

8
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TORRE DE FRACCIONAMIENTO PARA EL LABORATORIO
DE OPERACIONES UNITARIAS DE LA FACULTAD DE
CIENCIAS QUIMICAS DE LA UNIVERSIDAD
VERACRUZANA ZONA POZA RICA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

JESUS DEL ANGEL BALDERAS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN
MEXICO, D. F.

1993



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está 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.

TORRE DE FRACCIONAMIENTO

PARA EL LABORATORIO DE

OPERACIONES UNITARIAS DE

LA FACULTAD DE CIENCIAS

QUIMICAS DE LA UNIVERSIDAD

VERACRUZANA, ZONA

POZA RICA- TUXPAN

I N D I C E

- 1.- INTRODUCCION.
- 2.- ANTECEDENTES.
- 3.- ELABORACION DEL PROYECTO.
- 4.- ANALISIS DE RESULTADOS
- 5.- CONCLUSIONES.
- 6.- BIBLIOGRAFIA.

1.- INTRODUCCION.

Como una consecuencia de la explosión demográfica sufrida en nuestro país, desde la década de los años sesenta, las universidades públicas e institutos de educación superior, también públicos, han implementado una reforma educativa con el fin de crear nuevos espacios en la educación superior. La explosión demográfica incrementó la matrícula en las universidades, provocando la masificación universitaria, generando con esto, a su vez, la creación de nuevos centros universitarios, como ejemplo, en el Distrito Federal, la UNAM da lugar a las Escuelas Nacionales de Educación Profesional, en Cuautitlán, Aragón, etc. De manera análoga, la Universidad Veracruzana, cuya Rectoría se encuentra en Xalapa, Veracruz, crea escuelas y facultades en Orizaba, Ciudad de Veracruz, Ciudad Mendoza, Coatzacoalcos, Poza Rica y Tuxpam.

En la ciudad de Poza Rica se funda la carrera de Ingeniería Química en el año de 1976. Dicha escuela ha funcionado con apoyo de los laboratorios propios y de otras ciudades como la de Xalapa y Orizaba, hasta donde debían trasladarse los alumnos de Poza Rica para efectuar sus prácticas de Ingeniería Química de manera intensiva en períodos de una o más semanas, con la consecuente erogación económica del estudiante y de la Universidad Veracruzana. Debido a lo anterior se consideró la creación del laboratorio de operaciones unitarias en la ciudad de Poza Rica. Para ello, la Rectoría de la Universidad Veracruzana Construyó un edificio adecuado para el laboratorio y además envió algunos equipos.

Estos equipos son: un generador de vapor, un condensador, dos evaporadores, un secador rotatorio y accesorios como manómetros, conexiones, etc.

El objetivo de este trabajo es el diseño de una torre de fraccionamiento que acoplada con los equipos anteriores y otros que pudieran adquirirse a futuro permitirían el funcionamiento del laboratorio de operaciones unitarias para coadyuvar a la mejor formación de los alumnos de esta institución.

Se tendrán en cuenta las diferentes opciones de diseño, torres de platos o torres empacadas. Se analizarán eficiencias, estimación de costos y se propondrá la alternativa más idónea. Además, se tendrá muy en cuenta la seguridad en la operación.

2. ANTECEDENTES.

La DESTILACION es la separación de los constituyentes de una mezcla líquida por vaporización parcial de la mezcla y recuperación separada del vapor y del residuo. Los componentes más volátiles de la mezcla original se obtienen en concentración incrementada en el vapor, el componente menos volátil, en mayor concentración en el residuo. La separación total depende de ciertas propiedades de los componentes por separar y del orden del proceso de destilación.

De manera general, la destilación se aplica a los procesos en los cuales el vapor producido es recuperado por condensación. La evaporación se refiere a la eliminación de agua de soluciones acuosas de sustancias no volátiles por vaporización. El vapor desprendido, ello es, el agua, se desecha.

La RECTIFICACION es una destilación en la cual un vapor es puesto en contacto en contracorriente y de manera continua con una porción condensada del vapor. Este proceso asegura un mayor enriquecimiento del vapor en los componentes más volátiles, que el enriquecimiento que se podría lograr con una destilación sencilla, usando la misma cantidad de calor. El condensado que se retorna para efectuar dicho objeto se denomina REFLUJO.

La DESTILACION FRACCIONADA O FRACCIONAMIENTO es sinónimo de RECTIFICACION, este término es de uso común en la industria petrolera.

Los aparatos usados generalmente, en los cuales los vapores van de un alambique o evaporador hasta un condensador, pueden fluir a contracorriente en contacto con una porción del condensado devuelto como reflujo son llamadas COLUMNAS o TORRES DE RECTIFICACION. Las columnas rectificadoras, de manera muy común, son alimentadas en o muy próximas al centro de la columna, en tal caso, la sección por encima de la alimentación se denomina SECCION DE RECTIFICACION, mientras que la zona por debajo de la alimentación es llamada la SECCION DE AGOTAMIENTO. Si se añade una alimentación líquida al domo de la columna, ésta es conocida como COLUMNA DE AGOTAMIENTO, tal columna no requiere que los vapores se condense y sean devueltos como reflujo.

2.1 RELACIONES DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR.

Para separar los componentes de una mezcla líquida por destilación es condición necesaria que la composición del

**NO
EXISTE
PAGINA**

considerando un fluido puro i como gas ideal (3) se puede escribir:

$$dG = RT (dP/P) \quad (2.5)$$

o bien:
$$dG = RT d(\ln P) \quad (2.5)$$

La predicción de la energía libre de la ecuación (2.5) se restringe a los gases ideales, pero se puede modificar para fluidos reales al introducir una nueva función que se define como la fugacidad. La ecuación (2.5) se transforma en:

$$dG_i = RT d(\ln f_i) \quad (2.6)$$

donde f_i es la fugacidad del componente i puro en unidades de presión.

Para completar esta definición, la fugacidad llega a ser igual a la presión cuando se acerca a cero. Así que:

$$\lim_{P \rightarrow 0} \frac{f_i}{P} = 1.0 \quad (2.7)$$

Para un solo componente en una mezcla a temperatura constante, la fugacidad se define por las expresiones:

$$dG_i = RT d(\ln f_i) \quad (2.8)$$

Y

$$\lim_{P \rightarrow 0} \frac{f_i}{y_i P} = 1.0 \quad (2.9)$$

donde f_i es la fugacidad de i en la solución. Al fijar la condición de estado de referencia a presión cero, el valor numérico de la fugacidad para cualquier componente también se fija. La elección de la presión cero es puramente arbitraria, pero es con mucho, la elección más ampliamente usada para establecer la relación entre la presión y la fugacidad. La integración de la ecuación (2.8) produce:

$$\mu_i = RT \ln f_i + \psi_i \quad (2.10)$$

donde la constante de integración ψ_i es una función de la temperatura únicamente. Ya que el criterio para el equilibrio también requiere que la temperatura y presión de las fases sean iguales, se pueden combinar las ecuaciones (2.1) y (2.10) para

proporcionar el criterio para el equilibrio en términos de las fugacidades:

$$\bar{f}_i^\alpha = \bar{f}_i^\beta \quad (i = 1, 2, \dots, m) \quad (2.11)$$

El criterio para el equilibrio también se puede expresar en términos de la actividad, que es la relación de la fugacidad de i en la mezcla con una fugacidad de estado estándar. Al integrar la ecuación (2.8) desde un estado estándar hasta el estado i en la mezcla, obtenemos:

$$\mu_i - \mu_i^\circ = RT \ln (\bar{f}_i / \bar{f}_i^\circ) = RT \ln a_i \quad (2.12)$$

donde a_i es la actividad y \bar{f}_i° es el valor en el estado estándar de la fugacidad. El criterio para el equilibrio que se expresa en términos de la actividad de esta manera pasa a ser:

$$a_i^\delta \bar{f}_i^{\circ\delta} = a_i^\beta \bar{f}_i^{\circ\beta} \quad (2.13)$$

La diferencia entre el estado estándar y el estado de referencia se debe comprender con claridad. El estado de referencia se refiere a aquella parte de la definición de la fugacidad donde se considera que ésta es numéricamente igual a la presión. El estado estándar se fija como una cuestión de conveniencia, y el estado específico que se elige será distinto en diferentes casos.

La desviación de la idealidad se presenta en soluciones líquidas y sólidas. Una indicación de la no idealidad se describe en términos del coeficiente de actividad. Para el componente en una mezcla, éste se define mediante:

$$\gamma_i = \frac{a_i}{z_i} = \frac{\bar{f}_i}{z_i \bar{f}_i^\circ} \quad (2.14)$$

donde γ_i = coeficiente de actividad del componente i .
 z_i = fracción mol del componente i en la mezcla.

$$(\gamma_i z_i \bar{f}_i^\circ)^\delta = (\gamma_i z_i \bar{f}_i^\circ)^\beta \quad (2.15)$$

La no idealidad en la fase gaseosa por lo general se toma en cuenta al usar el coeficiente de fugacidad en lugar del coeficiente de actividad.

2.3 SELECTIVIDAD Y COEFICIENTES DE DISTRIBUCION.

El último punto de la separación para cualquier proceso de separación de fases se puede describir en términos de un factor de separación o de selectividad. La selectividad se relaciona con las composiciones en las diferentes fases, y se puede expresar mediante la relación:

$$\alpha_{ij} = \frac{Z_i^\delta / Z_j^\delta}{Z_i^\beta / Z_j^\beta} = \frac{Z_i^\delta / Z_j^\beta}{Z_i^\beta / Z_j^\delta} \quad (2.16)$$

donde los componentes se denotan por i y j , y las fases por δ y β . Para un proceso de separación en el que $\alpha_{ij} = 1.0$, la relación de i a j sería la misma en ambas fases. Obviamente, la separación no es posible cuando esto ocurre, ya que la fuerza impulsora para la transferencia de masa es cero. Si $\alpha_{ij} > 1.0$, más del componente i se acumularía en la fase δ que en la fase β y la concentración de j en la fase β sería mayor que en la fase δ . Evidentemente, podemos concluir que la magnitud de la selectividad se relaciona con la fuerza impulsora para la transferencia de masa y es una medida de la facilidad para el proceso de separación. De lo anterior vemos que la selectividad se puede reorganizar para dar la proporción de cada componente en cada fase. Esta proporción se denota como la relación de distribución de equilibrio, y se define como:

$$K_i = \frac{Z_i^\delta}{Z_i^\beta} \quad (2.17)$$

Si introducimos la ecuación (2.15) en la expresión (2.17), obtenemos la distribución entre dos fases en equilibrio en términos de los coeficientes de actividad y de las fugacidades en el estado estándar, como se muestra:

$$K_i = \frac{Z_i^\delta}{Z_i^\beta} = \frac{\gamma_i f_i^{\circ\beta}}{\gamma_i f_i^{\circ\delta}} \quad (2.18)$$

El modelo de cálculo que se usa para predecir el comportamiento para la mayor parte de las operaciones de separación de equilibrio es la etapa teórica o de equilibrio. Una

etapa teórica se define como aquella en la cual las corrientes que abandonan la etapa se encuentran en equilibrio termodinámico. Las corrientes pueden ser diferentes en composición, pero la relación entre esas composiciones se puede predecir a partir de los coeficientes de distribución que se aplican en el equilibrio. Por esta razón los datos termodinámicos para el sistema que se considera tienen que estar disponibles antes de que podamos predecir el comportamiento de fase y completar el diseño de la operación por etapas.

La selección de datos termodinámicos apropiados para usarse en el cálculo no siempre es fácil, pues el comportamiento que se predice puede variar ampliamente cuando se usan distintos datos. La selección de los valores apropiados para los coeficientes de distribución y para otras propiedades termodinámicas es uno de los asuntos de mayor importancia para el ingeniero de diseño de unidades de operación por etapas de equilibrio. Dicha selecciones dependen de la experiencia, el criterio y asesorías con respecto a la elección de datos termodinámicos que describirán en la forma más precisa el grado de separación que se pueda obtener con el equipo "real".

2.4 COMPORTAMIENTO DE LIQUIDOS MISCIBLES.

Dos líquidos se consideran miscibles si se pueden mezclar en todas las proporciones y sólo existe una fase líquida.

Soluciones Ideales.

Una solución líquida o gaseosa ideal es aquella en la que el coeficiente de actividad es la unidad. Existen pocos sistemas líquidos que se comportan en forma ideal a cualquier presión. La consideración del comportamiento líquido ideal se aplica a los compuestos de una serie homóloga cuyos pesos moleculares sean muy cercanos. A presiones bajas, la fase vapor de una mezcla alcanza el comportamiento ideal y sigue la ley de los gases ideales. En intervalos de presiones bajas puede variar de 30 a 50 psia (207 a 345 kPa). En esas condiciones se pueden igualar la fugacidad con la presión parcial, y la fugacidad en el estado de líquido llega a ser igual a la presión de vapor.

En estos casos se acostumbra utilizar diagramas de temperatura-composición a presión constante como indica la figura 2.1.

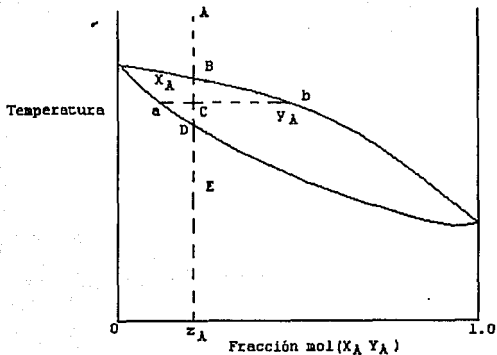


FIGURA 2.1

Considérese una mezcla de composición Z_a a una temperatura que se representa por el punto E en la figura. Si esta mezcla se calienta, permanecerá líquida hasta el punto D, donde se formará la primera burbuja de vapor; por este motivo a la curva inferior se le llama curva de vapor o línea de ebullición; si se continúa el calentamiento la mezcla alcanzará el punto C, donde coexisten líquido y vapor simultáneamente. La composición global de la mezcla total permanecerá en Z_a , pero la porción líquida tendrá una composición X_a y la parte de vapor tendrá una composición Y_a . El vapor y líquido en equilibrio (X_a , Y_a) se conectan por la línea de enlace de equilibrio a-b. Las cantidades relativas del vapor y líquido presentes se pueden determinar por medio de una serie de balances de materia alrededor de un separador de equilibrio por destilación instantánea; como se muestra en la figura 2.2 Para el componente A:

$$F Z_a = L X_a + V Y_a \quad (2.19)$$

donde: Z_a = composición en fracción mol del componente A en la mezcla alimentada,
 F = moles totales de alimentación,
 L = moles de líquido formado

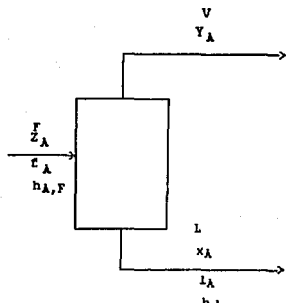


FIGURA 2.2

F = moles de alimentación,
L = moles de líquido,
V = moles de vapor,
Z_a = fracción mol de A en la alimentación,
X_a = fracción mol de A en el líquido,
Y_a = fracción mol de A en el vapor,
h_{aF} = entalpía de A en la alimentación,
h_a = entalpía de A en el líquido,
H_a = entalpía de A en el vapor.

El balance de material global sería:

$$F = V + L \quad (2.20)$$

Eliminando V de (2.19) y (2.20):

$$F Z_a = L X_a + (F - L) Y_a \quad (2.21)$$

desarrollando:

$$F Z_a = L X_a + F Y_a - L Y_a$$

$$F(Z_a - Y_a) = L(X_a - Y_a) \quad (2.22)$$

o bien

$$\frac{L}{F} = \frac{Z_a - Y_a}{X_a - Y_a} \quad (2.23)$$

De la misma manera:

$$\frac{V}{F} = \frac{X_a - Z_a}{X_a - Y_a} \quad (2.24)$$

o bien

$$\frac{L}{F} = \frac{Z_a - Y_a}{X_a - Y_a} \quad (2.25)$$

Las ecuaciones (2.23) a (2.25) son las bases para el Principio de la Regla de la Palanca Inversa. En la ecuación (2.25), el valor de $(Z_a - Y_a)$ es equivalente a la longitud de la línea desde C hasta b en la figura 1. El valor de $(X_a - Y_a)$ equivale a la longitud de la línea desde a hasta b. Ya que el punto X_a en el diagrama representa la composición de L, la cantidad total de L es equivalente a la longitud de la línea opuesta a su composición, o sea la inversa.

Si la mezcla de composición Z_a se calienta por arriba del punto C se llega al punto B del diagrama, donde toda la mezcla alimentada se ha vaporizado y existe como un vapor al punto de rocío. A la curva superior se le llama curva de rocío o línea de vapor saturado. Con otro calentamiento se llegará al punto A y el vapor se llama sobrecalentado. Se usan también gráficas de presión composición como indica la figura 2.3.

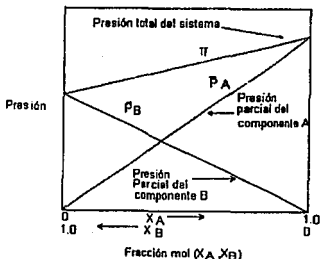


FIGURA 2.4

Otro tipo de diagrama de presión-composición, se muestra en la figura 2.4.

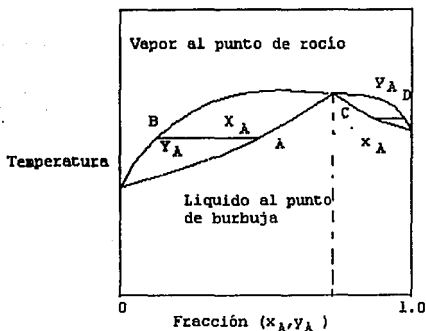


FIGURA 2.5

En este caso se considera que la mezcla sigue la ley de Raoult y la presión parcial de cada componente sobre el intervalo total de la composición del líquido es una línea recta. La presión total sobre la mezcla líquida es la suma de las dos presiones parciales. En estas condiciones, el coeficiente de distribución para el sistema se puede predecir combinando las leyes de Raoult y de Dalton para obtener:

$$P_t Y_i = P_i X_i \quad (2.26)$$

o bien:

$$k_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^0}{P_t} \quad (2.27)$$

donde P_i^0 es la presión de vapor del componente puro.

Las mezclas de gases forman soluciones ideales a presiones muy por arriba de la presión a la cual la misma mezcla se comportará como un gas ideal. Cabe esperar que la ley de Dalton se cumpla a presiones en el rango de 250 psia (1724 kPa), aún cuando la mezcla no siga la ley de los gases ideales a esta presión. A presiones más altas, los coeficientes de distribución vapor-líquido vienen a ser funciones de la temperatura, presión y composición. La correlación y extrapolación de los coeficientes

bajo estas condiciones requieren el cálculo de fugacidades del líquido y del vapor para mezclas de gases y líquidos no ideales. Estos cálculos requieren una ecuación de estado compleja que queda fuera de los propósitos de este estudio.

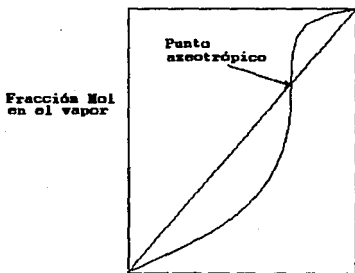
Otro tipo de diagrama de equilibrio usado en las separaciones vapor-líquido, es el diagrama X-Y, que describe las composiciones del líquido en el eje de las abscisas y las composiciones del vapor en equilibrio sobre el eje de las ordenadas.

2.5 COMPORTAMIENTO NO IDEAL.

Las no idealidades de la fase vapor son bastante frecuentes y, en forma relativa, fáciles de predecir sobre una base generalizada. Las no idealidades de la fase líquida son menos regulares y mucho más difíciles de predecir. En casos extremos, la no idealidad de la fase líquida puede ser tal que invierta la volatilidad de los dos componentes. Cuando esto ocurre, el sistema se conoce como azeotrópico y la composición a la cual la inversión de volatilidad ocurre se conoce como el azeótropo o composición azeotrópica.

La figura 2.5 muestra el diagrama de temperatura-composición a presión constante para un sistema binario, el cual forma un azeótropo de ebullición máxima.

En cada región el equilibrio vapor-líquido se puede predecir a partir de una línea de enlace horizontal, no obstante, uno de los extremos de cada región está a la composición azeotrópica. La mezcla es llamada un azeótropo de ebullición máxima, dado que el punto de ebullición de la mezcla de composición constante es más alto que el punto de ebullición de cualquiera de los dos componentes puros. En la figura 2.6 se indica la inversión de la volatilidad de la composición azeotrópica.



(14) X

FIGURA 2.5

Las figuras 2.7 y 2.8 muestran los diagramas de temperatura-composición y de equilibrio X-Y, respectivamente, para un sistema que presenta un azeótropo de ebullición mínima.

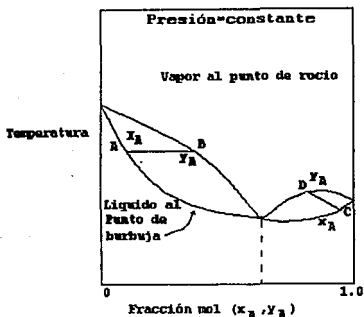


FIGURA 2.7

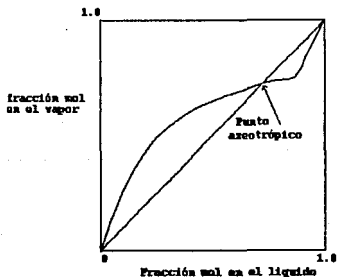


FIGURA 2.8

El diagrama de temperatura-composición a presión constante es el más común, debido a que la mayoría de las operaciones de separación se realizan principalmente a presión constante.

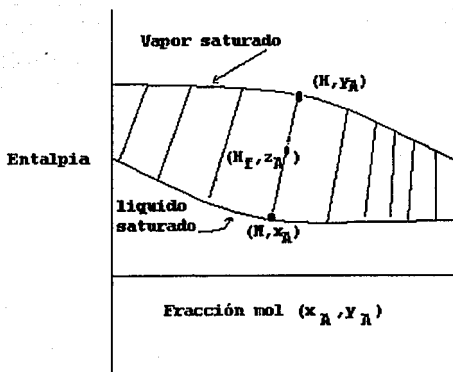


FIGURA 2.9

En general, se acepta que no hay una técnica efectiva para correlacionar y/o predecir coeficientes de distribución cuando la fase líquida no es ideal. Las complejidades surgidas presentan un reto distinto y sin resolver para la solución termodinámica. Muchas aplicaciones industriales de operaciones por etapas se llevan a cabo a bajas presiones, en las que la fase vapor es ideal en su comportamiento. Pero, aún bajo esas condiciones el comportamiento del líquido no ideal es común. Por esta razón, la mayor parte de la atención que se dirige al comportamiento no ideal se enfoca hacia el comportamiento de la solución y a la predicción de los coeficientes de actividad.

DIAGRAMAS DE ENTALPIA-COMPOSICION.

En muchas operaciones de separación la entalpía se considera como una variable importante. Un diagrama de entalpía-composición puede obtenerse de la misma manera que un diagrama de temperatura-composición. Se deben calcular las composiciones de las fases líquida y vapor que coexisten en equilibrio. Se determina la entalpía en cada fase y los valores resultantes se grafican como se indica en la figura 2.9.

El eje de composiciones es, tanto, para el vapor como para el líquido. Las entalpías del vapor y del líquido son diferentes debido al calor latente de vaporización.

Se puede demostrar que la regla de la palanca se aplica al diagrama de entalpía-composición como se hace para el diagrama de temperatura composición. Primero se realiza un balance de materia global para el separador de la figura 2.2.

$$F = V + L \quad (2.28)$$

El balance de calor global es:

$$h_F F = HV + hL \quad (2.29)$$

donde

h_F = entalpía de alimentación,
 H = entalpía del vapor,
 h = entalpía del líquido.

Las entalpías y regímenes de flujo en las ecuaciones del balance se deben escribir en unidades consistentes. Si los regímenes de flujo se dan en moles, entalpías tienen que estar en cal/mol.

Eliminando una de las tres variables F , V o L entre (2.28) y (2.29) se obtiene:

$$h_F F = H(F - L) + hL \quad (2.30)$$

o bien:

$$\frac{L}{F} = \frac{h_F - H}{h - H} \quad (2.31)$$

De modo similar al que se siguió para obtener la ecuación (2.23), también podemos establecer una relación para L y F . Las ecuaciones (2.23) y (2.31) muestran que la regla de la palanca se aplica para realizar mediciones sobre el diagrama de entalpía-composición, de la misma forma que se hace sobre el diagrama de temperatura-composición. Las relaciones para V/F y L/V pueden obtenerse en términos de las mismas variables básicas, dependiendo de la variable que se elimine entre el balance de materia global y el balance de calor global.

2.7 CÁLCULOS DE EQUILIBRIO PARA SISTEMAS VAPOR LIQUIDO.

La parte de los datos disponibles son aquellos para los sistemas vapor-líquido y , con frecuencia se hace referencia a ellos como los coeficientes de distribución del equilibrio vapor líquido o valores de K . Ya que dichos valores varían de forma considerable con la temperatura y presión, se emplea la selectividad que es igual a la relación de los valores de K . Para sistemas vapor-líquido, esto se conoce comúnmente como la volatilidad relativa y para un sistema binario se expresa así:

$$\frac{K_A}{K_B} = \alpha = \frac{Y_A X_B}{Y_B X_A} \quad (2.32)$$

La volatilidad relativa es un término útil debido a que tiende a cambiar menos con la temperatura que la constante de equilibrio. Si expresamos la ecuación (2.32) en términos del componente más volátil A , entonces:

$$Y_A = \frac{\alpha X_A}{1 + X_A(\alpha - 1)} \quad (2.33)$$

Esta ecuación relaciona las composiciones de equilibrio Y_A y X_A en términos de la volatilidad relativa. Si se hace la suposición de que α es independiente de la temperatura y de la composición, entonces la ecuación (2.33) viene a ser la ecuación de la línea de equilibrio o la curva Y - X como se indica en la figura 2.10:

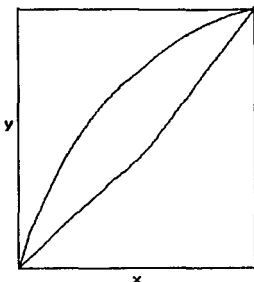


FIGURA 2.10

2.8 CALCULO DEL PUNTO DE BURBUJA.

El punto de burbuja de una mezcla líquida se define como la combinación de la temperatura y la presión a las cuales se forma la primera burbuja de vapor. Se considera que la cantidad de vapor que se forma es tan pequeña que no tiene ningún efecto sobre la composición del líquido. La ecuación para la composición al punto de burbuja para un sistema binario, se puede considerar

$$X_1 = \frac{1 - K_2}{K_1 - K_2} \quad (2.34)$$

y

$$X_2 = 1 - X_1$$

En la mayoría de los casos existen más de dos componentes que forman la mezcla líquida. Para este caso no existe una solución directa como la ecuación 2.34.

