



Universidad Nacional
SAN LUIS GONZAGA



[Atribución 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0)

Esta licencia permite que otros distribuyan, mezclen, adapten y construyan sobre su trabajo, incluso comercialmente, siempre que le reconozcan la creación original. Esta es la licencia más complaciente que se ofrece. Recomendado para la máxima difusión y uso de materiales con licencia.

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0>



UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
EVALUACIÓN DE ORIGINALIDAD

CONSTANCIA

El que subscribe, deja constancia que se ha realizado el análisis con el software de verificación de similitud al documento cuyo título es:

DISEÑO DE TORRES DE DESTILACION

Presentado por:

LESLIE SOFIA COLLAZOS PACHECO

Autor del Trabajo Monográfico del nivel de **PREGRADO** de la Facultad de **INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA**. El Resultado obtenido es 12% (PORCENTAJE DE SIMILITUD) por lo cual se otorga el calificativo de:

APROBADO, según Reglamento de Evaluación de la Originalidad.

Se adjunta al presente el reporte de evaluación con el software de verificación de originalidad.

Observaciones:

El porcentaje de similitud es menor del 20%, establecido como máximo por Reglamento de Evaluación de originalidad.

Ica, 01 de setiembre del 2021

SANTOS HUMBERTO OLIVERA MACHADO
DIRECTOR DE LA UNIDAD DE INVESTIGACIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL "SAN LUIS GONZAGA"
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA
ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA



TRABAJO MONOGRÁFICO PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUÍMICO POR EXAMEN DE SUFICIENCIA ACADÉMICA

DISEÑO DE TORRES DE DESTILACIÓN

PRESENTADO POR:

Bach. COLLAZOS PACHECO, Leslie Sofía

ICA-PERÚ

2019

RESUMEN

Este trabajo examina el proceso de destilación. Esto permitirá comprender los componentes necesarios junto con los cálculos de destilación. La destilación es un proceso que separa dos o más componentes en un destilado de cabeza y colas. El producto de colas es casi exclusivamente líquido, mientras que el destilado puede ser líquido o vapor o ambos.

El proceso de separación requiere tres cosas. En primer lugar, se debe formar una segunda fase de modo que estén presentes tanto la fase líquida como la de vapor y puedan entrar en contacto entre sí en cada etapa dentro de una columna de separación. En segundo lugar, los componentes tienen diferentes volatilidades, por lo que se dividirán entre las dos fases en diferente medida. Por último, las dos fases pueden separarse por gravedad u otros medios mecánicos. La destilación se diferencia de la absorción y la extracción en que la segunda fase se crea por medios térmicos [2].

El trabajo se ha desarrollado en dos capítulos, el primero de ellos habla sobre los fundamentos teóricos de la destilación, de los tipos de destilación y los equipos empleados para esta operación unitaria y el segundo capítulo aborda el cálculo requerido para el diseño.

Las operaciones típicas de contacto gas-líquido incluyen destilación, absorción, remoción, lixiviación y humidificación. La destilación y la absorción son los dos procesos de transferencia de masa más utilizados en las industrias químicas. El diseño de la columna de placas para absorción y destilación implica muchos pasos comunes de cálculo, como la determinación del número de placas teóricas, el diámetro de la columna, el diseño hidráulico de las placas, etc. En el proceso de absorción, un componente soluble se absorbe en un líquido (llamado disolvente) de una mezcla gaseosa. Las corrientes de gas y líquido que salen de la bandeja están en equilibrio en condiciones ideales. La separación en destilación se basa en la volatilidad relativa de los componentes. La fase de vapor adicional se genera mediante la vaporización de componentes más volátiles (denominada extracción) y mediante la condensación de componentes relativamente menos volátiles (denominada absorción) que se agregan a la fase líquida.

ÍNDICE

	Pág.
RESUMEN	2
ÍNDICE	3
INTRODUCCIÓN	4
CAPÍTULO I ASPECTOS TEÓRICOS	5
1.1. Presión de vapor	5
1.2. Diagrama de fases	6
1.3. Diagrama de fase de presión constante	6
1.4. Diagrama de fases de temperatura constante (isotérmica)	7
1.5. Volatilidad relativa	8
1.6. Equilibrio vapor-líquido (VLE)	10
CAPÍTULO II DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	15
2.1. Columnas de destilación y sus cálculos de proceso	15
2.2. Columnas de destilación por lotes o diferencial y su proceso de cálculo	15
2.3. Columnas de destilación continua	17
2.3.1. Destilación continua de una sola etapa (destilación flash)	18
2.3.2. Sistema binario de destilación continua de múltiples etapas	21
2.3.3. Análisis de destilación binaria en torres de bandejas: McCabe – Thiele	22
2.3.4. Análisis de la destilación binaria por el método Ponchon-Savarit	41
2.4. Introducción a la destilación multicomponente	53
2.4.1. Estimación del número mínimo de bandejas: Ecuación de Fenske	53
2.5. Reflujo mínimo: ecuaciones de Underwood	57
2.6. Estimación número de etapas en Reflujo finito: Correlación de Gilliland	59
CONCLUSIONES	61
REFERENCIAS	62

INTRODUCCIÓN

La destilación es un método de separación de componentes de una mezcla líquida que depende de las diferencias en los puntos de ebullición de los componentes individuales y las distribuciones de los componentes entre una fase líquida y gaseosa en la mezcla. La mezcla líquida puede tener diferentes características de punto de ebullición dependiendo de las concentraciones de los componentes presentes en ella.

Por tanto, los procesos de destilación dependen de las características de presión de vapor de las mezclas líquidas. La presión de vapor se crea suministrando calor como agente separador. En la destilación, las nuevas fases se diferencian de la original por su contenido de calor. Durante la mayor parte del siglo, la destilación fue, con mucho, el método más utilizado para separar mezclas líquidas de componentes químicos [1].

Esta es una técnica que requiere mucha energía, especialmente cuando la volatilidad relativa de los componentes es baja. Se lleva a cabo principalmente en columnas de múltiples bandejas. La columna empaquetada con empaquetamiento estructurado eficiente también ha llevado a un mayor uso en la destilación.

Dentro de la amplia gama de temas relacionados con la Destilación, el diseño complejo de estos procesos ha recibido una atención significativa por parte de muchos investigadores debido a la ocurrencia simultánea de destilación y reacción, alta no idealidad termodinámica de las mezclas en cuestión, y la formación de azeótropos. La implementación de la destilación es atractiva para el ahorro de energía y los costos de los equipos cuando las reacciones muestran datos de conversión y selectividad razonables a presiones y temperaturas que son compatibles con las condiciones de destilación.

CAPÍTULO I

ASPECTOS TEÓRICOS

1.1. Presión de vapor

El proceso de vaporización cambia el estado líquido a gaseoso. El proceso opuesto de esta vaporización se llama condensación. En equilibrio, las tasas de estos dos procesos son las mismas. La presión ejercida por el vapor en este estado de equilibrio se denomina presión de vapor del líquido. Depende de la temperatura y la cantidad de líquido y vapor. A partir de la siguiente ecuación de Clausius-Clapeyron o utilizando la ecuación de Antoine, se puede calcular la presión de vapor.

Ecuación de Clausius – Clapeyron:

$$\ln\left(\frac{p^v}{p_1^v}\right) = \left(\frac{\lambda}{R}\right)\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right)$$

donde:

p^v y p_1^v = son las presiones de vapor en Pascal a temperatura absoluta T y T_1 en K .
 λ = es el calor molar latente de vaporización que es independiente de la temperatura.

Ecuación de Antoine:

$$\ln p^v (\text{Pascal}) = A - \frac{B}{T + C}$$

Los valores típicamente representativos de las constantes A, B y C se visualizan en la siguiente Tabla 1 [2].

Tabla 1

Valores representativos típicos de las constantes A, B y C

Componentes	Rango de Temperatura (K)	A	B	C
Acetona	241-350	21.5439	2940.46	- 35.93
Amoníaco	179-261	21.8407	2132.50	- 32.98
Benceno	280-377	20.7934	2788.51	- 52.36
Etanol	270-369	21.8045	3803,98	- 41.68
Metanol	257-364	23.4801	3626.55	- 34.29
Tolueno	280-410	20.9063	3096.52	- 53.67
Agua	284-441	23.1962	3816,44	- 46.13

1.2. Diagrama de fases

Para el diagrama de fases de mezcla binaria, solo se consideran mezclas de dos componentes (por ejemplo, A (más volátil) y B (menos volátil)). Hay dos tipos de diagrama de fases: presión constante y temperatura constante.

1.3. Diagrama de fase de presión constante

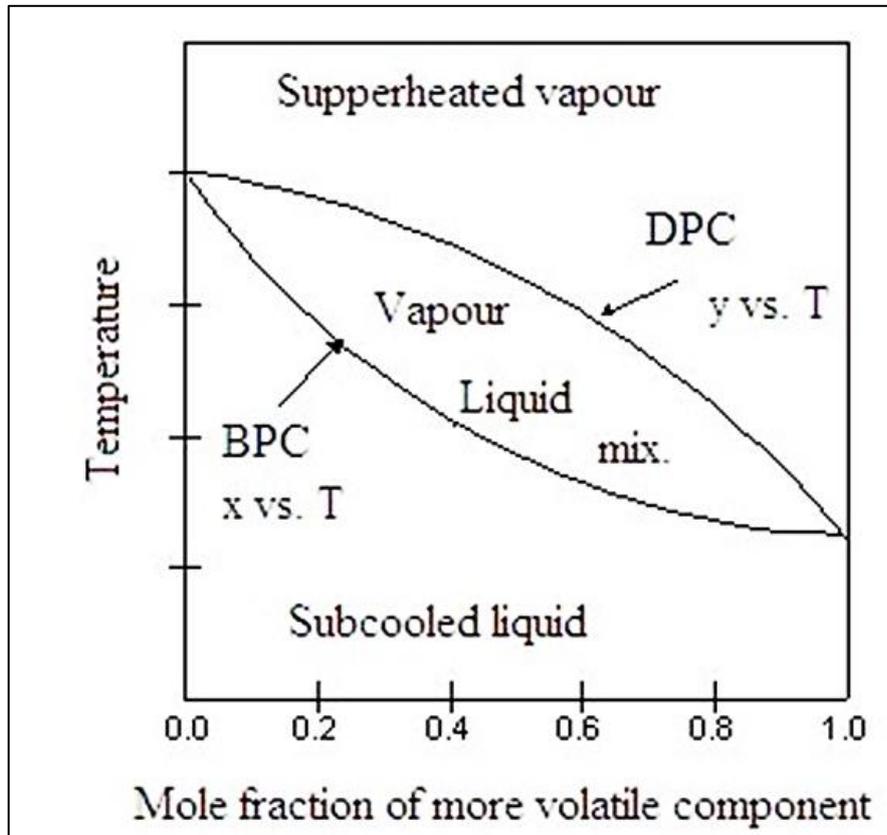
La Figura 1 muestra un diagrama de fase de presión constante para una solución ideal (una que obedece a la Ley de Raoult). A presión constante, dependiendo de las relativas concentraciones de cada componente en el líquido, son posibles muchas temperaturas de punto de ebullición para la mezcla de líquidos (soluciones) como se muestra en el diagrama de diagrama de fases (Figura 1).

Para la mezcla, la temperatura se llama temperatura del punto de burbuja cuando el líquido comienza a hervir y punto de rocío cuando el vapor comienza a condensarse. La ebullición de una mezcla líquida tiene lugar en un rango de puntos de ebullición. Asimismo, la condensación de una mezcla de vapor tiene lugar en un rango de puntos de condensación.

La curva superior en el diagrama de punto de ebullición se llama curva de punto de rocío (DPC) mientras que la inferior se llama curva de punto de burbuja (BPC). A cada temperatura, el vapor y el líquido están en equilibrio. El diagrama de fase de presión constante se usa más comúnmente en el análisis del equilibrio vapor-líquido.

Figura 1

Diagrama de fases del sistema binario a presión constante

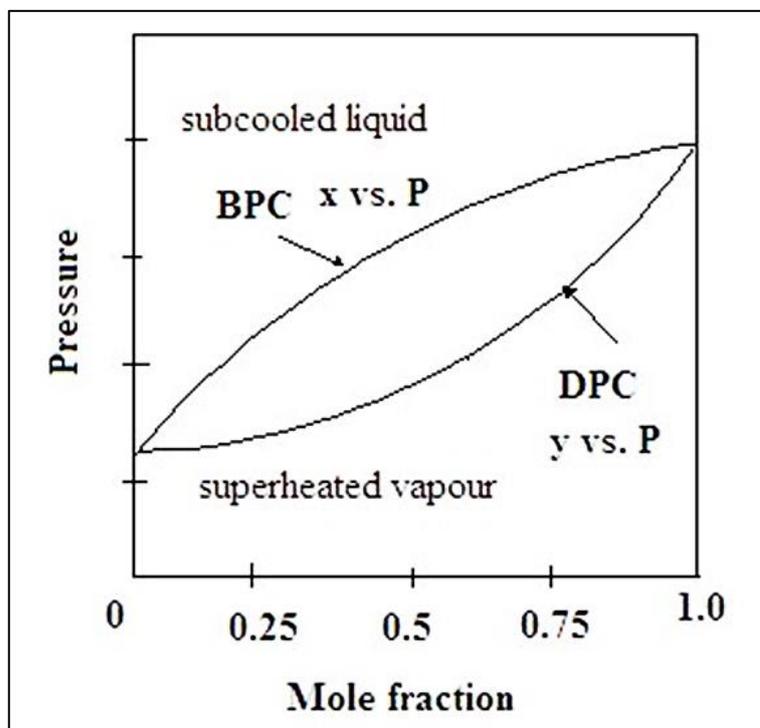


1.4. Diagrama de fases de temperatura constante (isotérmica)

El diagrama de fases de temperatura constante se muestra en la Figura 2. El diagrama de fase de temperatura constante es útil en el análisis del comportamiento de la solución. El líquido más volátil tendrá una presión de vapor más alta (es decir, p_A a $x_A = 1.0$).

Figura 2

Diagrama de fase binaria a temperatura constante



1.5. Volatilidad relativa

La volatilidad relativa es una medida de las diferencias de volatilidad entre dos componentes y, por tanto, sus puntos de ebullición. Indica qué tan fácil o difícil será una separación en particular. La volatilidad relativa del componente 'A' con respecto al componente 'B' en una mezcla binaria se define como

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B}$$

donde,

y_A = fracción molar del componente "A" en el vapor,

x_A = fracción molar del componente "A" en el líquido.

En general, la volatilidad relativa de una mezcla cambia con la composición de la mezcla. Para una mezcla binaria, $x_B = 1 - x_A$.

Por lo tanto, la ecuación anterior se puede reorganizar, simplificar y expresar eliminando el subíndice 'A' para un componente más volátil como:

$$y = \frac{\alpha_{ave} x}{1 - (\alpha_{ave} - 1) x}$$

Esta ecuación es una relación no lineal entre x e y. Esta ecuación se puede utilizar para determinar la relación de equilibrio (y vs x) siempre que se conozca la volatilidad relativa media, α_{ave} . Si el sistema obedece la ley de Raoult, es decir:

$$p_A = P y_A, p_B = P y_B$$

la volatilidad relativa se puede expresar como:

$$\alpha_{AB} = \frac{p_A / x_A}{p_B / x_B}$$

Donde,

p_A = es la presión parcial del componente A en el vapor,

p_B = es la presión parcial del componente B en el vapor y

P = es la presión total del sistema.

Por tanto, si la volatilidad relativa entre dos componentes es igual a uno, la separación no es posible por destilación. Cuanto mayor sea el valor de α , por encima de 1,0, mayor será el grado de separabilidad, es decir, más fácil será la separación.

En la Tabla 2 se dan algunos ejemplos de volatilidad relativa óptima que se utilizan para el diseño del proceso de destilación.

Tabla 2

Algunas volatilidades relativas óptimas usadas en diseño de proceso de destilación [2]

Componente más volátil (punto de ebullición normal °C)	Componente de menor ebullición (punto de ebullición normal, °C)	Volatilidad relativa óptima
Benceno (80.1)	Tolueno (110.6)	2,34
Tolueno (110.6)	p-Xileno (138.3)	2,31
Benceno (80.6)	p-Xileno (138.3)	4,82
m-Xileno (139.1)	p-Xileno (138.3)	1,02
Pentano (36.0)	Hexano (68.7)	2,59
Hexano (68.7)	Heptano (98.5)	2,45
Hexano (68.7)	p-Xileno (138.3)	7,0
Etanol (78.4)	iso-Propanol (82.3)	1,17
iso-Propanol (82.3)	n-Propanol (97.3)	1,78
Etanol (78.4)	n-Propanol (97.3)	2,10
Metanol (64.6)	Etanol (78.4)	1,56
Metanol (64.6)	iso-Propanol (82.3)	2,26
Cloroformo (61.2)	Ácido acético (118.1)	6,15

1.6. Equilibrio vapor-líquido (VLE)

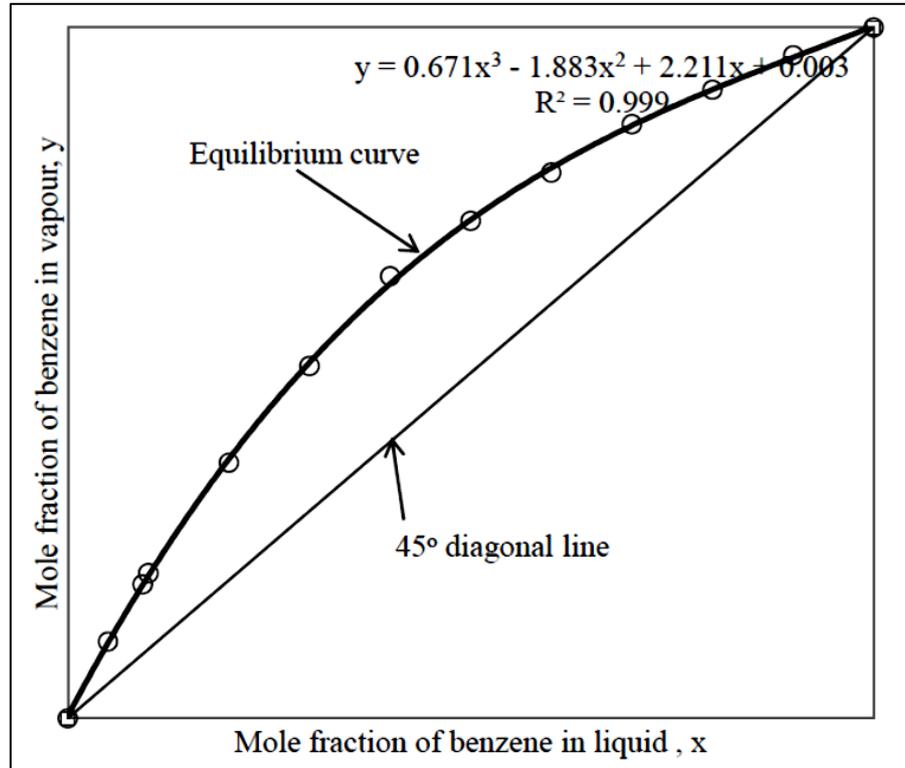
Es útil para el diseño gráfico para determinar el número de etapas teóricas necesarias para una columna de destilación.

