

5.

**PROCESOS ESTACIONARIOS POR ETAPAS
PARA MEZCLAS BINARIAS**

| | |
|---------------|--|
| 5..... | 101 |
| 5.1 | MÉTODOS QUE SE BASAN SOLAMENTE SOBRE EL BALANCE DE MATERIA..... 106 |
| 5.1.1 | <i>Métodos gráficos en absorción.....</i> 107 |
| 5.1.1.1 | Grados de libertad 107 |
| 5.1.1.2 | Balance en un absorbedor o un desorbedor 108 |
| 5.1.1.3 | Noción de flujo mínimo de absorción o de gas de despojo..... 110 |
| 5.1.1.4 | Formulación analítica en caso de soluciones diluidas 113 |
| 5.1.2 | <i>Método de McCabe y Thiele en destilación.....</i> 116 |
| 5.1.2.1 | Grados de libertad 117 |
| 5.1.2.2 | Balance global en una columna tradicional 117 |
| 5.1.2.3 | Balance en la zona de rectificación..... 118 |
| 5.1.2.4 | Balance en la zona de desorción..... 120 |
| 5.1.2.5 | Balance a nivel de la alimentación..... 121 |
| 5.1.2.6 | Conteo de las etapas 126 |
| 5.1.2.7 | Influencia del reflujo sobre el número de etapas: Número mínimo de etapas .. 128 |
| 5.1.2.8 | Reflujo mínimo 131 |
| 5.1.2.9 | Condensador parcial y mixto..... 133 |
| 5.1.2.10 | Entradas y salidas múltiples (columnas complejas) 137 |
| 5.1.2.11 | Vapor vivo 140 |
| 5.1.2.12 | Intercondensador e interrehervidor..... 142 |
| 5.1.3 | <i>Método de Smoker.....</i> 142 |
| 5.2 | MÉTODOS QUE SE BASAN SOBRE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA 144 |

| | | |
|---------|---|-----|
| 5.2.1 | <i>Representación gráfica de los balances</i> | 144 |
| 5.2.2 | <i>Aplicación a la absorción</i> | 145 |
| 5.2.3 | <i>Método de Ponchon y Savarit</i> | 145 |
| 5.2.3.1 | Balance en la zona de rectificación..... | 145 |
| 5.2.3.2 | Balance en la zona de desorción..... | 148 |
| 5.2.3.3 | Alimentación parcialmente vaporizada | 152 |
| 5.2.3.4 | Conteo de las etapas | 154 |
| 5.2.3.5 | Número mínimo de etapas | 156 |
| 5.2.3.6 | Reflujo mínimo | 157 |
| 5.2.3.7 | Condensador parcial | 158 |
| 5.2.3.8 | Entradas y salidas múltiples (columnas complejas) | 159 |
| 5.2.3.9 | Vapor vivo | 160 |
| 5.3 | EJEMPLOS RESUELTOS | 162 |
| 5.3.1 | <i>Mezclas Binarias solo con balance de masa</i> | 162 |
| 5.3.1.1 | Método de McCabe & Thiele con alimentación parcialmente vaporizada..... | 162 |
| 5.3.1.2 | Ejemplos prácticos..... | 166 |
| 5.3.1.3 | Ejemplos prácticos..... | 167 |
| 5.3.1.4 | Ejemplos prácticos..... | 167 |
| 5.3.2 | <i>Mezclas Binarias con balance de masa y energía</i> | 167 |
| 5.3.2.1 | Ejemplos prácticos..... | 167 |
| 5.3.2.2 | Ejemplos prácticos..... | 167 |
| 5.4 | EJERCICIOS..... | 167 |
| 5.4.1 | <i>Mezclas Binarias solo con balance de masa</i> | 167 |
| 5.4.1.1 | Absorción CO ₂ | 167 |
| 5.4.1.2 | Columna sencilla (Diseño y evaluación) | 167 |
| 5.4.1.3 | Doble alimentación | 168 |
| 5.4.1.4 | Alimentación y salida lateral..... | 168 |
| 5.4.1.5 | Vapor vivo y una alimentación..... | 168 |
| 5.4.1.6 | Evaluación columna..... | 169 |
| 5.4.1.7 | Columnas acopladas | 169 |
| 5.4.2 | <i>Mezclas Binarias con balance de masa y energía</i> | 170 |
| 5.4.2.1 | Destilación Amoníaco-Agua | 170 |
| 5.4.2.2 | Evaluación de una columna Etanol-Agua con fuga en el rehervidor..... | 170 |
| 5.4.3 | <i>Métodos cortos</i> | 171 |
| 5.4.3.1 | Ejemplos prácticos..... | 171 |
| 5.4.3.2 | Absorción..... | 171 |