La definición básica del coeficiente de equilibrio es:

$$Y_1 = K_1 X_1 \quad (2.35)$$

Por definición, en cualquier sistema estable, las fracciones mol deben sumar la unidad, por tanto:

$$Y_1 = 1.0 = K_1 X_1 \quad (2.36)$$

Esto se convierte en el criterio básico para establecer la temperatura y presión del punto de burbuja. Para usar la ecuación 2.36 se fija la temperatura o la presión. Entonces se varía el otro parámetro (esto cambia el valor del coeficiente de distribución de equilibrio) hasta que se satisface el criterio para un sistema estable. Si el total de las composiciones de vapor que se calcularon es diferente a la unidad, se debe modificar la combinación de la temperatura y la presión.

2.9 CALCULOS DEL PUNTO DE ROCIO

El punto de rocío de un vapor se define como la combinación de la temperatura y de la presión a las cuales condensa la primera gota del líquido. La primera gota del líquido se puede interpretar como la formación de una cantidad diferencial de líquido, de tal modo que la composición global del vapor restante se mantiene. El criterio para el punto de rocío es similar en principio y en interpretación al criterio para el punto de burbuja. El criterio para el punto de rocío es:

$$Y_1 \quad (2.37)$$
$$S X_1 = 1.0 = \sum \frac{Y_1}{X_1}$$

Para mezclas binarias se puede deducir una ecuación similar a la ecuación (35). Así, entonces:

$$Y_1 = \frac{K_1(1-K_2)}{K_1 - K_2} \quad (2.38)$$

$$Y_2 = 1 - Y_1 \quad (2.39)$$

Estas dos ecuaciones se pueden usar para calcular en forma directa la composición de un vapor binario que empezará a condensar a una temperatura y presión determinadas. El cálculo para los siguientes de más de dos componentes es semejante al que se presentó para calcular las condiciones al punto de burbuja, siendo la única diferencia que una composición del líquido se calcula y prueba para estabilidad.

2.10 DESTILACION BINARIA.

En la industria, la separación de dos componentes volátiles se realiza continuamente. Mediante el uso de una columna de destilación o de fraccionación, la cual se indica en la figura 2.11. La alimentación se introduce en forma continua en algún punto intermedio de la columna. El calor se introduce al rehevridor que vaporiza una parte del líquido, este vapor asciende por la columna debido a que su densidad es menor que la del líquido que desciende. Se proporcionan etapas en la columna para permitir un contacto íntimo del vapor y del líquido. Estos platos se fabrican en varias configuraciones pero, su importancia radica en que permite al líquido fluir hacia abajo de la columna, y al vapor ascender por la misma, realizando de este modo un mezclado y una separación periódicos. El vapor que entra a un plato desde el plato inferior se encuentra a una temperatura más alta que el líquido que desciende a ese plato desde el plato superior. El vapor se enfriará lentamente, con alguna condensación que ocurra de los materiales más pesados; en el caso del líquido, éste se calentará con alguna vaporización correspondiente a los componentes más ligeros. El vapor que abandona el plato de la parte superior de la columna entra al condensador, el calor se elimina por enfriamiento con agua o algún otro medio de enfriamiento. Parte del líquido que se condensa se regresa a la columna como reflujo líquido y el restante se convierte en el producto destilado. La combinación de la generación de vapor en el rehevridor y la condensación del líquido en el condensador, con sus respectivas corrientes regresando a la torre, establece la diferencia entre la destilación continua y las separaciones en equilibrio o flasheo diferencial. El vapor del rehevridor y el líquido del reflujo permiten obtener productos de elevada pureza y, al mismo tiempo proporcionan una recuperación mucho mayor de los materiales útiles alimentados a la columna.

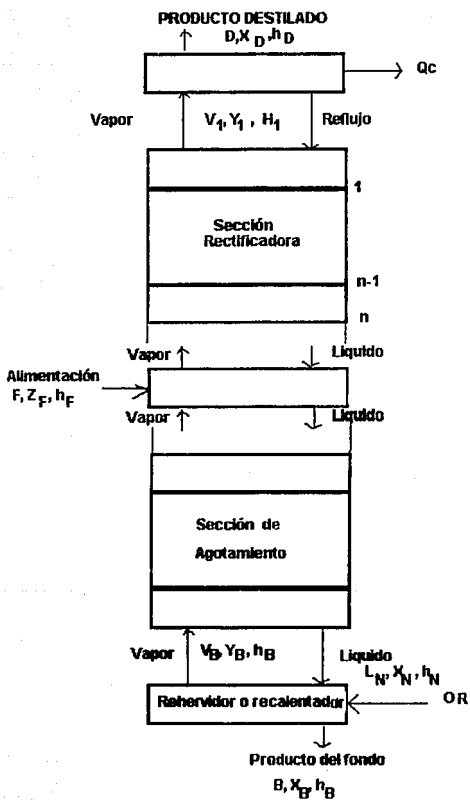


Figura 2.11.

Esquema de una columna de destilación continua.

El condensador puede operar ya sea como un condensador total o como un condensador parcial. En el primer tipo, todo el vapor que entra al condensador se condensa y el reflujo que regresa a la columna tiene la misma composición que el destilado o producto superior. En el caso de un condensador parcial, solamente una parte del vapor que entra al condensador se condensa a líquido. En la mayoría de los condensadores parciales sólo se condensará el líquido suficiente con el fin de proporcionar el reflujo para la torre. En algunos casos, se condensará más líquido del que se requiere para el reflujo y, en realidad serán dos los productos destilados, uno que tenga la misma composición que la del reflujo y, el otro, un producto en forma de vapor.

El rehervidor operará como un rehervidor parcial que vaporiza sólo una porción del líquido que entra desde el plato del fondo de la columna. En tal operación, el líquido y vapor que salen del rehervidor están muy cerca del equilibrio. Como el control de la entrada de calor, el rehervidor puede operar como uno de tipo total con vaporización completa del líquido que entra.

La sección de la columna ubicada entre el plato de alimentación y el condensador por lo regular se conoce como la sección de rectificación o de enriquecimiento de la columna. En esta sección, al plato de la parte superior o domo se le designa como plato número uno y al plato inmediatamente arriba del plato de alimentación se le denomina plato enésimo. La zona de platos entre la alimentación y el rehervidor, por lo común, se llama sección de aligeración o de agotamiento. El plato del fondo en la sección de agotamiento se enumera como etapa uno y el plato inmediatamente debajo del de alimentación se denomina emésimo. El diseño de una columna de destilación para operación continua requiere información acerca de la interrelación de tres variables: el número de platos que se requiere, el régimen de reflujo que se requiere y el calor de entrada que es necesario en el rehervidor. Estas tres variables determinan tanto el tamaño físico de la columna en términos del diámetro y de la altura, como los costos de operación en términos de los medios de enfriamiento del condensador y los requisitos de calor del rehervidor.

2.11 PRINCIPIOS EN EL DISEÑO DE COLUMNAS.

El planteamiento que se ocupa aquí al realizar los cálculos de destilación será considerar una columna compuesta por etapas teóricas o de equilibrio. Los cálculos efectuados proporcionarán el número de etapas teóricas que se requieren para producir un destilado específico y el producto del fondo o residuo a partir de una alimentación de composición determinada. Después de que se ha determinado el número de platos teóricos, puede calcularse el número de platos reales por medio del uso de eficiencias de plato apropiadas.

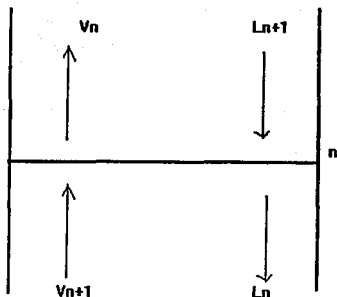


Figura 2.12

En la figura 2.12 se muestra un diagrama simplificado de un plato teórico o de equilibrio, representa a cualquier plato en la sección de rectificación de la columna y se le designa como plato n . Si el plato perteneciera a la sección de agotamiento se designaría como plato m . Considerando una mezcla perfecta en el plato teórico, el líquido que desciende desde el plato superior (L_{n-1}) y el vapor que asciende desde el plato inferior (V_{n+1}) se combinan de tal manera que se obtiene una mezcla en equilibrio termodinámico. Así, esta mezcla se separa en una corriente de vapor (V_n) y una corriente líquida (L_n) que se encuentran en equilibrio termodinámico. Si se conocen las composiciones de L_{n-1} y de V_{n+1} y se especifican sus estados, las composiciones y estados de V_n y de L_n podrían calcularse por medio de sus relaciones termodinámicas. Este procedimiento proporciona buenos resultados al estimar el funcionamiento de los platos reales en una columna de destilación, aunque los platos reales están a régimen permanente pero no en equilibrio. El primer paso que se sigue para realizar los cálculos de un problema de destilación

dado es definir la separación que se va a efectuar. Esto debe plantarse de tal forma que exista un único sistema con solamente una solución. Si existe más de una solución, se podría presentar la duda de cual sería la mejor. En el caso de un sistema de dos componentes o binario, la separación puede especificarse en varias formas:

a) La composición en porcentaje de un componente en el producto destilado y del otro componente en el producto del fondo o residuo pueden especificarse. En este caso, la combinación de un balance de materiales total con los balances de cada componente (parciales), mostrará que se ha especificado una separación única.

b) El porcentaje recuperado de un componente en la corriente superior y el otro componente en la corriente del fondo pueden especificarse.

c) El porcentaje de la composición de alimentación y el porcentaje de recuperación de un componente en una corriente pueden especificarse.

d) Puede especificarse el porcentaje de un componente en la parte superior y el régimen del destilado total.

Cada uno de estos procedimientos establece una separación por destilación en una forma tal que sólo existe una solución al problema. Asimismo, existirá una única combinación del número de platos y régimen de reflujo que se requiere para cada una de las separaciones. Una vez establecido el número de platos, el régimen de reflujo quedará especificado de manera única. A la inversa, una vez que se establece el régimen de reflujo, el número de platos se determina de manera única. La entrada de calor al rehervidor es en realidad una variable dependiente que se determina mediante otras variables. Por supuesto, se considerarán únicas, el número de platos y la entrada de calor al rehervidor, haciendo por lo tanto, dependiente la velocidad de reflujo o la carga de enfriamiento al condensador.

En un sistema binario, una vez que se determina la separación que se va a efectuar, se fijan la composición y el régimen del destilado. Los cálculos para definir el número de platos que son necesarios para la separación se llvan a cabo de la siguiente manera:

a) Determinese la presión de operación de la torre. Tanto la temperatura como la presión influyen en la distribución de un componente determinado entre el vapor y el líquido en equilibrio. La presión de operación de la columna por lo común se fija por la temperatura de condensación del material que se va al domo. Si la columna cuenta con un condensador total, se considera que opera a la temperatura del punto de burbuja del producto superior. En el caso de un condensador parcial, se supone que operará a la temperatura del punto de rocío del producto del domo. La presión de la torre se determina haciendo el cálculo apropiado, ya sea el punto de burbuja o el punto de rocío a la temperatura que puede lograrse en el condensador por el medio de enfriamiento que se va a usar.

b) Defínase la relación de reflujo para la torre y realícese balances de calor y de materiales en el condensador para

determinar la cantidad de enfriamiento que se requiere y la composición del vapor que emerge del plato superior.

c) Supóngase que el plato del domo opera como un plato teórico y efectúese un cálculo del punto de rocío sobre el vapor que sale del plato superior para encontrar la composición del líquido. Este cálculo determina también la temperatura del plato de la parte superior de la torre.

d) Determinése la cantidad y la composición del vapor que entra al plato superior desde el segundo plato de la columna. Esto se realiza suponiendo un régimen de flujo del líquido que cae del plato superior y, calculando la cantidad y composición del vapor que entra al plato por medio de un balance de materia en dicho plato. Después se realiza un balance de calor en el mismo plato, si el balance de calor se aproxima, la cantidad supuesta del régimen de flujo del líquido es correcto; si el balance de calor no se aproxima, se tiene que suponer un nuevo valor para el régimen de flujo líquido y recalcularse los balances de materiales y calor.

e) Repítase el procedimiento anterior para el segundo plato de la columna y para los platos subsecuentes en la zona de rectificación, hasta que el líquido que sale del plato tenga la misma composición que el líquido de la alimentación.

f) Determinése la entrada de calor para el rehervidor por un balance de calor alrededor de la columna.

g) Calcúlese la cantidad y composición del vapor que deja el rehervidor. La composición se calcula como el vapor en equilibrio con el producto del fondo. El régimen de flujo o gasto de vapor se calcula suponiendo una cantidad de vapor y después haciendo un balance de calor alrededor del rehervidor. Si el balance de calor no se aproxima, se debe suponer un nuevo régimen de vapor y recalcular los balances.

h) Calcúlese la temperatura y las composiciones para el plato del fondo de la columna y para cada plato subsiguiente en orden ascendente hasta alcanzar la composición del plato de alimentación.

2.12 METODO DE McCABE-THIELE.

El procedimiento descrito antes es sumamente largo y tedioso. Los cálculos se pueden abreviar utilizando un diagrama de composición líquido-vapor.

Balance de Material para un solo plato.

El balance de materia de un componente alrededor de un plato en la sección de rectificación de una columna de destilación como el que se muestra en la figura 2.13, puede expresarse así:

$$(Y_{n+1})(V_{n+1}) + (X_{n-1})(L_{n-1}) = (Y_n V_n) + (X_n L_n) \quad (2.39)$$

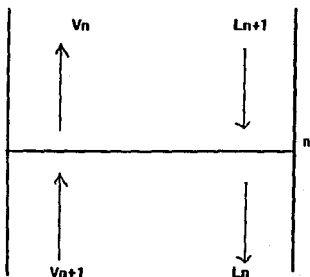


FIGURA 2.13

El balance del componente que relaciona a las corrientes que pasan en la columna se encuentra a partir de un balance de materia del componente en la sección de rectificación de una columna de destilación como se muestra en la figura 2.14.

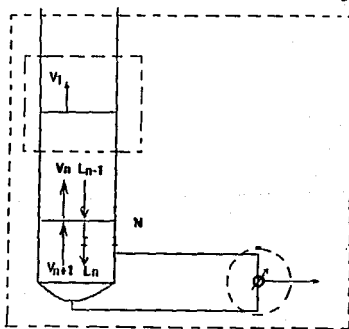


FIGURA 2.14

Así para el componente A

$$(Y_{n+1} V_{n+1}) - (X_n L_n) = (X_D) D \quad (2.40)$$

Esta importante relación describe la diferencia entre las corrientes que pasan en cualquier punto de la sección de rectificación de la columna es la cantidad de ese componente en el producto destilado. La ecuación (2.40) puede rearrreglarse así:

$$Y_{n+1} = \frac{X_{n+1} L_{n+1}}{V_{n+1}} + \frac{X_D D}{V_{n+1}} \quad (2.41)$$

Dicha ecuación relaciona la composición del vapor que asciende desde cualquier plato en la sección de rectificación con la composición del líquido que baja del plato superior. Esta ecuación se define como la línea de operación de la sección superior de la columna. Para simplificar se pueden hacer dos suposiciones:

- 1.- El calor de mezclado es cero o despreciable para los dos componentes en la mezcla.
- 2.- Los calores latentes molares de vaporización de los dos componentes son iguales o diferentes por una cantidad despreciable. Así, se obtiene:

$$L_0 = L_1 = L_2 = \dots = L_{n+1} = L_n \quad (2.42)$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_n = V_{n+1} \quad (2.43)$$

Estas ecuaciones definen una operación de columna conocida como derrame molar constante, es decir, el derrame del líquido en los platos inferiores de una sección determinada de la torre es constante en términos de las moles totales que fluyen por unidad de tiempo. Lo mismo sucede para el flujo de vapor. Las composiciones de las corrientes del líquido y del vapor variarán de plato a plato, pero el flujo molar permanecerá constante. Sin embargo, los regímenes del vapor y del líquido de las secciones de rectificación y de agotamiento de la columna por lo regular no serán los mismos. De esa manera la ecuación del balance de materia queda así:

$$Y_{n+1} = \frac{X_n L_D}{V} + \frac{X_D D}{V}$$

o bien:

$$Y = \frac{X L}{V} + \frac{X_D D}{V} \quad (2.44)$$

Esta expresión se puede usar para los cálculos de plato a plato. El valor de X_n se conoce a partir de los cálculos del punto de rocío sobre el vapor que deja el plato. Un cálculo de balance de materia proporcionará la composición del líquido que

entra al plato. Una vez efectuado este cálculo, la composición del líquido que sale del plato se puede determinar mediante un cálculo del punto de rocío sobre la composición del vapor. Los cálculos se desarrollan hacia abajo de la columna usando la gráfica X-Y para determinar las composiciones de equilibrio y empleando la ecuación del balance de materia para calcular las composiciones de las corrientes del líquido y del vapor de paso.

Efectuando un balance de materia en la sección de agotamiento de la columna, se obtiene de la figura 2.15:

$$Y_m = \frac{X_{m-1} L'}{V'} + \frac{X_B B}{V'} \quad (2.45)$$

o bien:

$$Y = \frac{X L'}{V'} + \frac{X_B B}{V'} \quad (2.45)$$

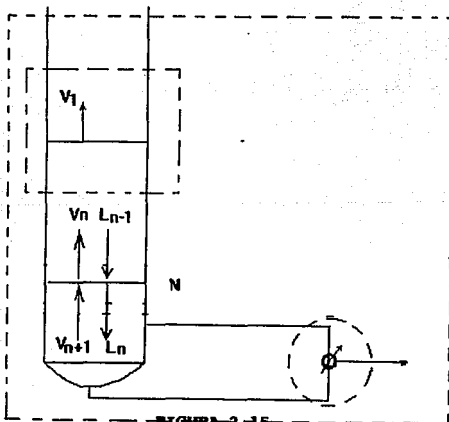


FIGURA 2.15

La ecuación (2.45) también puede graficarse sobre el diagrama X-Y como una línea recta con pendiente L'/V' y una ordenada al origen "y" igual $-X_B B/V'$. Las barras se usan para señalar los regímenes de flujo en la sección de agotamiento de la columna. Estas ecuaciones, (2.44) y (2.45), se conocen como las líneas de operación de la columna. Sus posiciones relativas sobre la gráfica de composición X-Y depende de la relación de reflujo y de la relación de vaporización que se determinan de acuerdo al funcionamiento de la columna. Las líneas de operación, así como la curva de equilibrio se utilizan para determinar cálculos del número de platos, efectuando los siguientes pasos:

1.-Localícese la línea de operación de la sección de rectificación evaluando el valor de "y" cuando $X_n = X_D$. Bajo esas condiciones $Y_{n+1} = X_D$. Esto significa que la línea de operación de la zona de rectificación va a través de los puntos $Y_{n+1} = X_n = X_D$. También se conoce el valor de la ordenada al origen y de la ecuación.

2.-Determinése la composición del líquido que abandona el plato superior de la columna. Si la columna tiene un condensador total, $Y_1 = X_D$.

3.-Para determinar el líquido en equilibrio con Y_1 , dibújese una línea horizontal desde la composición Y_1 hasta la curva de equilibrio y luego dibújese una línea vertical hasta la línea de operación de rectificación para obtener X_1 . Al obtener X_1 en la línea de rectificación se tiene el punto (X_1, Y_2) . Desde éste se traza una línea horizontal hasta la curva de equilibrio X-Y para obtener el punto (X_2, Y_2) .

4.-Conocido Y_2 , se traza otra línea vertical hasta la línea de rectificación, obteniendo en ella el punto (X_2, Y_2) ; se traza nuevamente otra línea horizontal hasta la línea de equilibrio para obtener el punto (X_3, Y_3) . Este proceso se repite tantas veces como sea necesario hasta alcanzar la composición del plato de alimentación.

LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION.

En la figura 2.16 se ilustra la forma en que funciona el plato de alimentación de una columna de destilación.

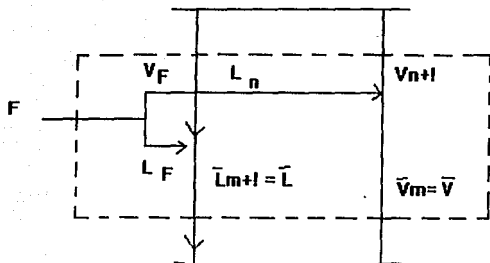


FIGURA 2.16

Bajo las restricciones que se aplican. El líquido que cae del plato inferior de la sección de rectificación se adiciona con la porción del líquido de la alimentación para formar el líquido que baja a la zona de agotamiento de la columna. De modo similar, el vapor que asciende desde el plato superior de la sección de agotamiento se adiciona a la porción de vapor de la alimentación para formar el vapor que entra a la sección de rectificación de la columna. En forma analítica, esas relaciones se expresan de la siguiente manera:

$$L_{m+1} = L_n + L_F \quad (2.46)$$

$$V_{n+1} = V_m + V_F \quad (2.47)$$

En la zona de agotamiento de la columna se usará la siguiente nomenclatura:

$$L_{m+1} = L' \quad \text{y} \quad V_m = V' \quad (2.48)$$

Un balance de materia alrededor del plato de alimentación da:

$$F + L - L' \quad \text{y} \quad V_m = V' \quad (2.49)$$

Si se define un término "q" como las moles de líquido saturado en la alimentación divididas entre la cantidad total de alimentación las velocidades de flujo hacia arriba y hacia abajo del plato de alimentación se expresan así:

$$L' = L + qF \quad (2.50)$$

$$V = V' + (1-q)F \quad (2.51)$$

Restando (2.45) de (2.44):

$$Y(V - V') = X(L - L') + X_D D + X_B B \quad (2.52)$$

El balance total en la torre para el componente A es:

$$F Z_F = D X_D + B X_B \quad (2.53)$$

Combinando las ecuaciones (2.49) hasta la (2.53) se obtiene:

$$Y = \frac{q}{q-1} X - \frac{Z_F}{q-1} \quad (2.54)$$

que recibe el nombre de ecuación de la línea de alimentación, ésta nos representa la posición de las intersecciones de las líneas de operación de las zonas de agotamiento y de rectificación. Por lo regular, se conoce como la línea q. Haciendo $X = X_F$, de tal modo que la línea q pasa por el punto $(X = X_F, Y = X_F)$ y tiene una pendiente igual a $q/(q-1)$.

Existen cinco diferentes tipos de alimentación posibles. En la figura 2.17 se ilustran cada una de ellas por la ubicación de la línea q.

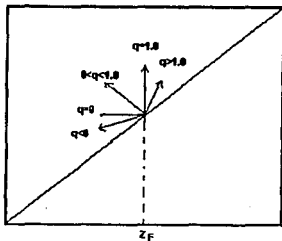


FIGURA 2.17

1.- Cuando la alimentación es un líquido saturado, $q = 1$. En este caso la línea q es vertical.

2.- Si la alimentación es un vapor saturado, $q = 0$ y la línea q es horizontal.

3.- Para una mezcla parte vapor y parte líquido saturados, tiene un valor entre 0 y 1 y la línea se declina con un ángulo entre 180° y 270° en el sentido de las agujas del reloj respecto al eje positivo de las q équis.

4.- Cuando la alimentación es un vapor sobrecalentado q será menor que cero y la línea q caerá entre 90° y 180° en el sentido de las manecillas del reloj respecto al eje q équis positivo.

5.- Si la alimentación es un líquido subenfriado, la línea q se encontrará entre 270° y 360° en el sentido de las manecillas del reloj tomando como referencia al eje positivo q équis. En la mayoría de los casos, la alimentación será líquido saturado o mezcla vapor-líquido o bien, vapor saturado. Raras ocasiones se tratarán alimentaciones de líquido subenfriado o de vapor sobrecalentado.

ETAPAS DE EQUILIBRIO.

Para construir un diagrama de McCabe-Thiele se procede de la siguiente manera:

1.- Evalúese el número necesario de de puntos y constrúyase una curva de equilibrio.

2.- Trácese la línea de operación de la sección de rectificación a través de los puntos ($X = X_D$, $Y = Y_D$) para intersectarse con el eje de las Y en $X_{D/V}$.

3.- Trácese la línea q por los puntos ($X = X_F$, $Y = X_F$) con su pendiente correspondiente.

4.- Constrúyase la línea de operación de la zona de agotamiento a través de los puntos ($X = X_B$, $Y = X_B$) y por la intersección de la línea de operación de la sección de rectificación con la línea q .

5.- Si la columna cuenta con un condensador total, el vapor que abandona el plato superior, el reflujo y el destilado tendrán la misma composición, X_B . La línea horizontal que va desde el punto X_D hasta el eje de las Y y indica que Y_1 y X_D tienen la misma composición del líquido en equilibrio con Y_1 . El siguiente paso es localizar la composición del líquido en equilibrio con Y_1 ; se halla construyendo una línea horizontal desde Y_1 hasta el corte con la curva de equilibrio y después trazando una línea vertical

de la curva de equilibrio al eje de composiciones X. Así, se ha descendido un plato teórico en la solución gráfica.
 6.-Este procedimiento se repite para el segundo plato. La composición Y_2 se encuentra extendiendo una línea horizontal desde la línea de operación a la composición X_1 . La composición X_2 del líquido que se encuentra en equilibrio con Y_2 , se determina extendiendo una línea vertical desde el punto 2 de la figura 18

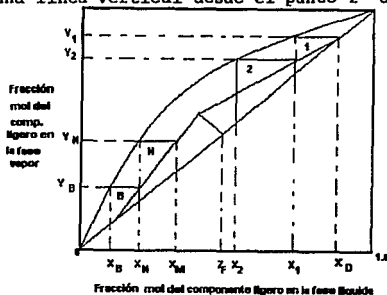


FIGURA 2.16

7.- Este procedimiento por pasos se continúa hasta alcanzar el plato de alimentación.

8.-De manera similar, se escalonan los platos de la sección de agotamiento en el punto X_B . La línea vertical da la composición del vapor que sale del rehervidor y la primera línea horizontal da la composición del líquido que cae del plato inferior de la sección de agotamiento. La construcción de esta forma hasta que se alcance el plato de alimentación.

DETERMINACION DE LOS PLATOS MINIMOS.

Cuando se considera la separación específica de una alimentación determinada, logramos que ciertos límites se coloquen en el número de etapas y en la relación de reflujo que pueda usarse. La consideración de las características del proceso sugiere que se requiere cierto número mínimo de platos teóricos para llevar a cabo la separación que se desee. Este tipo de operación de la columna por lo regular se conoce como reflujo total. Otra terminología común correcta es la operación con platos mínimos. La ecuación de la línea de operación para la zona de rectificación de una columna usando la solución de McCabe-Thiele es:

$$Y_{n+1} = \frac{Lx_n}{V} + \frac{Dx_D}{V} \quad (2.55)$$

Esta ecuación tiene como pendiente L/V. El balance de materia total para la sección de rectificación es :

$$V = L + D \quad (2.56)$$

La ecuación (2.56) muestra que L será siempre menor que V, al menos que se obtenga algo de destilado. El valor máximo, de L/V será la unidad, esto se logra cerrando la columna y todo el vapor de la parte superior regresa a la columna como reflujo. En esas condiciones, la línea de operación de la sección de rectificación coincidirá con una línea trazada a 45° a partir del origen. Esta misma consideración se aplica ala zona de agotamiento. En las condiciones de reflujo total o platos mínimos, las dos líneas de operación coinciden la una con la otra con la línea de 45°. Los platos teóricos que se requieren para la separación se escalonan hacia abajo como se hizo antes, con la única diferencia que la línea de 45° se usa como línea de operación.