En la figura 3 se muestra una curva de equilibrio típica para una mezcla binaria en la gráfica xy. Puede trazarse mediante las ecuaciones de “y” o “ α_{AB} ” como se discutió en el ítem anterior. Contiene menos información que el diagrama de fases (es decir, no se incluye la temperatura), pero es el más utilizado.

El gráfico VLE expresa el punto de burbuja y el punto de rocío de una mezcla binaria a presión constante. La línea curva de la figura 3 se llama línea de equilibrio y describe las composiciones del líquido y el vapor en equilibrio a una presión fija. La línea de equilibrio se puede obtener de la ecuación de “y” una vez que se conoce la volatilidad relativa.

Figura 3

Diagrama de equilibrio para una mezcla de benceno-tolueno a 1 atmósfera



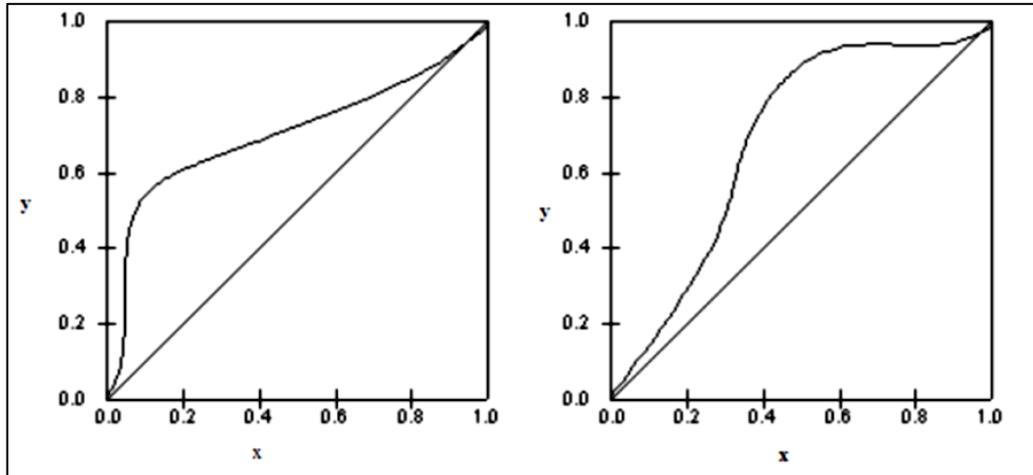
Esta gráfica VLE particular (Figura 3) muestra una mezcla ideal binaria que tiene un equilibrio líquido-vapor uniforme que es relativamente fácil de separar.

Por otro lado, las gráficas VLE que se muestran en la Figura 4 representan para sistemas no ideales. Estos sistemas VLE no ideales presentarán una separación más difícil.

Las curvas VLE más desafiantes son generadas por sistemas azeotrópicos. Un azeótropo es una mezcla líquida que cuando se vaporiza produce la misma composición que el líquido. Se conocen dos tipos de azeótropos: mínimo de ebullición y máximo de ebullición (menos común).

Figura 4

Curva de equilibrio vapor-líquido para sistemas no ideales



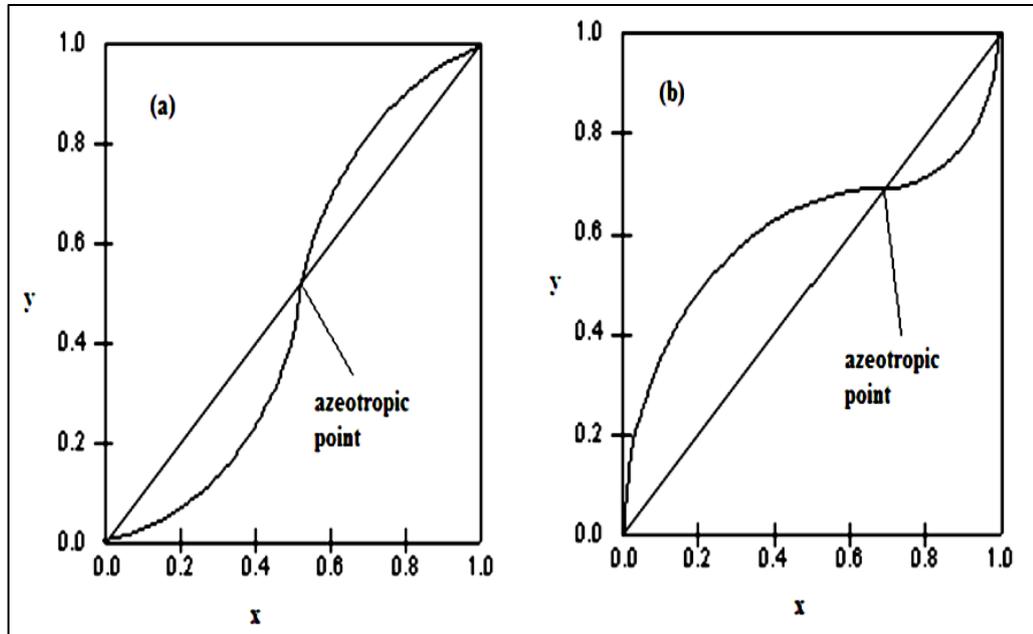
Sistema de etanol-agua (a 1 atm, 89,4 % en moles, 78,2 °C; Disulfuro de carbono - acetona (61,0 % en moles de CS₂, 39,25 °C, 1 atm) y benceno - agua (29,6% en moles de H₂O, 69,25 °C, 1 atm) son azeótropos de mínimo punto de ebullición.

Ácido clorhídrico - agua (11,1% en moles de HCl, 110°C, 1 atm); Acetona - cloroformo (65,5% en moles de cloroformo, 64,5 °C, 1 atm) son los ejemplos de azeótropos de máxima ebullición [3].

La Figura 5 muestra dos sistemas azeotrópicos diferentes, uno con un punto de ebullición mínimo (Figura 5a) y otro con un punto de ebullición máximo (Figura 5b). Los puntos de intersección de las curvas de equilibrio con las líneas diagonales se denominan puntos azeotrópicos. Un azeótropo no se puede separar por destilación convencional. Sin embargo, la destilación al vacío se puede utilizar como las presiones más bajas que pueden desplazar el punto azeotrópico.

Figura 5

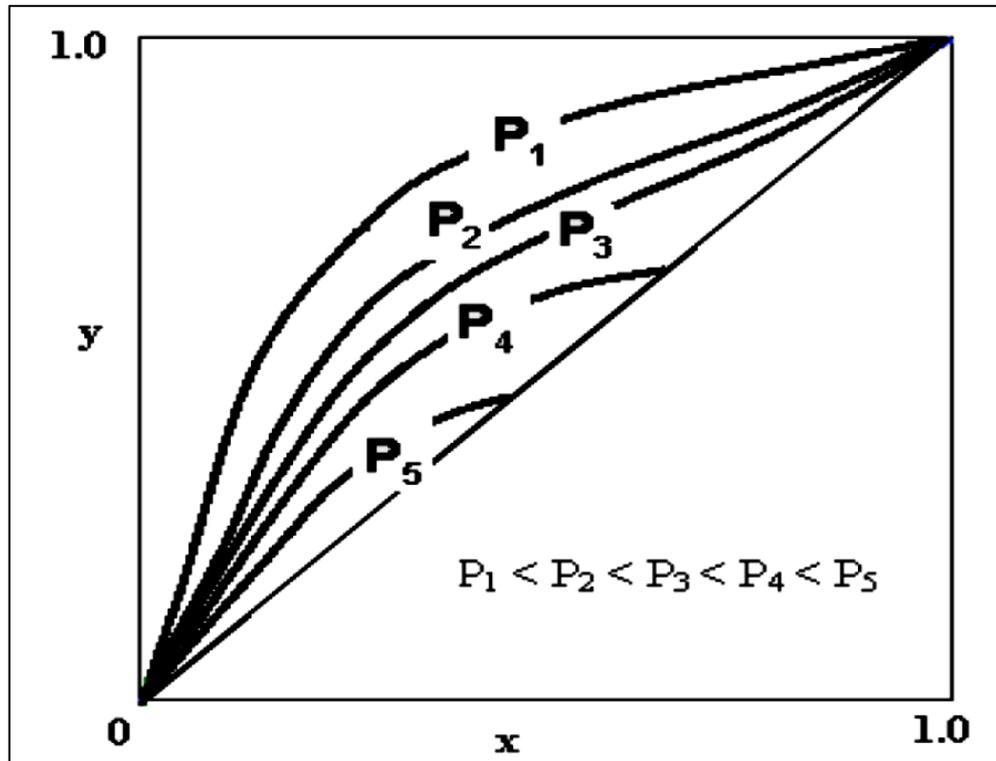
Curvas VLE para sistemas azeotrópicos: (a) para el punto de ebullición máximo, (b) para el punto de ebullición mínimo



Aunque la mayoría de las destilaciones se llevan a cabo a presión atmosférica o cercana a la atmosférica, no es raro destilar a otras presiones. La destilación a alta presión (típicamente de 3 a 20 atm) generalmente ocurre en procesos integrados térmicamente. En esos casos, la curva de equilibrio se vuelve más estrecha a presiones más altas a medida que se muestra en la Figura 6. La separabilidad se reduce a presiones más altas.

Figura 6

Variación de la curva de equilibrio con la presión



CAPÍTULO II

DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

2.1. Columnas de destilación y sus cálculos de proceso

Hay muchos tipos de columnas de destilación, cada una de las cuales está diseñada para realizar tipos específicos de separaciones. Una forma de clasificar el tipo de columna de destilación es observar cómo se operan. En función del funcionamiento, son de dos tipos: por lotes o diferenciales y columnas continuas.

2.2. Columnas de destilación por lotes o diferencial y su proceso de cálculo

En la operación por lotes, la alimentación se introduce por lotes en la columna. Es decir, la columna se carga con un 'lote' y luego se lleva a cabo el proceso de destilación. Cuando se logra la tarea deseada, se introduce un siguiente lote de alimento. Considere una mezcla binaria de componentes A (más volátil) y B (menos volátil). El sistema consiste en un lote de líquido (cantidad fija) dentro de una caldera (o alambique) equipada con un elemento calefactor y un condensador para condensar el vapor producido como se muestra en la Figura 7. El vapor condensado se conoce como destilado. El destilado se recoge en un receptor de condensado. El líquido que queda en el alambique se conoce como residual. El proceso es un estado inestable. Los cambios de concentración se pueden analizar mediante el diagrama de fase y los cálculos matemáticos detallados se pueden realizar mediante la ecuación de Rayleigh. Como el proceso es un estado inestable, la derivación se basa en un enfoque diferencial de los cambios de concentración con el tiempo [3].

Donde:

L_1 = moles iniciales de líquido originalmente en alambique,

L_2 = los moles finales de líquido permanecieron inmóviles,

x_1 = composición líquida inicial en alambique (fracción molar de A),

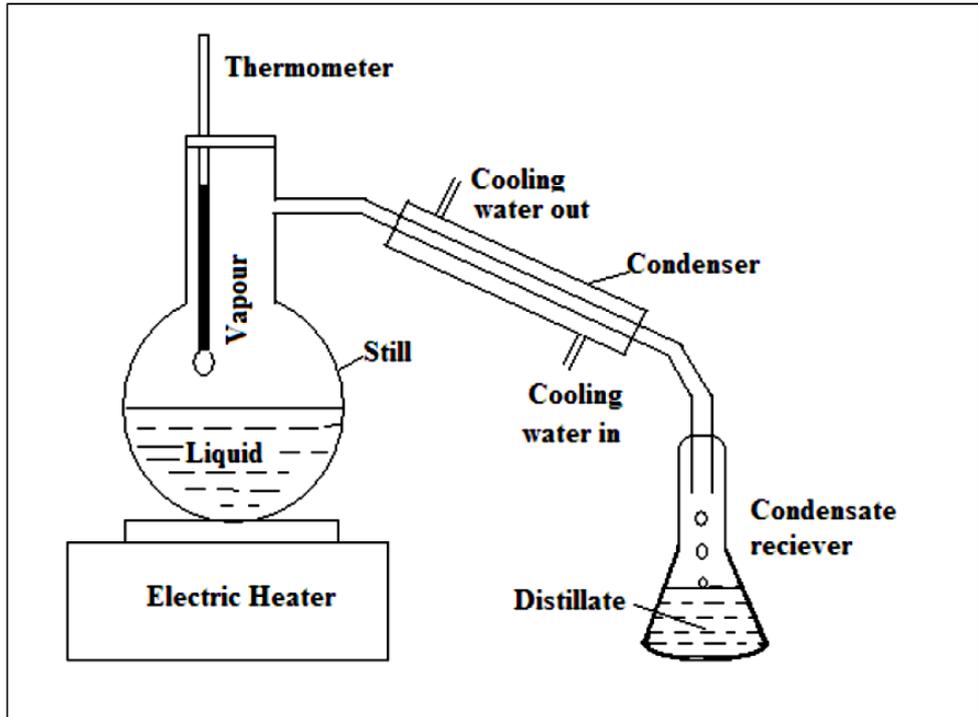
x_2 = composición líquida final en alambique (fracción molar A).

En cualquier momento t , la cantidad de líquido en el alambique es L , siendo x la fracción molar de A en el líquido. Después de una pequeña diferencia de tiempo ($t + dt$), se produce una pequeña cantidad de vapor dL y la composición de A en el vapor es y (fracción molar). Se supone que el vapor está en equilibrio con el líquido residual.

La cantidad de líquido en el alambique se reduce así de L a $(L - dL)$, mientras que la composición líquida cambia de x_a ($x - dx$). Entonces, el balance de material en A se puede escribir como:

Figura 7

Proceso de destilación diferencial o por lotes simple



Cantidad inicial en destilador = Cantidad remante en destilador + Cantidad vaporizada

$$xL = (x - dx)(L - dL) + ydL$$

o

$$xL = xL - xdL - Ldx + dx dL + ydL$$

Sin tener en cuenta el término $(dx)(dL)$, la ecuación se puede escribir como:

$$Ldx = ydL - xdL$$

Reorganizando e integrando desde L_1 a L_2 , y de x_1 a x_2 , uno puede obtener la siguiente ecuación que se llama Ecuación de Rayleigh:

$$\ln\left(\frac{L_1}{L_2}\right) = \int_{x_2}^{x_1} \frac{1}{(y-x)} dx$$

La integración de esta ecuación se puede obtener gráficamente a partir de la curva de equilibrio, trazando $1 / (y - x)$ versus x .

Problema de ejemplo 1

Una mezcla de 40% en moles de isopropanol en agua debe destilarse por lotes a 1 atm hasta que se haya vaporizado el 70% en moles de la carga. Calcule la composición del residuo líquido que queda en la olla destilada y la composición media del destilado recogido. Los datos de VLE para este sistema, en fracción molar de isopropanol, a 1 atm son [1]:

Temp.(K)	366	357	355.1	354.3	353.6	353.2	353.3	354.5
y	0.220	0.462	0.524	0.569	0.593	0.682	0.742	0.916
x	0.012	0.084	0.198	0.350	0.453	0.679	0.769	0.944

Solución:

Calcular $1 / (y - x)$

Según la ecuación de Rayleigh:

$$\ln\left(\frac{L_1}{L_2}\right) = \int_{x_2}^{x_1} \frac{1}{(y-x)} dx$$

$x_1 = 0.4$

Alimentación $L_1 = 100$

Destilado (D) = 70

Residuo líquido como $L_2 = L_1 - D = 30$

Encuentra x_2 equiparando en $\ln\left(\frac{L_1}{L_2}\right) = \int_{x_2}^{x_1} \frac{1}{(y-x)} dx$

El valor de $x_2 = 0,067$

$$y_D = \frac{L_1 x_1 - L_2 x_2}{D} = 0.543$$

2.3. Columnas de destilación continua

Por el contrario, las columnas continuas procesan una corriente de alimentación continua. No se producen interrupciones a menos que haya un problema con la

columna o las unidades de proceso circundantes. Son capaces de manejar altos rendimientos. La columna continua es el más común de los dos tipos.

Tipos de columnas continuas

Las columnas continuas se pueden clasificar según la naturaleza del alimento que están procesando:

Columna de destilación binaria: el feed contiene solo dos componentes.

Columna de destilación multicomponente: el feed contiene más de dos componentes la cantidad de flujos de productos que tienen.