| | | |
|---------|-----------------------------|-----|
| 5.4.3.3 | Hidrocarburos livianos..... | 172 |
| 5.4.3.4 | Aromáticos..... | 172 |
| 5.5 | BIBLIOGRAFÍA | 174 |

Los procesos de separación líquido-vapor incluyen principalmente la absorción (y su operación inversa llamada despojamiento o “stripping”) y la destilación. Una sola etapa de equilibrio no permite llegar a los niveles de pureza de los productos necesarios comercialmente y se debe realizar una cascada de operaciones para mejorar su calidad. De todas las operaciones en cascada, la más eficiente por razón de diseño es la cascada en contracorriente a pesar de ser la más complicada de operar. Debido al alto número de etapas que suelen ser necesarias en los procesos industriales, la complicación de operación causada por el contracorriente son plenamente justificadas. Los procesos de absorción suelen trabajar en una sola sección, mientras que los procesos de destilación requieren de dos o más secciones.

Los procesos comerciales incluyen una gran variedad de componentes, sin embargo la complejidad numérica asociada a la resolución de los problemas hace que se suelen usar programas comerciales costosos para la modelación de las plantas. Existen métodos muchos más sencillos que pueden ser aplicados a mezclas binarias. Estos métodos, principalmente gráficos, tienen la gran ventaja de tener el apoyo visual para la representación y la comprensión del fenómeno involucrado. Su uso en la industria es relativamente limitado pero su enseñanza es un paso incontornable para desarrollar en el estudiante la habilidad para relacionar las variables involucradas en los procesos. Esto es todavía más cierto cuando se descubre que muchos de los razonamientos realizados para las mezclas binarias se aplican directamente a las mezclas multicomponentes. Esta progresión pedagógica se emplea en este capítulo.

La destilación de mezclas binarias ha tenido un auge industrial muy precoz, asociada principalmente a la industria del etanol. Casas comerciales con varios siglos de historia son un testimonio indiscutible de esto. Sin embargo, hay otros ejemplos industriales muy representativos de la destilación binaria como la separación (benceno, tolueno) o de isómeros como (n-butano, i-butano), (n-pentano, i-pentano) o (o-xileno, p-xileno). Otras mezclas como (metanol, etanol), (etileno, etano), (1,3-butadieno, vinyl-acetileno), (etilbenceno, estireno) que requieren de una alta pureza son también sometidas a procesos de destilación.



Figura 5-1: Dos de las cuatro columnas de destilación para la obtención de “ron agrícola AOC ” de la destilería La Mauny, Rivière Pilote, Martinica FWI (foto cortesía La Mauny).

En los problemas de absorción, el concepto de mezcla binaria es muy relativo. En efecto, el proceso de absorción consiste en hacer migrar un soluto desde una fase gaseosa hacia una fase líquida, pero el segundo componente presente en la fase líquida es distinto del segundo componente presente en la fase gaseosa. En términos absolutos, se trata de una mezcla ternaria, sin embargo la fase gaseosa contiene exclusivamente dos componentes y la fase líquida contiene también exclusivamente dos componentes, siendo el soluto el único común en las dos fases.