DETERMINACION DEL REFLUJO MINIMO.

En la operación de la columna son posibles dos casos extremos, ellos son el reflujo total y el reflujo mínimo, que raramente se encuentra en una columna de operación. El reflujo mínimo es una interpretación matemática más que una realidad física, sin embargo es un concepto muy importante que se debe calcular para cualquier destilación deseada.

Puede ser el caso que una línea de operación se aproxime a la curva de equilibrio x-y, de tal manera que para intersecarla, se necesite un número infinito de platos. Conforme el incremento en la variación de la composición que se realiza en cada plato se hace más pequeño, se alcanza una región llamada algunas veces una zona de infinidad. En esta zona, las composiciones, temperaturas y regímenes de flujo de vapor y del líquido son constantes de plato a plato. También esta región de la torre se conoce como una zona de captura.

Aunque se presenta una condición de reflujo mínimo en ocasiones, una línea de operación interseca a la línea de equilibrio, solamente una de esas representa la verdadera relación de reflujo mínimo para la separación. El reflujo mínimo de interés específico es aquel que permitirá llevar a cabo la separación que se requiere a partir de la alimentación dada. Este punto se determina sobre un diagrama de McCabe-Thiele, donde la línea de operación de la zona de rectificación, la línea de operación de la zona de agotamiento, la línea q de alimentación y la línea de equilibrio se intersecan todas en un punto común. En la figura 2.19 se ilustra este caso.

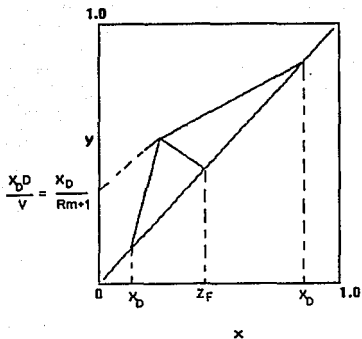


FIGURA 2.19

Si la relación de reflujo se disminuye todavía más, la línea de operación de la sección de rectificación intersectará la curva de equilibrio a un valor de x más alto para el componente más volátil que la composición de alimentación. Esto significa que aún con número de platos infinito, la composición de alimentación. Por otro lado, si se incrementa la relación de reflujo, no ocurrirá la intersección con la curva de equilibrio, ya que las líneas de operación de la sección de rectificación y la de agotamiento intersectarán la línea q lejos, y a un lado, de la curva de equilibrio.

La relación de reflujo mínimo se puede calcular de manera sencilla extendiendo la línea de operación de la sección de rectificación hasta su punto de intersección con el eje y . Esta intersección es:

$$\frac{Dx_D}{V} \quad (2.57)$$

De acuerdo a un balance de material global al rededor de la seccion de rectificaci6nde la columna, $V = L + D$. Sustituyendo 6sta en (2.57) determinada en forme directa el valor de L, la relaci6n de reflujo:

$$\frac{Dx_D}{L+D} = \frac{X_D}{L/D+1} = \frac{X_D}{R+1} \quad (2.58)$$

Ya que este valor de la intercepci6n se obtuvo bajo condiciones del reflujo m6nimo tambi6n puede determinarse a partir de la pendiente de la linea de operaci6n a la condici6n de reflujo m6nimo. Este procedimiento, por lo general, no es tan preciso.

2.13 METODO DE ENTALPIA-COMPOSICION

Se presentan casos en los que no se aplican las consideraciones de calor de mezclado despreciable y/o calores latentes molares de vaporizaci6n. En estos casos el m6todo de McCabe-Thiele no proporcionar6 una buena descripci6n de la separaci6n que se realiza. Ponchon (1921) y Savarit (1922) presentaron un procedimiento gr6fico que incorpora los balances de entalpia como una parte integral del c6lculo. Este m6todo combina los c6lculos de balance de entalpia con los c6lculos de balance de materia, de tal que no s6lo se obtienen las composiciones de vapor y del liquido en la columna, sino tambi6n proporcionan informaci6n sobre las funciones del condensador y del rehervidor. De la fig. 2.11 se obtiene el siguiente balance de materia total

$$F = D + B \quad (2.59)$$

Para un componente cualquiera, se puede escribir el balance de materia alrededor de la columna de la siguiente forma:

$$Fz_F = Dx_D + Bx_B \quad (2.60)$$

Escribiendo un balance de entalpia global para la columna:

$$Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C \quad (2.61)$$

Donde h = Entalpia de la corriente Liquida, energia/mol,

Q_R = Entrada de calor al rehervidor, energia/tiempo,

Q_C = Calor eliminado en el condensador, energia /tiempo.

El balance de calor se puede reaarreglar as6 :

$$Fh_F = D \left(h_D + \frac{Q_C}{D} \right) + B \left(h_B - \frac{Q_R}{B} \right) \quad (2.62)$$

El balance de energia se reaarregla de esta manera por conveniencia al graficar en el diagrama de entalpia-concentraci6n. La entalpia (ordenadas en este diagrama se expresa en unidades t6picas de BTU por unidad de masa o moles. Los rendimientos del condensador total y del rehervidor se deben convertir en esas unidades antes de que se pueda graficar en forma apropiada sobre el diagrama de entalpia-composici6n. En la figura 2.20 se muestran los puntos que se representan por las corrientes de alimentaci6n del destilado y de las del fondo y que pueden graficarse en el diagrama de entalpia-composici6n.

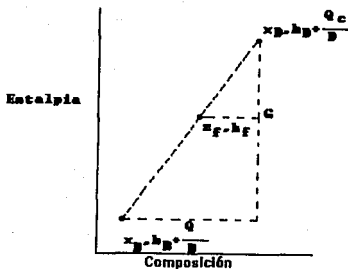


FIGURA 2.20

Sustituyendo el balance de materia total en el balance de materiales en base al componente más volátil, resulta:

$$(D + B) z_F = Dx_D + Bx_B \quad (2.63)$$

Realizando la misma sustitución en el balance de calor total:

$$(D + B) h_F = D (h_D + Q_C/D) + B (h_B - Q_R/B) \quad (2.64)$$

Despejando en ambas ecuaciones a D/B e igualando los dos resultados, se obtiene:

$$\frac{D}{B} = \frac{z_F - x_B}{x_D - z_F} = \frac{h_F - (h_B - Q_R/B)}{(h_D + Q_C/D) - h_F} \quad (2.65)$$

Esta ecuación se puede reorganizar de la siguiente forma:

$$\frac{z_F - x_B}{h_F - (h_B - Q_R/B)} = \frac{x_D - z_F}{(h_D + Q_C/D) - h_F} \quad (2.66)$$

Comparando la ecuación (2.66) con los puntos graficados en la figura 2.20, encontramos que el término izquierdo de dicha ecuación representa la pendiente de una línea recta entre los puntos $(x_B, h_B - Q_R/B)$ y (z_F, h_F) . El término del lado derecho de la misma ecuación representa la pendiente de una línea recta que une los puntos (z_F, h_F) y $(x_D, h_D + Q_C/D)$. Dado que las pendientes de esas dos líneas son iguales, una línea recta que

una los puntos ($x_B, h_B - Q_R/B$) y ($x_D, h_D + Q_C/D$) tiene que pasar por el punto (z_P, h_P). Esto quiere decir que los tres puntos caen sobre la misma línea recta.

En la ecuación (2.65) se considera que la cantidad de destilado es proporcional a la distancia horizontal $z_P x_B$ y que la cantidad de los fondos es proporcional a la distancia horizontal $x_D z_P$. La consideración de los triángulos rectos semejantes que se forman por las líneas punteadas en la figura 2.20 y el balance de materia total de la columna, muestra que la cantidad de alimentación es proporcional a la distancia horizontal $x_D x_B$. Esto conduce a la regla de la palanca inversa que se aplica a cantidades de corriente y entalpías en el diagrama de entalpía-composición de la misma forma en que se aplica a los balances de materia en el diagrama de temperatura-composición. Considerando el plato teórico de la figura 2.13, así como la forma en que opera y que se describe sobre el diagrama de entalpía-composición de la figura 2.21. La alimentación del vapor al plato V_{n+1} , es un vapor saturado con composición Y_{n+1} . La alimentación del líquido desde el plato superior es L_{n-1} con composición X_{n-1} . El flujo total hacia el plato se representa por el punto "P", el cual cae sobre una línea recta que conecta a X_{n-1} y a Y_{n-1} . Basándose en la regla de la palanca inversa el punto "P" se localiza de tal modo que la distancia $Y_{n+1} P$ es proporcional a la cantidad de L_{n-1} y la distancia $X_{n-1} P$ es proporcional a la cantidad de V_{n+1} , esto es :

$$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} = \frac{Y_{n+1}P}{X_{n-1}P} \quad (2.67)$$

Ya que el vapor y el líquido que salen del plato se encuentran en equilibrio uno con otro, se situarán en una línea de equilibrio. Además la suma del vapor y del líquido que abandonan el plato tiene que ser igual al flujo total al plato. Por eso la línea de enlace tiene que pasar por el punto "P", que representa el punto de adicción del vapor V_n y del líquido L_n que salen del plato. la composición de esas corrientes se encuentran por la intersección de la línea de unión con las curvas de entalpía-composición. Los balances de materia alrededor del plato n se puede expresar así:

$$V_{n+1} - L_n = V_n - L_{n-1} \quad (2.68)$$

$$V_{n+1}Y_{n+1} - L_nX_n = V_nY_n - L_{n-1}X_{n-1} \quad (2.69)$$

El balance de entalpía alrededor del plato se expresa:

$$V_{n+1}H_{n+1} - L_nh_n = V_nH_n - L_{n-1}h_{n-1} \quad (2.70)$$

Donde H es la entalpía del vapor y h es la entalpía del líquido. Estas ecuaciones muestran que la diferencia en los flujos de corriente, ambos sobre una base de materia y entalpía, es la misma arriba y abajo del plato. Esto significa que la corriente que se debe adicionar a V_{n+1} para generar L_n y la corriente que debe adicionar a V_n para generar L_{n-1} son las mismas. Lo anterior

se representa la figura 2.21 con el punto Δ , que representa el punto de diferencia arriba y abajo del plato. El concepto de un punto de diferencia común se puede ampliar a la sección de una columna que contenga cualquier número de platos mientras no se tenga que adicionar ni retirar una alimentación externa de la columna.

Para construir el diagrama de entalpía-concentración y determinar el número de platos teóricos necesarios para efectuar una separación dada se produce de la forma siguiente:

1.-Desarrollense la curva de equilibrio y el diagrama de entalpía-concentración para la mezcla a separar. En muchos casos, la curva de equilibrio se traza en la misma hoja de papel en la que se dibuja el diagrama de entalpía-concentración.

2.-Determinese el fraccionamiento de la columna y calcúlense las composiciones de los productos del destilado y fondos y localícense esas dos composiciones en el diagrama de entalpía-concentración, como se muestra en la figura 2.22. También localícense la composición y entalpía de alimentación.

3.-Establézcase la relación de reflujo para la separación y localícense el punto de diferencia de la sección de rectificación ΔR . Este punto tendrá una coordenada de composición igual a la composición del destilado y una coordenada de entalpía $h_D + Q_C/D$. Considerando una columna con condensador total, el punto de diferencia se localizará a una distancia Q_C/D arriba del punto del producto destilado saturado. La figura 2.22 muestra que el punto Y_1 representa el punto de adición de X_D y ΔR . La línea $X_D \Delta R$ es una ecuación de balance de materia/balance de calor alrededor del condensador de la columna.

4.-Exprésese un balance de calor y de materia alrededor de la columna y localícense el punto de diferencia de la sección de agotamiento ΔS . Dicho punto tendrá una coordenada de composición que se representa por X_B , el producto del fondo. Ya se mostró que una línea recta que se origina en ΔR y pasa por la alimentación localizada ΔS . Se traza una línea recta desde ΔR y por X_F y se extiende hasta su intersección X_B .

5.-Escalónense los platos hacia abajo en forma gráfica para la sección de rectificación de la columna. La composición y entalpía de Y_1 se determinaron por los balances alrededor del condensador. La composición X_1 , la cual representa el líquido que sale del

plato superior se determina por la curva de equilibrio dado que se encuentra en equilibrio con Y_1 , el vapor que sale del plato. Esto se indica por la línea punteada en la figura 2.22. Después se determina la composición Y_2 por un balance de calor y de materia entre X_1 y ΔR ; dicha composición caera en la línea de vapor saturado, se localiza trazando una línea desde X_1 hasta ΔR . Este procedimiento se continúa hasta alcanzar el plato de alimentación.

6.-Escalónense hacia abajo los platos teóricos para la sección de agotamiento. En esta, la primera etapa es la de equilibrio, para determinar la composición del vapor que deja el reboilador. Entonces se realiza un balance de materia y calor para determinar X_1 para el líquido que sale del primer plato en la sección de agotamiento. Esta se determina mediante la línea del balance de materia y de calor que conecta Y_B y ΔS . La composición del vapor en equilibrio con X_1 se determina luego extendiendo una línea de enlace desde X_1 hasta intersectar a la curva de vapor saturado, que se representa por Y_1 . El procedimiento se repite hasta alcanzar el plato de alimentación. La relación de reflujo se puede encontrar en un diagrama de entalpía composición haciendo un balance de energía alrededor del condensador. El balance de energía es:

$$V_1 H_1 = L_D h_D + D h_D + Q_C \quad (2.71)$$

o bien:

$$(V_1/D) H_1 = (L_D/D) h_D + h_D + Q_C/D \quad (2.72)$$

Sustituyendo $V_1=L_D + D$ en (2.72) y reorganizando se

tiene:

$$L_D = \frac{(h_D + Q_C/D) H_1 - D h_D}{H_1 - h_D} \quad (2.73)$$

donde $\Delta R H_1$ y $H_1 h_D$ son las longitudes de las líneas entre los puntos ΔR y H_1 y, H_1 y h_D , respectivamente. La relación de reflujo interno arriba de la primera etapa es:

$$L_D = \frac{(h_D + Q_C/D) H_1 - D h_D}{H_1 - h_D} = \Delta R H_1 \quad (2.74)$$

$$\frac{L_D}{D} = \frac{(h_D + Q_C/D) H_1 - h_D}{\Delta R h_D}$$

La relación de reflujo interno entre cualquiera de dos etapas en la sección de rectificación puede expresarse como:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{(h_D + Q_C/D - H_{n+1})}{(h_D + Q_C/D) - h_n} = \frac{\Delta R H_{n+1}}{\Delta R h_n} \quad (2.75)$$

La relación de reflujo interno en la sección de agotamiento de la columna es:

$$\frac{L_{m-1}}{V} = \frac{H_m - (h_B - Q_R/B)}{h_{m-1} - (h_B - Q_R/B)} \quad (2.76)$$

Para el plato del fondo N la relación de reflujo interno llega a ser:

$$\frac{L_N}{V_B} = \frac{H_B - (h_B - Q_R/B)}{h_N - (h_B - Q_R/B)} = \frac{H_B \Delta S}{h_N \Delta S} \quad (2.77)$$

Los balances alrededor de toda la columna proporcionan las relaciones entre los productos del destilado y el fondo en términos de las composiciones y las entalpías sobre el diagrama de entalpía - composición. El balance de energía total alrededor de la columna es:

$$Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C \quad (2.78)$$

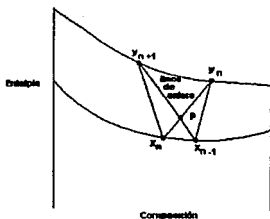


FIGURA 2.21

Introduciendo el balance de materia total , $F = D + B$, en la ecuación (2.78) resulta:

$$\frac{D}{B} = \frac{h_F - (h_B - Q_R/B)}{(h_D + Q_C/D) - h_F} = \frac{z_F \Delta S}{z_F \Delta R} \quad (2.79)$$

PLATOS MINIMOS

En la solución del ponchon - Savarit , las coordenadas de los puntos de diferencia en la sección de rectificación de la columna son $(x_D, h_D + Q_C/D)$. Si D tiende a cero, la coordenada de la entalpía del punto de diferencia se aproxima al infinito, sin considerar los valores individuales de h_D y Q_C . Por otro lado Q_C llega a ser grande si L llega a ser muy grande con respecto a D . La carga del condensador se relaciona en forma directa con la cantidad del líquido condensado en él. También para este caso, la coordenada de la entalpía del punto de diferencia para la sección de rectificación de la columna tenderá a infinito.

El mismo razonamiento se aplica para el punto de diferencia de la sección de agotamiento. Las coordenadas para este punto de diferencia son $(x_B, h_B, -Q_R/B)$. Conforme B tiende a cero, la coordenada de la entalpía tenderá a un infinito negativo. Si la carga del líquido llega a hacer muy grande con respecto a B , el rendimiento del calor del rehedvidor también llega a hacer muy grande tiende a infinito negativo. Si la carga del líquido llega a ser muy grande con respecto a B , el rendimiento del calor del rehedvidor también llega a hacer muy grande y el punto de diferencia tiende a infinito negativo. En la figura 2.23 se muestra la construcción del diagrama de Ponchon - Savarit bajo condiciones de platos minimos. Las líneas continuas en esta figura representa las ecuaciones del balance de materia y de calor alrededor de los platos, y las líneas punteadas representan las composiciones en equilibrio que :

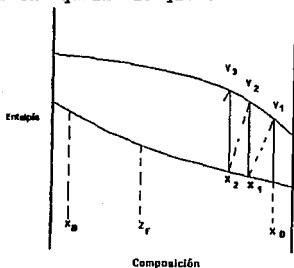


FIGURA 2.23

salen de los platos. Las líneas de operación son verticales a través de toda la columna debido a que ambos puntos de diferencia se localizan en el infinito. El rehedridor opera como un plato teórico a platos mínimos. En el caso de que la columna cuente con un condensador parcial en vez de uno de tipo total, el primero funcionará simplemente como otro plato teórico en la columna. No se necesita ningún cambio básico para la construcción usando ya sea el procedimiento de McCabe-Thiele o bien el procedimiento de Ponchon - Savarit para tomar en cuenta un condensador parcial o un rehedridor parcial.

El estado térmico de la alimentación no tiene efecto sobre el número mínimo de platos que se requieren para una separación. Ya que las líneas de operación coinciden con la línea que llega a ser un punto sobre la línea de 45° . En el diagrama de Ponchon - Savarit los dos puntos de diferencia se localizan en el infinito y el estado térmico de la alimentación nuevamente no tiene efecto sobre el número mínimo de platos requeridos.

REFLUJO MINIMO

En el diagrama Ponchon-Savarit se presenta una zona de platos infinitos, toda vez que una línea de operación (ecuaciones de balance de materia y energía) coincide con una línea de enlace de equilibrio. A menos que ocurran anomalías en la curva de equilibrio líquido-vapor del sistema, el reflujo mínimo para el proceso por lo normal se manifestará en el plato de alimentación. La relación de reflujo para una separación determinada se encuentra extendiendo la línea de enlace a través de la composición de alimentación hasta interceptar una línea vertical trazada por x_D . Tanto la relación de reflujo mínimo como la carga del condensador a reflujo mínimo pueden determinarse a partir de la ubicación del punto de diferencia de la sección de rectificación. La línea puede extenderse hasta interceptar la línea de composición x_B . Esto determina el régimen de ebullición máxima y el rendimiento de calor del rehedridor a reflujo mínimo.

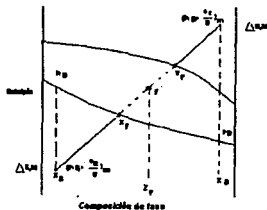


FIGURA 2.24

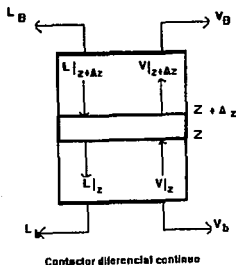


FIGURA 2.25

TORRE EMPACADA COMO ALTERNATIVA DE DISEÑO

La absorción, desorción, destilación y la extracción líquido-líquido, aunque diferentes, involucran la transferencia de uno o mas componentes desde una a otra fase, dichos procesos se pueden efectuar en una columna empacada, en lugar de una torre de platos. Las torres empacadas se prefieren en separaciones en las cuales se procesan líquidos y gases corrosivos. La caída de presión en torres empacadas es mucho menor que en las torres de platos y éstas son más costosas que aquellas. Sin embargo las torres empacadas por lo regular no se pueden emplear sobre un amplio rango de capacidad a causa de la canalización en los regimenes de flujos bajos. Cuando el ensuciamiento es un problema, se prefieren las torres de platos pues es posible limpiarlas con más facilidad.

La velocidad de transferencia de masa en un proceso de separación depende del área de contacto entre las fases. Dicho contacto se proporciona por las corrientes de paso como resultado de la distribución de las fases sobre la superficie del empaque. Se cuenta con varios tipos de empaque para este fin, pero debido a sus diferencias, la velocidad de transferencia de masa es función del tipo de empaque así como de su tamaño.

DETERMINACION DE LA ALTURA DE LA TORRE

La altura de una torre empacada depende de las propiedades y regímenes de flujo de las corrientes en contacto y del tipo de empaque a usar. Una torre empacada es también un contactor diferencial continuo. Consideramos la figura 2.25, en la que se realiza un proceso de separación isotérmico en un contactor diferencial. Dado el cambio en el número de moles en una fase tiene que ser igual al cambio en el número de moles en la otra

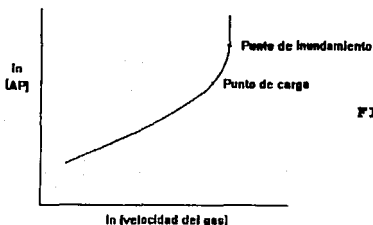


FIGURA 2.26

Caída de presión en un lecho empacado

se puede escribir un balance de materia global sobre una sección diferencial de la columna de la siguiente manera:

$$L \left| \begin{array}{c} | \\ z+\Delta z+V \\ | \end{array} \right|_z = v \left| \begin{array}{c} | \\ z+\Delta z+L \\ | \end{array} \right|_z \quad (2.80)$$

Rearreglando y dividiendo ambos lados de la ecuación entre Δz , la expresión anterior queda en forma diferencial así:

$$\frac{dL}{dz} = \frac{dv}{dz} \quad (2.81)$$

De la misma manera, podemos escribir el balance de materia sobre el elemento diferencial para la componente A como:

$$\frac{d(LX_A)}{dz} = \frac{d(VY_A)}{dz} \quad (2.82)$$

donde se considera que la ecuación anterior tiene unidades comunes de $\text{Kgmol} / \text{hrm}^3$. Para una columna con área de sección transversal S , el cambio de componente A en el solvente diferencial, Sdz se puede relacionar al flujo N_A si se puede determinar el área disponible para la transferencia de masa de un tipo particular de empaque. Ya que el área superficial es difícil de obtener y varía con el cambio y el tipo de empaque, se introduce un factor "a" para representar el área de transferencia de masa por unidad de volumen del empaque. Por tanto el flujo molar se expresa de la siguiente forma:

$$N_{Aa} = \frac{\text{kg mol}}{\text{hr m}^2} \cdot \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} = \frac{d(V_{y_A})}{dz} = \frac{d(Lx_A)}{dz} \quad (2.83)$$

Tomando en cuenta la teoría de los coeficientes de transferencia de masa, el flujo de A se puede escribir en términos de una fuerza impulsora de la fracción mol por cada fase sola así:

$$N_A = \frac{k'_y}{\beta v - i} (Y_A - Y_{Ai}) = \frac{k'_x}{\beta i - L} (x_{Ai} - x_A) \quad (2.84)$$

donde β se define como:

$$\beta = \frac{\left(\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{AB}}{C} \right) - \left(\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{Ai}}{C} \right)}{\frac{N_A}{N_A + N_B} \ln \frac{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_A}{C}}{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{Ai}}{C}}} \quad (2.85)$$

Las concentraciones Y_A y x_A son las composiciones del seno de la fase, y Y_{Ai} y x_{Ai} son las composiciones de la intercara gas-líquido. Combinando (2.84) con (2.83) para la fase gaseosa se tiene:

$$N_A = \frac{d(Vy_A)}{a \cdot dz} = \frac{k_y}{\beta v - i} (Y_A - Y_{Ai}) \quad (2.86)$$

La altura del empaque de la torre se obtiene separando las variables de (2.86) e integrando sobre el rango de concentraciones

$$z = \int_0^z dz = \int_{Y_{Aa}}^{Y_{Ab}} \frac{\beta v - i}{k'_y a} \frac{d(Y_A)}{Y_A - Y_{Ai}} \quad (2.87)$$

Para la fase líquida, la ecuación (2.87) se modifican para dar:

$$z = \int_0^z dz = \int_{X_{Aa}}^{X_{Ab}} \frac{\beta i - L}{k'_x a} \frac{d(X_A)}{X_{Ai} - X_A} \quad (2.88)$$

Sin embargo, para la destilación es necesario el uso de expresiones más generales que las anteriores. Si son válidas McCabe-Thiele, la altura del empaque de la torre se puede hallar modificando esas ecuaciones para el caso de la contratransferencia equimolar, en la cual $N_A = -N_B$; los términos de corrección del flujo en el seno del sistema son iguales a la unidad. Suponiendo que los regímenes de flujo del vapor y del líquido serán constantes en cualquier punto de la columna. Esto es:

$$d(Vy_A) = v dy_A \quad (2.89)$$

Las ecuaciones (2.87) y (2.88) se convierten en:

$$z = \frac{v}{k'_y a} \frac{dy_A}{Y_A - Y_{Ai}} = \left(\frac{v}{k'_y a} \right) \frac{dy_A}{Y_A - Y_{Ai}} \quad (2.90)$$

$$z = \frac{L}{k'_x a} \frac{dx_A}{X_{Ai} - X_A} = \left(\frac{L}{k'_x a} \right) \frac{dx_A}{X_{Ai} - X_A} \quad (2.91)$$

En la realidad se presenta un gradiente de temperaturas a lo largo de la columna de destilación y la diferencia en los calores latentes de vaporización de los componentes que son separados produce un cambio en los regímenes de flujo del líquido y del vapor desde el domo hasta el fondo de la torre. Se debe hacer hincapié en que todas las ecuaciones para torres empacadas se aplican en el caso de que la curva de equilibrio se localice debajo de la línea de operación, tal como ocurre en la adsorción. La fuerza impulsora para la transferencia de masa tiene un valor positivo proporcionado ya sea por $Y_A - Y_{Ai}$ o bien por $X_{Ai} - X_A$. Por ello, cuando se calcula el número de unidades de transferencia a partir de la ecuación integral, se obtiene un valor positivo. Si se emplean esas mismas ecuaciones para los cálculos de desorción o destilación, se obtendrá un valor negativo para N_V y N_L . Esto debería esperarse dado que, para esos casos, la curva de equilibrio se localiza arriba de la línea de operación y las diferencias de concentración $Y_A - Y_{Ai}$ y $X_{Ai} - X_A$ son negativas. Por tanto, para los cálculos de desorción y destilación, las diferencias de concentración se variarán desde $Y_A - Y_{Ai}$ hasta $Y_{Ai} - Y_A$ y desde $X_{Ai} - X_A$ hasta $X_A - X_{Ai}$.

DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS

El domo de la torre debe contar con un distribuidor del líquido para repartir éste de manera uniforme sobre el empaque. Un eliminador de niebla que consta de empaque extra o de varias pulgadas de malla arriba de la entrada del líquido, se instala para eliminar el líquido arrastrado por la corriente del vapor o gas de salida.

EMPAQUES

Se usa una amplia variedad de tipos de empaques, por ejemplo: anillos Raschig, sillas o silletas o monturas Berl, de amplio uso anteriormente, han sido desplazados por otros empaques de mayor capacidad y más eficientes como los anillos Pall, las sillas Intalox y SuperIntalox y Flexipak.

La selección del tipo de empaque depende de varios factores que son:

- a) Que ofrezcan gran vacío para disminuir la caída de presión.
- b) Químicamente inerte a los fluidos en proceso de separación.
- c) Gran área superficial por unidad de volumen de empaque.
- d) Ligeros pero resistentes a la presión.
- e) Buena distribución de fluidos.
- f) Buen humedecimiento.

Los materiales de que se constituyen varían desde la cerámica, metal, plástico y carbón. Su tamaño no debe ser mayor que un octavo del diámetro de la torre, pues sí es mayor a esta medida, provocará una disminución en el rendimiento de la

operación debido al acanalamiento a lo largo de la pared de la columna.

El empaque se puede cargar dentro de la torre por apilamiento o llenando la torre con agua y descargando el empaque dentro de ésta. La caída de presión a través del empaque al azar es varias veces mayor que a través del empaque apilado. Los factores que influyen en la caída de presión son:

- a) El porcentaje de espacios vacíos en la torre empacada.
- b) El tamaño y la forma del empaque.
- c) Las densidades y velocidades de masa de las corrientes de gas y líquido.

El líquido retenido en los huecos del empaque se conocen como retención dinámica. Para una velocidad del líquido constante, la caída de presión aumenta con el incremento del gasto del gas. Si esta llega a ser lo suficientemente grande, puede ocurrir una retención significativa del líquido en el empaque. Esta se conoce como la región de carga. De acuerdo a una gráfica log-log de la caída de presión (ordenadas) contra el logaritmo natural de la velocidad de masa del gas como se muestra en la figura 2.26, el punto de carga se puede definir como un punto sobre la curva donde la pendiente es mayor que 2.0.

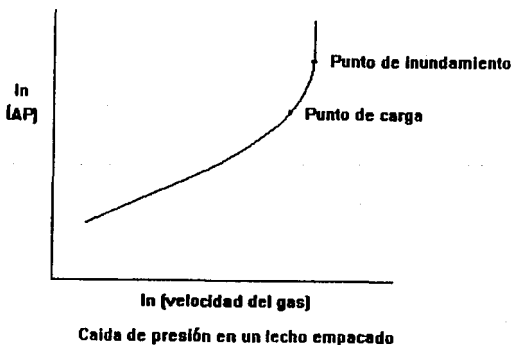


FIGURA 2.26

Después de alcanzar el punto de carga de la columna, la caída de presión aumenta más rápidamente con el aumento del flujo del gas hasta que se alcanza el punto de inundamiento.

El inundamiento se define como la condición a la cual todo el espacio vacío en el empaque se llena con el líquido y éste no fluye a través de la columna, la cual produce una caída de presión de 2 a 3 in de agua por pie (1.63 KPa/m a 2.45 KPa/m), de la profundidad de empaque. Las columnas empacadas se deben operar en un intervalo del 50% al 80% de inundamiento. Dicha condición por lo general se encuentra cerca del punto de carga y produce una caída de presión de 0.5 in a 1.0 in de agua por pie (de 408.2 a 816.4 Pa/m) de empaque.

En la actualidad se usan dos empaques diferentes para determinar el diámetro de torre y los regímenes de flujo a través de la torre, uno es la selección de una caída de presión permisible en el lecho y el otro es elegir alguna fracción de la capacidad de inundamiento. Sin embargo el método preferido es diseñar la columna para que opere a una capacidad de inundación especificada.

2.15 EFICIENCIAS

La mayoría de los cálculos de transferencia de masa se basa en una etapa o plato "ideal", "teórico" o "de equilibrio". Para un plato de equilibrio, como el de la figura 2.12 el vapor y el líquido que salen del plato se encuentran en equilibrio termodinámico. Dado que están a la misma presión y temperatura, las composiciones de las dos corrientes que salen del plato se pueden relacionar mediante el coeficiente de distribución, K. En esta afirmación se encuentra implícito que el plato no solo

establece el equilibrio de transferencia de masa, sino también el equilibrio de la transferencia del calor. Sin embargo, el plato real no funcionará como un plato de equilibrio. Las eficiencias de los platos se pueden relacionar de varias formas:

- a) A través de la transferencia de masa en el plato.
- b) Mediante la transferencia del calor en el plato.
- c) Mediante el rendimiento de la columna total.
- d) Por una definición del plato simétrica que en forma simultánea satisfaga la transferencia de masa y los requerimientos de materia y del entalpía, para el plato.

EFICIENCIAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

En 1925 Murphree definió dos eficiencias para cada plato de la columna. Suponiendo un derrame molar constante, dedujo una eficiencia de vapor expresada como :

$$E_{MV} = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y^*_n - Y_{n+1}} \times 100 \quad (2.92)$$

donde :

E_{MV} = eficiencia de vapor de Murphree para el plato.

Y_n, Y_{n+1} = a la composición de vapor que entra y sale al plato.

Y^*_n = composición de la fase vapor que se encontrará en equilibrio con el líquido real que sale del plato.

La eficiencia de la fase líquida se define de modo semejante:

$$E_{ML} = \frac{X_n - X_{n-1}}{X^*_n - X_{n-1}} \times 100 \quad (2.93)$$

donde:

E_{ML} = eficiencia de Murphree del líquido para el plato.

X_n, X_{n-1} = composiciones del líquido definidas por la figura 2.12.

X^*_n = composición de líquido que se encontraría en equilibrio con el vapor real que sale del plato.

Se presentan varios problemas cuando se aplican las eficiencias de Murphree. La primera, por supuesto es que no son iguales a lo largo de la columna; esto es molesto pero no serio. Mucho más seria es la dificultad que se presenta en el cálculo de la composición de una corriente que se supone está en equilibrio con una corriente que no lo está.

EFICIENCIAS DE TEMPERATURA

Las eficiencias de temperatura o térmicas para un plato se han atribuido a Nord (1946) y Carey (1930) para la fase vapor.

$$E_{TV} = \frac{T_n - T_{n+1}}{T^*_n - T_{n+1}} \times 100 \quad (2.94)$$

Donde:

E_{TV} = Eficiencia de temperatura de vapor del plato.

T_n, T_{n+1} = Temperaturas de las corrientes de vapor denotadas por los subíndices apropiados.

T^*_n = Temperatura del vapor en equilibrio con la del líquido que sale del plato real.

La eficiencia térmica del líquido para el plato es :

$$E_{tL} = \frac{t_n - t_{n+1}}{t^*_n - t_{n+1}} \times 100 \quad (2.95)$$

Donde :

E_{tL} = Eficiencia térmica del líquido del plato.

t_n, t_{n+1} = Temperaturas de las corrientes del líquido denotadas por los subíndices apropiados.

t^*_n = Temperatura de la corriente del líquido en equilibrio con la del vapor que sale del plato real.

EFICIENCIA GLOBAL

La eficiencia global de una columna se define de modo simple como:

$$E_o = \frac{\text{número de platos teóricos}}{\text{número de platos reales}} \times 100 \quad (2.96)$$

La eficiencia global de platos, aunque se use en forma amplia, no es representativa de la operación de la columna debido a que las distintas composiciones en los diversos platos tienen como consecuencia diferentes eficiencias de platos. Además, cada plato presentará con frecuencia una eficiencia de plato diferente para cada componente.

EFICIENCIA DE PLATOS GENERALIZADA

El concepto de una eficiencia de platos generalizada que en forma simultánea satisface los requisitos del balance de materia, balance de materia parcial a un componente, balance de entalpía y

de equilibrio, fué propuesta por Standart (1965). El balance de materia se expresa mediante :

$$V_{n+1} Y_{n+1} + L_{n-1} X_{n-1} = V_n Y_n + L_n X_n = V^*_n Y^*_n + L^*_n X^*_n \quad (2.98)$$

El balance de entalpía para el plato es :

$$V_{n+1} H_{n+1} + L_{n-1} h_{n-1} - Q_n = V_n H_n + L_n h_n = V^*_n Y^*_n + L^*_n h^*_n \quad (2.99)$$

Donde :

V, L = Régimen de flujo (gasto) molar total de la corriente líquida o de vapor.

X, Y = Composiciones de la corriente líquida o vapor.

H, h = Entalpía de la corriente del vapor o del líquido.

$n, n+1, n-1$ = Número de plato

* = Plato de pseudo-equilibrio dado por las ecuaciones (2.97) a (2.99).

Q = Calor ganado o perdido por el plato.

Usando estas ecuaciones, podemos definir las eficiencias de platos en términos del balance de materia global o por un componente individual. Sin embargo, se usan realmente poco.

ESTIMACION DE LAS EFICIENCIAS DE PLATOS

A través de los años se han propuesto muchos procedimientos para la estimación de las eficiencias de platos. Prácticamente todas ellas se limitan a sistemas binarios o a la eficiencia de separación entre los componentes clave en un sistema multicomponente.

Mac Farland y colaboradores (1972) perfeccionaron el trabajo de English y Van Winkle (1963) y presentaron una ecuación para predecir la eficiencia de platos de Murphree. La ecuación de Mac Farland y colaboradores se expresa en términos de las propiedades del líquido y del vapor así :

$$E_{MV} = 7.0(D_g)^{0.14} (Sc)^{0.25} (Re)^{0.08} \quad (2.100)$$

Donde : E_{MV} = Eficiencia porcentual.

$$D_g = \sigma_L / \mu_L U_v$$

$$Sc = \mu_L / \rho_L D_{Lk}$$

$$Re = h_w U_v \rho_v / [\mu_L FA]$$

y además :

$$\sigma_L = \text{Tensión superficial, lb/hr}^2$$

$$\mu_L = \text{Viscosidad del líquido lb/ft*hr}$$

$$U_v = \text{Velocidad superficial del vapor ft/hr}$$

$$D_{Lk} = \text{Difusividad del componente clave ligero ft}^2/\text{hr}$$

$$h_w = \text{Altura del rebosadero, ft}$$

$$\rho_L = \text{Densidad del líquido, lb/ft}^3$$

$$\rho_v = \text{Densidad del vapor, lb/ft}^3$$

$$FA = \text{Area libre fraccional disponible para el flujo de vapor.}$$

Para evaluar los términos de la ecuación (100), Mac Farland y colaboradores (1972) sugirieron lo siguiente :

- a) Calcúlese la densidad del vapor a partir de la ecuación de los gases ideales.
- b) Calcúlese la densidad de la mezcla líquida como el volumen molar promedio de fracción mol.
- c) Calcúlese la viscosidad de la mezcla líquida usando la expresión:

$$\mu_{\text{mezcla}} = \left[\sum x_i (\mu_i)^{1/3} \right]^3 \quad (2.101)$$

- d) Calcúlese la tensión del líquido usando el método de Sugden Pasachor, como se muestra en Perry y colaboradores (1963)
- e) Calcúlese la difusividad del componente clave ligero líquido mediante la ecuación de soluciones diluidas de Wilke y Chang (1955) o por otras ecuaciones adecuadas.

La ecuación de MacFarland y colaboradores (1972) se derivó a partir de datos reportados sobre las eficiencias tanto de cachuchas de burbujeo como de platos perforados y se aplica a ambos sin embargo, su modelo únicamente se basa en sistemas binarios.

Quizá la mejor de las eficiencias es la propuesta por O'Connel (1946), cuyo modelo se modificó de manera gráfica por medio del trabajo de Edmister (1949). Para el caso de las torres fraccionadoras, se coloca en el eje de las abscisas al producto de la viscosidad de la alimentación y la volatilidad relativa de los componentes clave, ambos valores tomados a las condiciones de la alimentación; en el eje de las ordenadas se coloca la eficiencia global (%). El producto $\alpha\mu$; varía de 0.1 para el 100% de eficiencia hasta 10 para una eficiencia del 30% aproximadamente.

2.16 CARACTERISTICAS DE LAS COLUMNAS CON PLATOS.

Los platos de equilibrio se colocan en columnas de contacto vapor-líquido para proporcionar un íntimo mezclado de las fases del vapor y del líquido y así separar las fases de tal modo que el vapor pueda fluir hacia arriba y el líquido hacia abajo a través de la columna. La mezcla de las fases se logra mediante el flujo del vapor y del líquido a través de los agujeros o perforaciones de los platos. Espaciando los platos desde varias pulgadas hasta varios pies en la columna, se permite la separación del líquido y del vapor. El modelo de flujo general en la columna para el líquido es que fluya a través del plato pasando al plato inferior por encima del vertedero. Las burbujas del vapor fluyen hacia arriba a través de los orificios hasta llegar al plato superior. En general, el plato puede contar con cachuchas de burbujeo, perforaciones o un dispositivo llamado válvula. Estos se usan debido a que el área de flujo de vapor se puede ajustar en el plato a medida que el régimen de flujo del vapor a través del plato varía.

ESTIMACION DE LAS AREAS PARA EL FLUJO DE VAPOR A TRAVES DE PLATOS CON CACHUCHAS DE BURBUJEO.

Para estimaciones preliminares del diámetro de columna, se puede dividir en dos partes el área requerida de la columna: la que se requiere para el flujo de líquido. En 1958 Fair y Matthews presentaron una correlación en forma gráfica, para determinar el área de flujo de vapor en platos con cachuchas de burbujeo. En ella se consideran el gasto masa del líquido y el gasto masa del vapor y sus respectivas densidades, ρ_V y ρ_L , también incluye la velocidad superficial de vapor, que se basa en la sección transversal desocupada de la torre menos el área de un vertedero. Esta velocidad de vapor que se determina por dicha gráfica, es la máxima permisible en la columna; también es llamada velocidad de inundación, por lo regular se reduce al diseñar la columna. Si no se dispone de otra información, la velocidad máxima permisible se multiplicará por 0.85 para determinar el área de diseño del flujo para el vapor.

AREAS DE FLUJO DE VAPOR PARA PLATOS PERFORADOS

En 1961 Fair presentó una correlación para la estimación del área de flujo de vapor requerida para platos perforados, que es similar a la gráfica para platos con cachuchas de burbujeo. Ambas correlaciones se limitan a sistemas que exhiben poca o nada de formación de espuma y con tensiones superficiales de 20 dinas/cm. Para platos perforados, la altura del vertedero debe ser menor del 15% del espaciamento entre platos y el área de burbujeo debe ocupar la mayor parte del área entre los vertederos.

PLATOS PATENTADOS.

Existe una amplia variedad de platos patentados que se usan en fraccionadores y absorbedores. Cada uno tiene su técnica de estimación del funcionamiento particular. Bolles (1976) y Thorngren (1978) presentaron procedimientos generales para estimar el funcionamiento (rendimiento) de platos de válvula patentados. El procedimiento propuesto por Thorngren es más complicado y tiene la desventaja de que la columna se debe dimensionar previamente, por ejemplo, determinar la longitud del vertedero y la longitud de la trayectoria del fluido líquido. El procedimiento sugerido por Bolles es más simple pues emplea una correlación para determinar la velocidad de inundación de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$U_{vnf} = C F_{sa} F_{st} (\rho_L - \rho_V/\rho_V)^{1/2} \quad (2.102)$$

donde:

U_{vnf} = velocidad del vapor basada en el área neta al punto de inundación, pies/seg.

C = valor leído de la figura 2.27,

F_{sa} = factor de corrección para el área de la ranura,

F_{st} = factor de corrección de la tensión superficial.

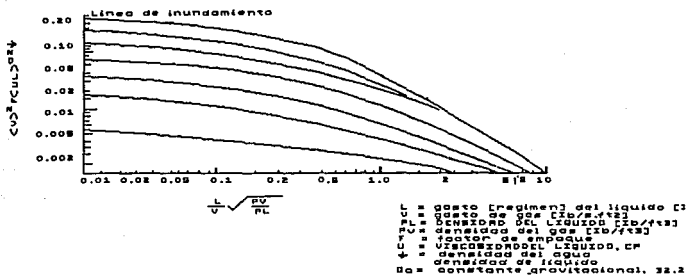


FIGURA 2.27

Los factores de corrección que se emplean en la ecuación (2.102) son:

$$F_{sa} = 5 (A_{BO}/A_a) + 0.5 \quad \text{para } 0.8 \leq F_{sa} \leq 1.0 \quad (2.103)$$

y

$$F_{st} = (\sigma/20)^{0.2} \quad \text{para } F_{st} \leq 1.0 \quad (2.104)$$

donde

A_{BO} = área de ranura con válvulas abiertas, pie²

A_a = área activa (área de columna menos el área de los dos vertederos) en pie².

σ = tensión superficial, dina/cm.

3. ELABORACION DEL PROYECTO

El funcionamiento eficiente y económico del equipo de destilación es de suma importancia en múltiples procesos. Aún cuando el arte de y la ciencia de la destilación ha sido practicada desde la antigüedad, se continúa estudiando para determinar los mejores procedimientos de diseño. Algunos métodos abreviados son idóneos para muchos sistemas, pero tienen limitaciones en otros, de hecho, lo mismo puede decirse para métodos más sofisticados. Se recomienda la doble revisión de los resultados por un segundo método para completar el diseño hasta su último detalle. El costo de fabricación y erección de este equipo garantiza el reconocimiento de la calidad de los métodos y del tiempo extra previo de revisión antes de iniciar la construcción.

3.1 METODOS ABREVIADOS PARA DISEÑO DE EQUIPOS DE DESTILACION

El diseño de una columna de destilación se fundamenta en cuatro principios básicos:

- a) La evaluación y regresión de los datos de equilibrio líquido-vapor (ELV)
- b) El cálculo del número de etapas de equilibrio.
- c) La determinación de la hidráulica del plato.
- d) Selección de las eficiencias de plato o de los empaques.

De ellos solo el segundo permite un enfoque estrictamente teórico. En contraste, los datos de equilibrio termodinámicamente consistentes son frecuentemente difíciles de obtener, y su aplicación a sistemas multicomponentes puede producir resultados de dudosa exactitud. Las correlaciones de eficiencia que se muestran en la literatura son aún muy rudimentarias, pero han registrado avances notorios en los últimos 20 años. A menudo las eficiencias de plato o de columna reflejan las incertidumbres de los datos de equilibrio, más que las características del sistema real o de la configuración de la columna.

DONDE SE EMPLEAN LOS PROCEDIMIENTOS ABREVIADOS

El uso de métodos abreviados se considera para varios propósitos:

- a) El estudio adecuado para costos preliminares.
- b) Evaluación paramétrica de variables de operación.
- c) Separaciones que no requieran alto grado de pureza.
- d) Diseños detallados para sistemas ideales y próximos a la idealidad.
- e) Diseños para sistemas cuyos datos de equilibrio no están disponibles.

Por otra parte, los procedimientos rigurosos de diseño se aplicarán si se cumplen los siguientes puntos:

- a) La separación de un solo componente de una mezcla de multicomponentes requiere un producto de alta pureza.
- b) El sistema está excesivamente alejado de la idealidad pero se disponen de datos de equilibrio óptimos.
- c) La volatilidad relativa entre los componentes claves es menor que 1.3.
- d) Uno o más de los componentes está próximo a la presión crítica.

SELECCION DE PARAMETROS DE OPERACION

Antes de que se efectúe cualquier diseño o evaluación detallada de una columna de destilación, se requiere definir un número de parámetros de operación:

1.- Composición de la alimentación.- Cuando la relación de componentes es muy grande la variación en la composición de la alimentación puede influir notablemente en la relación del reflujo y el número de platos. Es menos significativa cuando las concentraciones de los componentes clave en la alimentación son aproximadamente iguales.

2.- Pureza del producto.- Los niveles de concentración especificados de los componentes más volátiles en el destilado y los de menor punto de ebullición en el residuo son los criterios únicos para establecer el número de platos y la relación de

reflujo. A una mayor separación le corresponde un mayor número de etapas o una relación de reflujo mayor.

3.- Equilibrio de la alimentación.- Siempre que sea posible, las relaciones de equilibrio entre los componentes del sistema se deberán establecer experimentalmente. La errónea consideración de un sistema ideal no es válida. En los sistemas no ideales, la desviación del coeficiente de actividad es, la mayoría de las veces, positiva. La volatilidad relativa entre los componentes disminuye hacia el domo de la columna, haciendo más difícil la obtención de un producto superior que al considerar las predicciones de un sistema ideal.

4.- Estado térmico de la alimentación y el reflujo.- La calidad de la alimentación puede ejercer un efecto notable en los requisitos del plato. Si la alimentación es líquido subenfriado, por debajo de su punto de burbuja, el número de platos en la sección de rectificación disminuirá, mientras que se incrementará el número de platos en la sección de agotamiento. Se requerirá más calor en rehervidor y menos enfriamiento en el condensador. Lo contrario ocurrirá se la alimentación contiene vapor.

El reflujo subenfriado incrementará la relación molar de los flujos de líquido y vapor, incrementando así el reflujo interno. El plato del domo actuará como un condensador parcial, el cual a expensas de la eficiencia, condensa vapor al recalentar el reflujo externo a su temperatura de equilibrio. Comúnmente no hay justificación para devolver reflujo subenfriado a la columna.

5.- Presión de la columna.- Si aumenta la presión de operación de la columna se incrementarán las temperaturas del rehervidor y del condensador.

3.2 SELECCION DEL EQUIPO DE CONTACTO

En las últimas décadas se han desarrollado un gran número de diferentes aparatos de fraccionación. Lo más ampliamente conocidos se enlistan a continuación:

COLUMNAS DE PLATOS O ETAPAS (TRAYECTORIAS SEPARADAS DE FLUJO DE LIQUIDO Y VAPOR)

Tipos comunes.

Cachucha de burbujeo.
Filtrante.
Platos de válvulas.

Tipos patentados.

Angular.
Uniflux.
Montz.
Linde.
Thorman.
Jet.

Columnas diferenciales (Flujo a contra corriente sobre empaque o sobre superficie de plato).

Torres empacadas aleatoriamente.

Torres empacadas sistemáticamente.

Anillos Raschig o de partición.

Flexipack.

Silletas o monturas.

Goodloe.

Anillos ranurados.

Hyperfil.

Telleretes.

Sulzer.

Maspac.

**Glietsch Grid.
Platos de película
Leva.**

Etapas de pseudoequilibrio (flujo a contra corriente a través de platos discretos).

Platos sin bajante.

Platos de baja caída de presión.

Platos perforados.

Disco y doughnut (accesorios de rocío).

Aparatos especiales (caída de presión baja).

Kloss (resortes verticales)

Columnas horizontales, agitadas.

Neo-Kloss (cilindros verticales concéntricos).

A continuación se ofrecen algunas guías generales para la adecuación de los accesorios internos para un cierto número de condiciones de servicio y operación. En todo caso el diseñador debe elegir entre la eficiencia y la funcionalidad.

La mayoría de las columnas en operación, ahora son del tipo de plato de flujo cruzado y con platos perforados, que son los más comunes.

GUIA DE SELECCION PARA LOS ACCESORIOS INTERNOS DE UNA COLUMNA DE DESTILACION.

**Columnas por etapas.
Platos perforados o de válvulas.
Cachuchas de burbujeo o platos de túnel.**

**Columnas diferenciales.
Empacada aleatoriamente
Empacada sistemáticamente.**

Baja presión (<100mm Hg)	2	1	2	3
Presión moderada.	3	2	2	1
Presión elevada (>50% de la crítica).	3	2	2	0
Relación de turndown elevada.	2	3	1	2
Tasas bajas de líquido.	1	3	1	2
Sistemas espumosos.	2	1	3	0
Enfriamiento interno de torre.	2	3	1	0
Presencia de sólidos.	2	1	1	0
Solución sucia o polimerizante.	2	1	1	0
Múltiples alimentaciones y corrientes colaterales.	3	3	1	0
Tasas altas de líquido.	2	1	3	0
Columnas de diámetro pequeño.	1	1	3	2
Columnas con diámetro de 3 - 10 pies.	3	2	2	2
Columnas de gran diámetro.	3	1	2	1
Fluidos corrosivos.	2	1	3	1
Fluidos viscosos (a punto de ebullición)	2	1	3	0
Baja caída de presión (no importa la eficiencia).	1	0	2	2

Capacidad de columna expandida.	2	0	2	3
Bajo costo (no importa la funcionalidad).	2	1	2	1
Procedimientos de diseño disponibles.	3	2	2	1

CLAVE: 0.- No se usa. 1.-Evaluar cuidadosamente.
 2.-Comúnmente aplicable. 3.-La mejor selección.

3.3.- DISEÑOS ABREVIADOS PARA COLUMNAS DE PLATOS.

Diámetro de columna.-La sección transversal activa de la columna puede ser estimada rápidamente a partir del factor "F" que se obtiene de la figura 3.1. En dicha figura se relaciona la presión de la columna con el espaciamiento entre platos con el factor "F", el cual se utiliza en la fórmula:

$$F = v (\rho_v)^{0.5} \quad (3.1)$$

donde: v = velocidad superficial de vapor, pie/seg.
 ρ_v = densidad del vapor, libra/pie³.

El área libre de la sección transversal de la columna, que es el área total menos el área de bajante, pie², puede ser obtenida directamente:

$$A_c = W/F(\rho_v)^{0.5} \quad (3.2)$$

donde: W = tasa de vapor en libras/seg. Para sistemas espumosos el factor F se debe multiplicar por 0.75.

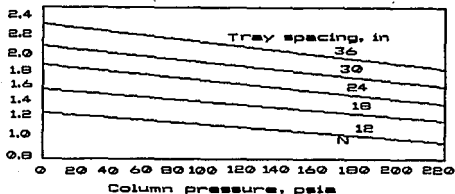


Figura 3.1

A presiones bajas y moderadas (<10 atm) la exactitud de esta ecuación es sorprendentemente buena, probablemente tenga un exceso o defecto del 15%.

Diseño de la bajante y del vertedero.- El área de la bajante puede estimarse de la correlación que se obtiene de la figura 3.2. Para líquidos espumosos, el área de bajante se debe multiplicar por 1.5.

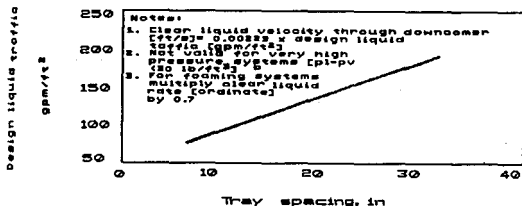


Figura 3.2

Sin considerar el área calculada de la figura anterior, las bajantes segmentadas no deberán tener un área inferior al 5% del área total de la sección transversal de la columna. Si las tasas

líquidas son extremadamente pequeñas, se deben instalar bajantes tubulares dentro del área subtendida por un vertedero segmentado.

