DIFUSIVIDAD DEL GAS

La difusividad de la mezcla gaseosa puede ser estimada por el método de Wilke-Lee (7), cuya ecuación es:

$$D_v = \frac{BT_a^{1.5} \left(\frac{M_1 + M_2}{M_1 M_2} \right)^{0.5}}{Pr_{12}^2(I_D)} \quad (\text{A.17})$$

donde:

$$B = 9.53 \left[4.35 - \left(\frac{M_1 + M_2}{M_1 M_2} \right)^{0.5} \right] (10)^{-4} \quad (\text{A.18})$$

$$r_{12} = \frac{(ro)_1 + (ro)_2}{2} \quad (\text{A.19})$$

e/k y ro se encuentran en la Tabla A.2, para diferentes compuestos. I_D se encuentra en la Tabla A.3 como una función de $T_a k/e_{12}$. Y e_{12}/k se obtiene con la siguiente ecuación:

$$e_{12}/k = \sqrt{(e_1/k)(e_2/k)} \quad (\text{A.20})$$

EJEMPLO

Datos

sistema = Etanol-agua

$$T_a = 313 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$M_1 = 46$$

$$M_2 = 18$$

$$\left. \begin{aligned}
 P &= 1 \text{ atm} \\
 (ro)_1 &= 4.455 \text{ A}^\circ \\
 (ro)_2 &= 2.655 \text{ A}^\circ \\
 e_1/k &= 391 \\
 e_2/k &= 363
 \end{aligned} \right\} \text{(de la Tabla A.2)}$$

CALCULOS

Aplicando la Ecuación A.18 se obtiene B:

$$B = 9.53 \left[4.35 - \left(\frac{46 + 18}{46 (18)} \right)^{0.5} \right] (10)^{-4} = 38.81(10)^{-4}$$

Sustituyendo en la Ecuación A.19 :

$$r_{12} = \frac{4.455 + 2.655}{2} = 3.555 \text{ A}^\circ$$

Con la Ecuación A.20, se obtiene:

$$e_{12}/k = \sqrt{391(363)} = 376.74$$

Dividiendo la temperatura entre este valor, se obtiene:

$$\frac{T_{ak}}{e_{12}} = \frac{313}{376.74} = 0.831$$

Con T_{ak}/e_{12} en la Tabla A.3 se obtiene, $I_D = 0.797$

Sustituyendo en la Ecuación A.17 :

$$D_v = \frac{38.81(10)^{-4} (313)^{1.5} \left(\frac{46 + 18}{46(18)} \right)^{0.5}}{(1)(3.555)(0.797)} = 2.11 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

TENSION SUPERFICIAL

La tensión superficial, es estimada por el método de Hammick y Andrew (3), cuya relación es:

$$\sigma_M^{0.25} = \frac{\rho_{LM}}{62.4M} \left[(P)_1 x_1 + (P)_2 x_2 + \dots + (P)_n x_n \right] \quad (\text{A.21})$$

donde P es el Parachor y se encuentra tabulado en la Tabla A.4

EJEMPLO

Datos

sistema = Etanol-agua

$$M = 23.6 \text{ g/gmol}$$

$$x_1 = 0.20$$

$$x_2 = 0.80$$

$$\rho_{LM} = 55.72 \text{ lb/ft}^3$$

CALCULOS

De la Tabla A.4, se obtienen los siguientes valores para el Parachor:

$$H = 17.1$$

$$H \text{ (unido } O_2) = 11.3$$

$$C = 4.8$$

$$O \text{ (oxidrilo)} = 20$$

Entonces el Parachor para el etanol (CH_3-CH_2-OH) será:

$$(P)_1 = 5(17.1) + 1(11.3) + 2(4.8) + 1(20) = 126.4$$

Y para el agua (H_2O):

$$(P)_2 = 2(11.3) + 1(20) = 42.6$$

Sustituyendo en la Ecuación A.21 :

$$\sigma_M^{0.25} = \frac{55.72}{62.4(23.6)} \left[126(0.2) + 42.6(0.8) \right] = 2.25$$