Columna de destilación multiproducto: La columna tiene más de dos flujos de producto donde sale la alimentación adicional cuando se usa para ayudar con la separación,

Destilación extractiva: donde aparece el feed adicional en el flujo de producto inferior.

Destilación azeotrópica: donde la alimentación adicional aparece en la parte superior del flujo de productos, el tipo de componentes internos de la columna.

Columna de destilación de bandeja: donde se utilizan bandejas de varios diseños para sostener el líquido para proporcionar un mejor contacto entre el vapor y el líquido, por lo tanto, una mejor separación. Los detalles de la columna de la bandeja se dan posteriormente.

Columna de destilación empaquetada: donde en lugar de bandejas, se utilizan "empaquetaduras" para mejorar el contacto entre el vapor y el líquido. Los detalles de la columna empaquetada se dan posteriormente.

2.3.1. Destilación continua de una sola etapa (destilación flash)

Se produce una operación continua de una sola etapa cuando una mezcla líquida se vaporiza parcialmente. El vapor producido y los líquidos residuales que están en equilibrio en el proceso se separan y eliminan como se muestra en la Figura 8. Considere una mezcla binaria de A (componente más volátil) y B (componente menos volátil). El alimento se precalienta antes de entrar en el separador. Como tal, parte de la alimentación se puede vaporizar. La mezcla calentada luego fluye a través de una válvula reductora de presión hacia el separador. En el separador tiene lugar la

separación entre el vapor y el líquido. La cantidad de vaporización afecta la concentración (distribución) de A en fase vapor y fase líquida. La relación entre la escala de vaporización y la fracción molar de A en vapor y líquido (“y” y “x”) se conoce como Ecuación de línea de operación.

Defina f como la fracción molar del alimento que se vaporiza y se extrae continuamente como vapor. Por lo tanto, para 1 mol de mezcla de alimento binario, $(1-f)$ es la fracción molar del alimento que sale continuamente como líquido. Si se asume que:

y_D = fracción molar de A en vapor que sale,

x_B = fracción molar de A en el líquido que sale,

x_F = fracción molar de A en el alimento que ingresa.

Según la definición de f , cuanto mayor es el calentamiento, mayor es el valor de f . Si la alimentación está completamente vaporizada, entonces $f = 1.0$. Por lo tanto, el valor de f puede variar de 0 (sin vaporización) a 1 (vaporización total). Del balance de materiales para el componente más volátil (A) se puede escribir

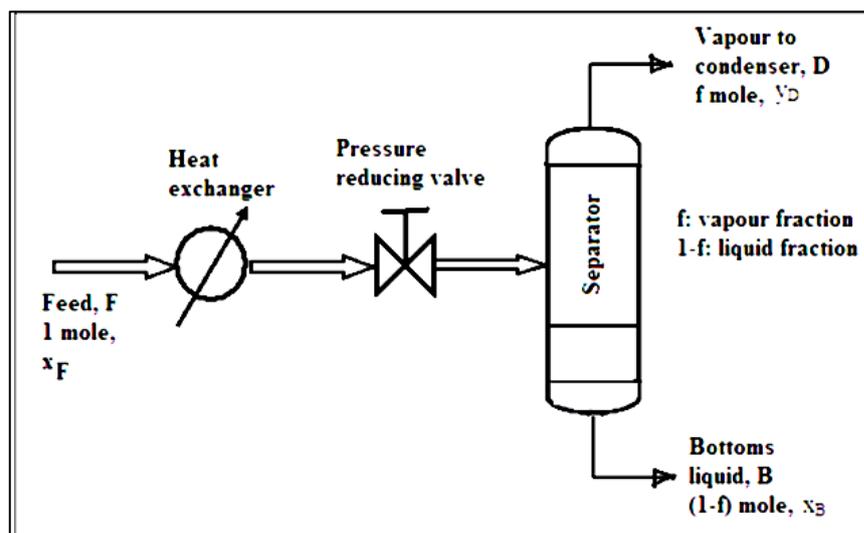
$$1 \cdot x_F = f y_D + (1-f) x_B$$

o

$$f y_D = x_F - (1-f) x_B$$

Figura 8

Proceso de destilación flash



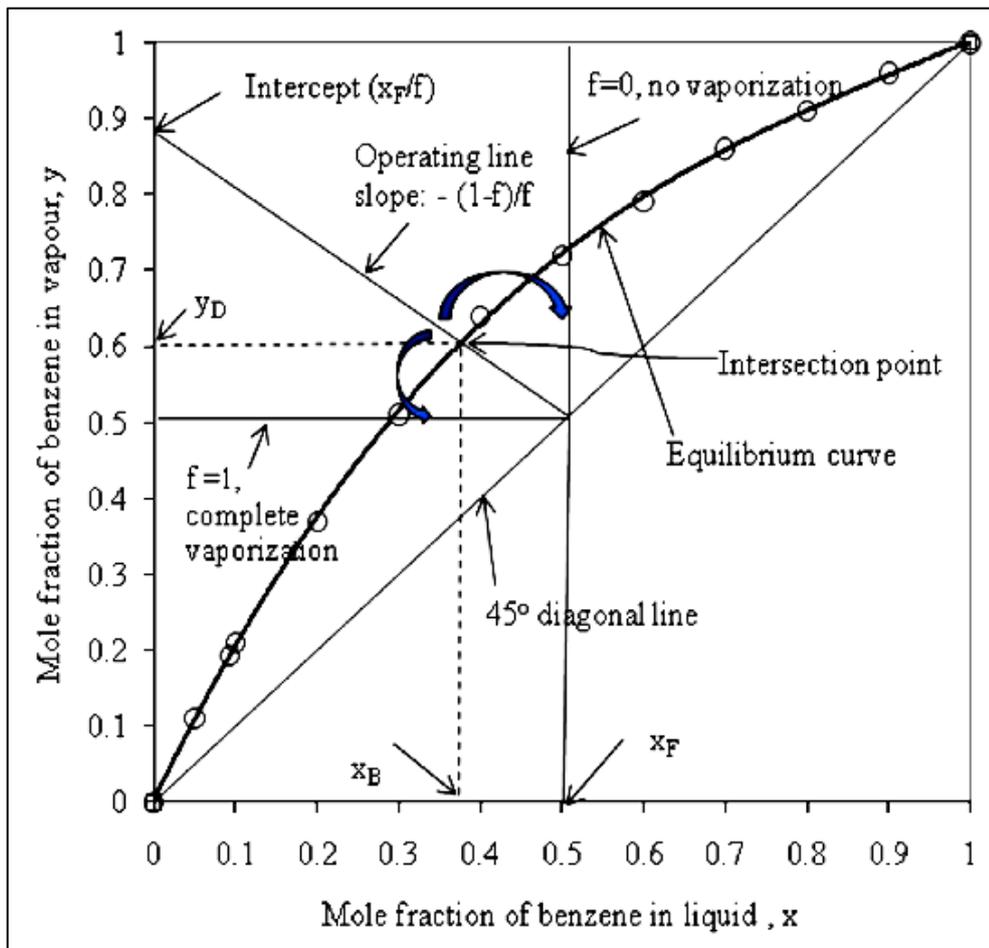
La última ecuación al reorganizarse se convierte en:

$$y_D = -\left(\frac{1-f}{f}\right)x_B + \frac{x_F}{f}$$

La fracción f depende de la entalpía de la alimentación líquida, las entalpías del vapor y el líquido que salen del separador. Para una condición de alimentación dada, y por lo tanto el valor conocido de f y x_F , la ecuación anterior es una ecuación en línea recta con pendiente $-(1-f)/f$ y el intercepto es x_F/f como se muestra en la Figura 9. Cortará la línea de equilibrio en el punto (x_B, y_D) . A partir de este valor, se puede obtener la composición del vapor y el líquido que salen del separador.

Figura 9

Presentación gráfica de la evaporación flash



2.3.2. Sistema binario de destilación continua de múltiples etapas

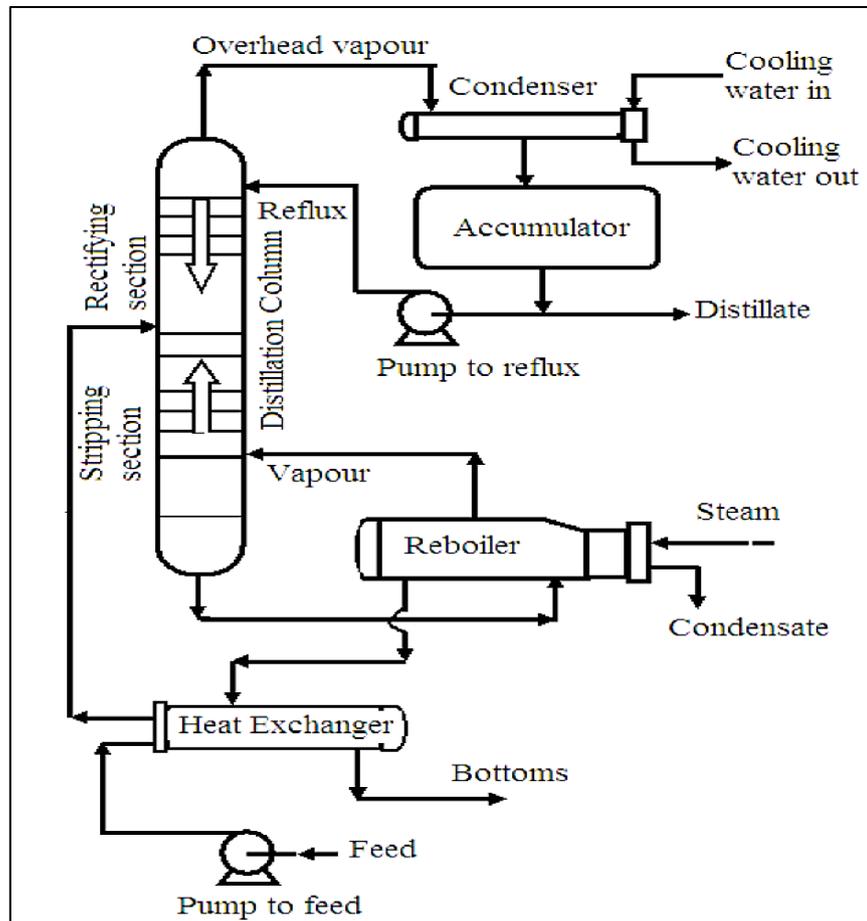
En la Figura 10 se muestra un diagrama esquemático general de una operación de destilación binaria en contracorriente de varias etapas. La operación consiste en una columna que contiene el número N equivalente de etapas teóricas dispuestas en cascada de dos secciones; un condensador en el que el vapor de cabeza que sale de la etapa superior se condensa para dar un producto destilado líquido y reflujo líquido que se devuelve a la etapa superior; un hervidor en el que el líquido de la etapa inferior se vaporiza para dar productos de fondo líquidos y el vapor se evapora y regresa a la etapa inferior; El acumulador es un recipiente a presión horizontal (generalmente) mediante el cual se recolecta el vapor condensado; Intercambiador de calor donde la corriente de fondos calientes se utiliza para calentar la corriente de alimentación antes de entrar en la columna de destilación.

El alimento que ingresa a la columna en la etapa de alimentación contiene componentes más volátiles (llamados clave ligera, LK) y componentes menos volátiles (llamados clave pesada, HK). En la etapa de alimentación, la alimentación puede ser líquida, vapor o una mezcla de líquido y vapor. La sección sobre la alimentación donde el vapor se lava con el reflujo para eliminar o absorber la llave pesada se llama sección de enriquecimiento o rectificación.

La sección debajo de la etapa de alimentación donde el líquido es despojado del clave ligero por el vapor ascendente se llama sección de stripping.

Figura 10

Columna de destilación binaria de etapas múltiples



2.3.3. Análisis de destilación binaria en torres de bandejas: Método McCabe - Thiele

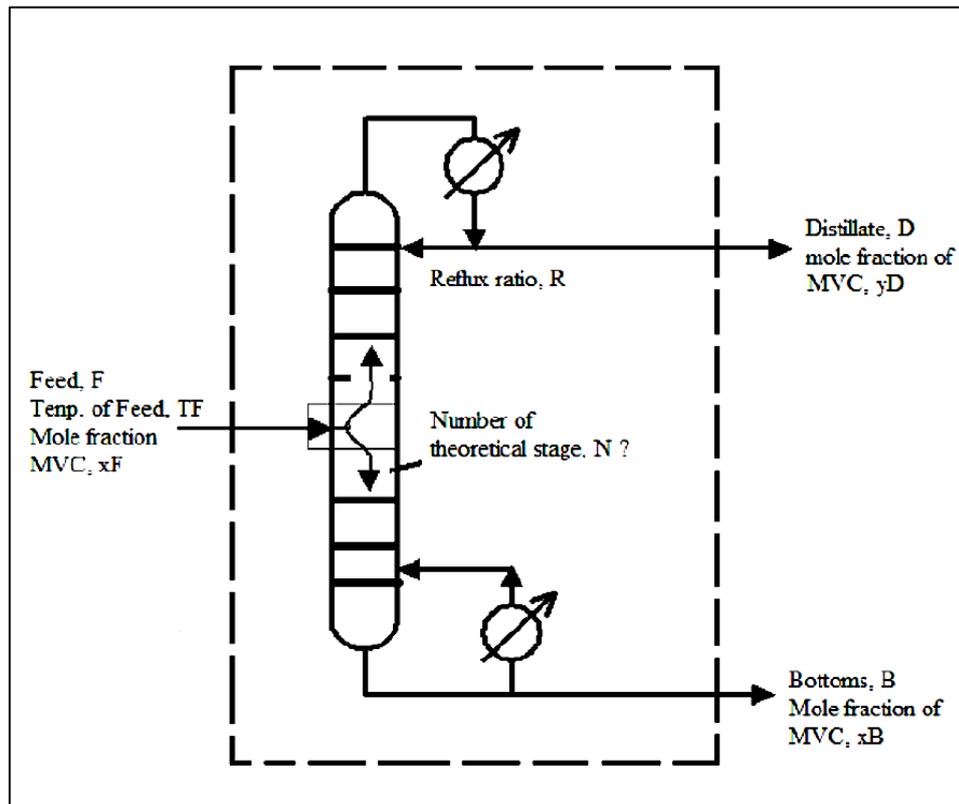
McCabe y Thiele [4] desarrollaron un método gráfico para determinar el número teórico de etapas necesarias para efectuar la separación de una mezcla binaria [5].

Este método utiliza el diagrama de la curva de equilibrio para determinar el número de etapas teóricas (bandejas) necesarias para lograr el grado de separación deseado. Supone un desbordamiento molar constante y esto implica que: (i) los calores molares de vaporización de los componentes son aproximadamente los mismos; (ii) los efectos del calor son insignificantes. La información requerida para el cálculo sistemático son los datos VLE, condición de alimentación (temperatura, composición), composición del destilado y del fondo; y la relación de reflujo, que se define como la relación entre

el líquido de reflujo y el producto destilado. Por ejemplo, se diseñará una columna para la separación de una mezcla binaria como se muestra en la Figura 11.

Figura 11

Esquema de columna para separación de mezcla binaria



El alimento tiene una concentración de x_F (fracción molar) del componente más volátil, y un destilado que tiene una concentración de x_D del componente más volátil y colas que tienen una concentración de x_B es deseado. En esencia, el método implica trazar en el diagrama de equilibrio tres líneas rectas: la línea de operación de la sección rectificadora (ROL), la línea de alimentación (también conocida como línea q) y la línea de operación de la sección de stripping (LOS). Un parámetro importante en el análisis de la destilación continua es la relación de reflujo, definida como la cantidad de líquido devuelto a la columna de destilación sobre la cantidad de líquido extraído como producto de la columna, es decir, $R = L / D$. La relación de reflujo R es importante porque la concentración del componente más volátil en el destilado (en fracción molar x_D) se puede cambiar cambiando el valor de R . Los pasos a seguir para determinar el número de etapas teóricas mediante el Método McCabe-Thiele:

- Determinación de la línea de operación del tramo rectificador (LOR).

- Determinación de la condición de alimentación (q).
- Determinación de la línea de operación del tramo de alimentación (línea q).
- Determinación de la relación de reflujo requerida (R).
- Determinación de la línea de operación del tramo de stripping (LOS).
- Determinación del número de etapa teórica.

Determinación de la línea de operación del tramo rectificador (LOR)

Considere la sección de rectificación como se muestra en la Figura 12. El balance de materiales puede estar escrito alrededor del contorno que se muestra en la Figura 12:

Balance Total o Global :

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Balance por componentes para componentes mas volátiles :

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D$$

Estas dos ecuaciones se pueden escribir como :

$$(L_n + D)y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D$$

Considere el flujo molal constante en la columna, y luego se puede escribir $L_1 = L_2 = \dots\dots\dots L_{n-1} = L_n = L_{n+1} = L = \text{constant}$ and $V_1 = V_2 = \dots\dots\dots V_{n-1} = V_n = V_{n+1} = V = \text{constante}$.