5.1 MÉTODOS QUE SE BASAN SOLAMENTE SOBRE EL BALANCE DE MATERIA

Los procesos de absorción y de destilación por etapas consisten en una cascada de equilibrios termodinámicos (se supone que en las etapas teóricas, se alcanza el equilibrio termodinámico). En realidad, solo se logra un acercamiento al equilibrio y una eficiencia de la etapa ha de ser incluida

para tomar este fenómeno en cuenta. La interconexión de las etapas entre sí se debe solo a la forma en la cual fluyen las corrientes. En el caso de contra-corriente propio de estos procesos, los balances de materia que se deben realizar van a relacionar las composiciones y los flujos en cada una de etapas. Los métodos más sencillos presentados en esta sección se encargan de resolver solamente los balances de materia en las diferentes secciones de las columnas.

5.1.1 MÉTODOS GRÁFICOS EN ABSORCIÓN

El proceso de absorción se caracteriza por tener un soluto presente en la fase gaseosa, el cual va a pasar a, o ser absorbido en, la fase líquida. Por ende, a medida que el flujo gaseoso asciende en la columna, parte de este flujo (la parte correspondiente al soluto) va a migrar de tal forma que el flujo gaseoso irá reduciéndose. Cuando se alcanzan composiciones muy bajas los cambios en el flujo molar del gas se hacen cada vez más despreciables. A su vez, el flujo líquido descendiente se carga en soluto a medida que este desaparece de la fase gaseosa. El flujo líquido tiende a aumentar durante su recorrido en la columna. Cuando las composiciones del soluto son muy pequeñas, los cambios en el flujo líquido se hacen también despreciables.

El proceso de desorción, o stripping, ocurre en forma exactamente inversa. El líquido contiene soluto, el cual ha de ser extraído de la fase líquida y llevado en una corriente gaseosa. En este caso, es el flujo líquido que va disminuyendo a medida que el líquido desciende, asociado por supuesto a un aumento del flujo gaseoso en su ascenso. De nuevo, en caso de muy bajas concentraciones, los efectos de la migración de soluto son tan pequeñas que no afectan prácticamente en nada los flujos líquido y gas.

Para representar la evolución de las composiciones a lo largo de una columna de absorción, se usan diagramas de composiciones. La ordenada representa la composición del soluto en la fase gas, es decir el componente 1. La composición del gas que acompaña el soluto (componente 2) viene dada por $(y_2=1-y_1)$. En la abscisa, es la composición en soluto de la fase líquida que se reporta. La composición del líquido en el cuál está disuelto el soluto, o componente 3, es el complemento de la composición del soluto $(x_3=1-x_1)$.

5.1.1.1 Grados de libertad

5.1.1.2 Balance en un absorbedor o un desorbedor

Aplicando la ley de conservación de la cantidad de materia alrededor del envolvente de la figura 5-3, parte (a), se tiene:

$$\dot{L}_0 + \dot{G}_{k+1} = \dot{L}_k + \dot{G}_1 \tag{5-1}$$

El mismo balance aplicado al soluto conduce a:

$$x_{1,0}\dot{L}_0 + y_{1,k+1}\dot{G}_{k+1} = x_{1,k}\dot{L}_k + y_{1,1}\dot{G}_1 \tag{5-2}$$