$$\sigma_M = 25.63 \text{ dina/cm}$$

NOMENCLATURA

- B = Parámetro definido en la Ecuación A.18
 D_L = Difusividad del líquido, cm^2/seg
 D_v = Difusividad del vapor, ft^2/hr
 e_{12}/k = Factor definido en la Ecuación A.20
 I_D = Integral de colisión para difusión (Tabla A.3)
 M = Peso molecular, lb/lbmol
 \bar{M} = Peso molecular promedio, lb/lbmol
 m = Masa, lb
 n = Número de moles
 P = Presión, atm
 (P) = Parachor (Tabla A.4)
 P_c = Presión crítica, atm
 P'_c = Presión pseudocrítica, atm
 P'_r = Presión pseudoreducida
 R = Constante de los gases, $1.314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol}^\circ\text{K}$
 r_o = Diámetro de colisión, A°
 r_{12} = Diámetro de colisión promedio, A°
 T = Temperatura, $^\circ\text{C}$
 T_a = Temperatura absoluta, $^\circ\text{K}$
 T_b = Temperatura de ebullición del componente ligero,
 $^\circ\text{C}$
 T_c = Temperatura crítica, $^\circ\text{K}$
 T_m = Temperatura promedio de ebullición de la mezcla,
 $^\circ\text{R}$

T'_C = Temperatura pseudocrítica, °K

\bar{T}'_R = Temperatura pseudoreducida

V = Volumen, ft³

V_L = Volumen del líquido, cm³/gmol

v = Fracción volumen

X = Parámetro asociado con el solvente (Tabla A.1)

x = Fracción mol del líquido

y = Fracción mol del vapor

Z = Factor de compresibilidad de la mezcla gaseosa

μ = Viscosidad, cp

μ_{LM} = Viscosidad de la mezcla líquida, cp

μ_{VM} = Viscosidad de la mezcla gaseosa, cp

μ'_{VM} = Viscosidad de la mezcla gaseosa, lb/hr ft

β_L = Densidad del líquido, lb/ft³

β_{LM} = Densidad de la mezcla líquida, lb/ft³

β_{VM} = Densidad de la mezcla gaseosa, lb/ft³

σ_M = Tensión superficial de la mezcla, Dina/cm

ϕ = Parámetro definido en la Ecuación A.15

EFICIENCIA RELATIVA

Como se mencionó en el Capítulo 8, la mayoría de los métodos para predecir eficiencia son aplicables a platos de cachuchas, y puesto que actualmente los platos que más se usan son los platos perforados y de válvulas, se han hecho trabajos para relacionar las eficiencias de platos de cachuchas con otros tipos de platos. Un resumen de estos trabajos aparece en "Fair J.R., Chem. Eng., julio 5, p. 107, (1965)". En la Figura A.6, se encuentra graficada la eficiencia relativa como una función del tipo de plato y el porcentaje de capacidad del vapor. Esta eficiencia relativa está definida como:

$$\text{Eficiencia Relativa} = \frac{E_{\text{plato}}}{E_{\text{cachuchas}}} \quad (\text{A.22})$$

Es posible también obtener una estimación aproximada de la eficiencia para platos de válvula mediante gráficas que han publicado los fabricantes, un ejemplo de éstas, se muestran en las Figuras A.7 (Flexitray) y A.8 (Ballast).

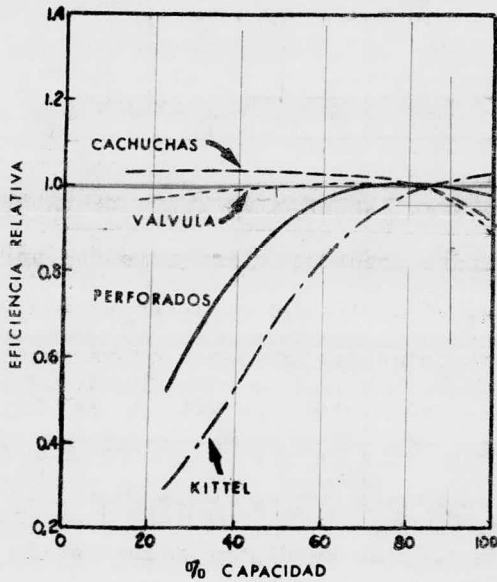


FIGURA A.6 Eficiencia Relativa

EJEMPLO

Datos

Eficiencia de plato (para cachuchas) = 80%

% de capacidad del vapor = 50%

CALCULOS

Para platos PERFORADOS

de la Figura A.6 se obtiene una eficiencia relativa de 0.9. Despejando la eficiencia de plato y sustituyendo valores en la Ecuación A.22 obtenemos la eficiencia para platos perfo-

rados:

$$E_{\text{perforado}} = 0.9(80) = 72 \%$$

Y para platos de VALVULA

De la Figura A.6 se obtiene una eficiencia relativa de 1.02.