Y por tanto la ecuación se transforme en:

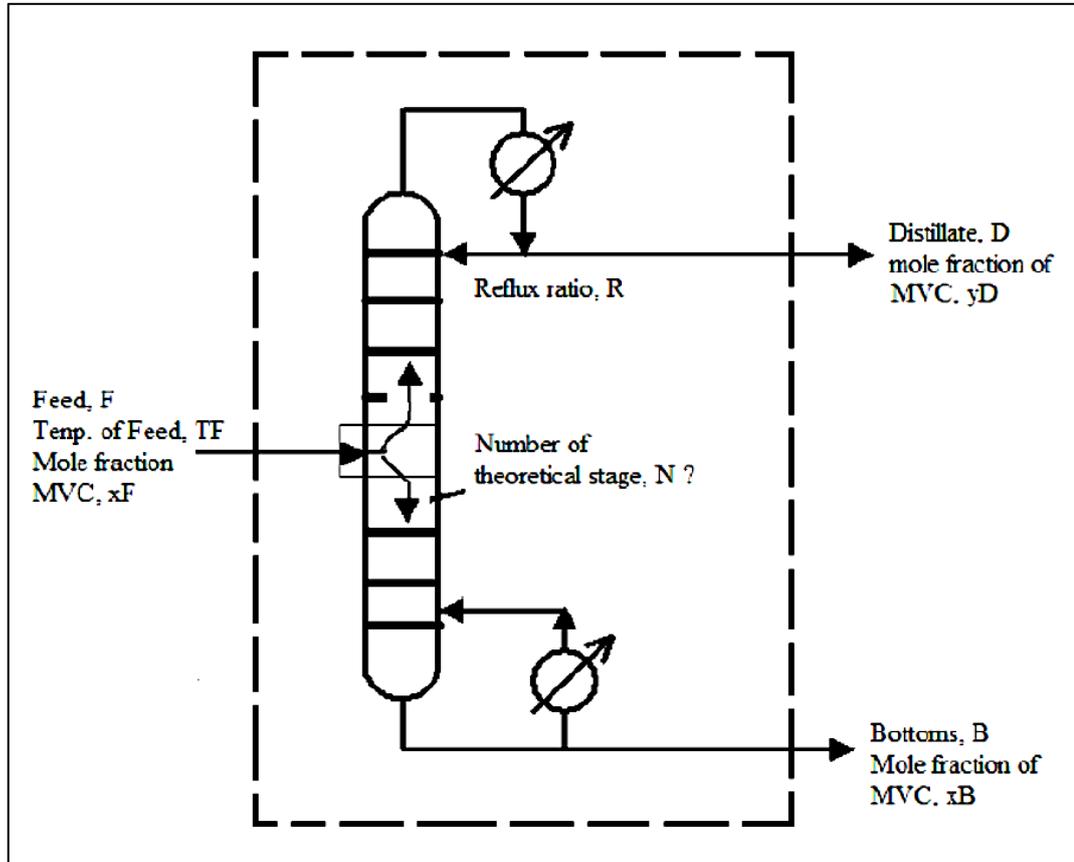
$$(L + D)y_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

Después de reorganizar, se obtiene de la ecuación como:

$$y_{n+1} = \left(\frac{L}{L + D}\right)x_n + \left(\frac{D}{L + D}\right)x_D$$

Figura 12

Gráfico de contorno de la sección de rectificación



Introduciendo la relación de reflujo definida como: $R = L / D$, la Ecuación se puede expresar como:

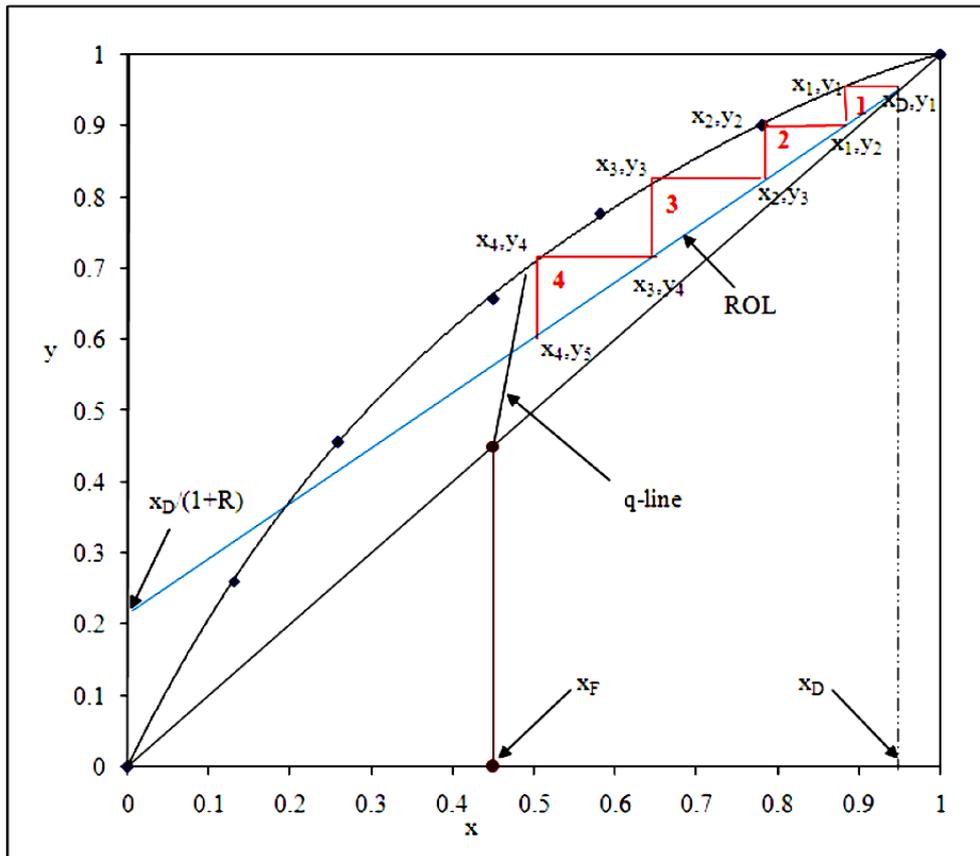
$$y_{n+1} = \left(\frac{R}{R+1} \right) x_n + \left(\frac{1}{R+1} \right) x_D$$

Esta ecuación es la línea de operación de la sección rectificadora (LOR), ecuación que tiene pendiente $R / (R + 1)$ e intersección, $x_D / (R + 1)$ como se muestra en la Figura 13. Si $x_n = x_D$, luego $y_{n+1} = x_D$, la línea de operación pasó por el punto (x_D, x_D) a 45° en línea diagonal. Cuando la relación de reflujo R cambia, la LOR cambiará. Generalmente la línea de operación rectificadora se expresa sin subíndice de n o $n+1$. Sin subíndice la LOR se expresa como:

$$y = \left(\frac{R}{R+1} \right) x + \left(\frac{1}{R+1} \right) x_D$$

Figura 13

Representación de la línea de operación rectificadora



Determinación de la condición de alimentación (q):

La alimentación que ingresa a la columna de destilación puede consistir en líquido, vapor o una mezcla de ambos. Algunas porciones de la alimentación van como corriente de líquido y vapor a las secciones de rectificación y decapado. Los moles de líquido fluyen en la sección de extracción que resultan de la introducción de cada mol de alimento, denotados como 'q'. Las limitaciones del valor q según las condiciones de alimentación se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3*Limitaciones del valor q según las condiciones de alimentación*

Condición de alimentación	Límite del valor q
Alimentación en frío (por debajo del punto de burbuja)	$q > 1$
Alimentación en el punto de burbuja (líquido saturado)	$q = 1$
Alimentación como parcialmente vaporizado	$0 < q < 1$
Alimentación en el punto de rocío (vapor saturado)	$q = 0$
Alimentación como vapor sobrecalentado	$q < 0$
El alimento es una mezcla de líquido y vapor	q es la fracción del alimento que es líquido

Cálculo del valor q

- **Cuando el alimento se vaporiza parcialmente:**

Aparte del líquido saturado ($q = 1$) y el vapor saturado ($q = 0$), la condición de alimentación es incierta. En ese caso, se debe calcular el valor de q. El valor q se puede obtener del balance de entalpía alrededor del plato de alimentación. Por entalpías balanceadas se puede obtener el valor q de la siguiente forma de ecuación:

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

donde H_F , H_V y H_L son entalpías de alimentación, vapor y líquido, respectivamente, que pueden obtenerse del diagrama de entalpía-concentración de la mezcla.

- **Cuando el alimento es líquido frío o vapor sobrecalentado:**

El parámetro q se puede definir alternativamente como el calor requerido para convertir 1 mol de alimento de su condición de entrada a un vapor saturado; dividido por el calor latente molar de vaporización. Con base en esta definición, se puede calcular el valor q a partir de las siguientes ecuaciones para el caso en el que $q > 1$ (alimentación de líquido frío) y $q < 0$ (alimentación de vapor sobrecalentado) como:

Para alimentación líquida fría:

$$q = \frac{C_{p,L}(T_{bp} - T_F) + \lambda}{\lambda}$$

Para alimentación de vapor sobrecalentado:

$$q = \frac{C_{p,V}(T_{dp} - T_F)}{\lambda}$$

donde T_{pb} es el punto de burbuja, λ es el calor latente de vaporización y T_{dp} es el punto de rocío del alimento respectivamente.

Determinación de la línea de operación de la sección de alimentación (línea q):

Considere la sección de la columna de destilación (como se muestra en la Figura 14) en la bandeja (llamada bandeja de alimentación) donde se introduce la alimentación. En la bandeja de alimentación, la alimentación se introduce a F moles / h con el líquido de la fracción q de la alimentación y el vapor de la fracción $(1-f)$ de la alimentación, como se muestra en la Figura 14. El balance de material general alrededor de la bandeja de alimentación:

$$L' = L + qF \text{ y } V = V' + (1 - q)F$$

Los balances por componentes para el componente más volátil en la rectificación y en el stripping son:

Para la sección de rectificación:

$$Vy = Lx + Dx_D$$

Para la sección del stripping:

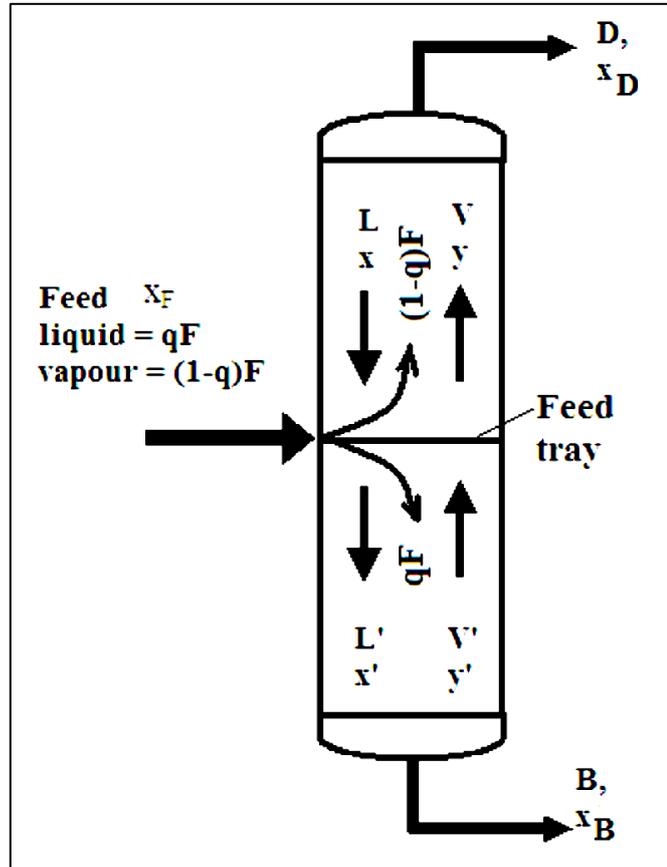
$$V'y = L'x - Bx_B$$

En el punto de alimentación donde las dos líneas operativas se cruzan se pueden escribir como:

$$(V - V')y = (L - L')x + Dx_D + Bx_B$$

Figura 14

Bandeja de alimentación con fracción de líquido y vapor de alimentar



A partir del balance de componentes alrededor de toda la columna, se puede escribir como:

$$Fx_F = Dx_D + Bx_B$$

Sustituyendo L-L 'y V-V' y con la ecuación anterior y con esta ecuación se puede obtener la ecuación de la línea q después de reordenar como:

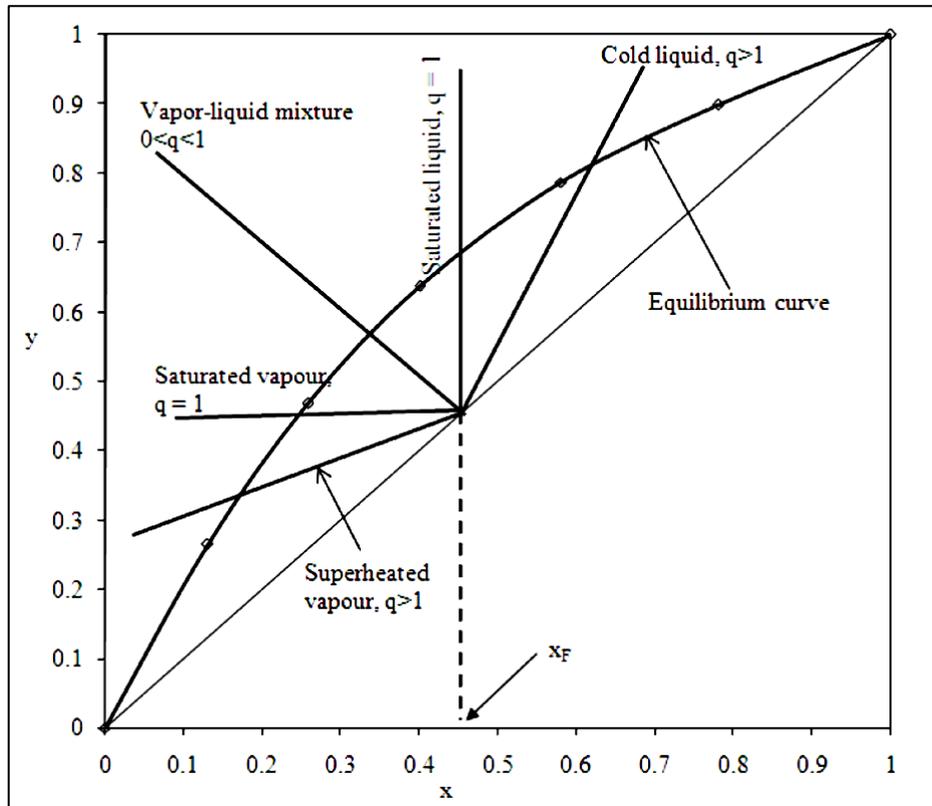
$$y = -\left(\frac{q}{1-q}\right)x + \left(\frac{1}{1-q}\right)x_F$$

Para una condición de alimentación dada, x_F y q son fijos, por lo tanto, la línea q es una línea recta con pendiente $-q / (1-q)$ e intersección con $x_F/(1-q)$. Si $x = x_F$, luego de la ecuación anterior $y = x_F$. En esta condición, la línea q pasa por el punto (x_F, x_F) en la diagonal de 45° . Diferentes valores de q resultarán en una pendiente diferente de la

línea q . En la Figura 15 se muestran diferentes líneas q para diferentes condiciones de alimentación.

Figura 15

Diferentes líneas q para diferentes condiciones de alimentación



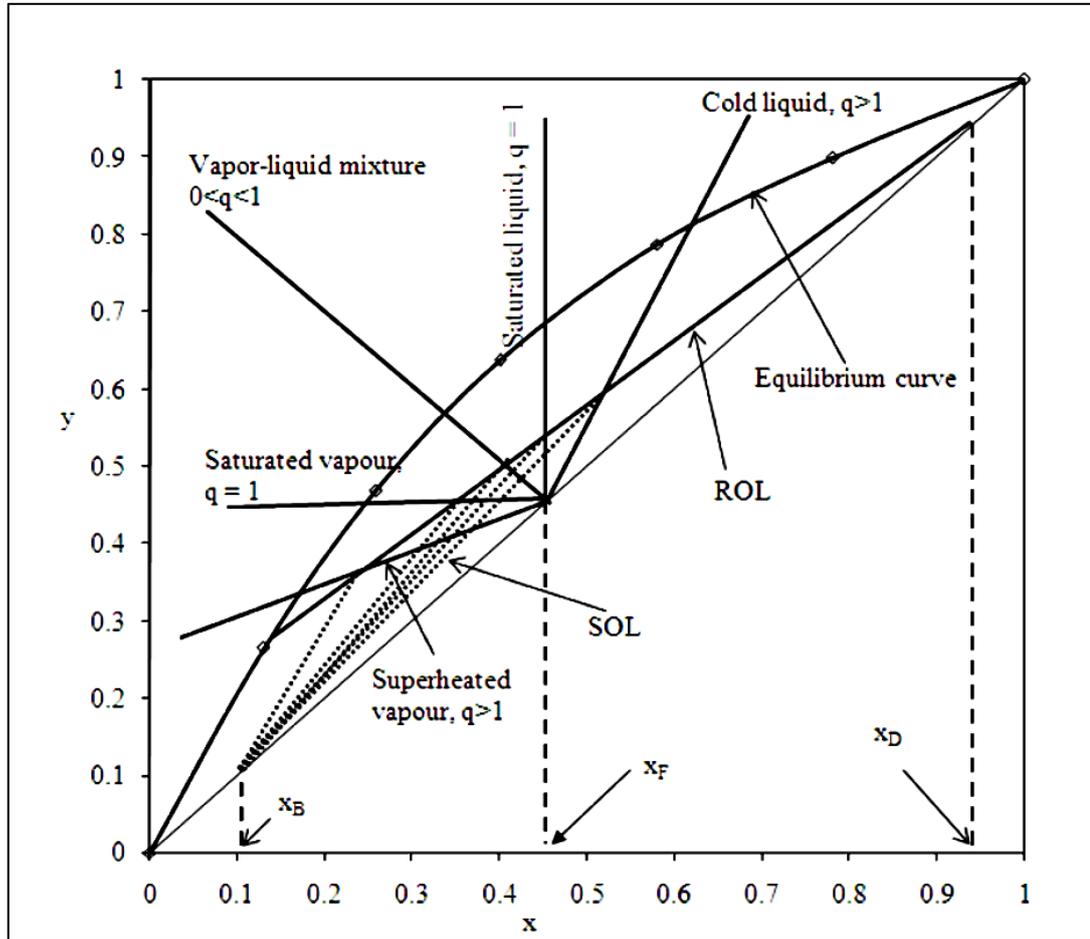
Determinación de la línea de operación de la sección del stripping (LOS)

La línea de operación de la sección del stripping (LOS) se puede obtener de la línea LOR y de la línea q sin hacer ningún balance de material. El LOS se puede dibujar conectando punto x_B en la diagonal hasta el punto de intersección entre el LOR y la línea q .