El flujo máximo recomendado sobre un vertedero segmentado recto es de 70 gpm/pie. Se recomienda el uso de vertederos dentados cuando el flujo sea menor de 3 gpm/pie, para auxiliar en la distribución del líquido a través del plato. También se recomienda que la altura del vertedero no exceda el 15 % del espaciamiento entre platos para controlar el arrastre de líquido.

Sí se sabe que el sistema tiende a formar espuma, la instalación de bajantes inclinadas pueden ser de utilidad para suministrar el volumen necesario para separar el líquido del vapor en la cúspide de la bajante mientras llegan al área máxima activa del plato inferior. La relación de áreas de la parte alta a la parte baja de la bajante, generalmente es de 1.7.

Para asegurar una buena distribución de flujo sobre los platos, la longitud del vertedero segmentado no deberá ser menor al 50 % del diámetro de la columna. La máxima longitud está restringida por la economía, sí es demasiado grande afectará el área más preferentemente usada para la transferencia de masa. Una longitud del 80 % del diámetro de la columna se considera adecuado.

Para prevenir la entrada del vapor a la bajante, se debe colocar un sello en la salida del líquido que fluye al plato. Esto se logra manteniendo la distancia entre el área activa del plato y el mandil de la bajante menor que la altura del vertedero y manteniendo un sello de altura de líquido de 1/2 pulgada tanto como sea posible. Se recomienda que la distancia a la bajante sea la mitad de la altura del vertedero o bien 3/4 de pulgada, eligiendo la mayor de esas alturas. Bajo ninguna circunstancia el claro debe ser menor de 1/2 pulgada. La tasa de flujo del líquido en la abertura inferior de la falda de la bajante en menos de 1 pie/seg (30.48 cm/seg)

CACHUCHAS DE BURBUJEJO.

Aún cuando las cachuchas de burbujeo se utilizaron ampliamente en las industrias química y del petróleo hasta mediados de la década de los 50s, en la actualidad se utilizan con rara frecuencia. Han sido reemplazados por los platos perforados y por los platos de válvulas. Las principales razones para efectuar este cambio son:

- 1.- El alto costo, que es de 2 o 3 veces el equivalente del costo del plato perforado.
- 2.- Su tendencia a incrustarse y almacenar sólidos.
- 3.- Elevadas caídas de presión debido a las trayectorias complejas de flujo de vapor.
- 4.- Altos gradientes líquidos que obligan al diseño de grandes columnas.
- 5.- Limitaciones en el flujo dentro de la cachucha a bajas presiones, lo que incrementa el tamaño de la columna.

6.- Efectos de corrosión, mucho más severos que los producidos en los platos perforados.

Existen pocos casos que justifican la instalación de platos con cachuchas de burbujeo; ellos incluyen columnas sometidas a tasas líquidas extremadamente bajas (< 2 gal/pie de anchura de fujo promedio); y columnas que requieren extremadamente elevado turndown (>5:1) aunque habrán pocos ocasiones para instalar nuevos columnas de cachuchas de burbujeo, todavía se tiene un gran número de facilidades que requieren para su análisis.

Una amplia variedad de formas de cachuchas de burbujeo se han empleado en las columnas, la mayoría de ellas son del tipo de forma de campana circular con ranuras verticales. Otros tipos usuales son cajas rectangulares invertidas (platos de túnel) y "tazas de té" invertidas con ranuras.

Las cachuchas circulares se venden en tres tamaños y son seleccionadas de acuerdo al diámetro de columna:

Diámetro de torre pies	Diámetro de cachucha pulgadas
2.5-5	3
4.0-12	4
10 y mayores	6

Cachuchas de 1 y 2 pulgadas se emplean algunas veces en pequeños destiladores de baja temperatura.

La altura de ranura normal varía de 0.25 y 1 pulgada para cachuchas de 3 y 4 pulgadas de diámetro, pero puede ser tan grande como de 1.5 pulgadas para cachuchas de 6 pulgadas. Se recomienda que las ranuras no estén abiertas por arriba, y que las cachuchas estén equipadas con un anillo oculto de determinada resistencia para prevenir la deformación de los "dientes" de la cachucha. La experiencia indica que la forma de la cachucha tiene poco efecto sobre el buen funcionamiento. Además, parece no haber pérdida de eficiencia si las ranuras se omiten completamente, y el vapor pasa bajo el borde de la cachucha.

La dimensión crítica en el diseño de las cachuchas de burbujeo es el sello líquido, esto es, la profundidad de líquido a través del cual debe viajar el vapor. Las ranuras grandes incrementan la eficiencia del plato a expensas de la caída de

presión. Para propósitos de diseño se ha definido un sello dinámico de ranura:

$$\text{Sello dinámico de ranura} = h_{ss} + h_{ow} + \Delta/2 \quad (3.3)$$

donde:

- h_{ss} = sello estático de líquido, pulgadas
 h_{ow} = altura de líquido sobre el vertedero, pulgadas
 $\Delta/2$ = es el gradiente promedio de líquido, pulgadas

Los límites prácticos para el sello dinámico de ranura se dan a continuación:

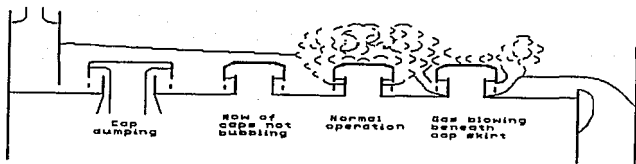
Presión, psig	Sello dinámico de ranura, Pulg.
< 0	0.5-1.5
0-50	1.0-2.5
50-200	1.5-3.0
200-400	2.0-4.0

La altura de vertedero para los platos de cachuchas de burbujeo se obtiene añadiendo el sello estático a la altura de la ranura. En columnas atmosféricas y baja presión, el sello estático varía de 1/4 a 1/2 Pulg. La caída de presión a través del plato de burbujeo, generalmente, varía de 2.5 a 5 Pulg. de líquido.

Las cachuchas se distribuyen, usualmente, en un patrón de triángulo equilátero, con sus filas perpendiculares al flujo de líquido. Las cachuchas, generalmente, son separadas para dejar una distancia de centro a centro de 1.25 a 1.5 Pulg., pero nunca menor que 1 Pulg. del claro entre cachuchas adyacentes.

No toda el área activa se puede utilizar para colocar cachuchas. Se acostumbra dejar libres las áreas próximas a la entrada de la bajante y al vertedero de salida. También existe un área considerable que no se utiliza por razones estructurales.

Existe un gradiente líquido a través de los platos entre el punto de entrada del líquido y el vertedero de salida. Este gradiente suministra la fuerza impulsora necesaria para vencer la resistencia a la fricción debida al flujo de vapor, la superficie del plato y las cachuchas de burbujeo. Debido a que las cachuchas de burbujeo ofrecen una barrera al flujo, mucho más que una fila de separadores, el gradiente a través del plato puede ser muy pronunciado. Esto es de especial importancia en las columnas de gran diámetro (> 5 pies para sistemas a presiones altas y moderadas; > 7 pies para sistemas en vacío) y a elevadas tasas de líquido. Un gradiente demasiado elevado el excesivo paso de vapor (blowing) y el inundamiento o ahogamiento de la cachucha en el otro. Fig. 3.3.



C. Effect of excessive liquid gradient on tray stability

FIGURA 3.3

Platos filtrantes.

El plato filtrante es probablemente el aparato de contacto más usado que se encuentra en las columnas actualmente. Se debe considerar primeramente en el diseño de nuevas columnas por varias razones:

- Los costos de instalación son más bajos que todos los otros tipos de platos.
- Los procedimientos de diseño son sumamente conocidos.
- La tendencia incrustación (con orificios grandes) es baja.
- Su capacidad iguala o excede a la de otros tipos de platos.
- Su eficiencia con un diseño apropiado es buena.

Los platos filtrantes no se recomiendan siempre que:

- La caída de presión deba ser muy baja ($< 2.5\text{mm Hg/plato}$).
- Relaciones de turndown elevadas ($>3:1$ a alta presión y $>2:1$ a baja presión).
- Las tasa líquidas son muy bajas (<2 gal/ft de anchura promedio de flujo).

En una distribución de plato filtrante (Figura 3.4) el área activa puede definirse como el área íntegra de plato desde la entrada mandil-bajante por un lado hasta el sobreflujo del vertedero por el otro.

(Ello es el área de la sección transversal de la columna menor del área ocupada por las dos bajantes)

La localización de los orificio del área activa está restringida solo por la posición de los anillos y vigas que soportan el plato.

Las perforaciones pueden estar dentro de 2 o 3 pulgadas de la entrada de la bajante o del vertedero, de salida. Los hoyos están generalmente arreglados en un patrón de forma de triángulo equilátero con sus filas perpendiculares al flujo del líquido.



Figura 3.4

Para una eficiencia óptima, la relación de Pitch a diámetro del orificio deberá estar entre 2 y 4.5. Los tamaños de orificio varían de 1/4 de pulgada a 1 pulgada, siendo el patrón 1/2 pulgada. Los orificios pequeños (1/4 a 3/8 in) disminuyen el goteo si el líquido que fluye hacia abajo tiene una alta tensión superficial y reduce el arrastre del líquido en sistemas de baja presión.

Los orificios grandes (3/4 a 1 pulgada) deberá usarse en casos de incrustación. La caída de presión es más bajas en los platos que son instalados con perforaciones dirigidas hacia arriba para crear un efecto de boquilla en la dirección del flujo de vapor. A pesar de esta ventaja, los platos de paneles son comunmente usados instalados con los orificios dirigidos hacia abajo para reducir los riesgos presentados por bordes dentados a la instalación personal o al inspeccionar al interior de la torre.

El área de orificio abierta depende de la tasa de vapor y de la caída de presión especificada. En muchas ocasiones, ésta varía entre 4% y 6% del área activa del plato. Debido a que la tasa de vapor es inversamente proporcional a la raíz cuadrada de la

presión, se encuentran grandes áreas abiertas en las torres de vacío, mientras que en las torres presurizadas las áreas abiertas son pequeñas.

La altura del vertedero de salida sobre los platos filtrantes varía de 0 a 4 pulg. Para sistemas a baja presión atmosférica, la altura más frecuente es de 1 a 2 pulg. En los sistemas de vacío donde la masa que fluye sobre el plato es más continuamente vapor que líquido, el vertedero sirve de muy poco. Por ello debería ser eliminado por completo, aunque la mayoría de los ingenieros prefieren asegurarse pidiendo vertederos de al menos 1 pulgada.

Los gradientes líquidos de platos filtrantes son considerablemente menos pronunciados que los de platos de cachuchas de burbujeo. Ellos se pueden ignorar completamente en columnas presurizadas de menos de 10 pies de diámetro.

La variable más crítica en el diseño de platos filtrantes es el área abierta de orificio. Un área muy pequeña conduce a caídas de presión elevadas y, en casos extremos, al surtidor. Un área de orificios excesivamente grande produce goteo o aún ahogamiento, de tal manera que el líquido no sale del plato por el vertedero.

Donde existe una considerable incertidumbre considerando que demasiado goteo es perjudicial para el buen funcionamiento de la columna. Por ello a menudo se recomienda que el flujo de líquido a través de las perforaciones sea menor al 25% del total del flujo del plato. Sin embargo, muchas columnas de platos filtrantes operan aparentemente, sin dañar excesivamente la eficiencia, con más de la mitad del líquido goteando a través de los huecos. Una versión modificada de la correlación desarrollada por Fair (11) está dada por la Fig. 3.5. Un punto operando sobre la relación deseada de área de orificio a área activa de plato (A_h/A_a) es considerado un diseño seguro. Un punto por abajo de la línea puede crear alguna duda pero no necesariamente representa una situación de inundación.

De hecho, la experiencia ha mostrado que si el punto de operación cae en cualquier lugar por encima de la curva, que representa un área abierta de 6 a 8 %, la columna probablemente operará dentro de límites de eficiencia aceptables.

Para un diseño adecuado de platos filtrantes, la velocidad de orificio (calculada para el vapor) puede estimarse del factor F dado por la ecuación (3.1)

Los valores representativos F se dan a continuación:

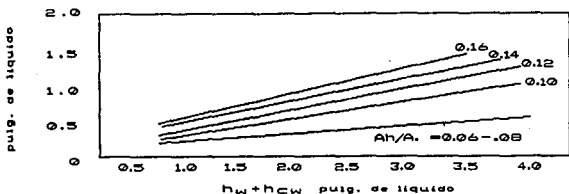


Figura 3.5

Presión de Operación de la columna	F
Vacío	11
Atmosférica y Presión moderada	13
Columnas Presurizadas	15

La caída de presión de los platos filtrantes combina la resistencia al flujo a través de las perforaciones con la presión hidrostática del líquido "aereado" sobre el plato :

$$h_t = h_h + h_1 \quad (3.4)$$

donde h_t = caída de presión del plato, pulgadas del líquido ;
 h_h = caída de presión de plato seco, a través de los orificios pulgadas del líquido.
 h_1 = presión hidrostática del líquido "aereado", pulgada del líquido.

La caída de presión de plato seco a través de los orificios se obtiene a través de la bien conocida relación :

$$h_h = 0.186 (\rho_V/\rho_L)(U_h/C_o)^2 \quad (3.5)$$

donde h_h = caída de presión de plato seco a través de los orificios, pulgadas del líquido
 U_h = velocidad de orificio, pies/seg. (Usada en lugar de v de la ecuación 3.1)
 C_o = coeficiente de orificio seco (Fig. 3.6)

La caída de presión a través del líquido "aereado" sobre el plato se obtiene de la siguiente relación:

$$h_1 = \mathcal{B}(h_w + h_{ow}) \quad (3.6)$$

donde h_1 = presión hidrostática de líquido "aereado", pulgada de líquido
 h_w = presión hidrostática del líquido de la altura del vertedero, pulgadas de líquido.
 h_{ow} = altura, pulgadas de líquido sobre el vertedero.
 $h_{ow} = 0.5 (Q/L_w)^{0.87}$
 Q = Flujo del líquido, gpm
 L_w = Longitud de vertedero, pulgadas
 \mathcal{B} = Factor de "aeramiento" (Figura 3.7).

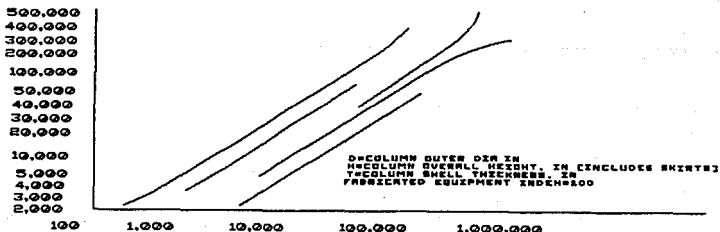


FIGURA 3.6

En las columnas de vacío, donde el buen funcionamiento puede ser comprometido significativamente por el arrastre, el flujo de dos fases a través de los orificios puede elevar la caída de presión más allá de lo que lo haría el flujo de vapor puro. No es común en los sistemas de baja presión observar una caída de presión total que sea superior en 15 o 25 % a la calculada.

La caída de presión normal para platos filtrantes, varía de 1.5 a 5 pulgadas de agua. Fuera de esos límites, los platos pueden gotear excesivamente en columnas de vacío, o provocar efecto de chorro en la presión de servicio. En ambos casos, habrá una pérdida apreciable en la eficiencia.

PLATOS DE VALVULAS.

La modificación sobre un plato de válvulas es que las cachchas son izadas para actuar como orificios para ajustarse ellas mismas a cambios en el flujo de vapor. Este diseño (cuyo costo instalado es 15 o 20 % mayor que el equivalente al del plato filtrante), se dice que suministra un turndown sobre una gama más amplia que la que es posible para los platos perforados.

Las válvulas son realmente pequeños discos metálicos o dispositivos que se elevan sobre las aberturas en el aparato conforme pasa el vapor a través de los platos. Las válvulas están sostenidas por piernas o arañas, las cuales limitan su movimiento vertical.

Los fabricantes anuncian las siguientes ventajas para los platos de válvulas:

- 1.- Una caída de presión constante a lo largo de gran parte de su rango de operación.
- 2.- Una elevada relación de turndown.
- 3.- Opera, aproximadamente, a la misma capacidad y eficiencia que los platos perforados.

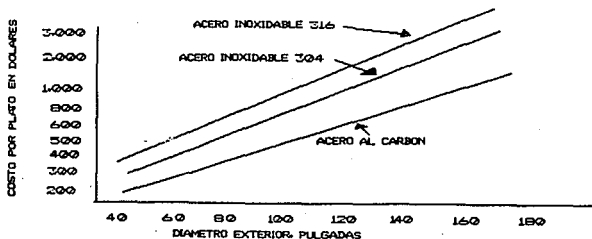


FIGURA 37

Sin embargo, se debe señalar que una buena relación de turndown, la ventaja más frecuentemente advertida de los platos de válvula, puede también ser alcanzada con los platos perforados por imponer una caída de presión razonable. Aún en columnas de vacío donde la caída de presión puede ser crítica, la relación de turndown disponible para platos filtrantes es adecuada para la mayoría de las operaciones.

Un problema mecánico que a menudo se encuentra con el uso de válvulas es la corrosión de las piernas de apoyo ó arañas. El movimiento constante de las cachuchas de válvulas impone esfuerzos de fatiga que se agravan con la operación en un ambiente corrosivo. Es común encontrar válvulas extraviadas en los platos del fondo donde los componentes corrosivos e hirvientes tienden a concentrarse.

Los platos de válvulas, debido a su propia naturaleza, son diseñados generalmente por el fabricante, aunque es posible estimar algunos de los parámetros de diseño de la información del proveedor. El buen funcionamiento del plato se puede predecir de las cartas de caída de presión (Fig.3.8 y 3.9) adaptadas del Manual de Diseño de Koch (6), donde las áreas de columna y de bajante se pueden calcular por los métodos antes vistos.

El número de cachuchas que pueden colocarse sobre un plato se supone, a menos que se tenga un arreglo de plato detallado. Comúnmente se utiliza un patrón de cachuchas de 3 pulgadas (7.62 cm) x 2.5 pulgadas (6.35 cm), que se utiliza para operaciones de baja y moderada presión. Para tal patrón, se colocan aproximadamente 14 cachuchas/pie² en el área "neta" de cachuchas. El área activa se define por la figura 3.4, no toma en cuenta las secciones de entrada y salida, las pérdidas del borde, debidas a los anillos de apoyo e las columnas, y al espacio disponible sobre la parte alta de las vigas de apoyo. Se debe considerar que entre el 6 y el 15% de la llamada área activa no está disponible para válvulas en columnas grandes y pequeñas, respectivamente.

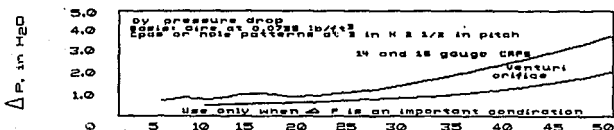
PLATOS SIN BAJANTES

El diseño de plato más sencillo es el plato perforado sin bajantes. Una operación exitosa demanda una velocidad de vapor suficientemente alta a través de los orificios para mantener suficiente líquido sobre el plato para un adecuado contacto líquido vapor. A bajas tasas de vapor, el líquido descendente no es retenido lo suficiente sobre el plato, y la transferencia de masa viene a ser ineficiente, como es el caso de las columnas de rocío, en donde el único contacto se realiza entre el vapor ascendente y las gotas del líquido que caen.

La mayor desventaja de los platos sin bajantes es que su rango de operación (la relación turndown) es considerablemente más pequeña que la que la de los platos con bajante. Se requiere suficiente flujo de vapor para mantener un nivel de el líquido en el plato, pero no tan alto que restrinja el descenso del líquido

e inunde la columna. En su punto de operación óptimo, los platos sin bajantes tienen, aproximadamente, la misma eficiencia que los platos perforados. Sin embargo, la eficiencia se abate drásticamente conforme se alcanza el punto de inundación.

Los platos sin bajante se prefieren utilizar en el caso de que las condiciones de operación y la capacidad permanezcan constantes; que el líquido de la columna tenga alto contenido de sólidos y también por su facilidad de limpieza.



$$\frac{CFM_{air}}{C_{OP}} = \frac{Actual\ CFM}{C_{OP}} \times \sqrt{\frac{P_V}{0.0735}}$$

FIGURA 3.8

Pocos procedimientos de diseño de platos sin bajantes ofrece la literatura sobre el tema, y aún el mejor de ellos es insuficiente para lograr un grado de confiabilidad $\pm 40\%$. La correlación desarrollada por Sum-Shik y colaboradores proporciona un procedimiento para estimar una velocidad de orificio aceptable:

$$U_h = 1.15 [(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{1/2} (A_h/A_c) (1-\tau) \quad (3.7)$$

donde :

U_h = velocidad de orificio en pie/seg.

ρ_L, ρ_V = densidades del líquido y del vapor lb/pie³.

A_h = área abierta de orificio pie².

A_c = área de sección transversal pie².

$$\tau = \frac{1}{1 + [\Delta P_V C_{OK} / \Delta P_L]^{1/3}} \quad (3.8)$$

donde :

C_{OK} = coeficiente de orificio (0.62 para orificios y aberturas).

K = factor de pérdida de presión a través del orificio (1.8 para huecos de 3/8 a 7/8 de pulgadas de diámetro).

$\Delta P_v / \Delta P_L$ = relación de caídas de presión para el vapor y el líquido que fluyen a través del orificio.

El área de sección transversal libre se determina por la aplicación del mismo criterio del diseño que se recomienda para obtener el área en otro tipo de columnas. El área de orificio para platos sin bajantes será de 15 a 30 % del área total, considerando que el 20 a 25 % de área abierta será el más efectivo.

Las variaciones del diseño básico de platos sin bajantes incluyen platos que tienen enrejado plano en lugar de perforaciones (Turbogrid); platos que tienen forma senoidal, platos perforados (platos Ripple); y los platos cuyas superficies imparten flujos direccionales al vapor (platos Kettle).

Además de los platos con y sin bajantes descritos antes, están disponibles otros platos patentados de diversas configuraciones.

EFICIENCIA DE COLUMNA Y DE PLATO.

La eficiencia de plato compara la separación realmente alcanzada con la que es posible tener en una etapa de equilibrio. La eficiencia de Murphree se define como :

$$E = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y^* - Y_{n+1}} \quad (3.9)$$

donde:

E = eficiencia del plato.

Y_n = concentración de vapor que sale del plato.

Y_{n+1} = concentración del vapor que entra al plato.

Y^* = concentración en equilibrio con el líquido.

Esta eficiencia difiere de la eficiencia global de columna, la cual es el número de columnas de etapas teóricas de equilibrio divididas por el número de platos reales de la columna.

Las eficiencias globales de columna son, comúnmente, menores que las eficiencias individuales de plato.

Las eficiencias del plato nunca son constantes a través de la columna, debido a que las características de la transferencia de masa cambia con la composición, con las tasas de flujo y con la temperatura. Especialmente en los platos de los extremos, donde los cambios en concentración son pequeños, las eficiencias se abaten drásticamente conforme la concentración del componente contaminante cae por debajo de las 100 ppm.

Los primeros investigadores se interesaron en los efectos de las propiedades físicas y el equilibrio líquido-vapor en las eficiencias globales de columna. Las correlaciones mejor conocidas son las de Drickamer y Bradford, quienes sobre la base de datos de columnas de refinerías relacionaron la eficiencia a la viscosidad de líquido promedio; y O'Connell, quien incorporó los efectos de la volatilidad relativa.

En la actualidad no se tienen métodos realmente satisfactorios para calcular exactamente las eficiencias de plato. El único procedimiento racional disponible en la literatura se resume en la monografía clásica del Instituto Americano de Ingenieros Químicos sobre platos de cachuchas de burbujeo. En ésta, los investigadores combinaron los efectos de las propiedades físicas, el equilibrio líquido-vapor, y la hidráulica del plato en un modelo de transferencia de masa y difusión que ellos esperaban pudiera representar las condiciones de contradifusión equimolar a través de una película.

Para estimar la eficiencia, la aproximación más simple es a menudo, la mejor. El diseñador puede elegir las eficiencias de la columna de las cartas dadas en la figura 17 página 56 de Técnicas de Separación I de Larry Ricci, o puede estimarlas del funcionamiento eficiente de columnas similares que ya estén en operación. Las eficiencias de una columna "Normal" varían del 60 al 85 %. Ellas tienden a disminuir cuando:

- a) El producto de alta pureza es requerido, y especialmente cuando la concentración contaminante debe ser mantenida por debajo de las 100 ppm.
- b) El buen funcionamiento de la columna se controla por balance de materia, que es el caso si uno de los productos componentes es sólo una pequeña fracción (< 10 %) de la alimentación.
- c) Las concentraciones bajas de contaminante se especifican para ambos extremos de la columna.

Las eficiencias de plato pueden ser drásticamente reducidas por arrastre líquido en un extremo del intervalo de operación y por goteo excesivo en el otro. Las curvas generalizadas de la figura 18 ilustran que las columnas comúnmente funcionan más eficientemente entre 40 y 85 % de inundación.

COLUMNAS EMPACADAS

El empacamiento aleatorio es adecuado para las siguientes condiciones de operación:

- 1.- Operaciones de baja caída de presión (columnas al vacío).
- 2.- Relaciones elevadas líquido/gas (se encuentran más frecuentemente en absorbedores y agotadores que en columnas de destilación).
- 3.- Ambientes corrosivos (se requieren accesorios internos de plástico o de cerámica).

4.- Columnas de diámetro pequeño.

Distribución de líquido en torres empacadas.

La distribución de líquido es uno de los puntos más críticos en el diseño de una torre empacada. A menos que la superficie del empaque esté mojada adecuadamente, la eficiencia de la torre se abatirá drásticamente. Para una buena irrigación, deben existir al menos, cuatro puntos de distribución-líquido/pie², y la tasa del líquido debe mantenerse por arriba de 2 gpm/pie².

Algunas veces es difícil alcanzar la última tasa en el servicio de destilación al vacío, sin embargo, muchas torres empacadas operan con tasas de líquido tan bajas como 0.8 gpm, con sólo una pérdida nominal en la eficiencia.

La distribución por gravedad es el método preferido para introducir el líquido al interior del empaque. Las boquillas de rocío, las cuales en teoría aseguran una mejor distribución, pueden taponarse o descomponerse en una operación prolongada y pueden causar más problemas que los aparatos de alimentación por gravedad. La caída del líquido entre el distribuidor y el domo del empaque no debe ser mayor a 12 pulgadas. Una caída mayor tenderá a romper la corriente en gotas y con ellos se incrementará el arrastre del líquido.

Tipos de empaque

Los empaques de torres vienen en muchas formas, materiales y tamaños, en las instalaciones comerciales, comúnmente se utilizan aquellos de anillos ranurados y monturas o silletas Intalox. Dependiendo del fabricante, los anillos ranurados, son llamados anillos Pall (Norton), anillos Ballast (Glisch), Flexirings (Koch), Hy-Pak (Norton), o Mini-Rings de cascada (Compañía de Transferencia de Masa Limitada). Las silletas Intalox sólo son fabricadas por Norton. Ambos, anillos y silletas pueden ser fabricados en una amplia variedad de metales, plásticos o cerámica.