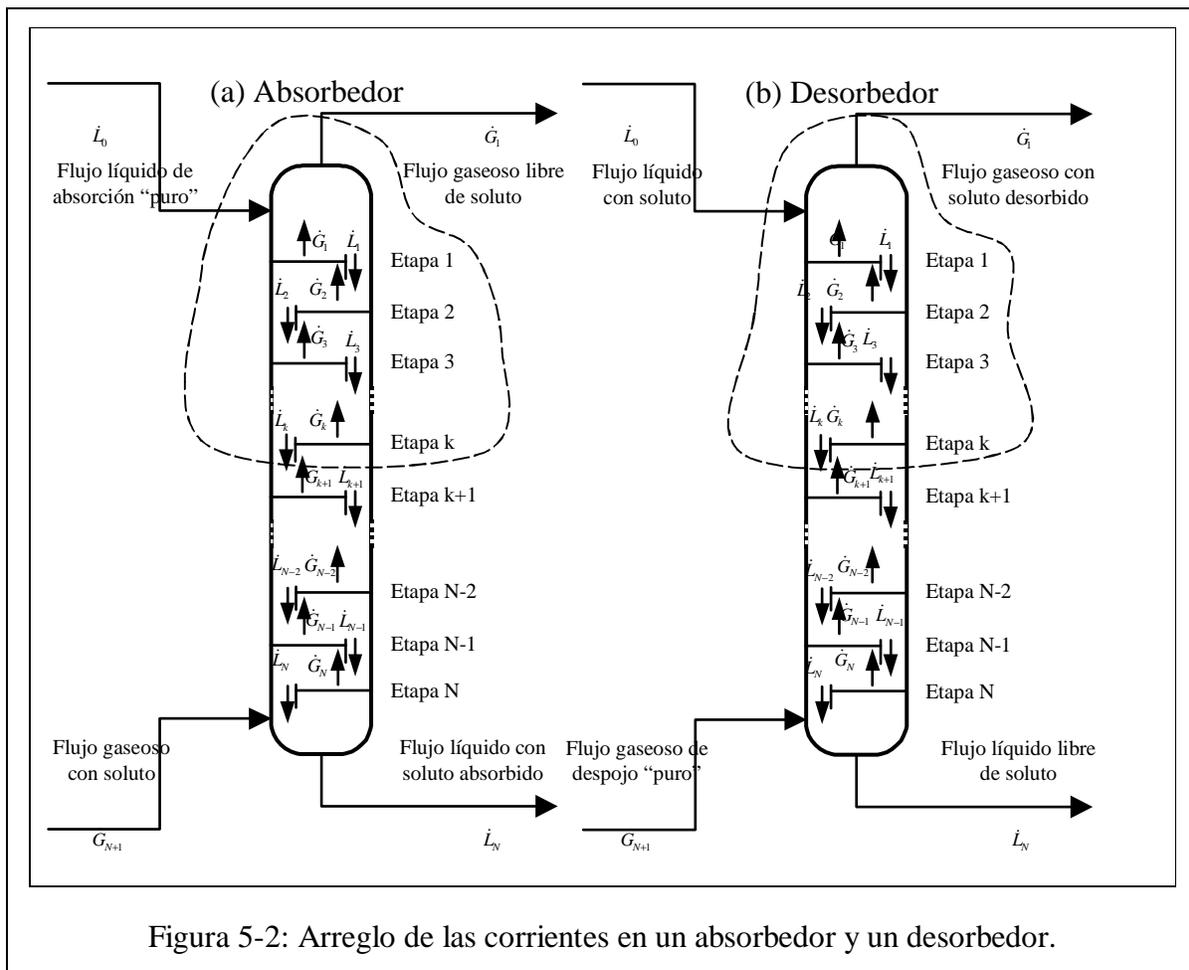


Figura 5-2: Arreglo de las corrientes en un absorbedor y un desorbedor.

Despejando la composición de la fracción gaseosa, se llega a la ecuación de operación de la columna de absorción:

$$y_{1,k+1} = \frac{\dot{L}_k}{\dot{G}_{k+1}} x_{1,k} + \frac{y_{1,1}\dot{G}_1 - x_{1,0}\dot{L}_0}{\dot{G}_{k+1}} \tag{5-3}$$

Se ha insistido que tanto los flujos líquidos como vapor cambian a lo largo de la columna (excepto con soluciones muy diluidas donde estos flujos son prácticamente constantes), por ende la pendiente de esta ecuación cambia y no puede ser aproximado a una recta.