La LOS cambiará si la línea q se cambia en un LOR fijo. El cambio de LOS con diferentes líneas q para un LOR dado a R y x_D constantes se muestra en la Figura 16.

Figura 16

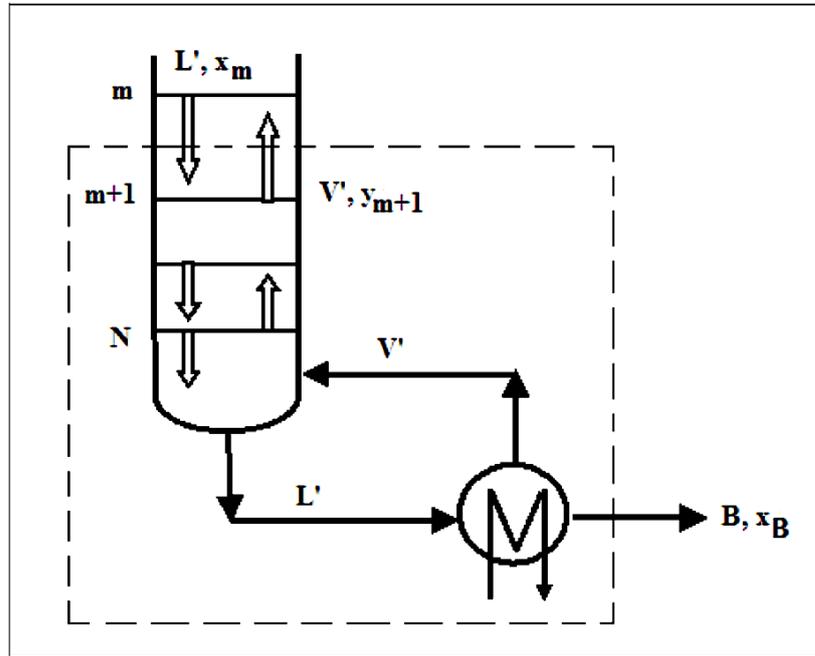
Línea de operación de la sección de pelado con diferentes líneas q



La línea de operación de la sección de extracción se puede derivar del balance de material alrededor de la sección de extracción de la columna de destilación. La sección de extracción de una columna de destilación se muestra en la Figura 17. El vapor hervido está en equilibrio con fondos líquidos que van saliendo de la columna.

Figura 17

Esquema de la sección del stripping



Considere el constante desbordamiento molar en la columna. Así $L'_m = L'_{m+1} = \dots = L' = \text{constante}$ y $V'_m = V'_{m+1} = \dots = V' = \text{constante}$.

El balance general de materiales da:

$$L' = V' + B$$

El balance de componentes mas volátiles da:

$$L' x_m = V' y_{m+1} + B x_B$$

Sustituyendo y reordenando la ecuación se obtiene:

$$y_{m+1} = \left(\frac{L'}{V'} \right) x_m - \left(\frac{B}{V'} \right) x_B$$

Quitando los subindices "m + 1" y "m" se convierte en:

$$y = \left(\frac{L'}{V'} \right) x - \left(\frac{B}{V'} \right) x_B$$

Sustituyendo $V' = L' - B$, esta ecuación puede escribirse:

$$y = \left(\frac{L'}{L' - B} \right) x - \left(\frac{B}{L' - B} \right) x_B$$

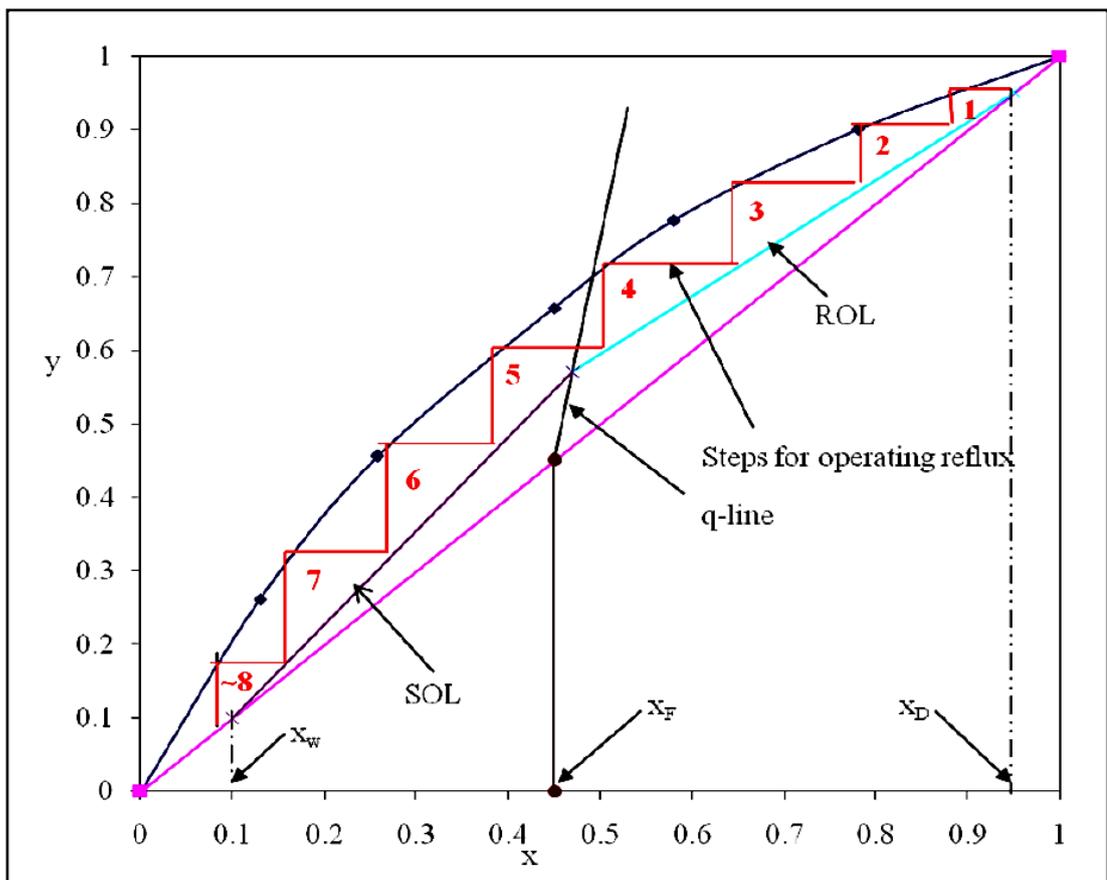
Esta ecuación se denomina línea de operación de stripping (LOS) que es una línea recta con pendiente $(L' / L' - B)$ e intersección $(Bx_B / L' - B)$. Cuando $x = x_B$, $y = x_B$, el LOS pasa por (x_B, x_B) sobre la línea diagonal de 45° .

Determinación del número de etapa teórica

Suponga que se va a diseñar una columna para la separación de una mezcla binaria donde la alimentación tiene una concentración de x_F (fracción molar) del componente más volátil y un destilado que tiene una concentración de x_D del componente más volátil mientras que los fondos que tienen una concentración deseada de x_B . Una vez que se dibujan las tres líneas (LOR, LOS y línea q), el número de etapas teóricas requeridas para una separación dada es el número de triángulos que se pueden dibujar entre estas líneas operativas y la curva de equilibrio. El último triángulo del diagrama representa el hervidor. En la figura 18 se ofrece una representación típica.

Figura 18

Representación típica del número de identificación de etapas teóricas



Relación de reflujo, R

La eficacia de la separación por destilación depende de la relación de reflujo. Para una dada separación (es decir, constante x_D y x_B) de una condición de alimentación dada (x_F y q), una mayor relación de reflujo (R) da como resultado un menor número de bandejas teóricas requeridas (N) y viceversa. Por tanto, existe una relación inversa entre la relación de reflujo y el número de etapas teóricas. A una concentración de destilado especificada, x_D , cuando R cambia, la pendiente y la intersección del LOR cambian.

De la Ecuación:

$$y = \left(\frac{R}{R+1} \right) x + \left(\frac{1}{R+1} \right) x_D$$

cuando R aumenta (con x_D constante), la pendiente de LOR se vuelve más pronunciada, es decir $(R / R + 1)$ y la intersección $(x_D/R+1)$ disminuye. Por tanto, el LOR gira alrededor del punto (x_D, x_D) . La relación de reflujo puede ser cualquier valor entre un valor mínimo y un valor infinito. El límite es la relación de reflujo mínima (resultado en etapas infinitas) y la relación de reflujo total o reflujo infinito (resultado en etapas mínimas). Con x_D constante, a medida que R disminuye, la pendiente $(R / R+1)$ de LOR disminuye, mientras que su intersección $(x_D/R+1)$ aumenta y gira hacia arriba alrededor de (x_D, x_D) como se muestra en la Figura 19. El LOR se acerca a la curva de equilibrio a medida que R disminuye hasta que se alcanza el punto Q. El punto Q es el punto de intersección entre la línea q y la curva de equilibrio.

En este punto de intersección, la fuerza impulsora para la transferencia de masa es cero. Esto también se llama Pinch Point. En este punto, la separación no es posible. La R no se puede reducir más allá de este punto. El valor de R en este punto se conoce como la relación mínima de reflujo y se denota por R_{min} . Para una mezcla no ideal, es bastante común exhibir inflexiones en sus curvas de equilibrio como se muestra en la Figura 20 (a, b). En esos casos, las líneas operativas donde se vuelve tangente a la curva de equilibrio (llamada pinch tangente) es la condición para el reflujo mínimo. El LOR no puede moverse más allá del punto P, por ejemplo, al punto K. La condición para la fuerza impulsora cero ocurre primero en el punto P, antes del punto K, que es el punto de intersección entre la línea q y la curva de equilibrio. De manera similar,

también es la condición LOS. En la relación de reflujo total, LOR y LOS coinciden con la línea diagonal de 45 grados. En esta condición, el número total de triángulos formados con la curva de equilibrio es igual al número mínimo de etapas teóricas. La relación de reflujo será infinita.

Figura 19

Representación de la relación de reflujo mínimo

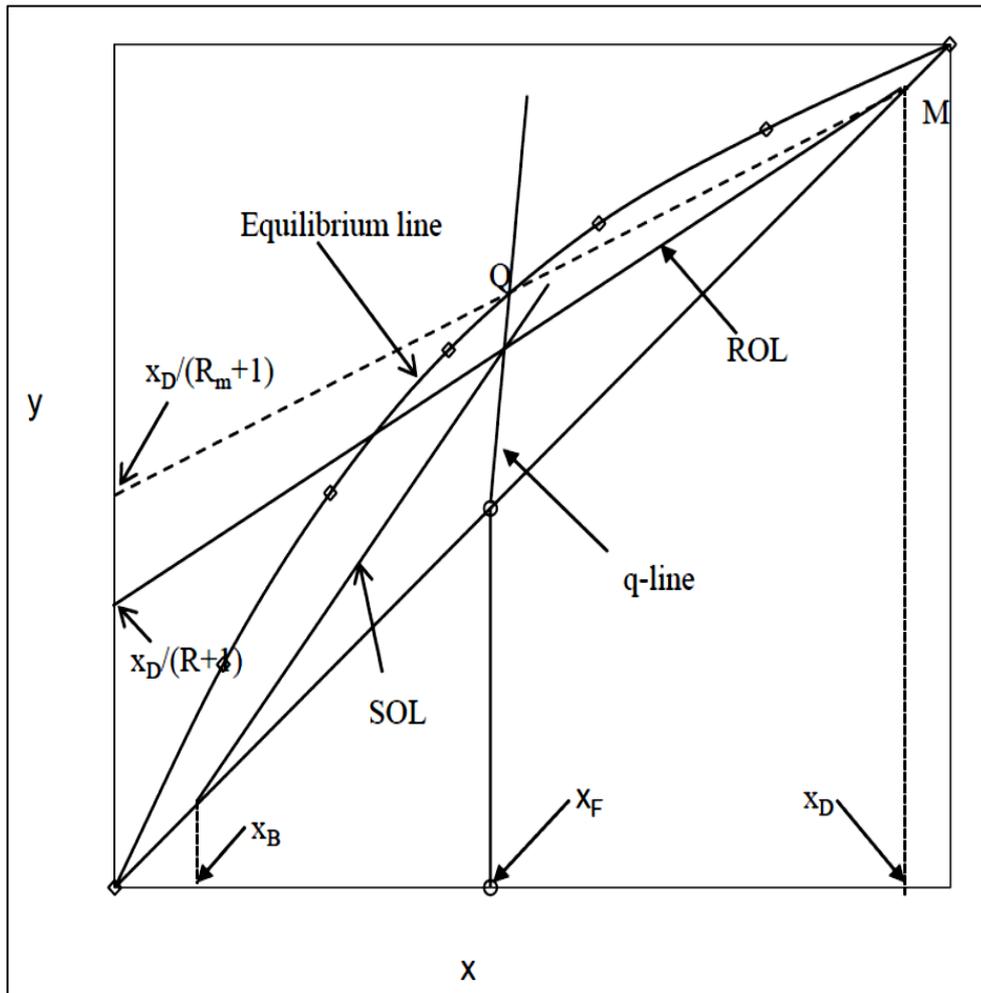
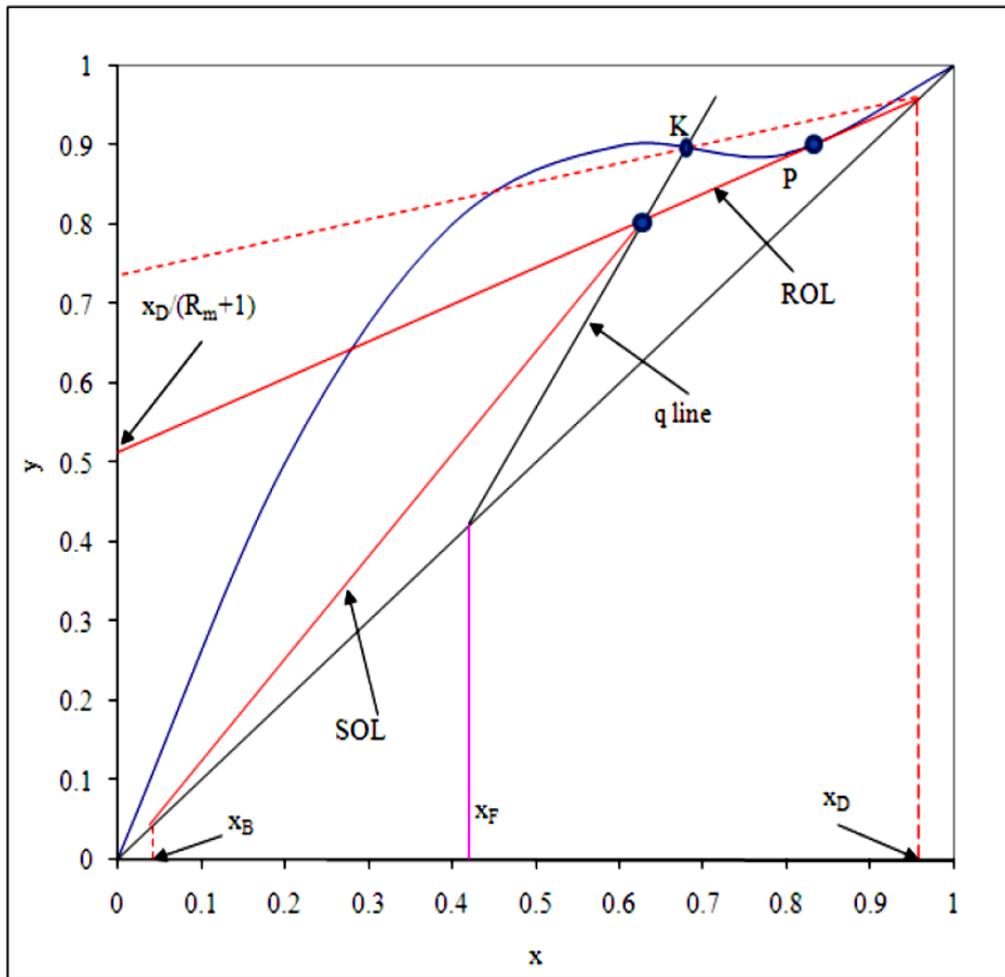


Figura 20 (a)

Representación de la relación de reflujo mínima para una mezcla no ideal



Eficiencia total

La eficiencia total de la bandeja, E_o se define como:

$$E_o = \frac{\text{N}^\circ \text{ de bandejas teóricas}}{\text{N}^\circ \text{ de bandejas reales}}$$

Se aplica a toda la columna. Se supone que todas las bandejas tienen la misma eficiencia. La eficiencia general depende de (i) la geometría y el diseño de las bandejas de contacto, (ii) las velocidades de flujo y las trayectorias de flujo de las corrientes de vapor y líquido, (iii) las composiciones y propiedades de las corrientes de vapor y líquido [3] [1] . La eficiencia general se puede calcular a partir de lo siguiente correlaciones:

La correlación empírica Drickamer-Bradford:

$$E_o = 13.3 - 66.8 \log(\mu)$$

La correlación es válida para mezclas de hidrocarburos en el rango de $342 \text{ K} < T < 488,5 \text{ K}$, $1 \text{ atm} < P < 25 \text{ atm}$ y $0,066 < \mu < 0,355 \text{ cP}$.