Sustituyendo en la Ecuación A.22, obtenemos la eficiencia pa
ra platos de válvula:

$$E_{\text{válvula}} = 1.02 (80) = 81.6 \%$$

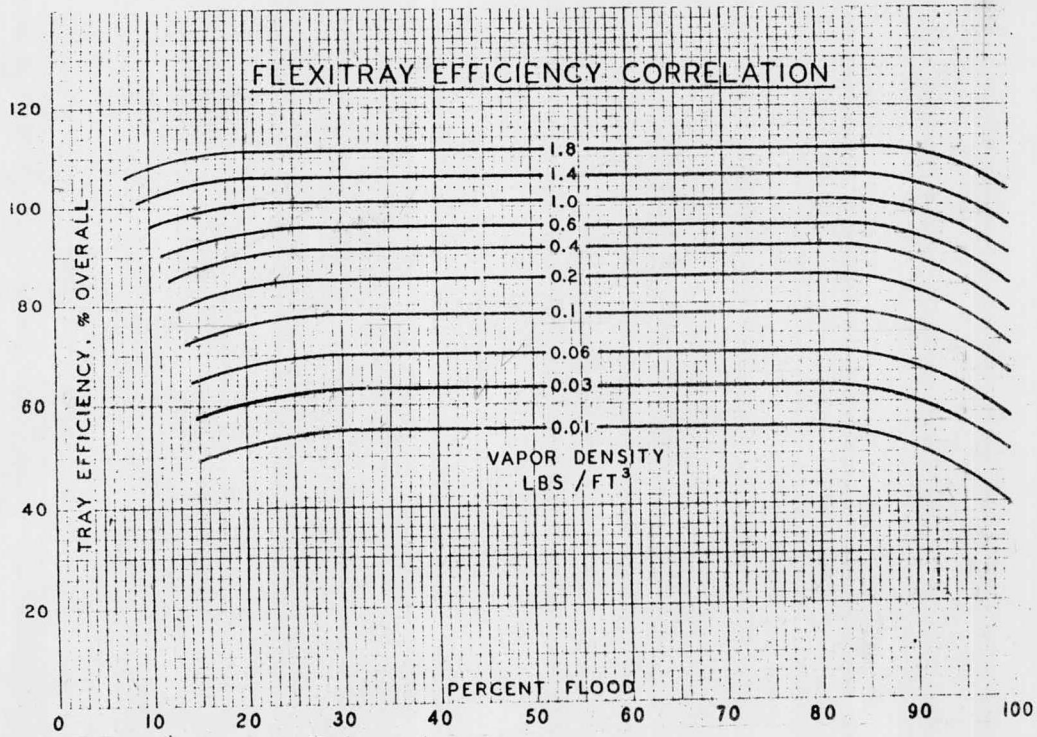


FIGURA A.7

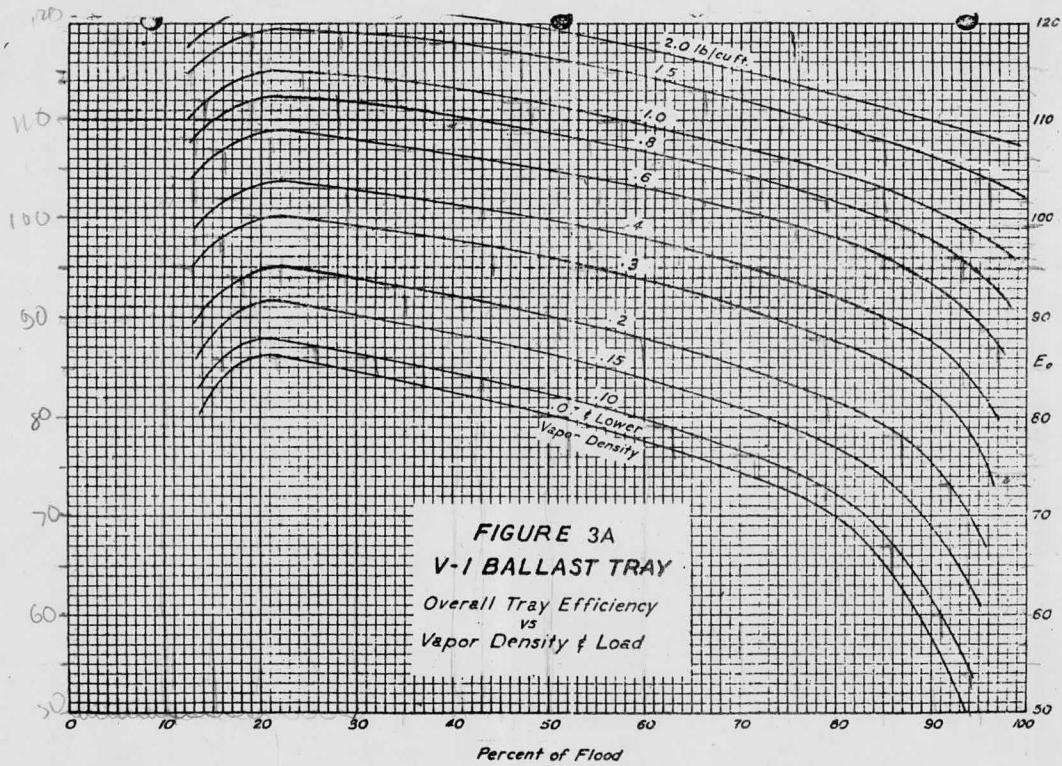


FIGURE A.8

TABLA A.1 Factor de asociación

<u>SOLVENTE</u>	<u>X</u>
agua	2.6
Alcohol metílico	1.9
Alcohol etílico	1.5
Benceno, Eter, Heptano	1.0

TABLA A.2 Diámetros de Colisión

<u>GAS</u>	<u>e/k</u>	<u>r₀</u>
Aire	97.0	3.617
Amoníaco	315	2.624
Argon	124	3.418
Benceno	440	5.270
CO ₂	190	3.996
CO	110.3	3.590
CCl ₄	327	5.881
C ₂ H ₆	230	4.418
C ₂ H ₅ OH	391	4.455
Difenil	600	6.223

TABLA A.2 (continuación)

<u>GAS</u>	<u>e/k</u>	<u>r_o</u>
Eter etílico	350	5.424
C ₂ H ₄	205	4.232
Freón 12	288	5.110
Helio	6.03	2.700
Hidrógeno	33.3	2.968
HCl	360	3.305
Iodo	550	4.982