Sin embargo, el flujo libre de soluto permanece constante ya que este componente no pasa a la otra fase. Es decir el flujo de absorbente en la columna es constante y el flujo del gas de arrastre es también constante. Se definen por ende las composiciones libres de soluto y los flujos libres de soluto de la forma siguiente:

$$x_{1,k}^S = \frac{x_{1,k}}{1-x_{1,k}} \quad ; \quad y_{1,k}^S = \frac{y_{1,k}}{1-y_{1,k}} \quad (5-4)$$

$$x_{1,k} \dot{L}_k = x_{1,k}^S \dot{L}_k^S \quad ; \quad y_{1,k} \dot{G}_k = y_{1,k}^S \dot{G}_k^S \quad (5-5)$$

El balance por componente se traduce entonces por:

$$y_{1,k+1}^S = \frac{\dot{L}_k^S}{\dot{G}_{k+1}^S} x_k^S + \frac{y_{1,1}^S \dot{G}_1^S - x_{1,0}^S \dot{L}_0^S}{\dot{G}_{k+1}^S} \quad (5-6)$$

Ya que el flujo libre de soluto es constante, en este nuevo sistema de coordenadas, la línea de operación es una recta cuya pendiente es \dot{L}^S / \dot{G}^S (obviando el índice de la etapa que ya no se necesita diferenciar la corriente con este índice). Si se termina de reordenar la expresión y al reagrupar los diferentes términos, se llega a:

$$y_{1,k+1}^S = y_{1,1}^S + \frac{\dot{L}^S}{\dot{G}^S} (x_{1,k}^S - x_{1,0}^S) \quad (5-7)$$