La correlación de O'Connell:

$$E_o = 50.3(\alpha\mu)^{-0.226}$$

Eficiencia Murphree

La eficiencia de la bandeja también se puede calcular en base a semi-teóricos modelos que pueden ser interpretados por la Eficiencia de bandejas Murphree (E_M). En este caso, se supone que el vapor y el líquido entre las bandejas están bien mezclados y tienen composición uniforme. Se define para cada bandeja según la separación lograda en cada bandeja en función de la fase líquida o la fase de vapor. Para un componente dado, se puede expresar como:

Basado en la fase vapor:

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

Basado en la fase líquida:

$$E_{ML} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n^* - x_{n-1}}$$

Problema de ejemplo 2:

Se destila una mezcla líquida de benceno-tolueno en una columna de fraccionamiento a Presión de 101,3 k Pa. La alimentación de 100 kmoles / h es líquida y contiene 45% en moles de benceno (A) y 55% en moles de tolueno (B) y entra a 327,6 K. Un destilado que contiene 95% en moles de benceno y 5% en moles de tolueno y colas que contienen 10% en moles de benceno y 90% en moles de tolueno. La cantidad de líquido que se devuelve a la columna en la parte superior es 4 veces el producto destilado. La capacidad calorífica media de la alimentación es de 159 KJ / kg mol. K y el calor latente promedio 32099 kJ / kg moles.

Calcular

- i. Los kg mol por hora de destilado, los kg mol por hora de las colas
- ii. El número de etapas teóricas a reflujo operativo.
- iii. El mínimo número de etapas teóricas requeridas a reflujo total.
- iv. Si el número real. de etapa es 10, ¿cuál es la eficiencia general aumentada en condiciones operativas en comparación con la condición de reflujo total?

Los datos de equilibrio:

Temperatura(K)	353,2	358,4	363,3	366,6	373,3	378,3	383,7
x_A (fracción molar)	1,000	0,780	0,580	0,450	0,257	0,13	0
y_A (fracción molar)	1,000	0,900	0,778	0,656	0,457	0,262	0

Solución:

$$F = D + B$$

$$100 = D + B$$

$$F x_F = D x_D + B x_B$$

Por lo tanto, $D = 41.2 \text{ kg mol / h}$; $B = 58.8 \text{ kg mol / h}$

$$y = [R / (R + 1)] x + x_D / (R + 1) = 0,8 x + 0,190$$

$$q = 1 + cpL (T_B - T_F) / \text{Calor latente de vaporización}$$

$T_B = 366,7 \text{ K}$ desde el punto de ebullición de la alimentación, $T_F = 327,6 \text{ K}$
(temperatura de alimentación de entrada)

Por lo tanto, $q = 1,195$

Pendiente de la línea $q = 6.12$

Del gráfico (Figura E1), el número total de etapas teóricas es 8 en reflujo operativo (color rojo).

Del gráfico (Figura E1), el número total de etapas teóricas es 6 en reflujo total (color negro).

Eficiencia global en condiciones de funcionamiento:

$$E_O (\text{funcionamiento}) = \text{No de etapa ideal} / \text{No de bandejas reales} = 7,9 / 10 = 0,79$$

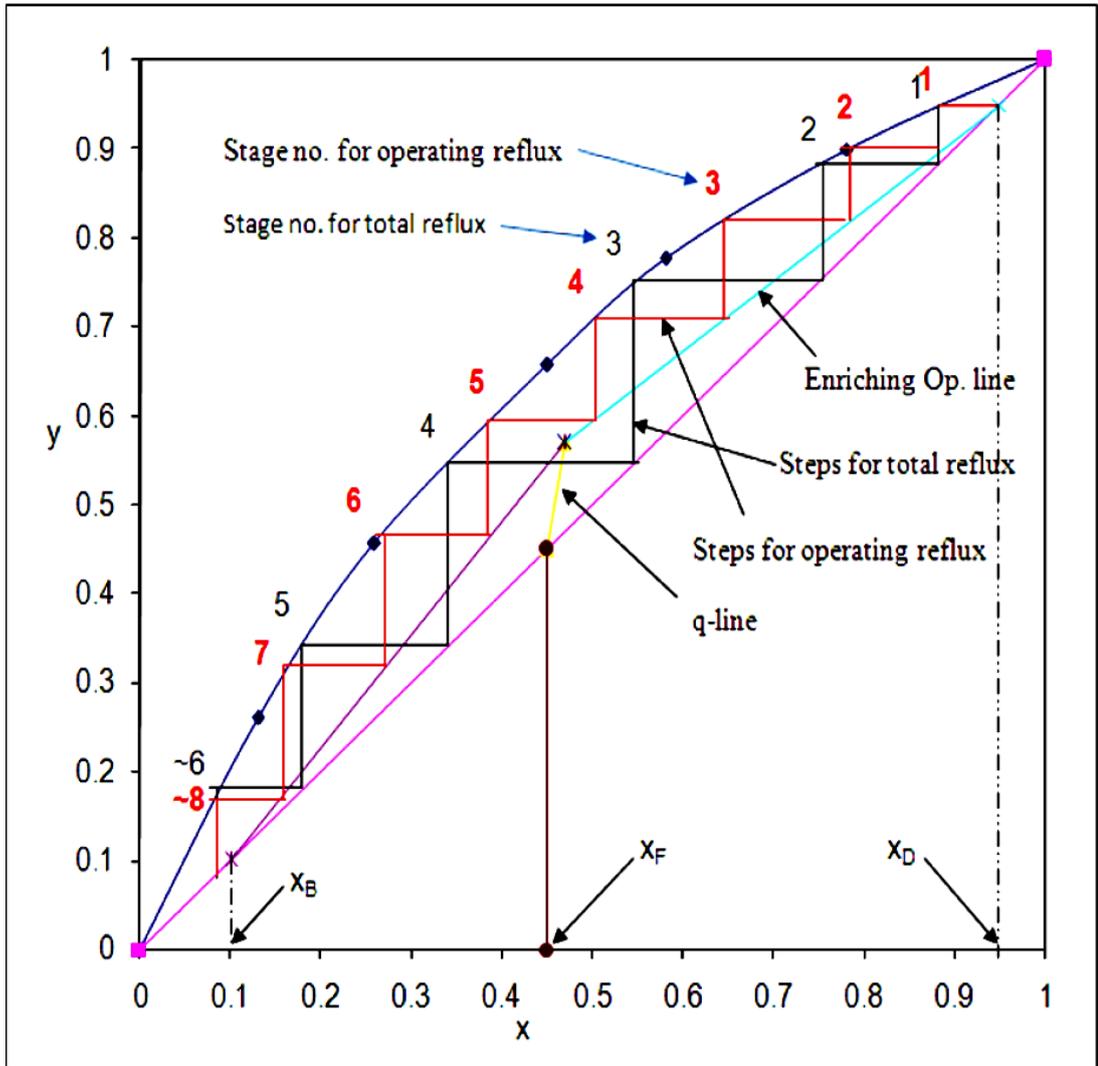
Eficiencia total en condiciones de reflujo total:

$$E_O (\text{reflujo total}) = N^\circ \text{ de etapa ideal} / N^\circ \text{ de bandejas reales} = 5.9 / 10 = 0.59$$

Aumento de la eficiencia general: $0,79 - 0,59 = 0,20$

Figura E1

Gráfico que representa el problema de ejemplo 2



2.3.4. Análisis de la destilación binaria por el método Ponchon-Savarit

Principio de fondo:

El método se ocupa del análisis gráfico del cálculo de las etapas teóricas por balance de entalpía requeridas para la separación deseada por proceso de destilación [6]. En este método, los balances de entalpía se incorporan como parte integral del cálculo sin embargo no se considera en el análisis la separación por proceso de destilación por el método McCabe-Thele. Este procedimiento combina los cálculos de balance de materiales con cálculos de balance de entalpía. Este método también proporciona información sobre las funciones del condensador y del recalentador. El balance de material general para la columna de destilación es como se mostró en la Figura 11:

$$F = D + B$$

Para cualquier componente, el balance de material alrededor de la columna se puede escribir como:

$$F x_F = D x_D + B x_B$$

Balance de entalpía global para los rendimientos de la columna:

$$F H_F + Q_R = D H_D + B H_B + Q_C$$

donde H es la entalpía de la corriente líquida, energía / mol, Q_R es la entrada de calor al calderín, J / s y Q_C es el calor eliminado del condensador, J / s. El reordenamiento del balance de calor de esta ecuación da:

$$F H_F = D \left(H_D + \frac{Q_C}{D} \right) + B \left(H_B - \frac{Q_R}{R} \right)$$

La ecuación del balance de entalpía se reordenó para la conveniencia de graficarla en el diagrama de entalpía-concentración. Los puntos representados por las corrientes de alimentación, destilado y de fondo se pueden representar en el diagrama de entalpía-concentración como se muestra en la Figura 21.

De las ecuaciones de los balances de masa general y por componentes y del balance de entalpías reordenado se obtiene:

$$(D + B) x_F = D x_D + B x_B$$

$$(D + B) H_F = D \left(H_D + \frac{Q_C}{D} \right) + B \left(H_B - \frac{Q_R}{R} \right)$$

De estas dos ecuaciones se puede escribir:

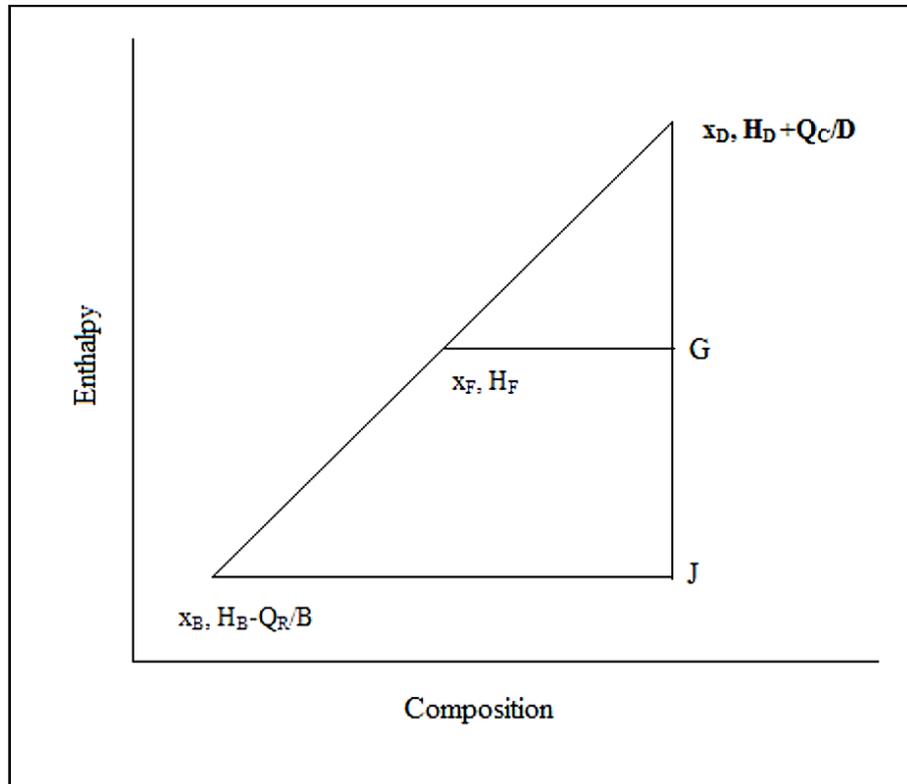
$$\frac{D}{B} = \frac{x_F - x_B}{x_D - x_F} = \frac{H_F - \left(H_B - \frac{Q_R}{R} \right)}{\left(H_D + \frac{Q_C}{D} \right) - H_F}$$

Esta ecuación también puede escribirse reordenándola como:

$$\frac{x_F - x_B}{H_F - \left(H_B - \frac{Q_R}{R} \right)} = \frac{x_D - x_F}{\left(H_D + \frac{Q_C}{D} \right) - H_F}$$

Figura 21

Representación de las corrientes de alimentación, destilado y de fondo en la concentración de entalpía



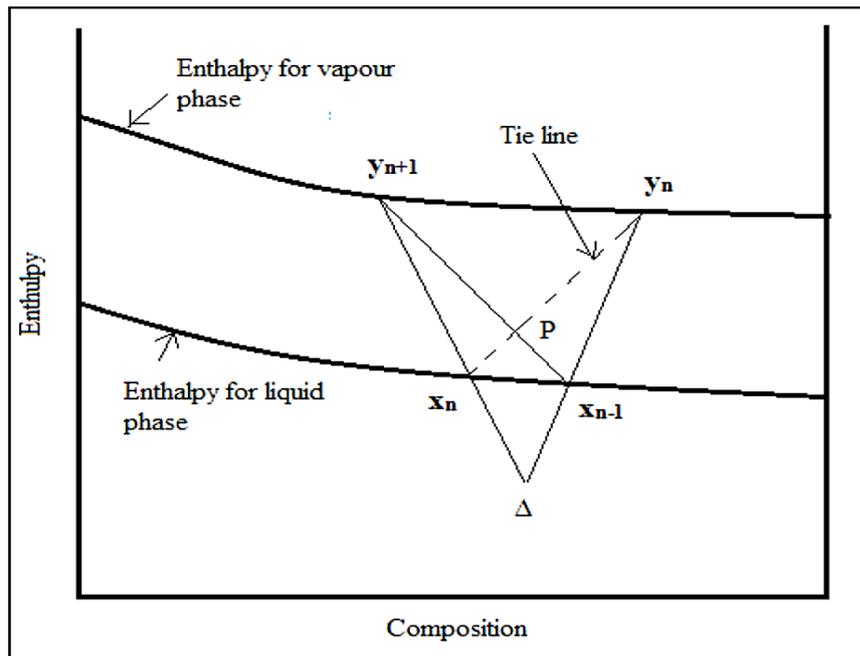
Al comparar esta ecuación con los puntos trazados en la figura 21, se encuentra que el lado izquierdo de la ecuación representa la pendiente de la línea recta entre los puntos $(x_B, H_B - Q_R / B)$ y (x_F, H_F) . El lado derecho de la ecuación representa la pendiente de la línea recta que pasa por los puntos (x_F, H_F) y $(x_D, H_D - Q_C / D)$. De esto se puede decir que los tres puntos están en una misma línea recta. La cantidad de destilado según la ecuación D/B es proporcional a la distancia horizontal $x_F - x_B$ y la cantidad de fondos es proporcional a la distancia horizontal $x_D - x_F$, entonces, a partir del balance general de materiales, se puede interpretar que la cantidad de alimento es proporcional a la distancia horizontal $x_D - x_B$. Esto conduce a la regla de la palanca inversa. Basado en este principio, el análisis de la columna de destilación se denomina análisis de composición de entalpía o análisis de Ponchon-Savarit de la columna de destilación.

Análisis de la columna de la bandeja

Considere la etapa teórica que se mostró en la Figura 12 y el principio por el cual opera se describe en el diagrama de composición de entalpía como se muestra en la Figura 22.

Figura 22

Principio de funcionamiento de la destilación binaria por etapas en el diagrama de entalpía-concentración



El vapor que ingresa a la bandeja (n), V_{n+1} es un vapor saturado de composición y_{n+1} donde el líquido que entra a la bandeja es L_{n-1} de composición x_{n-1} . El punto P en la Figura 22 representa el flujo total a la bandeja. El punto P está en línea recta uniendo x_{n-1} e y_{n+1} . La distancia $y_{n+1} - P$ es proporcional a la cantidad L_{n-1} y la distancia $x_{n-1} - P$ es proporcional a la cantidad V_{n+1} según la regla de la palanca. Entonces:

$$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} = \frac{\overline{y_{n+1}P}}{\overline{x_{n-1}P}}$$

La suma del líquido y el vapor que salen de la placa debe ser igual al flujo total a la placa. Entonces la línea de enlace debe pasar por el punto P que representa el punto de adición del vapor V_n y el líquido L_n que salen de la bandeja. La intersección de la línea de unión con las curvas de composición de entalpía representará las composiciones de estas corrientes.

Alrededor de la bandeja n, los balances de material se pueden escribir como:

$$V_{n+1} - L_n = V_n - L_{n-1}$$

$$V_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n = V_ny_n - L_{n-1}x_{n-1}$$

El balance de entalpías alrededor del plato da:

$$V_{n+1}H_{V,n+1} - L_nH_{L,n} = V_nH_{V,n} - L_{n-1}H_{L,n-1}$$

Donde H_V es la entalpía del vapor y H_L es la entalpía del líquido. A partir del balance de material y entalpía, las ecuaciones anteriores significan que la corriente que se agregó a V_{n+1} para generar L_n es la misma que la corriente que se debe agregar a V_n para generar L_{n-1} . En la Figura 22, Δ representa el punto de diferencia por encima y por debajo de la bandeja. Este punto de un punto de diferencia común puede extenderse a una sección de una columna que contenga cualquier número de bandejas teóricas.