CH ₄	136.5	3.882
Neón	35.7	2.800
Nitrobenceno	539	4.931
NO	119	3.470
Nitrógeno	91.5	3.681
N ₂ O	220	3.879
n-Octano	320	7.451
Oxígeno	113.2	3.433
C ₃ H ₈	254	5.061
SO ₂	252	4.290
agua	363	2.655

TABLA A.3 Integrales de Colisión

<u>$T_a k/e$</u>	<u>(I_D)</u>
0.30	1.331
0.50	1.033
0.75	0.8335
1.00	0.7197
1.25	0.6479
1.5	0.5991
2.0	0.5373
2.5	0.4998
3.0	0.4745
4.0	0.4418
5.0	0.4211
10.0	0.3712
50.0	0.2878
100.0	0.2585
400.0	0.2085

TABLA A.4 Valores del Parachor

<u>ELEMENTO</u>	<u>(P)</u>
C	4.8
H	17.1
H (a O)	11.3
O (oxidrilo eter)	20.0
O (carbonilo)	43.2
O ₂ (ésteres, ácidos)	60.0
F	25.7
Cl	54.3
Br	68.0
I	91.0
N (aminas)	12.5
N (nitrilo)	29.1
S	48.2
P	37.7
Anillo de tres miembros	16.7
Anillo de cuatro miembros	11.6
Anillo 5 miembros	8.5
Anillo de 6 miembros	6.1
Doble ligadura	23.2
Triple ligadura	46.6