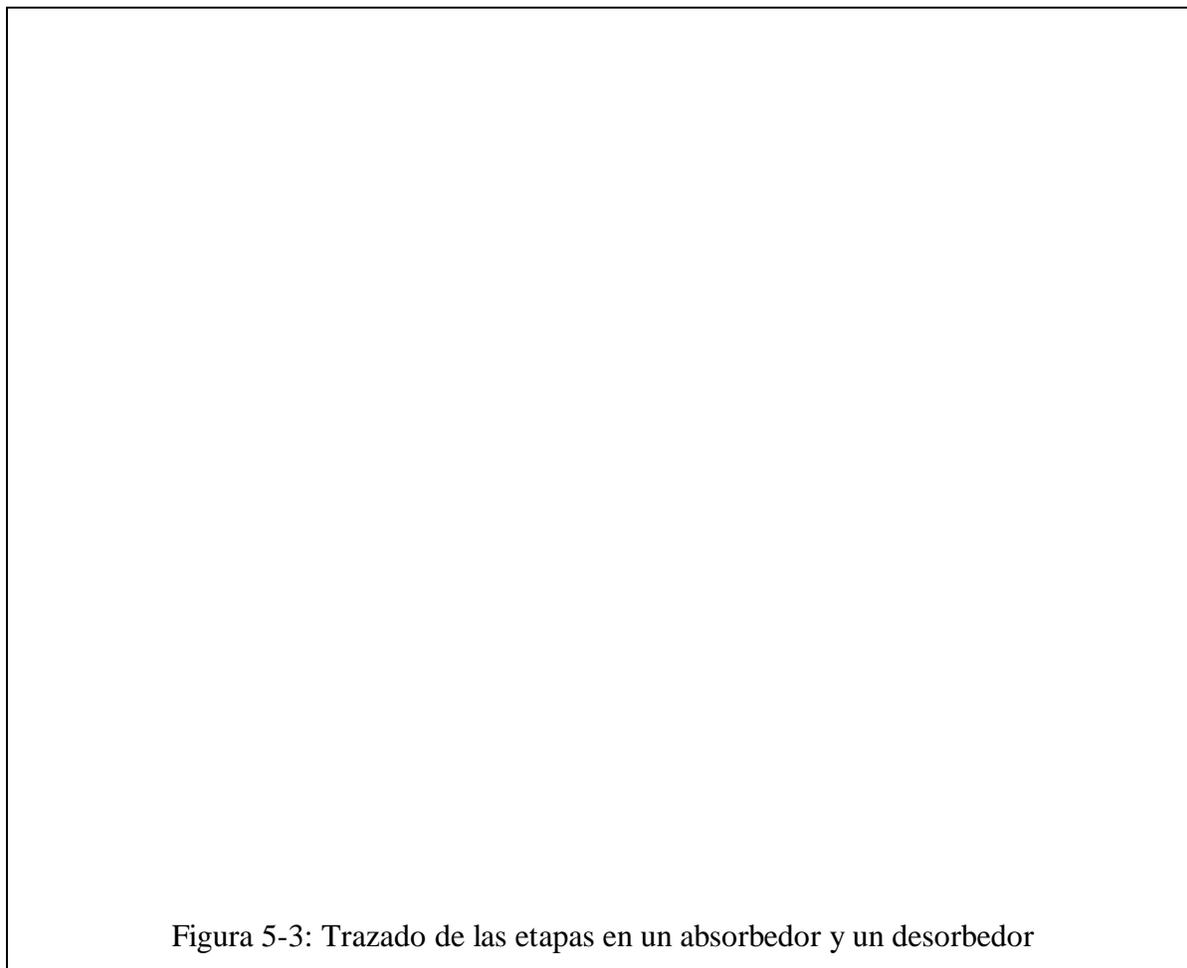


Figura 5-3: Trazado de las etapas en un absorbedor y un desorbedor

5.1.1.3 Noción de flujo mínimo de absorción o de gas de despojo

Normalmente, se conoce el flujo de gas de la cual se desea absorber el soluto. Si se cambia el flujo de líquido de absorción, la pendiente de la recta de operación cambia. Más aumenta el flujo líquido, mayor es la pendiente. Si la curva de operación se “aleja” de la curva de equilibrio, el camino realizado por cada escalón es mayor, de lo cual se concluye que se requiere un número menor de etapas. Recíprocamente, al disminuir el flujo de líquido de absorción, la recta de operación se “acerca” de la curva de equilibrio. El avance causado por un escalón es sustancialmente menor y, por ende, se requiere un número mayor de etapas para alcanzar la separación. Si la línea operación tiende a tocar la curva de equilibrio, el avance del escalón es infinitesimal y haría falta una infinidad de etapas para poder progresar. Se conoce al flujo de líquido que genera este fenómeno bajo el nombre de flujo mínimo de absorción. En el caso que la curva de equilibrio tenga la concavidad mostrada en la figura, el flujo se calcula por la relación:

$$\left(\frac{^S \dot{L}}{^S \dot{G}} \right)_{\min} = \frac{^S y_{1,N+1} - ^S y_{1,1}}{^S x_{1,N+1}^* - ^S x_{1,0}} = \frac{^S y_{1,N+1} - ^S y_{1,1}}{\frac{^S y_{1,N+1} - ^S x_{1,0}}{K_{1,N}}} \quad (5-8)$$

Si la curva de equilibrio tiene una concavidad diferente, la recta de equilibrio puede llegar a tocar la línea de operación en un punto diferente al de la salida del líquido. En este caso, se debe determinar el caso de tangencia que corresponde al primer “pinch” entre operación y equilibrio.