Los antiguos tipos de empaques tales como los anillos Raschig y las monturas Berl han sido completamente superados por los más eficientes anillos ranurados o monturas Intalox. Otros empaques de alta capacidad se encuentran más a menudo en absorbedores y agotadores que en las columnas de destilación.

Para asegurar una distribución de líquido adecuado y minimizar los efectos de pared, es necesario colocar un límite inferior en la relación tamaño de columna, tamaño del empaque. Esta relación debe igualar o exceder en 30 para anillos Raschig, 15 para silletas, y 10 para anillos ranurados. El anillo metálico ranurado de 2 pulg. es, generalmente el mejor desde el punto de vista de la capacidad. De hecho la experiencia muestra que es también el tamaño y forma de empaque más económico para las aplicaciones en destilación.

La temperatura y la naturaleza corrosiva del ambiente de la columna también influye en la selección del empaque. A continuación se dan algunas guías de selección:

1. Los empaques metálicos no se recomiendan, si la tasa de corrosión medida es mayor que 10 mils/año .
2. Los empaques plásticos, resisten la mayoría de los químicos, pero pueden cristalizarse con la exposición prolongada.
3. Si se someten a calor continuamente los empaques plásticos, se deben reforzar con fibra de vidrio.
4. El empaque de cerámica es seleccionado generalmente para servicio corrosivo y caliente, aunque es más frágil que los empaques plásticos o metálicos. Al cambiar el hecho se puede provocar la fractura del empaque, restringiendo el flujo de vapor y elevando la caída de presión.

Diseño de lechos empacados.

El procedimiento de diseño generalmente aceptado para dimensionar columnas empacadas, es la versión modificada de la correlación de Sherwood, figura 3.10.

Esta correlación relaciona el diámetro de lecho con las densidades de fluido, con las tasas de flujo y un factor de caracterización que se ha medido para cada tipo y tamaño de empaque :

$$d = 1.13 (W / G)^{1/2} \quad (3.8)$$

donde: d = diámetro de lecho, pies

W = flujo real de vapor lb/seg

G = flujo de vapor lb/seg. pie², como en la

Fig.3.10

La caída de presión a través del lecho se incrementa con las tasas de vapor y líquido. Si ellas se incrementan simultáneamente (como es usual en el caso de la destilación), en algún punto, una cantidad significativa de fluido, será retenida en los espacios vacíos de los empaques. La caída de presión a través del lecho aumenta rápidamente hasta que el líquido descendente se detiene por completo y ocurre la inundación. Desafortunadamente éste punto de inundación no ha sido definido lo bastante bien para incorporarlo en la figura 3.10. Dependiendo del tipo de empaque, el punto de inundación cae en algún lugar dentro de una banda de puntos alejados entre sí. Para los anillos Raschig, la inundación se presenta en caídas de presión más bajas (1.5 pùlg. de agua/pie) que lo que lo hacen algunos de los empaques más eficientes, tales como los anillos ranurados (2 - 2.5 pulg. de agua/pie).

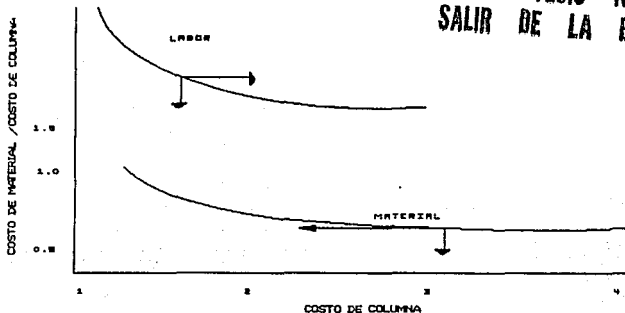


FIGURA 3.9

En la mayoría de los lechos empacados, la caída de presión varía de 0.1 a 0.8 pulg./pie. Realmente, para caídas de presión de 0.5 a 0.6 pulg. de agua/pie, todos los tipos de empaque parecen ser igualmente eficientes. Por debajo de éstos límites, la eficiencia de los anillos Raschig se abate drásticamente. El buen funcionamiento de los empaques más eficientes (por ejemplo los anillos ranurados y las silletas de plástico Intalox) no se deteriora apreciablemente hasta que la caída de presión cae por abajo de 0.1 a 0.2 pulg. de agua/pie.

La selección de la caída de presión correcta para un lecho empacado depende en su mayor parte del tipo de servicio para el cual se requiere. en general se desea aplicar la más alta caída de presión que sea consistente con la confiabilidad y economía de la operación. Para destilaciones a presiones moderadas y altas, la caída debe ser de 0.4 a 0.75 pulg. de agua/pie; para destilación al vacío debería ser de 0.1 a 0.2 pulg. de agua/pie; y para absorbedores y agotadores de 0.2 a 0.4 pulg. de agua/pie.

La exactitud de las curvas de la figura 3.10 viene a ser cuestionable en los extremos terminales de la escala. Así en los alambiques al vacío (equivalentes a muy bajos valores de X); Fig. 3.10), las caídas de presión medidas realmente pueden fácilmente ser del 25 al 30 % superiores a las calculadas. La discrepancia se atribuye a un elevado arrastre, el cual afecta apreciablemente la conducta de flujo del vapor. A tasas altas del líquido o a altas presiones (cuando $X > 3.5$), la caída de presión en una columna funcionando puede realmente caer abajo del límite normalmente esperado del punto de inundación.

Aunque los empaques de alta eficiencia se diseñan para mantener una distribución razonablemente buena de líquido sobre la sección transversal del lecho, siempre habrá alguna fracción del líquido que llegue a la pared de la columna. Una vez ahí, el

líquido no fácilmente se redistribuirá él mismo de regreso hacia los empaques, pero en lugar de ello pasará colateralmente una gran fracción de la corriente de vapor. Entonces se debe limitar la altura vertical del lecho, para asegurar que la mayor fracción del líquido permanecerá entre los empaques durante su paso a través del lecho. Para anillos Raschig, la máxima altura del lecho deberá ser de 2.5 a 3 veces el diámetro del lecho; para siletas de 5 a 8 veces y para anillos ranurados de 5 a 10 veces. La altura del lecho total no debe exceder los 20 pies.

Los redistribuidores del líquido (limpiadores de pared) son algunas veces instalados dentro de un lecho para regresar el líquido hacia los empaques. Para anillos ranurados o siletas, la instalación de esos aparatos produce poco cambio en el funcionamiento, si el criterio de altura del lecho correcta se ha mantenido. Una excepción notable, ocurre cuando se debe alcanzar un grado de alta pureza en el fondo de la columna y aún una pequeña cantidad de líquido que baje colateralmente puede afectar apreciablemente la concentración del fondo.

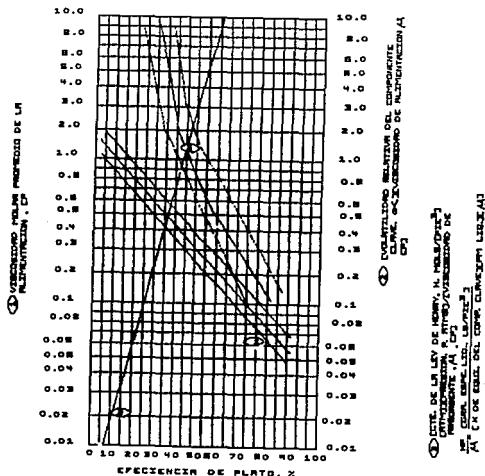


FIGURA 3.10

EFICIENCIA DE EMPAQUE

Aunque numerosos textos resumen los procedimientos teóricos para calcular la altura del empaque, no existe un método confiable que pueda aplicarse universalmente a los sistemas de destilación. En lugar de ello, la industria todavía utiliza el concepto de Altura Equivalente de Plato Teórico (A.E.P.T.) para convertir empíricamente el número de etapas teóricas a la altura del empaque.

Lo que hace útil a este concepto es que los valores de A.E.P.T. son significativamente constantes para sistemas orgánicos e inorgánicos. Aún con líquidos con gran tensión superficial, es posible lograr tan buen funcionamiento como los empaques se mojen adecuadamente (ello es, las tasas de líquido se mantienen por encima de 1000 libras/hr pie²), y se eliminan los plásticos difíciles de mojar tales como los fluorocarburos.

En las columnas comerciales, los valores de A.E.P.T. para empaques de alta eficiencia (anillos ranurados, silletas Intalox) se aproximan a las 18 pulgadas para tamaño de empaque nominal de 1 pulgada; 26 pulg para tamaño de 1 1/2 pulg; y 35 pulg para tamaño de 2 pulg. Estos valores son aproximadamente de 6 a 12 veces más grandes que los valores publicados que se obtienen de la operación de columnas de plantas piloto controladas.

Debido a una irrigación reducida la eficiencia en las columnas de vacío, es usualmente bien elegida para añadir 6 pulg en la A.E.P.T. Los sistemas de absorción generalmente exhiben A.E.P.T.s en el rango de 5 a 6 pies. Para columnas pequeñas (de diámetro < 2 pies), una vieja regla del pulgar aporta sorprendente exactitud si el tamaño de empaque adecuado es usado y el los empaques son colocados adecuadamente.

AEPT = Diámetro de columna

(3.9)

Para un tipo particular de empaque, la efectividad (AEPT/DP) es constante para todos los tamaños. Se gana muy poco al sustituir anillos ranurados de 2 pulg por anillos de 1 pulg para mejorar la AEPT en una columna de vacío, debido a que la caída de presión más elevada cancelará cualquier reducción en la altura.

Columnas empacadas sistemáticamente

Estas columnas contienen secciones preformadas que tienen una gran área por volumen dado de superficie. Para realizar la función para la que fue diseñada, las secciones se ensamblan en el orden especificado.

Debido a que las configuraciones de empaque sistemático no han sido estandarizadas, los procedimientos de diseño no se pueden aplicar de manera universal. Las correlaciones de ingeniería son específicas para cada uno de los empaques

patentados y comúnmente son suministradas por sus respectivos fabricantes.

El empaque Koch-Sulzer- Este empaque consiste de capas paralelas de alambre corrugado dispuesto en un patrón de arrollamiento. Debido a que el flujo del líquido se controla por acción capilar las tasas del líquido superficial tan bajas como 250 lb/hr pie² son alcanzadas sin disminuir demasiado la eficiencia.

La efectividad de los empaques (AEPT/DP) puede ser alta a bajas presiones, haciendo que el empaque de Koch-Sulzer sea un buen candidato para la destilación al alto vacío. Otra aplicación para la cual se considera el arreglo de Koch-Sulzer es la sustitución de platos existentes o de empaques en columnas de vacío, en las cuales la caída de presión se ha disminuído tanto que permite elevar la presión de la columna para alcanzar la capacidad del sistema. Se debe reconocer, sin embargo, que el empaque de Koch-Sulzer es comúnmente más caro que cualquier otro tipo de empaque.

Para propósitos de estimación se puede considerar que la AEPT para todos los tamaños de equipo comercial varía entre 10 y 12 pulgadas, y que la columna puede ser diseñada para un factor F (v_v elevado a la 0.5) entre 1.7 y 2.0.

Empaque de malla Knit- Estos empaques son construídos por varios fabricantes, y poseen una construcción similar y sustancialmente las mismas características de avance tecnológico. La caída de presión es muy baja, pero la eficiencia no es tan alta como la del empaque de Koch-Sulzer. La AEPT es afectada por el diámetro de la columna, variando alrededor de las 6 pulgadas para columnas pequeñas y aproximadamente de 24 pulgadas para las columnas grandes.

Los empaques disponibles comercialmente tipo malla incluyen Goodloe, Hyperfil y Multifil. Tal como el empaque Koch-Sulzer, los empaques de malla distribuyen de 6 a 7 mil wire y requiere el uso de materiales de construcción que no sufran corrosión bajo las condiciones de operación de la columna.

Koch Flexipac El empaque Flexipac es similar en construcción al empaque Koch-Sulzer, pero en lugar de malla de alambre, utiliza hojas de metal corrugado. Su eficiencia cae entre los anillos ranurados y el empaque de Koch-Sulzer.

El empaque Kloss y el NeoKloss- Estos tipos son adecuados para operaciones a muy baja presión, donde la eficiencia de separación no es crítica. No hay obstrucción en la dirección vertical (los empaques están construídos con un conjunto de resortes o con cilindros concéntricos), la caída de presión es extremadamente baja. Sus AEPTs varían de 2 a 4 pies.

Empaque Glitsch- Este es un ensamble de paneles estampados (que tienen una grán área) ellos se colocan uno sobre otro. Las

ventajas primarias del empaque Glitsch son, su baja caída de presión y su alta capacidad. Es mejor aprovechado su uso en absorbedores y agotadores donde las tasas de líquido son más altas que en las columnas de destilación donde la AEPT tiende hacia el valor de 6 pies.

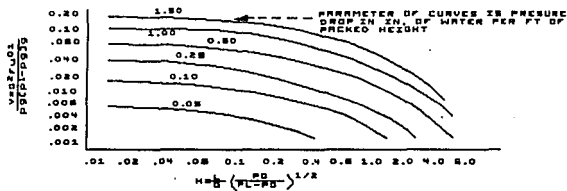


FIGURA 3.11

DISEÑO DE COLUMNA

El funcionamiento eficiente y económico del equipo de destilación es de suma importancia en múltiples procesos. Aún cuando el arte y la ciencia de la destilación han sido practicadas desde la antigüedad, se continúa investigando para obtener los mejores procedimientos de diseño. Algunos métodos abreviados son idóneos para muchos sistemas, pero tienen limitaciones en otros, de hecho lo mismo puede decirse de otros métodos más rigurosos. Se recomienda la doble revisión de los resultados por un segundo método para completar el diseño hasta el último detalle. El costo de fabricación y erección de una columna de destilación depende de la calidad de los métodos de diseño.

El objetivo fundamental de este trabajo es el diseño de una torre de destilación para separar una mezcla de etanol-agua con fines didácticos, observando las normas de seguridad más estrictas.

CONDICIONES DE OPERACION

1. Se tendrá una alimentación constante de 56 kg mol/hr cuya composición será de 30.71 % mol de etanol.
2. Se mantendrá un reflujo real (L/D) de 0.2224.
3. La condición térmica de la alimentación será de líquido saturado.

4. La separación o fraccionación producirá un destilado cuya composición será de 63.94 % de etanol y el residuo o producto del fondo tendrá una composición de 9.98 % de etanol.

La operación de la columna se llevará a cabo a la presión atmosférica. La temperatura de las tres corrientes principales será: 96.29 °C en la alimentación, 95.10 °C en el domo y 103.44 °C en el fondo. Se utilizará un condensador total.

BALANCE GLOBAL DE MATERIA

Se alimentarán 1490.74 kg/hr de mezcla, cuyo peso molecular promedio es de :

$$PMF = (46.07 \text{ kg/kgmol})(0.3071) + (18.0 \text{ kg/kgmol})(0.6929)$$

$$PMF = 26.6203 \text{ kg/kgmol}$$

$$F = 1490.74 \text{ kg}/26.6203 \text{ kgmol}$$

$$F = 56 \text{ kgmol.}$$

Del balance de materia global:

$$F = B + D \text{ y por tanto: } D = F - B$$

y para el etanol se tiene:

$$F (X_F) = B (X_B) + D (X_D)$$

combinando ambas ecuaciones se obtiene:

$$B = \frac{F (X_D - Z_F)}{(X_D - X_B)}$$

con $X_D = 0.6394$; $X_B = 0.0998$ y $Z_F = 0.3071$, se tiene:

$$B = \frac{56(0.6394 - 0.3071)}{(0.6394 - 0.0998)}$$

$$B = 34.4862 \text{ kgmol.}$$

Para el residuo:

$$PM_B = 46.07(0.0998) + 18.0(0.9002)$$

$$PM_B = 20.8014 \text{ kgmol}$$

Así, la masa del fondo es:

$$B(\text{masa}) = (34.4862 \text{ kgmol})(20.8014 \text{ kg/kgmol})$$

$$B(\text{masa}) = 717.3608 \text{ kg}$$

Mientras el producto superior:

$$D = 56.0 \text{ kgmol} - 34,4862 \text{ kgmol}$$

$$D = 21.514 \text{ kgmol}$$

y su peso molecular es:

$$\text{PMD} = 46.07(0.6394) + 18.0(0.3606)$$

$$\text{PMD} = 35.948 \text{ kg/kgmol}$$

Entonces la masa del destilado será:

$$D(\text{masa}) = 35.948 \text{ kg/kgmol}(21.514 \text{ kgmol})$$

$$D(\text{masa}) = 773.3741 \text{ kg}$$

Comprobando: $717.3608 \text{ kg} + 773.3741 \text{ kg} = 1490.7349 \text{ kg}$, que es el mismo valor de la masa de alimentación.

CALCULO DE LA RELACION DE REFLUJO MINIMO

Para una alimentación en su punto de ebullición se tiene:

$$\frac{L_n}{V_n} = \frac{L/D}{L/D + 1} \quad \circ \quad \frac{L}{V} = \frac{XD - YF}{XD - XF}$$

YF se obtiene de los datos de equilibrio líquido-vapor, YF = 0.5965, según Edmister, por tanto:

$$\frac{L}{V} = \frac{0.6394 - 0.5965}{0.6394 - 0.3071}$$

$$L/V = 0.1291$$

Además: $L/V = (L/D)/(L/D + 1) = 0.1291$, por tanto:

$$(L/D)_{\text{min}} = 0.1483$$

$$(L/D)_{\text{Real}} = 1.5(0.1483)$$

$$(L/D)_{\text{Real}} = 0.2224$$

CALCULO DE LOS PLATOS TEORICOS

Si se toma el reflujo real de 0.2224, la pendiente de la línea de operación para la sección de rectificación será:

$$L/V = 0.2224/(0.2224 + 1)$$

$$L/V = 0.1819$$

Para calcular las etapas teóricas en la sección de rectificación:

$$Y_n = \frac{L_{n+1}(X_{n+1})}{V_n} + \frac{D(XD)}{V_n}$$

Sustituyendo valores:

$$Y_n = (4.7847/26.2987) X_{n+1} + (21.514/26.987)(0.6394)$$

$$Y_n = 0.1819 X_{n+1} + 0.5230$$

que es la ecuación de la línea de operación para la sección de rectificación (LOR).

Para la sección de agotamiento, $V' = V$; $L' = L + F = 60.7847$ kgmol, cuya ecuación queda:

$$Y_m = \frac{L'(X_{m-1})}{V'} + \frac{B(XB)}{V'}$$

Sustituyendo valores:

$$Y_m = (60.7847/26.2987) X_{m-1} - (34.486/26.2987)(0.0998)$$

$$Y_m = 2.3113 X_{m-1} - 0.1308$$

que corresponde a la línea de operación de la sección de agotamiento (LOA).

Se inicia el cálculo de composiciones en cada plato, basándonos en los datos de equilibrio, para hallar la del líquido de una composición dada la composición del vapor procedente del mismo, y en la ecuación de del balance para calcular en función de aquella la composición del vapor que asciende del plato inferior.

Así, $Y_1 = XD = 0.6394$. El líquido de este primer plato será el de equilibrio con este vapor, que se determina por interpolación:

Y1 = 0.6394	X1 = 0.4685	T = 203.4 °F
Y2 = 0.6082	X2 = 0.3885	T = 204.8 °F
Y3 = 0.5936	X3 = 0.3538	T = 205.1 °F
Y4 = 0.5873	X4 = 0.3376	T = 205.7 °F
Y5 = 0.5844	X5 = 0.3300	T = 206.0 °F
Y6 = 0.5830	X6 = 0.3263	T = 206.1 °F
Y7 = 0.5823	X7 = 0.3244	T = 206.2 °F
Y8 = 0.5820	X8 = 0.3236	T = 206.3 °F
Y9 = 0.5818	X9 = 0.2956	T = 206.4 °F

Esta concentración es menor que la de alimentación, por tanto, la alimentación deberá situarse por arriba del noveno plato y por debajo del octavo. No es necesario tomar muy en

cuenta esta pequeña diferencia entre ambas, que en la práctica originará una ligera elevación en todas las concentraciones incluida la del producto destilado. La composición del vapor procedente del décimo plato y los siguientes se calcula mediante la ecuación dada para la sección de agotamiento:

Y10 = 0.5520	X10 = 0.2732	T = 207.0 °F
Y11 = 0.5002	X11 = 0.2375	T = 209.0 °F
Y12 = 0.4178	X12 = 0.1871	T = 213.0 °F
Y13 = 0.3014	X13 = 0.1258	T = 216.5 °F
Y14 = 0.1597	X14 = 0.0625	T = 221.0 °F

Como esta concentración es inferior a la proyectada para el residuo, la columna tendrá 14 platos teóricos con alimentación entre el octavo y noveno platos.

CALCULO DEL DIAMETRO DE COLUMNA

Para calcular el volumen de la mezcla líquida se utilizan los volúmenes molares, del Apéndice A de Henley y Seader, el volumen específico del etanol a 20 °C es 58.4 cm³/mol y para el agua es 18.1 cm³/mol. Utilizando el método de Cavett (Cavett R. H., Processing API, 42, 351-366 [1962]) con la ecuación empírica:

$$V_l = E_i (5.7 + 3.0 \text{ Tri})$$

donde E_i es el volumen líquido constante, que es retrocalculado del volumen líquido a una temperatura conocida. Para el etanol se tiene, a 20 °C = 68 °F = 527.67 °R, con $T_c = 929.3$ °R; $V_l = 0.9354$ pie³/lbmol:

$$E_i = 0.9354 / [5.7 + 3(527.67/929.3)]$$

$$E_i = 0.12634 \text{ pie}^3/\text{lbmol}$$

a 203.4 °F = 663.07 °R, se tiene:

$$V_l = 0.12634 [5.7 + 3(663.07/929.3)]$$

$$V_l = 0.9906 \text{ pie}^3/\text{lbmol}$$

Para agua, $V_l = 18.1$ cm³/gmol = 0.2899 pie³/lbmol a 527.67 °R, con $T_c = 1165.1$ °R:

$$E_i = 0.2899 / [5.7 + 3(527.67/1165.1)]$$

$$E_i = 0.04107 \text{ pie}^3/\text{lbmol}$$

entonces, para T = 203.4 °F = 663.07 °R:

$$V1 = 0.04107[5.7 + 3(663.07/1165.1)]$$

$$V1 = 0.3042 \text{ pie}^3/\text{lbmol}$$

Tomando los recíprocos de estos volúmenes corregidos, se tiene:

$$\rho_{et} = 1/0.9906 = 1.0094 \text{ lbmol}/\text{pie}^3$$

$$\rho_{ag} = 1/0.3042 = 3.2867 \text{ lbmol}/\text{pie}^3$$

Estos valores corresponden a las densidades del etanol y el agua respectivamente. En el caso del primer plato, la fracción molar del etanol en el líquido es 0.4685 y la del agua es 0.5316, por tanto para la mezcla podemos obtener:

$$\rho_{mz} = 0.4685(1.0094) + 0.5315(3.2867) = 2.2188 \text{ lbmol}/\text{pie}^3$$

Tomando peso molecular de la mezcla:

$$PM_{mz} = 0.4685(46.05) + 0.5315(18.0) = 31.1414$$

$$\rho_{mz} = 2.2188 \text{ lbmol}/\text{pie}^3(31.1414 \text{ lb}/\text{lbmol})$$

$$\rho_{mz} = 69.0976 \text{ lb}/\text{pie}^3 \quad \text{a } 203.4 \text{ }^\circ\text{F para el plato \# 1.}$$

De la misma manera se procede con los siguientes platos:

Número de plato	Densidad de mezcla líquida en lb/pie ³	T °F
1	69.1671	203.4
2	69.3961	204.8
3	69.2800	205.1
4	69.1518	205.7
5	69.0383	206.0
6	69.0016	206.1
7	68.9809	206.2
8	68.9706	206.3
9	68.6424	206.4
10	68.2832	207.5
11	67.5854	209.0
12	66.5215	213.0
13	64.2967	216.5
14	61.7330	221.0.

Para el cálculo de las densidades del vapor se utiliza la fórmula:

$$\rho_v = PM \text{ promedio}/359 [T_o/T_o + T]$$

con $T = 273.15 \text{ }^\circ\text{K}$, ρ_v es la densidad del vapor en lb/pie³. Así, para el primer plato, con $T = 203.4 \text{ }^\circ\text{F} = 368.37 \text{ }^\circ\text{K}$

$$\rho_v = 35.952728/359[273.15/ 368.37]$$

$$\rho_v = 0.0742598 \text{ lb/pie}^3$$

Al ordenar los datos se tiene:

Número de plato	Densidad de la mezcla gaseosa en lb/pie ³	T, °K
1	0.0742	368.37
2	0.0722	369.15
3	0.0714	369.31
4	0.0709	369.65
5	0.0707	369.81
6	0.0707	369.87
7	0.0706	369.92
8	0.0706	369.98
9	0.0706	370.03
10	0.0687	370.65
11	0.0656	371.48
12	0.0605	373.70
13	0.0536	375.65
14	0.0452	378.15

Tomando la media aritmética de los platos 6°, 7° y 8°, se obtiene:

$$\rho_v \text{ prom} = 0.0706 \text{ lb/pie}^3$$

de la misma manera para el líquido:

$$\rho_l \text{ prom} = 68.9893 \text{ lb/pie}^3.$$

El caudal de vapor será, con $V = 26.4386 \text{ kgmol/hr}$:

$$Q = 26.4386 * 2.2 * 359 / 3600 [368.37 / 273.15]$$

$$Q = 7.8401535 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

y el gasto líquido será, tomando el peso molecular promedio de los platos 6°, 7° y 8° de 27.1097 lb/lbmol y ρ_l de 68.9843 lb/pie³, también como promedio y con $L = 60.7871 \text{ kgmol/hr}$:

$$q = 60.1801 * 2.2 * 25.66 / (3600 * 68.3)$$

$$q = 0.0138482 \text{ pie}^3/\text{seg}.$$

Para platos perforados se toma un orificio de 3/16 pulg (0.1875 pulg) de diámetro, con arreglo equilátero triangular con 0.5 pulg entre centros en placa metálica de 0.078 pulg de espesor (Patrón manométrico 14 de EUA). Cada triángulo tiene un área de:

$$(3) \frac{1}{2} \frac{0.5^2}{4} = 0.1082 \text{ pulg}^2$$

y contiene un medio del área de orificio $\frac{1}{2}(0.1875 \times 0.1875)/4 = 0.0276 \text{ pulg}^2$. La placa perforada tiene una relación de área de orificio a área total = $0.0276/2 \times 0.1082 = 0.1275$.