Procedimiento paso a paso para determinar el número de bandejas teóricas:

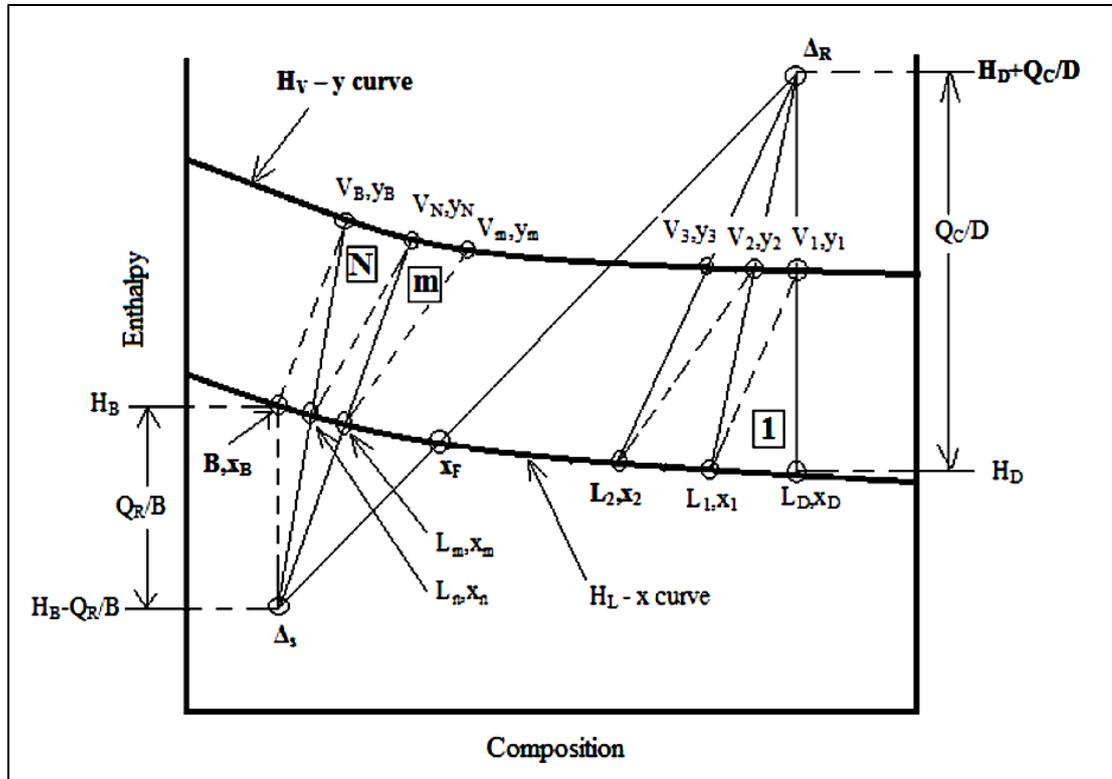
Paso 1: Dibujar la curva de equilibrio y el diagrama de concentración de entalpía para la mezcla a separar.

Paso 2: Calcule las composiciones de los productos de alimentación, destilado y de fondo. Ubique estas composiciones en el diagrama de entalpía-concentración.

Paso 3: Estime la tasa de reflujo para la separación y ubique el punto de diferencia de la sección rectificadora como Δ_R como se muestra en la Figura 23. El punto y_1 es el punto de intersección de la línea que une el punto x_D y Δ_R y la curva H_V - y .

Figura 23

Representación de la estimación del número de etapas por el método Ponchon-Savarit



Paso 4: Localice el punto de diferencia de la sección de stripping Δ_S . El punto Δ_S es para ser ubicado en un punto donde la línea de Δ_R a través de x_F se cruza con la x_B coordenada de composición como se muestra en la Figura 23.

Paso 5: Bájese gráficamente de las bandejas para la sección de rectificación. Entonces el punto de composición x_1 de líquido de la bandeja superior se determinará a partir de la relación de equilibrio con y_1 de vapor que está saliendo de la bandeja y ubicarlo en la curva $H_L - x$. Entonces la composición y_2 se ubicará en el punto donde la línea de puntos Δ_R y x_1 se cruza con la curva $H_V - y$. Este procedimiento debe continuar hasta que se alcance la placa de alimentación.

Paso 6: Del mismo modo, siga la misma regla para la sección de stripping. En la sección de stripping, la composición de vapor y_B la salida del hervidor debe estimarse a partir de la relación de equilibrio. Entonces unir la y_B y Δ_S para encontrar la x_N . La composición del vapor y_N se determinará extendiendo una línea de unión a la curva

de vapor saturado $H_{V,y}$. El procedimiento debe continuar hasta que se alcance la bandeja de alimentación.

Determinación de la Relación de reflujo:

La relación de reflujo se puede calcular a partir del balance de energía alrededor del condensador como:

$$V_1 H_{V,1} = L_D H_D + D H_D + Q_C$$

Sustituyendo $V_1 = L_D + D$ en esta ecuación y reordenando, se puede escribir como:

$$\frac{L_D}{D} = \frac{(H_D + Q_C/D) - H_{V,1}}{H_{V,1} - H_D} = \frac{\overline{\Delta_R H_{V,1}}}{\overline{H_{V,1} H_D}}$$

Donde:

$\overline{\Delta_R H_{V,1}}$ y $\overline{H_{V,1} H_D}$ = son las longitudes de las líneas entre los puntos Δ_R y $H_{V,1}$ y $H_{V,1}$ y H_D

La relación de reflujo interno entre dos etapas cualesquiera en la sección de rectificación se puede expresar como:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{(H_D + Q_C/D) - H_{V,n+1}}{(H_D + Q_C/D) - H_{L,n}} = \frac{\overline{\Delta_R H_{V,n+1}}}{\overline{\Delta_R H_{L,n}}}$$

Mientras que en la sección de stripping se puede expresar como:

$$\frac{L_{m-1}}{V_m} = \frac{H_{V,m} - (H_B - Q_R/B)}{H_{L,m-1} - (H_B - Q_R/B)}$$

La relación entre el destilado y los productos de fondo en términos de composición y entalpías se puede hacer a partir del balance de materiales alrededor de la columna general, que se puede escribir como:

$$F H_F + Q_R = D H_D + B H_B + Q_C$$

El balance general de materiales $F = D + B$ combinado con la ecuación anterior:

$$\frac{D}{B} = \frac{H_F - (H_B - Q_C/B)}{(H_D + Q_C/D) - H_F} = \frac{\overline{x_F \Delta_S}}{\overline{x_F \Delta_R}}$$

Número mínimo de bandejas

En este método, si D se acerca a cero, la coordenada de entalpía ($H_D + Q_C/D$) del punto de diferencia se acerca al infinito. De otra manera, se puede decir que Q_C se vuelve grande si L se vuelve muy grande con respecto a D . De manera similar, la coordenada de entalpía para la sección de extracción se vuelve infinita negativa cuando B se acerca a cero o la carga de líquido en la columna se vuelve muy grande con respecto a B . Entonces la diferencia los puntos se ubicarán en el infinito. En tales condiciones, las bandejas necesarias para la separación deseada se denominan número mínimo de bandejas. El estado térmico del alimento no tiene ningún efecto sobre el número mínimo de bandejas necesarias para la separación deseada.

Reflujo mínimo

El reflujo mínimo para el proceso ocurre normalmente en la bandeja de alimentación. La tasa de reflujo mínima para una separación especificada se puede obtener extendiendo la línea de unión a través de la composición del alimento para intersectar una línea vertical trazada a través de x_D . Extender la línea para intersectar la línea de composición x_B determina la velocidad de ebullición y la función de calor del calderín a reflujo mínimo.

Problema de ejemplo 3:

Se alimenta un total de 100 gm-mol de alimentación que contiene 40 por ciento en moles de n-hexano y 60 por ciento de n-octano por hora para separarse a una atm para dar un destilado que contiene 92 por ciento de hexano y las colas 7 por ciento de hexano. Se utilizará un condensador total y el reflujo volverá a la columna como un líquido saturado en su punto de burbujeo. Se mantiene una relación de reflujo de 1,5. La alimentación se introduce en la columna como un líquido saturado en su punto de burbujeo. Utilice el método Ponchon-Savarit y determine lo siguiente:

- (i) Número mínimo de etapas teóricas.
- (ii) La relación mínima de reflujo.
- (iii) Las cargas de calor del condensador y calderín para la condición de reflujo mínimo.
- (iv) Las cantidades de destilado y corrientes de fondo utilizando la relación de reflujo real.

(v) Número real de etapas teóricas

(vi) La carga de calor del condensador para la relación de reflujo real

(vii) La relación de reflujo interno entre la primera y la segunda etapa de la parte superior de la torre.

Datos VLE, fracción molar hexano, 1 atm

x	0	0,1	0,3	0,5	0,55	0,7	1
y	0	0,36	0,7	0,85	0,9	0,95	1

Datos de concentración de entalpía

Fracción molar, Hexano		0	0,1	0,3	0,5	0,7	0,9	1
Entalpía, Cal/g-mol	Líquido saturado	7000	6300	5000	4100	3400	3100	3000
	Vapor saturado	15700	15400	14700	13900	12900	11600	10000

Solución:

(i) El número mínimo de etapas se puede obtener dibujando líneas de operación verticales que se cruzan cuando Δ_R tiende al infinito. Como se muestra en la Figura E2, se requieren tres etapas.

(ii) Usando la ecuación correspondiente, el reflujo mínimo es:

$$\frac{L_D}{D} = \frac{(H_D + Q_C/D) - H_{V,1}}{H_{V,1} - H_D} = \frac{\overline{\Delta_R H_{V,1}}}{H_{V,1} H_D} = \frac{19000 - 11500}{11500 - 3000} = 0.88$$

(iii) De la Figura E2, $H_B - Q_R / B = -5000$

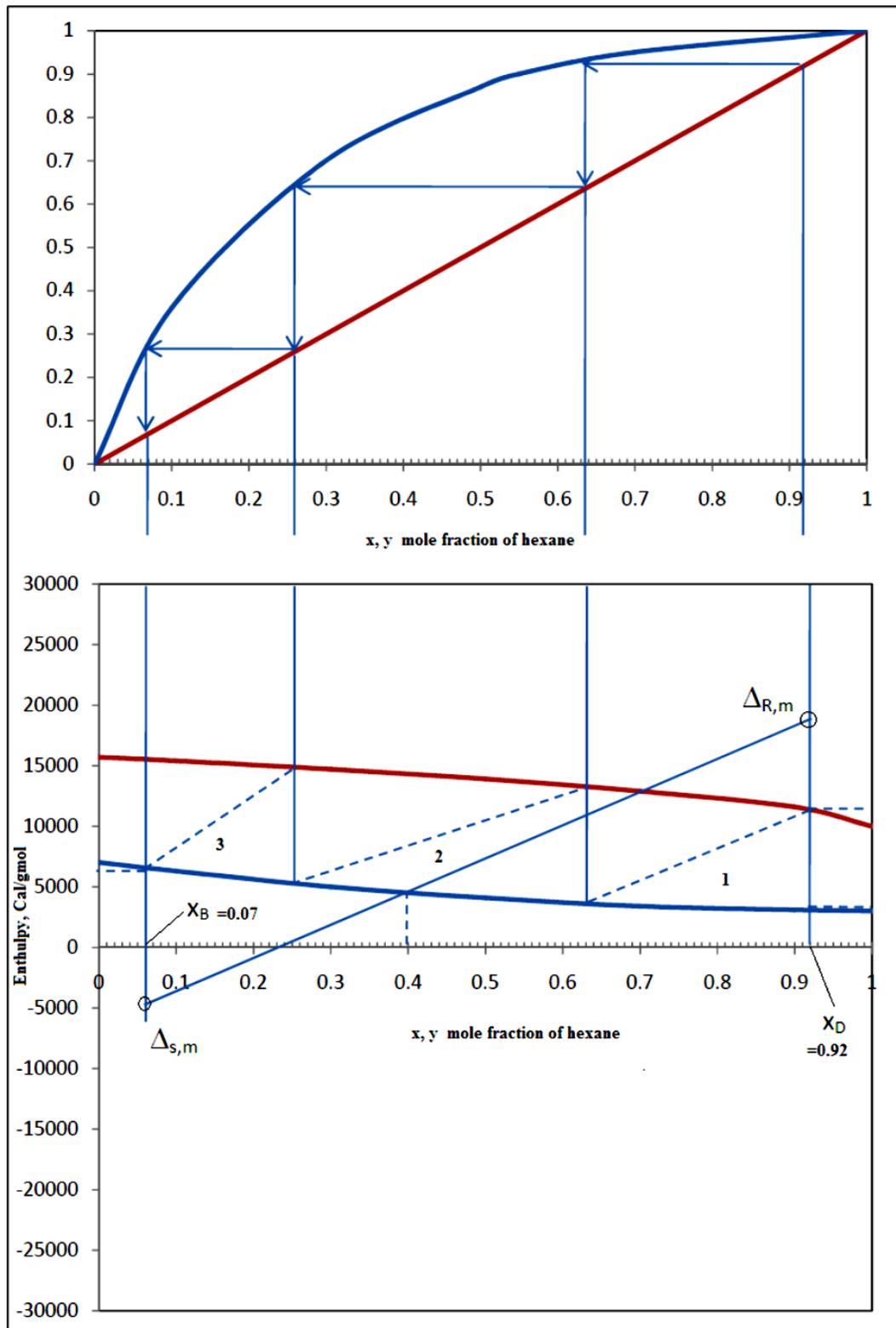
$$Q_R/B = 5000 + 7000 = 12000$$

$$H_D + Q_C / D = 19000$$

$$Q_C/D = 19000 - 11500 = 7500$$

Figura E2

Reflujo mínimo y etapas mínimas del problema de ejemplo 3



- (iv) Los caudales de destilado y de fondo se obtienen resolviendo los balances de materiales generales y componentes simultáneamente.

$$100 = D + B$$

$$0.4 (100) = 0,92 D + 0,04 B$$

Por tanto, $D = 40,9 \text{ gmmol / h}$

$$B = 100 - 40,9 = 59,1 \text{ gmmol / h}$$

$$(v) \quad \left(\frac{L_D}{D}\right)_{act} = 1.5 \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min} = 1.5(0.88) = 1.32$$

Utilizando nuevamente la ecuación da un nuevo valor para Δ_R :

$$1.30 = \frac{(H_D + Q_C/D) - 11500}{11500 - 3000} \text{ o } H_D + Q_C/D = 22750$$

Un nuevo Δ_R se encuentra en la Figura E3 y el número real de etapas teóricas se calcula como 5.

(vi) De la Figura E3

$$HD + QC/D = 22750$$

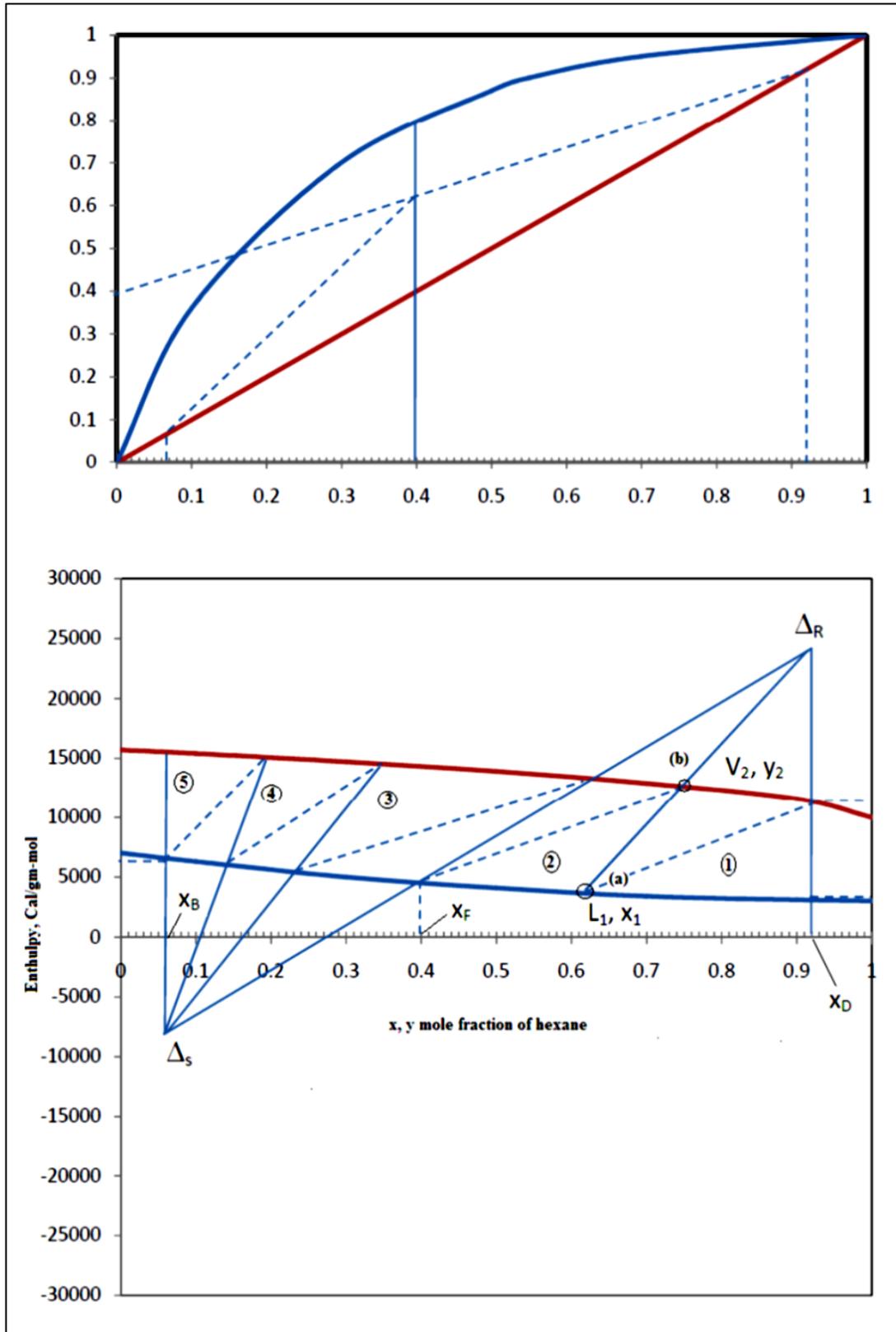
$$\text{Entonces } Q_C/D = 22750 - 11500 = 11250$$

(vii) La lectura de entalpías para los puntos (a) y (b) de la figura E2-1 y el uso de la ecuación da:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{(H_D + Q_C/D) - H_{V,n+1}}{(H_D + Q_C/D) - H_{L,n}} = \frac{22750 - 12050}{22750 - 3750} = 0.563$$

Figura E2-1

Etapas reales para el problema de ejemplo 4.3.