REFERENCIAS APENDICE

- 1.- AICHE., "Bubble Tray Design Manual", N.Y., (1958)
- 2.- Colburn A.P., Ind. Eng. Chem., Vol. 28, No. 5, p. 526, (1936)
- 3.- English G.E., Van Winkle M., Chem Eng., nov. 11, p. 241, (1963)
- 4.- Fair & Matthews, Petroleum Refiner, abril, p. 153, (1958)
- 5.- GPA., "Engineering Data Book", 9a Ed., Gas Processors Association, Oklahoma, (1977)
- 6.- Perry J.H., "Chemical Engineers' Handbook", 5 Ed., McGraw Hill, N.Y., (1973)
- 7.- Reid R.C., Sherwood T.K., "Propiedades de los gases y líquidos", 1a Ed., UTEHA, México (1968)
- 8.- Simkim D.J., Strand C.P., Olney R.B., Chem. Eng. Prog., Vol. 50, No. 11, p. 565, (1954)
- 9.- Spiegel M.R., "Manual de fórmulas y tablas matemáticas" 1a Ed., McGraw Hill, México (1970)

INDICE

A

AICHE, método de la, 104
Análisis de resultados, 192
Aparente, eficiencia, 85
Area de burbujeo, def., 23
Arrastre, def., 11
 métodos de cálculo, 198

B

Ballast-tray, platos, 33
Benturi, platos, 47

C

Cachuchas de burbujeo, 19
Cálculo de arrastre, 199
 Fair, 201
 Simkim, 199
Cálculo de,
 eficiencia relativa, 226
 fracción de área libre, 205
Calderbank-Pereira, método, 126
Contacto, 11
 rocío, def., 11
 espuma, def., 11

D

- Danly, método de, 119
- Densidad, 209
- líquido, 209
- vapor, 210
- Derrame, def., 12
- Difusividad, de líquido, 218
- vapor, 219
- Drickamer-Bradford, 169
- cálculos, 169
- método de, 134

E

- Edmister, método de, 87
- Eficiencia, def., 67
- aparente o húmeda, 85
- de plato, 68
- de punto, 70
- factores que la afectan, 72
- global, 67
- English-VanWinkle, método, 146
- cálculos, 165

- Error, def., 178
- promedio, 178

F

- Fair, método de, 201
- Fase líquida, casos en los
- que controla, 71
- Fase vapor, casos en los
- que controla, 71
- Flexitray, platos, 29
- Fracción de área libre,
- definición, 205
- cálculo de, 205

G

- Gautreaux-O'Connell, método
- de, 101
- Geddes, método de, 92
- cálculos, 164
- Gradiente de líquido, def., 12

H

Hughmark, método, 122

Húmeda, eficiencia, 85

I

Inundación, def., 12

J

Jet-tray, platos, 41

Ju Chin Chu, método, 141
cálculos, 171

K

Kittel, platos, 60

Kohl, método, 144

L

Lewis, método de, 77

Longitud de la trayectoria
del líquido, 75

M

McFarland-Sigmund-VanWinkle
método de, 150

Métodos de eficiencia

empíricos, def., 130

estadísticos, def., 130

semiteóricos, def., 77

teóricos, der., 76

Modelos de transferencia

de masa, 76

O

O'Connell, método de, 137
cálculos, 170

P

Perforados, platos, 24

Platos, de cachuchas, 19

Ballast-tray, 33

Benturi, 46

de cachuchas, 19

de válvula, 28

Flexitray, 29

Jet-tray, 41

Kittel, 60

Perforados, 24

Ripple, 56

Turbogrid, 51

Uniflux, 44

Válvula flotante, 38

West-plate, 48

Válvulas, platos, 28

Viscosidad, cálculo de, 215

líquido, 215

vapor, 216

R

Ripple, platos, 56

S

Sello del líquido, 12

Simkim, método de, 199

T

Tensión superficial, cálculo
de, 222

Turbogrid, platos, 51

U

Unidad de contacto, Def., 9

Uniflux, platos, 44

V

Válvula flotante, platos, 38

TESIS



Tesis por computadora

Medicina 25 Local 2
Tel. 550-87-98

Frente a la Facultad de Medicina
Ciudad Universitaria