Diámetro de la torre. Se intenta un espaciamiento entre platos de 3 pulgadas (7.62 cm), utilizando la fórmula de Treybal, Mass Transfer Operations, página 138, para calcular CF, la constante inundación, se procede a calcular la relación Rg:

$$R_g = L' / G' \left(\frac{v}{v_1} \right)^{1/2} = q/Q \left(\frac{1}{v} \right)^{1/2}$$

$$R_g = 0.0138482/7.84015 [68.3/0.07426]^{1/2}$$

$$R_g = 0.0535$$

a continuación se determinan las constantes a y b con $t = 3 \text{ pulg}$

$$a = 0.0062 t + 0.0385 = 0.0062(3) + 0.0385 = 0.0571$$

$$b = 0.00253 t + 0.05 = 0.00253(3) + 0.05 = 0.05759$$

Considerando una tensión superficial promedio para la mezcla, obtenida de los cálculos del Chemcad, $\sigma = 26.5 \text{ dina/cm}$. Sustituyendo en la fórmula:

$$CF = [a \log 1/R_g + b] \left[\frac{0.2}{\sigma} \right]^{0.2} [5Ah/Aa + 0.5]$$

$$CF = [0.0571 \log 0.0535 + 0.05759] \left[\frac{0.2}{26.5} \right]^{0.2} [5(0.1275) + 0.5]$$

$$CF = 1.35363$$

Para determinar la velocidad de flujo, se utiliza:

$$VF = CF \left(\frac{1}{v} - \frac{v}{v_1} \right)^{0.5}$$

sustituyendo:

$$VF = 1.35363 \left(\frac{68.3}{0.07426} - \frac{0.07426}{68.3} \right)^{0.5}$$

$$VF = 41.02954 \text{ pie/seg}$$

Considerando 80% de inundación:

$$V = 0.8(41.02954)$$

$$V = 32.8236 \text{ pie/seg}$$

Para determinar el área de la sección transversal de la torre:

$$A_n = Q/V = (7.84015 \text{ pie}^3/\text{seg}) / (32.8236 \text{ pie/seg})$$

$$A_n = 0.23886 \text{ pie}^2$$

Suponiendo una longitud de vertedero W equivalente al 70 % del diámetro de la torre:

$$W = 0.7 d$$

Esto significa que el área de bajante es de 8.8 % del área de la sección transversal de la torre:

$$A_t = 0.23886 / 1 - 0.088 = 0.2619044 \text{ pie}^2$$

y el diámetro será:

$$d = [4(0.2619044) / 3.1416]^{0.5}$$

$$d = 0.577466 \text{ pies} = 17.6 \text{ cm}$$

CONSTANTES FISICAS DEL ETANOL(1) Y DEL AGUA(2)

	PM	Tb, °R	Tc, °R	Pc, psia	Zc	w	Vl
cm ³ /mol							
Etanol °C	46.069	632.7	929.3	925.3	0.250	0.6341	58.4 a 20°C
Agua °C	18.015	671.7	1165.1	3206.7	0.232	0.3477	18.1 a 20°C

Etanol	a1 14.04853	a2 0.2153149	E-1	a3 - 0.215344E-5	a4 -0.4607259E-8		
			a5 0.1895692E-11				

Agua	a1 7.985742	a2 0.4633191E-1		a3 0.1402841E-5	a4 -0.6578387E-9		
			a5 0.9795288E-13				

	A1	A2	A3
Etanol	7.4347	6162.36	359.3826
Agua	6.53247	7173.79	389.4747

Se utilizan para calcular:

$$C_p = a_1 + a_2T + a_3T^2 + a_4T^3 + a_5T^4 \quad (\text{BTU/lbmol}^\circ\text{F})$$

y la presión de vapor de Antoine:

$$\ln P_i^s / P_c = A_1 - A_2 / (T' + A_3)$$

donde: P_i^s = presión de vapor, psia y T' , °F.

Por otra parte, Van Winkle, Distillation, página 281, Cap. 6, registra los siguientes datos para mezclas de etanol-agua.

DATOS DE ENTALPIA SATURADA

Fracción masa de etanol, %	hL, BTU/lb	hV, BTU/lb
0.0	180.1	1150.0
10.0	159.8	1082.0
20.0	144.3	1012.5
30.0	135.0	943.0
40.0	128.2	873.0
50.0	122.9	804.0
60.0	117.5	734.0
70.0	111.1	664.0
80.0	103.8	596.0
90.0	96.6	526.0
100.0	89.0	457.5

Para calcular las cargas caloríficas del rehevridor y del condensador, procedemos de la siguiente manera:

En la alimentación se tiene:

$$0.3097(46.069) + 0.6903(18.015) = 14.2675 + 12.4357 = 26.7033$$

para obtener la fracción masa:

$x_1 = 14.2675/26.7033 = 0.5343 = 53.43 \%$, interpolando con los datos de la tabla anterior, se produce:

$$h_F = 121.05 \text{ BTU/lb}$$

Para el destilado:

$$0.6394(46.069) + 0.3606(18.015) = 29.4565 + 6.4962 = 35.95 \text{ 27 lb}$$

su fracción masa será:

$X_1 = 0.81935$ e interpolando de la misma manera,
se tiene:

$$hD = 102.4104 \text{ BTU/lb}$$

Para el vapor en su punto de rocío, $Y = 0.6394$, se obtiene:

$$Y_1 = 0.8193 \text{ fracción masa vapor} = 81.93 \%$$

por interpolación:

$$hV = 582.49 \text{ BTU/lb}$$

Para el condensador se tiene:

$$qC + V_1 h_1 = L D h_D + D h_D$$

$$qC = (L D + D) h_D - V_1 h_1$$

$$26.2987 \text{ kgmol} (2.2051 \text{ lbmol/kgmol}) = 57.9886 \text{ lbmol}$$

$$57.9886 \text{ lbmol} (35.95 \text{ lb/lbmol}) = 2084.6914 \text{ lb}$$

$$2084.6914 \text{ lb} (102.4104 \text{ BTU/lb}) = 213,494.1 \text{ BTU}$$

para el vapor:

$$26.2987 \text{ kgmol} (2.2051 \text{ lbmol/kgmol}) = 57.9886 \text{ lbmol}$$

$$57.9886 \text{ lbmol} (35.95 \text{ lb/lbmol}) = 2084.6914 \text{ lb}$$

$$2084.6914 \text{ lb} (582.49 \text{ BTU/lb}) = 1,214,311.9 \text{ BTU}$$

$$qC = 213,494.1 \text{ BTU} - 1,214,311.9 \text{ BTU} =$$

$$qC = -1,000,817.8 \text{ BTU}$$

Para el rehervidor:

$$0.0998(46.069) + 0.9002(18.015) = 20.814789 \text{ lb}$$

Por medio de un balance global de entalpía:

$$qB + F h_F = D h_D + B h_B - qC$$

$$21.514 \text{ kgmol} (2.205 \text{ lbmol/kgmol}) = 47.4383 \text{ lbmol}$$

$$47.4383 \text{ lbmol} (35.9527 \text{ lb/lbmol}) = 1705.5375 \text{ lb}$$

$$1705.5375 \text{ lb} (102.4104 \text{ BTU/lb}) = 174,664.78 \text{ BTU}$$

$$34.486 \text{ kgmol} (2.205 \text{ lbmol/kgmol}) = 76.0416 \text{ lbmol}$$

$$76.0416 \text{ lbmol} (20.8147 \text{ lb/lbmol}) = 1,582.7899 \text{ lb}$$

$$1582.7899 \text{ lb} (142.36 \text{ BTU/lb}) = 225,325.97 \text{ BTU}$$

$$56 \text{ kgmol} (2.205 \text{ lbmol/kgmol}) = 123.48 \text{ lbmol}$$

$$123.48 \text{ lbmol} (26.6303 \text{ lb/lbmol}) = 3288.3197 \text{ lb}$$

$$3288.3197 \text{ lb} (121 \text{ BTU/lb}) = 397,886.69 \text{ BTU}$$

$$q_B = 174,664.78 + 225,325.97 - 397,886.69 + 1'000,817.8$$

$$q_B = 1'002,921.9 \text{ BTU}$$

COLUMNAS EMPACADAS

En este dispositivo la variación de la concentración es continua a lo largo de toda la columna. Se aplican los balances de materia y entálpicos referidos a un elemento diferencial de volumen, limitado por dos secciones normales de la torre infinitamente próximas.

ALTURA EQUIVALENTE

Se considera que la columna se divide en varias zonas para su funcionamiento, en las cuales el líquido y el vapor que salen de cada una de ellas toman concentraciones de equilibrio. Cada zona equivale a un plato teórico y el número de zonas será el de platos teóricos a que equivale una columna. A la altura de cada zona se le denomina altura equivalente a un plato teórico (H.E.T.P.). Conocida la altura equivalente, basta multiplicar por el número de platos teóricos necesarios para conocer la altura de la torre.

$X_F = 0.3069$	$X_D = 0.6394$	$X_B = 0.0998$
$F = 56 \text{ kg/mol}$	$H_{OV} = 8.0 \text{ cm}$	$L' = L + F$
$R = L/V = 0.8$	$D = 21.52$	$V' = V$
$F = D + B$	$B = 34.48$	$L' = 142.08$
	$F = 56.00$	

$$V = D/0.2 = 107.6 \text{ Kgmol}$$

$$L = 0.8(107.6)$$

$$L = 86.08 \text{ kgmol}$$

$$Y_{REC} = (L/V)X + (D/V)X_D$$

$$Y_R = 0.8x + 0.12788$$

$$Y_{Agot} = (L'/V')X - B/V'$$

$$Y_{Ag} = 1.3204X - 0.03198$$

Para calcular la integral de Y_1 a Y_2 de $dy/(Y^* - Y)$, se calcula el cociente $1/(Y^* - Y)$ en función de Y .

$$\Delta N = [Y_{(n+1)L} - Y_{(n)L}] \{ [1/(Y^* - Y)_n + [1/(Y^* - Y)_{n+1}] \} / 2$$

X	Y*Eq	Y Línea	1/(Y* - Y)	Delta N	
0.0998	0.3978	0.0998	3.3557	----	
0.1000	0.3982	0.1000	3.3554	0.00067	
0.1500	0.4465	0.1660	3.5650	0.22830	
0.2000	0.4815	0.2321	4.0096	0.25034	
0.3000	0.5375	0.3641	5.7670	0.34582	
0.3069	0.5412	0.3732	5.9524	0.05332	

0.3069	0.5412	0.3732	5.9524	----	1.166
0.3500	0.5643	0.4078	6.3898	0.21352	
0.4000	0.5914	0.4478	6.9638	0.26707	
0.4500	0.6192	0.4878	7.6103	0.29148	
0.5000	0.6480	0.5278	8.3194	0.31859	
0.5500	0.6779	0.5678	9.0826	0.34804	
0.6000	0.7089	0.6078	9.8911	0.37947	
0.6394	0.7342	0.6394	10.5485	0.32294	2.141

La altura de empaque total será:

$$Z = (1.16627 + 2.1411)0.08 = 0.2645904 \text{ metros}$$

$$Z = 26.459 \text{ cm.}$$

COSTOS DE UNA COLUMNA DE DESTILACION

Para estimar el costo instalado de una nueva columna de destilación, se deben considerar cuidadosamente los costos de accesorios tales como las tuberías y el trabajo de campo, tanto el costo del casco de la columna sin ningún agregado. La estimación de este costo puede oscilar $\pm 25\%$ del costo real de una columna completamente instalada. Se deben fijar las especificaciones; número de platos; materiales de construcción; presión y temperatura o espesor de columna; ubicación del terreno y registro de fabricación.

El resultado es el costo de una columna completamente instrumentada, con conexiones de tubería al equipo más próximo, debidamente aislada y lista para operar. No se incluyen los los costos de bombas auxiliares, tanques e intercambiadores de calor, que aún, formando parte del sistema de destilación o "módulo" son, generalmente, optimizados por separado.

COSTOS DEL CASCO Y DEL FALDON

El costo del casco se estima por medio de la figura 3.6 como una función del diámetro, altura y espesor, dicha figura es propuesta por Union Carbide Corp. El producto del diámetro, altura y espesor (DHT) en pulg³, es muy aproximadamente proporcional al peso de la columna, la base tradicional para la correlación de costos en recipientes cilíndricos. El espesor del casco adecuado se toma de la figura 3.6 Dependiendo del comportamiento químico del sistema, se debe considerar una tolerancia en caso de corrosión. También, si se requieren estudios de esfuerzo y radiográficos, se debe aumentar un 5 % del costo por cada uno de ellos del costo total.

**COSTO INSTALADO DE UNA COLUMNA
DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE ACERO INOXIDABLE
TIPO 316L**

(1) DHT = _____ pie* _____ pie* _____ pulg* 144* _____

(2) Costo del casco (Indice = 100)
 Material actual \$ _____ * 1.05 (Radiografía
 o esfuerzos) \$ = _____
 Acero al carbón \$ _____ * 1.05 (Radiografía
 o esfuerzos) \$ = _____

(3) Costo de platos (Indice = 100); \$ _____ conjunto +
 Material actual _____ * \$ _____ C/U * 1.1 Factor de
 ajuste = \$ _____
 Acero _____ * \$ _____ C/U * 1.1 Factor de
 ajuste = \$ _____

(4) Instalación de platos (Indice = 100) _____ * \$ _____ C/U
 \$ _____

(5) Costo total de platos y columna: Material actual
 \$ _____
 Acero al carbón
 \$ _____
 Relación = _____

(6) Costo del paquete material (Indice)
 \$ _____ Costo de columna (material actual)*0.68
 \$ _____

(7) Trabajo horas-hombre, \$ _____ Costo de columna
 (material actual) * _____ * _____ = _____
 horas-hombre.

(8) Costo de Material indexado:

[\$ _____ + \$ _____] * _____ Indice = \$ _____

(9) Costo de trabajo: _____ Horas-hombre* _____ \salario/hr
\$ = _____

(10) Riesgo laboral por altura: \$ _____ * _____ % =
\$ = _____

(11) Subtotal \$ = _____

(12) Diseño de Ingeniería: \$ _____ * 20 % \$ = _____

(13) Subtotal \$ = _____

(14) Factor de Imprevistos: \$ _____ * 25 % \$ = _____

(15) Costo total instalada: \$ = _____

El índice 100 se refiere al Índice de Fabricantes de Equipos publicado por la revista de Ingeniería Química. Su base es 1957-1959 = 100. Dicho índice es de 205.9 para Octubre de 1976.

INSTALACION DE PLATOS

El costo de los platos (Índice 100) se obtiene de la figura 3.7 con tolerancias apropiadas de los fabricantes que toman en cuenta si el número de platos es menor a 40. Si se utiliza acero al carbón, los platos tendrán un precio equivalente al 70 % de del costo del casco, en cambio sólo costarán el 50 % si la columna se construye con el tipo 316L. Esta diferencia refleja la mayor proporción del costo del fabricante para hacer los platos de acero al carbón.

La figura 3.7 se aplica adecuadamente a cualquier plato común: de cachucha de burbujeo, perforado o valvulado. El costo de instalación de los platos se estima por medio de la figura 3.8.

LOS MATERIALES Y EL TRABAJO DE CAMPO

Existe más de una manera de estimar el costo de los materiales como lo indica la siguiente tabla:

DESCRIPCION DE LOS MATERIALES
(Considerando toda la construcción de acero)

Accesorio	% del total
Tuberías	40.0
Instrumentos	24.0
Partes eléctricas	8.3
Estructuras	7.0
Aislamiento	6.7
Concreto	5.7
Protección contra incendio	3.3
Materiales diversos	3.3
Pintura	1.7

	100.0

Idealmente, la estimación debía de ser complementada por medio de los diseños de sistemas de control, mecánico, eléctrico y civil. Sin embargo, la estimación se puede realizar abreviadamente por considerar los factores de estimación de manera muy aproximada. Dichos factores para los materiales y para el trabajo de campo, necesariamente se relacionan con el costo del equipo principal. La única decisión real que se debe tomar es elegir los materiales separadamente o como un todo, se ha observado que lo más conveniente es tomarlos de manera íntegra, lo mismo sucede con las labores de campo.

En la figura 3.9 el costo de los materiales y la horas-hombre se grafican contra la relación del costo total de la columna (incluyendo los accesorios internos) al costo de material que utiliza una columna de acero al carbón.

El trabajo se expresa en horas-hombre para simplificar la aplicación de los salarios y de los factores de productividad. El factor de productividad está basado en una construcción con menos de 300 trabajadores en el sitio de la construcción. La etapa 9 es la aplicación del nivel desalarío a las horas-hombre estimadas de la figura 3.9. El salario correspondería al tiempo de instalación de la columna. El factor de construcción en altura, en la etapa 10, se debe ajustar según el caso.

EL RIESGO DE LA ALTURA; INGENIERIA; CONTINGENCIAS

La etapa 10 estima la construcción en la altura, además incluye prestaciones, el costo del equipo de construcción o arrendamiento y mantenimiento. La ingeniería debería estimarse del entendimiento preciso y detallado de todos los hechos y circunstancias relativas al tamaño del proyecto y al plan de ejecución. Esto, no siempre es factible con el uso de factores aproximados. En la práctica se puede expresar el costo de la

ingeniería como una función de la suma de todos los otros costos. En el caso de una columna de destilación podría ser del 20 al 25 % de la suma de los otros costos, o del 16 al 20 % del costo total sin considerar las contingencias.

La definición de costos de ingeniería incluye actividades de diseño de proceso, diseño detallado y toma de decisiones. Se incluye la administración del proyecto, ingeniería de costos, planeación y registro, embarque y expedición para su venta.

Probablemente, es mejor basar el diseño de ingeniería sobre un sistema de acero al carbón y luego considerar que la misma figura se puede aplicar a otro sistema de cualquier material.

Cada estimación requiere de un factor de contingencia para asegurar que se tiene como mínimo la cantidad de dinero de la estimación.

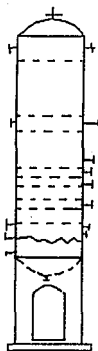


Figura 3.11

4.- ANALISIS DE RESULTADOS

COSTO DE COLUMNA

Se considera un espesor de 1/4 de pulgada (0.635 cm) por ser el grosor mínimo que recomiendan las especificaciones bibliográficas, además la operación se llevará a cabo a presión atmosférica y a temperaturas inferiores a los 400 °C.

Con un diámetro de 0.85 mts.= 2.788 pies y una altura de columna de 5.33 mts.= 17.4824 pies; espesor = 0.25 plg, se tiene:

$$\begin{aligned} \text{DHT} &= 2.788(17.4824)0.25(144) \\ (1) \quad \text{DHT} &= \$ 1758.00 \text{ Dólares (Indice 1957-59 = 100)} \end{aligned}$$

Sí se construye en acero inoxidable:
(2) \$ 6000.00 (1.05) = \$6300.00

Acero al carbón: \$2800.00 (1.05) = \$ 2600.00

(3) Costo de platos: \$ 4000.00 (Cargo por orden de fabricación)

Material Real: 14(\$310.00) C/U (1.1) = \$ 4775.00

Acero al carbón: 14(\$200.00) C/U (1.1) = \$ 3080.00

(4) Costo de instalación: 14(\$ 34.00) = \$476.00

(5) Costo total de columna y platos:

Material Real	_____	= \$ 11,551.00
Acero al carbón	_____	= \$ 6,156.00

De los valores anteriores se obtiene una razón: $11,551/6156=1.88$ que se aplica a la figura 7.

(6) Costo de material bruto:
\$ 11,551.00(0.7) = \$ 8086.00

(7) Mano de obra:
\$ 11,551.00(0.073)(1.3) = 1096 horas-hombre

(8) Costo de material indexado con el indicador económico de la revista Chem. Eng. de Diciembre de 1991, página 194 y Junio de 1992, página 206:

$$[\$11,550_{(5)} + \$ 8,095.00_{(6)}](3.62) = \$ 71,097.00$$

- (13) Subtotal: (11) + (12) = \$ 91,097.00
 (14) Costo extraordinario de contingencias:
 \$ 91.097.00(0.25) = \$ 22,774.00
 (15) Costo de instalación total:
 \$ 113,870.00 Dólares de 1992.

ESPECIFICACIONES DE TORRE

Servicio: Separación de Etanol Tamaño: 0.85 mts D.I. por 14 platos

No de Platos: 14 Tipo: Perforado

CONDICIONES MECANICAS Y DE OPERACION

Presión de Operación: 1 atm = 14.7 psia Temp. de Operación 104 °C

Presión Des. _____ psig Temp. Des. _____ °C

Código : _____ Se requiere Stamp.

Densidad de contenidos: 890.0 kg/m³ Construcción letal NO.

Soportada por si misma SI. Materiales: Casco: Acero inoxidable

Cabezas: Acero Inoxidable Faldón: Acero al carbón.

Lining: Metal: Ninguna Hule o plástico: Ninguna

Ladrillo: Ninguna Cemento: Ninguna

Corrosión interna permitida: Ninguna

Aislante: SI. NO. X.

ENTRADAS Y SALIDAS

SERVICIO	No REQUERIDO	TAMAÑO	CL.PRESION	FACING	SEÑA	No
Alim.	3	2 plg				A
Refl.	1	2 plg				B
S.V.	1	4 plg				C
S.L.	1	2 plg				D
V.Re.	1	4 plg				E
L.Re	1	2 plg				F
Drenaje: Sobre tubería.						
Válvula de Seg.	1	4 plg				G

Aislante:SI____.NO_X__.

ENTRADAS Y SALIDAS

SERVICIO	No REQUERIDO	TAMAÑO	CL.PRESION	FACING	SEÑA	No
Alim.	3	2 plg				A
Refl.	1	2 plg				B
S.V.	1	4 plg				C
S.L	1	2 plg				D
V.Re.	1	4 plg				E
L.Re	1	2 plg				F
Drenaje: Sobre tubería.						
Válvula de Seg.	1	4 plg				G
Agujero de Hombre	0	---				-
Mirilla presurizada	3	3 plg				H
Control de Nivel	2	2 plg				J
Thermowell Pts.	5	1 plg				K
Manómetros	2	3/4 plg				L
Colect. Muest.	4	1/2 plg				M

Distancia del Sello [pan] al Plato del Fondo:_____.

Sello:_____.

Goteo de Orificio: No/Plato:_____ Tamaño:_____.

Suministro de Gradiente Hidráulico: NO SE REQUIERE

MATERIALES DE CONSTRUCCION

Platos: Acero Inoxidable 410.

Soportes de Platos, Bajantes y Sello [pan]: Acero Inoxidable.

OBSERVACIONES

Se debe dejar un acceso al interior de la torre para su limpieza, pero en este caso, debido al diámetro tan pequeño, los platos debían de construirse con un centro desmontable para entrar a la torre por la parte superior o domo.

5.- CONCLUSIONES

Se planea construir esta columna de destilación en un edificio ya establecido por lo cual se deben emplear las medidas aquí propuestas. Se deben utilizar bombas cuyo impulsor sea de material que impida la posibilidad de un incendio o de una explosión. También se recomienda la instalación de diversos manómetros a lo largo de la torre, además de mirillas para observar el interior de la misma. Tanto el rehevridor como el condensador serán diseñados de manera idónea para este aparato. Los detalles de la construcción, su anclaje y colocación de accesorios serán cuidadosamente planeados con un programa de avance de obra adecuado para poder evaluar su cabal seguimiento.

El objeto de este trabajo es el diseño de esta torre de destilación para separar una mezcla de etanol y agua con el fin de aprovecharla como recurso didáctico pero, debido a los cambios en la política educativa es probable que su funcionamiento sea utilizado para captar fondos para las necesidades del plantel, para, en un futuro hacer de esta y otras escuelas y facultades de la Universidad Veracruzana instituciones autofinanciables, donde además de la docencia se efectúe también la investigación. Por otra parte, la columna se puede utilizar para la separación de otras mezclas que se obtendrían de la industria de la región.

6.- APENDICE

ESPECIFICACIONES DE TORRE Y DE PLATOS.

Las hojas de especificación se utilizan para transferir y documentar información adecuada para el diseño de la columna. Dichas hojas se emplean para informar los requisitos de diseño y de proceso a los diseñadores de columna y de platos o a los fabricantes. También sirven para señalar los errores de diseño y devolverlos a su diseñador para su corrección.

Las hojas de especificación varían de una a otra compañía. La mayoría de los casos esas hojas intentan maximizar la información transferida, presentando ésta información tan coherentemente como sea posible y minimizar el número de hojas de papel. En la mayoría de las ocasiones, estas hojas se usan junto a una referencia mecánica de especificación mecánica.

Se desea separar una mezcla, BENCENO (1), TOLUENO (2), cuya composición es 0.3333 fracción mol de benceno y un residuo de 0.9418 fracción mol de tolueno. Si se alimenta 18kg mol/h ¿ Cuantas etapas teóricas se requieren ?.

$$F = B + D \quad ; \quad B = F - D \quad ; \quad F Z_f = B x_B + D x_D$$

$$\begin{aligned} 18 (0.3333) &= (18 - D) \quad 0.0582 + 0.8018 D \\ 5.999 - 1.0476 &= 0.8018 D - 0.0582 D \\ 4.9518 &= 0.7436 D \\ D &= 4.9518 / 0.7436 \\ D &= 6.66 \text{ KG mol.} \\ B &= 11.34 \text{ KG mol.} \end{aligned}$$

$$R \text{ min} = (L / D) \text{ min} \quad ; \quad V = L + D$$

$$\begin{aligned} (L / V) \text{ min} &= x_B - y_F / x_D - x_F \quad y_F = 0.5558 \\ &= 0.8018 - 0.5558 / 0.8018 - 0.3333 \\ &= 0.2460 / 0.4685 \\ (L / V) \text{ min} &= 0.5250 \\ (L / D) \text{ n} &= ? \quad 0.525 = L/D / L/D + 1 \\ 0.525 (L/D) &+ 0.525 = (L/D) \\ 0.525 (L/D) &- 0.525 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L / D) \text{ min} &= 1.105 (L/D) \text{ real} = 1.5 (L / D) \text{ min} \\ (C / D) \text{ real} &= 1.5 (1.105) \end{aligned}$$

MATERIALES: ENVOLVENTE _____ CABEZAS _____ MANDIL _____
 RECUBRIMIENTO: METAL _____
 LADRILLO _____

TOLERANCIA DE CORROSION INTERNA _____

AISLANTE SI NO CLASE _____

CONEXIONES DE ENTRADA Y SALIDA

SERVICIO	NO. REQUERIDO	DIMENSION	PRESION	MARCA NO.
ALIMENTACION				
REFLUJO				
SALIDA VAPOR				
ENTRADA IZQ.				
VAPOR REHER.				
LIQUIDO REHER.				
DRENES SOBRE LA TUBERIA				
VALVULA DE SEG.				
REGISTRO DE HOM				
MIRILLA				
CONTROL DE NI.				
TERMOMETROS				
MANOMETROS				
C.P./MUESTRAS				

LOS PUNTOS DE ALIMENTACION SE LOCALIZA EN: EL ES VAPOR BAJANTE AL PLATO

OBSERVACIONES

- 1.- PUNTOS DE TERMOMETRO
- 2.- PUNTOS DE TERMOMETRO EN LIQUIDO
- 3.- PUNTOS DE MUESTRA DE VAPOR
- 4.- PUNTOS DE MUESTRA EN LIQUIDO
- 5.- MANOMETROS EN EL ESPACIO DE VAPOR EN:

HOJAS DE ESPECIFICACION DE PLATOS

HOJA DE DATOS DE PLATO

HOJA 1 DE 2

CLIENTE _____
 ORDEN DE TRABAJO No. _____

LOCALIZACION DE LA PLANTA _____
 REQUISICION No. _____

INGENIERO _____
 FECHA _____

PLATO No. 1 DOMO/FONDO _____

SECCION (NOMBRE/DESCRIPCION)				
PLATO NUMEROS INCLUIDOS				
CARGA AL PLATO REQUERIDOS				
VAPOR NORMAL A:				
MASA lbs/hr				
ACFS				
PESO MOLECULAR				
VISCOSIDAD, cP				
PRESION, psia				
TEMPERATURA °F				
RANGO DE DISEÑO, % DEL NORMAL				
LIQUIDO NORMAL DE :				
MASA lbs/hr				
DENSIDAD lbs/pie3				
GPM				
PESO MOLECULAR				
TENSION SUPERFICIAL, dinas/cm				
DENSIDAD lbs/pie3				
VISCOSIDAD, cP				
RANGO DE DISEÑO, % DEL NORMAL				

HOJA TIPICA DE ESPECIFICACION DE PLATOS

Orden de trabajo No. _____	HOJA DE DATOS SERVICIO _____	
Drwg. Referencia _____	DE DATOS No. COLUMNA _____	
Referencia especifica _____	HOJA 2 DE 2 _____	
PLANTA _____		
Plato No.		
Caso de diseño		
Detalles de plato		
Altura de ventedero S/C plgs.		
Anchura D.C. S/C		
Claro D.C. S/C		
Características especiales		
(SI/NO/OPCIONAL)		
Recipiente de sello		
Ventadero de entrada		
Baffles antiobrincos		
Baffles salpicaderas		
Detalles mecanicos		
Deck material/valvula		
Tolerancia permisible, plgs.		
Materiales de soporte		
Materiales remachados		
Pressure surge tendency		
Uplift P Psi		
Diametro Interior Manhole plg		
Dimension manwing plgxpig		

NOTAS:

--

HOJA DE DATOS DE PLATO

ARTICULO NO.