2.4. Introducción a la destilación multicomponente

En la industria, la mayoría de los procesos de destilación involucran más de dos componentes. Las separaciones multicomponente se llevan a cabo utilizando el mismo tipo de columnas de destilación, rehervidores, condensadores, intercambiadores de calor, etc. Sin embargo, existen algunas diferencias fundamentales que el diseñador debe comprender a fondo. Estas diferencias provienen de la regla de fase para especificar las condiciones termodinámicas de una corriente en equilibrio. En sistemas multicomponente, no se logra el mismo grado de libertad debido a la presencia de otros componentes. Ni la composición del destilado ni de las colas están completamente especificadas. Los componentes que tienen especificadas sus recuperaciones fraccionarias de destilado y colas se denominan componentes clave. La más volátil de las claves se llama clave ligera (LK) y la menos volátil se llama clave pesada (HK). Los otros componentes se denominan no claves (NK). Ligero sin clave (LNK) se refiere cuando no clave es más volátil que la clave ligera, mientras que pesado no clave (HNK) es menos volátil que la clave pesada. La selección adecuada de componentes clave es importante si se especifica adecuadamente una separación de varios componentes. Se utilizan varios métodos abreviados para realizar cálculos en sistemas multicomponente.

Estos implican generalmente una estimación del número mínimo de bandejas, la estimación de la tasa de reflujo mínima y el número de etapas en reflujo finito para fraccionadores simples. Aunque se dispone de métodos informáticos rigurosos para resolver problemas de separación de componentes múltiples, en la práctica se utilizan métodos aproximados. Un método aproximado ampliamente utilizado se denomina comúnmente método Fenske-Underwood-Gilliland.

2.4.1. Estimación del número mínimo de bandejas: Ecuación de Fenske

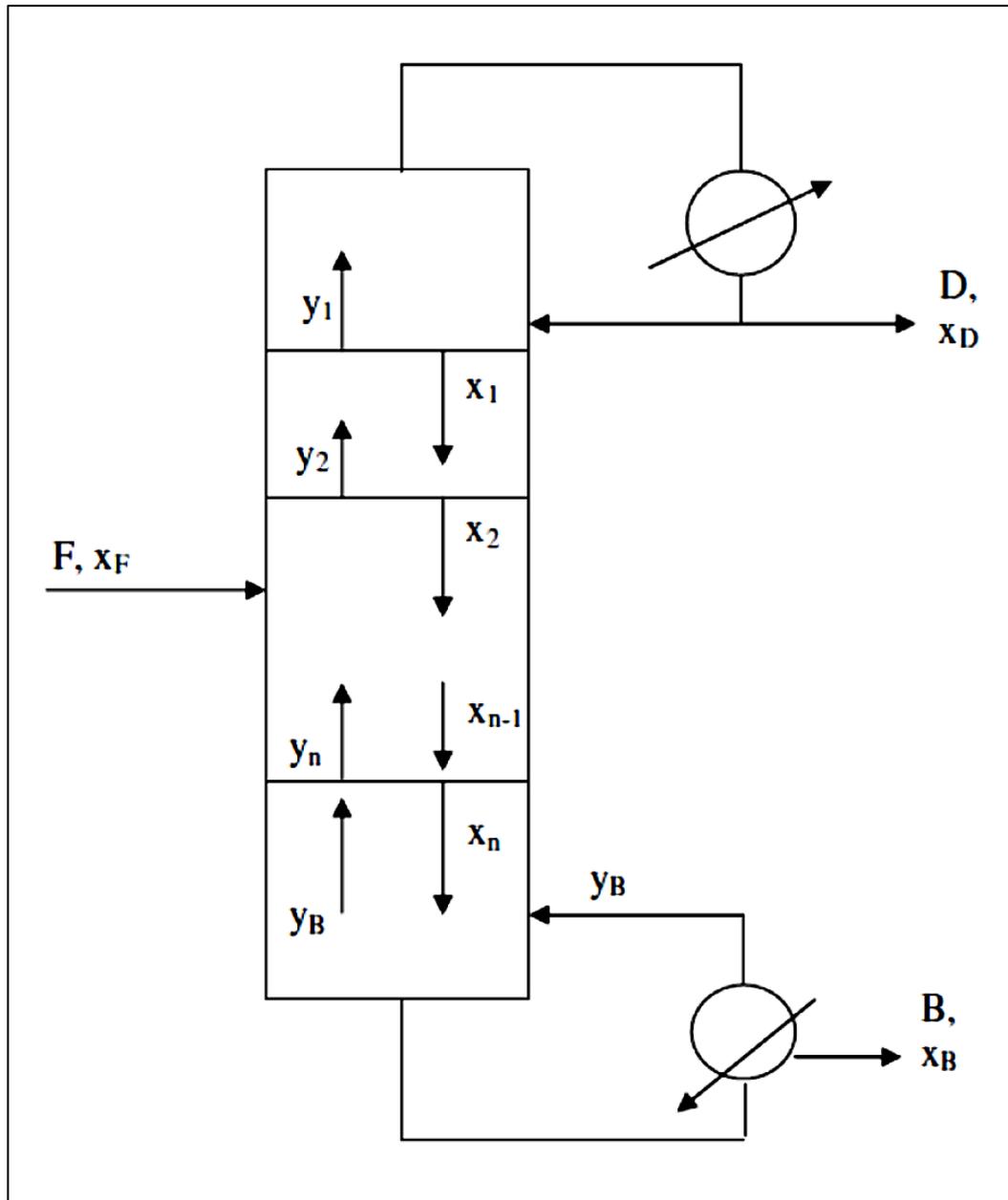
Fenske (1932) fue el primero en derivar una ecuación para calcular el número mínimo de bandejas para la destilación multicomponente a reflujo total. La derivación se basó en los supuestos de que las etapas son etapas de equilibrio. Considere un componente múltiple columna de destilación operando a reflujo total como se muestra en la Figura 24.

La relación de equilibrio para el componente clave ligero en la bandeja superior es:

$$y_1 = Kx_1$$

Figura 24

Columna multicomponente en bandejas mínimas



Para condensador total, $y_1 = x_D$ luego:

$$x_D = K_1 x_1$$

Un balance de material general debajo de la bandeja superior y alrededor de la parte superior de la columna se puede escribir como:

$$V_2 = L_1 + D$$

En condiciones de reflujo total, $D = 0$, por lo tanto, $V_2 = L_1$. El balance de material del componente para el componente clave ligero alrededor de la primera placa y la parte superior de la columna es:

$$V_2 y_2 = L_1 x_1 + D x_D$$

Luego, bajo las condiciones de las bandejas mínimas, esta ecuación produce $y_2 = x_1$. La relación de equilibrio para la placa 2 es:

$$y_2 = K_2 x_2$$

Esta ecuación se convierte en $y_2 = x_1$

$$x_1 = K_2 x_2$$

Sustituyendo esta última relación en la ecuación $x_D = K_1 x_1$, se tiene que:

$$x_D = K_1 K_2 x_2$$

Continuando con este cálculo para toda la columna, se puede escribir como:

$$x_D = K_1 K_2 \dots \dots \dots K_n K_B x_B$$

De la misma manera, para el componente de clave pesada, se puede escribir como:

$$x'_D = K'_1 K'_2 \dots \dots K'_n K'_B x'_B$$

Reemplazando en esta ecuación se tiene:

$$\frac{x_D}{x'_D} = \frac{K_1 K_2 \dots \dots K_n K_B x_B}{K'_1 K'_2 \dots \dots K'_n K'_B x'_B}$$

La razón de los valores de K es igual a la volatilidad relativa, por lo que esta Ecuación puede ser escrita como:

$$\frac{x_D}{x'_D} = \alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_n \alpha_B \frac{x_B}{x'_B}$$

Si el valor promedio de la volatilidad relativa se aplica a todas las bandejas y bajo condición de bandejas mínimas, esta última ecuación se puede escribir como:

$$\frac{x_D}{x'_D} = \alpha_{avg}^{N_{min}} \frac{x_B}{x'_B}$$

Resolviendo esta ecuación para el número mínimo de bandejas, N_{\min} :

$$N_{\min} = \frac{\ln \left(\frac{x_D x_B'}{x_D' x_B} \right)}{\ln \alpha_{ave}}$$

Esta ecuación es una forma de la ecuación de Fenske. En esta ecuación, N_{\min} es el número de bandejas de equilibrio necesarias a reflujo total, incluido el recalentador parcial. Una forma alternativa de la ecuación de Fenske se puede derivar fácilmente para cálculos de componentes múltiples que se pueden escribir como:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left(\frac{(Dx_D)(Bx_B')}{(Dx_D')(Bx_B)} \right)}{\ln \alpha_{ave}}$$

La cantidad de clave ligero recuperada en el destilado es (Dx_D) . Esto es igual a la recuperación fraccionada de la clave ligera en el destilado, digamos FR_D veces la cantidad de clave ligero en la alimentación que se puede expresar como:

$$Dx_D = (FR_D) Fx_{LK}$$

De la definición de recuperación fraccional se puede escribir:

$$Bx_B = (1 - FR_D) Fx_{LK}$$

Sustituyendo estas ecuaciones y las ecuaciones correspondientes para clave pesada en la ecuación N_{\min} produce:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left(\frac{(FR_D)(FR_B')}{(1 - FR_D)(1 - FR_B')} \right)}{\ln \alpha_{ave}}$$

Una vez que el número mínimo de bandejas teóricas, N_{\min} se conoce, la recuperación fraccionada de las no claves se puede encontrar escribiendo esta ecuación para un componente no clave y la clave ligera o pesada. Luego resuelve la ecuación para FR_{NK} ,

B o $FR_{NK, D}$. Si el componente clave se elige como clave ligero, entonces $FR_{NK, D}$ se puede expresar como

$$FR_{NK, D} = \frac{\alpha_{NK-LK}^{N_{\min}}}{\frac{FR'_B}{1 - FR'_B} + \alpha_{NK-LK}^{N_{\min}}}$$

2.5. Reflujo mínimo: ecuaciones de Underwood

Para los sistemas multicomponente, si uno o más de los componentes aparecen en solo uno de los productos, se producen puntos pinch separados en las secciones de stripping y rectificación. En este caso, Underwood desarrolló un análisis alternativo para encontrar la relación mínima de reflujo [7]. La presencia de no-claves pesadas no distribuidas da como resultado un punto pinch de composición constante a reflujo mínimo en la sección rectificadora, mientras que la presencia de no-claves ligeras no distribuidoras, se producirá un punto pinch en la sección de stripping. Consideremos que el punto pinch está en la sección de rectificación. El balance de masa para el componente “i” alrededor de la parte superior de la sección rectificadora como se ilustró en la figura 24 es:

$$V_{\min} y_{i, n+1} = L_{\min} x_{i, n} + Dx_{i, D}$$

Las composiciones son constantes en el punto pinch, entonces:

$$x_{i, n-1} = x_{i, n} = x_{i, n+1} \text{ y también } y_{i, n-1} = y_{i, n} = y_{i, n+1}$$

La relación de equilibrio puede escribirse como:

$$y_{i, n+1} = m_i x_{i, n+1}$$

De estas ecuaciones un balance en la región de composición constante puede ser escrito como:

$$V_{\min} y_{i, n+1} = \frac{L_{\min}}{m_i} y_{i, n+1} + Dx_{i, D}$$

Definida la volatilidad relativa como $\alpha_i = m_i / m_{HK}$ y sustituyendo en la ecuación anterior se puede expresar después de reorganizar como:

$$V_{\min} y_{i,n+1} = \frac{\alpha_i D x_{i,D}}{\alpha_i - \frac{L_{\min}}{V_{\min} m_{HK}}}$$

El flujo de vapor total en la sección rectificadora reflujo mínimo se puede obtener mediante sumando la Ecuación anterior sobre todos los componentes como:

$$V_{\min} = \sum_i V_{\min} y_{i,n+1} = \sum_i \frac{\alpha_i D x_{i,D}}{\alpha_i - \frac{L_{\min}}{V_{\min} m_{HK}}}$$

De manera similar, después del análisis de la sección de stripping, se puede obtener:

$$-V_{st,\min} = \sum_i \frac{\alpha_{i,st} B x_{i,B}}{\alpha_{i,st} - \frac{L_{st,\min}}{V_{st,\min} m_{HK,st}}}$$

Definiendo:

$$\lambda_1 = \frac{L_{\min}}{V_{\min} m_{HK}} \text{ y también: } \lambda_2 = \frac{L_{st,\min}}{V_{st,\min} m_{HK,st}}$$

Estas ecuaciones se convierten en:

$$V_{\min} = \sum_i \frac{\alpha_i D x_{i,D}}{\alpha_i - \lambda_1}$$

$$\text{y } -V_{st,\min} = \sum_i \frac{\alpha_i B x_{i,B}}{\alpha_i - \lambda_2}$$

Para desbordamiento molar constante y volatilidades relativas constantes, $\lambda_1 = \lambda_2 = \lambda$ que satisface ambas ecuaciones. El cambio en el flujo de vapor en la etapa de alimentación (ΔV_F) entonces se escribe como sumando las ecuaciones:

$$\Delta V_F = V_{\min} - V_{st,\min} = \sum_i \left[\frac{\alpha_i D x_{i,D}}{\alpha_i - \lambda_1} + \frac{\alpha_i B x_{i,B}}{\alpha_i - \lambda_2} \right]$$

Combinando esta ecuación con el balance de masa general de la columna y para el componente “i” puede ser expresado como:

$$\Delta V_F = \sum_i \left[\frac{\alpha_i F x_{f,i}}{\alpha_i - \lambda} \right]$$

Nuevamente, si se conoce la fracción q, el cambio en el flujo de vapor en la etapa de alimentación puede ser expresado como:

$$\Delta V_F = F(1 - q)$$

Comparando estas dos últimas ecuaciones se tiene:

$$(1 - q) = \sum_i \left[\frac{\alpha_i x_{f,i}}{\alpha_i - \lambda} \right]$$

Esta ecuación se conoce como la primera ecuación de Underwood que se utiliza para calcular los valores apropiados de λ . mientras que la ecuación:

$$-V_{st,\min} = \sum_i \frac{\alpha_i B x_{i,B}}{\alpha_i - \lambda_2}$$

se conoce como la segunda ecuación de Underwood que se utiliza para calcular V_m . Del balance de masa L_m se puede calcular como:

$$L_{\min} = V_{\min} - D$$

2.6. Estimación del número de etapas en Reflujo finito: Correlación de Gilliland

Gilliland [8] desarrolló una correlación empírica para relacionar el número de etapas N en una relación de reflujo finita L / D al número mínimo de etapas y a la relación mínima de reflujo. Gilliland representó gráficamente la correlación con $(N - N_{\min}) / (N + 1)$ como eje “y” y $(R - R_{\min}) / (R + 1)$ como eje “x”. Posteriormente, Molokanov et al. [9] representó la correlación de Gilliland como:

$$\frac{(N - N_{\min})}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4(R - R_{\min}) / (R + 1)}{11 + 117.2(R - R_{\min}) / (R + 1)} \right) \left(\frac{(R - R_{\min}) / (R + 1) - 1}{[(R - R_{\min}) / (R + 1)]^{0.5}} \right) \right]$$

Según Seader y Henley [10], una ubicación óptima aproximada de la etapa de alimentación, puede obtenerse utilizando la ecuación empírica de Kirkbride [11] como:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206}$$

donde N_R y N_S son el número de etapas en las secciones de rectificación y stripping, respectivamente.

CONCLUSIONES

- Se concluye que al seleccionar un determinado modelo de destilar para requerimientos de un específico proceso se debe tener en cuenta la clase de especies que se van a separar, del mismo modo las propiedades extensivas e intensivas además de la composición y otras propiedades termodinámicas y fisicoquímicas de los compuestos a purificar o separar.
- Los métodos presentados se basan en líneas de destilación y cálculos bandeja por bandeja, y se sugiere una nueva estrategia para localizar la relación de reflujo, el número de etapas y la bandeja de alimentación.
- Los balances de materia se resuelven desde el exterior (superior e inferior) hacia el interior de la columna de destilación (alimentación), para asegurar que se cumplan las composiciones del producto.
- En este trabajo, se proponen varios métodos para el cálculo de columnas complejas de destilación multicomponente. Estos procedimientos van desde los métodos aproximados hasta un método riguroso, y se basan en conceptos geométricos muy simples. Los resultados obtenidos están muy cerca de los métodos rigurosos, pero utilizan tiempos de cálculo muy reducidos.

Referencias

- [1] J. D. Seader y E. J. Henley, Separation Process Principles, New York: Wiley, 1998.
- [2] S. K. Ghosal, S. K. Sanyal y S. Dutta, Introduction to Chemical Engineering, Mcgraw Hill Co., 2004.
- [3] R. E. Treybal, Mass - Transfer Operations, Singapore: MaGraw - Hill International, 1981.
- [4] W. L. McCabe y E. W. Thiele, «Graphical Design of Fractionating Columns,» *Ind. Eng. Chem.*, nº 17, p. 605, 1925.
- [5] W. MacCabe, J. Smith y P. Harriott, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, México: McGraw-Hill Com, 2007.
- [6] A. L. Hines y R. N. Maddox, Mass Transfer: Fundamentals and Applications, New Jersey: Prentice Hall, 1985.
- [7] P. C. Wankat, Equilibrium Staged Separations: Separations for Chemical Engineers, New Jersey: Prentice-Hall, 1988.
- [8] E. R. Guilliland, «Multicomponent Rectification: estimation of number of theoretical plates as a function of reflux ratio,» *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 32, nº 9, pp. 1220-1223, 1940.
- [9] Y. K. Molokanov, T. R. Korabline, N. I. Mazuraina y G. A. Nikiforov, «An Approximate Method for Calculating the Basic Parameters of Multicomponent Fractionation,» *International Chemical Engineering*, vol. 12, nº 2, p. 209, 1972.
- [10] J. D. Seader y E. J. Henley, Separation Process Principles, New York: Wiley, 2006.
- [11] C. G. Kirkbride, «Process design procedure for multicomponent fractionators,» *Petroleum Refiner*, vol. 23, nº 9, pp. 321-336, 1944.