SERVICIO

**SECCION (NOMBRE/DESCRIPCION)
PLATO, NUMEROS INCLUIDOS**

REQUISITOS DE FUNCIONAMIENTO:

**MAXIMA P POR PLATO, mmgh
MAXIMA % INUNDACION (CHORRO)
MAXIMA % DC VELOCIDAD DE LIQUIDO
MAXIMA DE RETROSUBID DE LIQUIDO CLARO, PLG.**

**FACTOR DERATING
(ESPUMA, SISTEMA, SEGURIDAD)**

REQUISITOS MECANICOS:

**Diametro de torre, plgs.
Numero de pasos
Espacimient de platos, plgs.
Tipo de plato
Orificio/B diametro de cachucha plgs.
Material/espesor
Material de valvula/B cachucha
Material de accesorios
Material de soporte/espesor
Agujero de hombre D.I., plgs.**

Otros aspectos:

Solidos presentes

Si/No Hoja de Flashing si/no

Baffles antibrinco

Si/No/preferencia del vendedor

Sellos de olla alternos

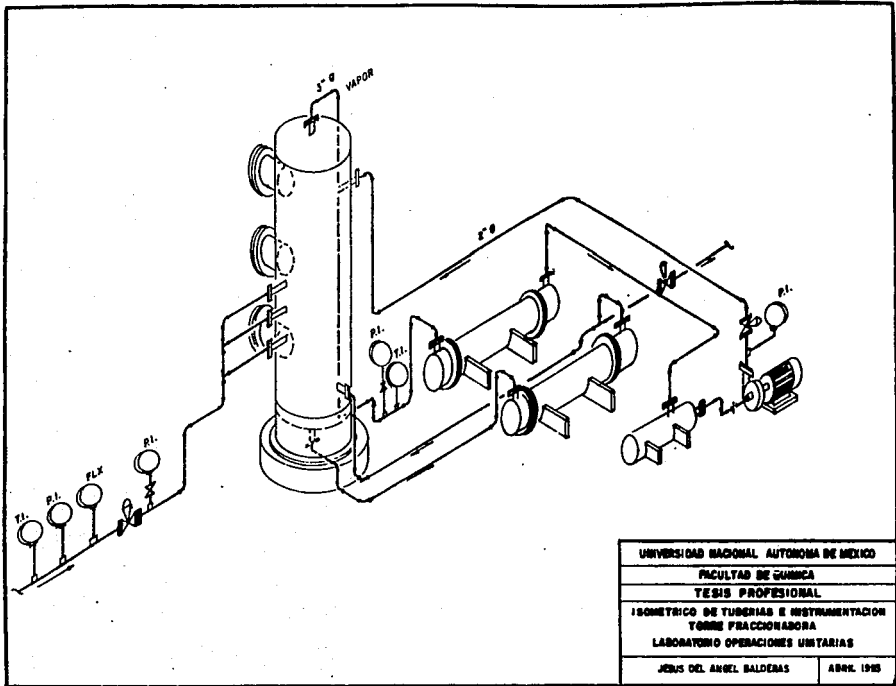
Si/No/preferencia del vendedor

Igual especificacion

**Areas de burbujeo/longitudes de trayectoria
liquida por peso**

Carga de Diseño: _____

Ps con _____ plgs. de deflexi6



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE QUÍMICA	
TESIS PROFESIONAL	
ISOMETRICO DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION	
TORRE FRACCIONADORA	
LABORATORIO OPERACIONES UNITARIAS	
JERUS DEL ANGEL BALDEAS	ABRIL 1985

$$(L/D)_{\text{real}} \leq 1.657$$

$$(L/V)_{\text{real}} = 1.5 (L/V)_{\text{min}} = 1.5 (0.525)$$

$$(L/V)_{\text{real}} = 0.7875$$

SECCION DE RECTIFICACION.

$$Y = n+1 = (L_{n+1} / V_n) \times n+1 (D V_n) \times D$$

$$(L/D) = 1.657 \text{ donde } D = 6.66 \text{ y } L = 11.035 \text{ kg mol.}$$

$$V = L + D = 11.035 + 6.66 = 17.655 \text{ kg mol.}$$

$$= (11.035 / 17.655) X_{n+1} + (6.66 / 17.655) (0.8018)$$

$$Y_n = 0.625 X_{n+1} + 0.3024 + (L.O.S.R.)$$

$$Y_{\text{Domo}} = X_{\text{Dest.}} = X_{\text{Rofl.}} = 0.8018$$

$$X_{\text{Domo}} = 0.614 (1)$$

$$Y_{\text{Domo}-1} = 0.625 (0.614) + 0.3024$$

$$Y_{\text{Domo}-1} = 0.686 \text{ -----> de los datos VLE}$$

$$X_{t-1} = 0.464 \tag{2}$$

$$Y_{t-2} = 0.625 (0.464) + 0.3024 \tag{4}$$

$$Y_{t-2} = 0.5924 \text{ -----> } Y_{t-2} = 0.3668 \tag{3}$$

$$Y_{t-3} = 0.625 (0.366) + 0.3024$$

$$Y_{t-3} = 0.531 \text{ -----> } Y_{t-3} = 0.3116 \tag{4}$$

Esta concentración de líquido está por debajo de la concentración de alimentación, por tanto aquí irá la alimentación, luego se procede a la línea de agotamiento.

$$L = V + 8$$

$$Y_m = (L_{m+1} / V_m) X_{m+1} - (B/V_m) X_B$$

$$Y_m = (11.34 + 17.655) / 17.655 X_m - (11.34) / 17.655 (0.0582)$$

$$Y_m = 1.642 X_m - 0.037$$

$$Y_{f-1} = 1.642 (0.3116) - 0.037$$

$$Y_{f-1} = 0.4746 \quad X_{f-1} = 0.2659 \tag{5}$$

$$Y_{f-2} = 1.642 (0.2659) - 0.037$$

$$Y_{f-2} = 0.3996 \quad X_{f-2} = 0.2113 \tag{6}$$

$$Yf-3 = 1.642 (0.2113) - 0.037$$

$$Yf-3 = 0.3099 \quad Xf-3 = 0.1537 \quad (7)$$

$$Yf-4 = 1.642 (0.1537) - 0.037$$

$$Yf-4 = 0.2153 \quad Xf-4 = 0.1003 \quad (8)$$

$$Yf-5 = 1.642 (0.1003) - 0.037$$

$$Yf-5 = 0.1276 \quad Xf-5 = 0.0563 \quad (9)$$

$$Yf-6 = 1.642 (0.0563) - 0.037$$

$$Yf-6 = 0.0554 \quad Xf-6 = 0.000 \quad (10)$$

La instalación constará de un condensador de 10 platos teóricos y de un rehervidor. La alimentación se hará en el cuarto plato del domo al fondo.

VARIABLES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA.

Variables de operación:

- 1.- Temperatura
- 2.- Presión
- 3.- Tasa de líquido L/V
- 4.- Tasa de vapor

Variables del sistema:

- 1.- Densidad de líquido
- 2.- Viscosidad de líquido
- 3.- Tensión superficial de líquido (a temperatura de ebullición)
- 4.- Densidad de vapor
- 5.- Viscosidad de vapor
- 6.- Volatilidad relativa de los componentes variables de diseño del plato.

Variables de diseño del plato:

- 1.- Área libre Ah/A (área perforada a área de sección transversal de la columna)
- 2.- Diámetro de orificio
- 3.- Peso del elemento valvular
- 4.- Distancia entre centros de orificios (pitch)
- 5.- Espesor de placa
- 6.- Arreglo de orificios (triangular o cuadrado)
- 7.- Altura de sobreflujo en vertedero
- 8.- Vertedero de entrada
- 9.- Colocación en vertederos con respecto a orificios
- 10.- Baffles de salpicadura
- 11.- Patrón de flujo

Variables de diseño de columnas:

- 1.- Area de bajantes
- 2.- Espaciamiento de platos
- 3.- Arreglo de bajante

EFICIENCIA DE PUNTO DE MURPHREE

$$E_p = Y_n - Y_{n-1} / Y^* - Y_{n-1}$$

No. de etapas reales = No. de etapas teóricas / Factor de eficiencia de plato.

Los factores principales que afectan la eficiencia son: el arrastre de líquido y el contacto efectivo de vapor y líquido y el contacto efectivo de vapor y líquido en el plato.

Fair, Bain y Van Winkle, Arnold y colaboradores, y Hunt y colaboradores investigaron el arrastre con columnas de platos perforados.

Estas investigaciones indicaron que el arrastre es aumentado en todo los aparatos de contacto vapor - líquido por (a) disminución en el espaciamiento entre platos: (b) incremento en la velocidad superficial del vapor; (c) incremento en la altura del vertedero; (d) incremento en la tasa de flujo de líquido: (e) incremento en la densidad de vapor; (f) decremento en la tensión superficial del líquido (g) incremento en el espacio de cachuchas; (h) decremento en la trayectoria del flujo del líquido; e (i) el incremento el diámetro de orificio.

Gautreaux y O'Connell desarrollaron una ecuación para estimar el número de etapas o estanques completamente mezclados:

$$E_o = a (1 + E_f/N'a)^{N'} - 1$$

donde E_o = eficiencia de plato global.

$$E_o = Y_{prom} - Y / Y^*n - Y$$

$$a = L / V_m$$

$$E_p = Y_1 - Y / Y^*1 - Y = \text{eficiencia puntual}$$

N' = número de etapas en serie

PREDICCIÓN DE LA EFICIENCIA

Para calcular el número de etapas reales necesarias para una separación dada es necesario tener alguna idea de la eficiencia de plato que se podría esperar. Los datos experimentales en eficiencias observadas sobre sistemas similares en diseños de columnas y platos similares son de gran ayuda y se utilizan si se

dispone de ellos, de otra manera es necesario predecir las eficiencias de relaciones teóricas o empíricas. Es común en la práctica predecir las eficiencias de plato seco.

EFICIENCIAS DE "VAPOR SECO" Y RESISTENCIA DE FASE

La tasa real de transferencia de masa comparada con la tasa teórica es una expresión de la eficiencia de contacto entre las fases si ambas fueran iguales, la eficiencia sería del 100%.

Gerster y colaboradores definieron las eficiencias locales o eficiencias puntuales en términos de una base de vapor y en términos de una base en fase líquida:

$$E_{NG} = Y_n - Y_{n-1} / Y_n^* - Y_{n-1}$$

$$NOG = -2.3 \log (1 - E_{OG}) = Z_v K_{OG} a' / G$$

Debido a la pendiente de la curva de equilibrio m es constante,

$$1 / K_{OG} a' = 1 / K_{OG} a' + m / K_L a'$$

Cuando la pendiente de la curva de equilibrio m es constante,

$$1 / -2.3 \log (1 - E_{OG}) = 1 / NG + mG / L / NL$$

$$NOG = Z_v G a' / G$$

$$NG = Z_v G a' / G$$

$$NL = Z_v K_L a' / L$$

Estas ecuaciones pueden expresar la eficiencia de la siguiente manera:

$$\frac{1}{-2.3 \log (1 - E_{OG})} = \frac{1}{NOG} = \frac{1}{NG} + \frac{mG}{Z_v K_L a'}$$

De manera análoga E_G se define por:

$$-2.3 \log (1 - E_G) = NG \quad NG = Z_v / HG$$

La eficiencia de punto o de película local del líquido puro se define por:

$$EL = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X^* n}$$

$$-2.3 \log \left[\frac{1 - EL}{L_m} \right] = \frac{Z_v K_L a}{L_m}$$

$$-2.3 \log [1 - EL] = NL$$

$$NL = \frac{ZL}{HL}$$

NL también se define como: $NL = \frac{X_{n-1} - X_n}{(X - X^*)^m}$

$$(X - X^*)^m = \frac{(X_{n-1} - X^*_{n-1}) - (X_n - X^* n)}{\frac{X_{n-1} - X^*_{bn+1}}{X_n - X^* n}}$$

Debido a que la diferencia de un punto sobre el plato o la eficiencia por medio para el plato completo es la eficiencia de transferencia de masa entre las fases, pueden existir diferencias con la eficiencia real; sin considerar la base sobre la cual se expresa, algo más del número de moles transferidos a través de ambas películas.

Así, la evaluación de la eficiencia en términos de E_g , E_l , E_{ol} ó E_{og} es arbitraria y cuando los diferentes valores son obtenidos, las así llamadas eficiencias, no son eficiencias, si no factores definidos de transferencia. Estos son útiles para evaluar las resistencias principales a la transferencia de masa considerando las fases y auxiliando en el estudio de las características de diseño y de flujo.

PREDICCIÓN DE EFICIENCIA EMPÍRICA DE VAPOR-SECO

Geddes aplico la teoria de la transferencia de masa a las ecuaciones de eficiencia de murphree de punto y desarrollo una relación semiteórica para la predicción de eficiencia de vapor seco.

Dió ecuaciones empíricas para la evaluación de coeficientes de película y de transferencia global de masa en términos de tamaño de burbuja, tasa de aumento de burbuja, tasas de flujo y variables de diseño.

EFICIENCIA DE VAPOR HUMEDO

La eficiencia de vapor húmedo es la eficiencia de plato de columna cuando se incluye el efecto de arrastre del líquido en el vapor. Colburn desarrollo una correlación en la cual la eficiencia de plato de vapor húmedo se relaciona con la relación de reflujo y la cantidad de arrastre.

$$E_w = \frac{E_d}{1 + \frac{E'' E_d}{L / V}}$$

En donde:

E_w = Eficiencia de plato de vapor húmedo.

E_d = Eficiencia de plato de vapor seco

E'' = Arrastre de moles de líquido por mol de vapor seco.

Metodo de Instituto Americano de Ingenieros Quimicos para Calculo de Eficiencia de Plato de Burbujeo.

Este metodo implica un diseño fijo de plato y calcular o fijar las variables de operación y las variables del sistema.

Esas variables son: presión total, temperatura de plato, carga de vapor total, carga de líquido total, densidades de vapor y líquido, pesos moleculares de vapor y líquido, pesos moleculares de vapor y líquido, difusividad molar del líquido y la tensión superficial del líquido. El método de cálculo es el siguiente:

1.- Calcular la carga de vapor Q_v y la carga del líquido Q_l en pies cúbicos por seg. y en gal. por min. respectivamente.

2.- Determinar la velocidad del vapor basada en el área de burbujeo en pie por seg.

$$U_{va} = \frac{Q_v}{A_a}$$

donde:

U va = $\sqrt{\text{velocidad de vapor, basada en el área activa en pie}^2/\text{seg}}$

Qv = carga de vapor, pies / seg.

Aa = Area de burbujeo, $\text{pie}^2 = A - 2Ad$

= Area de la sección transversal de la torre menos el doble del área de la bajante

0.5

3.- Calcular Fva = Uva (235)
Fva= factor F basado en el area activa.

4.- Calcular la taza liquida por pie de anchura por medio de

flujo U1/Wa, donde:

Q1=taza de flujo del liquido en G.P.M.

Wa=(D+1w)/2, anchura promedio de flujo liquido a través del plato en pulgadas

D=diámetro de torre en pulgadas

LW=longitud de vertedero en pulgadas

5.- Calcular el factor de absorción $\lambda = mGm/Lm$

$\lambda = m Uv * v Ml C/Q1 * 1 Mv$

Donde M=pendiente de la curva de equilibrio Y/X

Qv=carga de vapor en pies/seg.

*v=densidad del vapor, Lb/pie³

Ml=peso molecular del liquido

C=constante

Q1 = flujo de liquido Gpm

*l= densidad del liquido, Lb/pie³

Mv= peso molecular del vapor

6.- Calcular la altura de la espuma (plg) por :

$Hf = 2.53F^2 va + 1.89 Hw - 1.6$

Hf=Altura de la espuma en plgs.

Fva=Factor de F basado en la area activa

Hw= Altura del vertedero en plgs.

7.- Calcular la altura de liquido claro (plgs) por :

$hc = \frac{103 + 11.8 hw - 40.5 Fva + 1.25 Ql / W}{*L}$

*L

donde : $w = (D + lw) / 2$

8.- Calcular el tiempo contacto liquido en segundos por:

$*L = \frac{37.4 hc Aa}{QL}$

QL

9.- El número de unidades de transferencia de la fase líquida están determinadas por:

$$NL = 103 D_1^{0.5} (0.26 f_{av} + 0.15) * L$$

10.- El número de unidades de transferencia de la fase líquida están determinadas por:

$$N_g = (*VDv/Uv)^{0.5} (0.776 + 0.116 hw - 0.29 Fva + 0.0217 Q_L / W_a + 0.2 \Delta)$$

Donde :

NG = Número de unidades de transferencia de la fase gaseosa.

μv = Viscosidad del vapor libra/pie-hr.

Dv = Coeficiente volumétrico de difusión del vapor, pie²/hr.

Δ = Gradiente líquido a través del plato en plgs.

11.- La eficiencia de fase gaseosa global EOG, se evalúa por:

$$-\log (1 - EOG) = 0.434 NL NG/NL + \lambda NG$$

12.- El porcentaje de resistencia de la fase líquida se determinan por:

$$\%RL = \frac{\lambda NG 100}{NL + \lambda NG}$$

13.- El coeficiente de difusión turbulenta D_t se calcula por:

$$D = (1 + 0.044 (dc - 3))^2$$

$$x (0.0124 + 0.015 hw + 0.017 UVA + 0.0025 QL/W)^2$$

dc = Diámetro de cachucha en plgs.

14.- Posteriormente se evalúa el número de Peclet, Pe :

$$Pe = \frac{ZL^2}{D_o \phi L}$$

Donde:

ZL = Distancia entre vertederos en pies

D = Coeficiente de difusión de remolino en pie²/seg.

ϕL = Tiempo de contacto del líquido en seg.

15.- El Término λ EDG se obtiene de la figura 13.31, página 549 de Van Winkle, Distillation, que se usa para determinar Emv/EOG .

16.- Se calcula Emv .

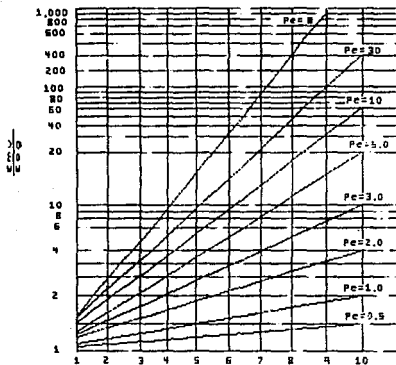


FIG. 13.31 Curvas de Mezclado

17.- Calcular el espaciamiento aparente de platos S'

$$S' = S - hf$$

Donde:

S = Espaciamiento entre platos en plgs.

S' = Espaciamiento corregido entre platos en plgs.

18.- Usando el valor de UvA/S' determinan e_{w0} de la figura 13.33 de la pagina 554 de Van Winkle, Distillation.

19.- Calcular la fracción neta del líquido arrastrado por:

$$r = \frac{449 ew Qv _v}{QL \delta L}$$

ew = Relación de arrastre lb de líquido/lb de vapor.

20.- Determinar la eficiencia del plato húmedo y la eficiencia global por:

$$E_w = \frac{EMV}{1 + r \ EMV}$$

y

$$EO = \log \frac{1 + EW (\lambda - 1)}{\log \lambda}$$

MÉTODOS EMPÍRICOS

Hughmark propone correlaciones empíricas para el área interfacial y el tiempo de residencia del líquido para estimación de unidades de transferencia de gas y líquido para destilación de sistemas binarios. Drickamer y Bradford presentaron una correlación totalmente empírica, relacionando la eficiencia del plato con una viscosidad pseudomolar de la alimentación de la columna de fracción. La ecuación de correlación es:

$$EO = 0.17 - 0.616 \log (\mu L')$$

Donde:

EO = Eficiencia global de plato.

m = Pendiente de la curva de equilibrio y/x

$\mu L'$ = Viscosidad del líquido en centipoises.

O'Connell presentó una correlación empírica de la eficiencia de plato como una función de la viscosidad y la volatilidad relativas de los componentes claves. La eficiencia de plato del fraccionador se correlaciona como una función de la volatilidad relativa del componente pesado ligero clave, al componente pesado clave veces la viscosidad molar promedio de la alimentación a la medida aritmética de las temperaturas del domo y el fondo de la columna.

Chaiyavech y Van Winkle determinaron la ecuación:

$$E = A [\sigma/\mu L' UV']^{0.643} [\mu' L / \delta' L D' L]^{0.19} \alpha 0.056$$

Los dos valores de la constante A varían de 0.0101 a 0.236

Cálculo de la eficiencia por el método de Drickamer-Bradford para etanol-agua:

$$E = 0.17 - \log \mu L'_{\text{prom}}$$

$$\mu L' = (0.29076 + 0.43066)/2 = 0.36071 \text{ cP}$$

$$E = 0.4427 = 44.27 \%$$

Para el benceno-tolueno:

$$\mu L' = (0.4376 + 0.356481)/2 = 0.39704 \text{ cP}$$

$$E = 0.17 - 0.616 \log (0.39704)$$

$$E = 0.417 = 41.71 \%$$

Otro método fue propuesto por Neghban (1985), Stanley M. Walas, Chemical Equipment, Process Design. en base al método de

Underwood-Fenske-Gilliland, el cual se expresa en la siguiente ecuación:

$$E = 53.977 - 22.527 (\log x) + 3.07 (\log x)^2 - 11 (\log x)^3$$

Donde:

E = Eficiencia de columna

x = (μ) prom

Para el sistema etanol-agua:

$$(\mu)\text{prom} = 3.1658 ; \mu_{\text{prom}} = 0.3607 ; \mu = 1.141949$$

$$\log x = \log \mu = 0.05764$$

$$E = 53.977 - 22.527 (0.0576464) + 3.07 (0.0576464)^2$$

$$E = 52.68 \%$$

Para el benceno-tolueno:

$$\alpha = 2.4939 ; \mu = 0.3970 ; \mu = 0.9902$$

$$E = 53.977 - 22.527 (-4.2744 \text{ E-}03) + 3.07 (-4.2744 \text{ E-}03)^2$$

$$-11 (-4.2744 \text{ E-}03)^3$$

$$E = 54.08 \%$$

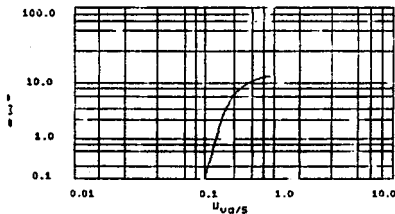


Fig. 13.33 Relación de Arrastre

7.-BIBLIOGRAFIA

- 1.-PROJECT ENGINEERING OF PROCESS PLANTS. HOWARD F. RASE AND M.H.BARROW. EDIT. JOHN WILEY.
- 2.-DISTILLATION. MATTHEW VAN WINKLE, MC GRAW-HILL.
- 3.-APPLIED HYDRICARBON THERMODYNAMICS VOL. I. WAYNE C. EDMISTER
- 4.-SEPARATION TECHNIQUES 1: LIQUID-LIQUID SYSTEMS. CHEMICAL ENGINEERING MAGAZINE.
- 5.-APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS.
ERNEST E. LUDWIG.
GULF PUBLISHING COMPANY
- 6.-MASS TRANSFER OPERATIONS. ROBERT E. TREYBAL. MC GRAW-HILL.
- 7.-UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING. WARREN L. MC CABE AND JULIAN C. SMITH. MC GRAH-HILL.
8. CHEMICAL PROCESS PRINCIPLES. HOUGEN, WATSON AND RAGATZ. VOL.II. MC GRAW-HILL.
- 9.-VAPOUR LIQUID EQUILIBRIUM DATA AT NORMAL PRESSURES. EDUARD HALA, IVAN WICHTERLE, JIRI POLAK AND THOMAS BOUBLIK. INSTITUTE OF CEMICAL PROCESS FUNDAMENTALS CZECHOSLOVAK ACADEMY OF SCIENCES. PRAGUE CZECHOSLOVAKIA.

- 10.-PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA OPERACIONES BASICAS.
TOMO I.
JOAQUIN OCON GARCIA Y GABRIEL TOJO BARREIRO. AGUILAR S.A.
DE EDICIONES.1963-1968.ESPAÑA.

- 11.- EQUILIBRIUM-STAGE SEPARATION OPERATIONS IN CHEMICAL
ENGINEERING. ERNEST J.HENLEY AND J.D. SEADER. WILEY,
1981.

- 12.-SEPARATION PROCESSES. C. JUDSON KING. MC GRAW-HILL,
1971.

- 13.-DESIGN OF EQUILIBRIUM STAGE PROCESS. BUFFORD D. SMITH.
MC GRAW-HILL, 1963.

- 14.-TRANSFERENCIA DE MASA . FUNDAMENTOS Y APLICACIONES.
ANTHONY L. HINES Y ROBERT L. MADDOX. PRENTICE HALL,
1987.

- 15.- THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS. R.C. REID, J.M.
PRAUSNITZ AND T.K. SHERWOOD. 3RD EDITION. MC GRAW-HILL.
1977.

- 16.-METODOS APROXIMADOS DE DISEÑO Y SIMULACION DE EQUIPOS DE
DESTILACION. MANUAL DEL USUARIO Y DISKETE PARA IBM O
COMPATIBLE.JOSE ANTONIO ROCHA URIBE Y RICARDO MACIAS
SALINAS.IMIQ, SERIES TECNICAS DEL COMITE PERMANENTE DE
EDUCACION. NUM. 2. 1988.