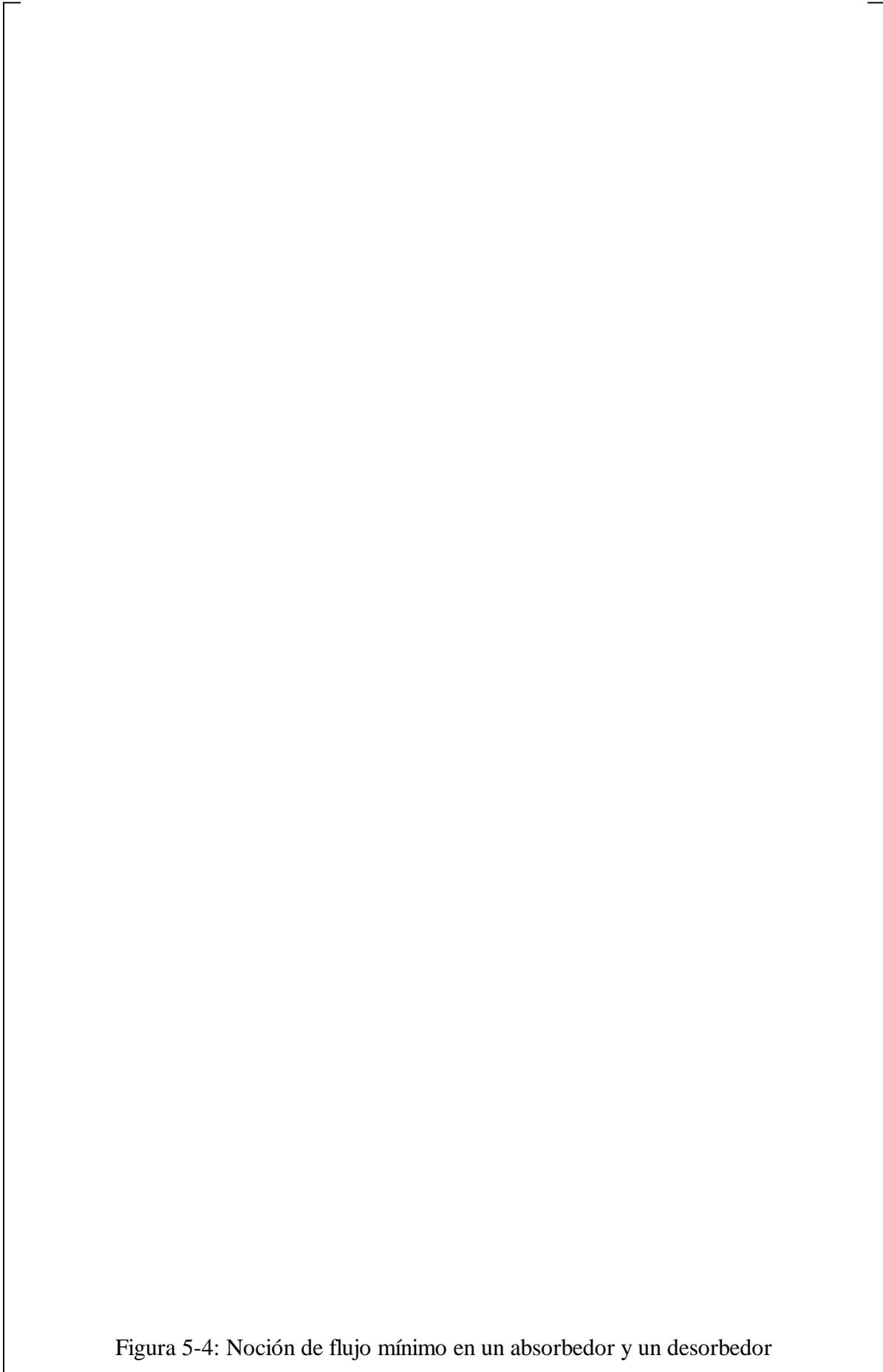


Figura 5-4: Noción de flujo mínimo en un absorbedor y un desorbedor

En el caso de un desorbedor, este fenómeno puede ser más frecuente.

5.1.1.4 Formulación analítica en caso de soluciones diluidas

En muchos casos industriales, y debido al aumento de las restricciones legales principalmente en cuestiones ambientales, se está llegando a exigir de las operaciones de absorción unas composiciones cada vez más extremas. El caso de la contaminación por el sulfito de hidrógeno ejemplifica particularmente este problema. Las deyecciones tolerados por las normas son del orden de los ppm. En estos casos, los flujos molares son virtualmente constantes ya que:

$$\dot{L}_k = \dot{L}_k^S \frac{x_{1,k}^S}{x_{1,k}} = \dot{L}_k^S \frac{1}{1-x_{1,k}} \approx \dot{L}_k^S \quad ; \quad \dot{G}_k = \frac{y_{1,k}^S}{y_{1,k}} \dot{G}_k^S = \frac{1}{1-y_{1,k}} \dot{G}_k^S \approx \dot{G}_k^S \quad (5-9)$$

En un gráfico y vs. x , la línea de operación sigue siendo una recta. Adicionalmente, a muy bajas concentraciones, la curva de equilibrio varía también en forma lineal. El conteo de etapas se traduce finalmente en una secuencia de escalones construidos entre dos rectas.

Haciendo un balance alrededor de la primera etapa, y obviando el subíndice para el flujo, se tiene:

$$y_{1,2} = \frac{\dot{L}}{\dot{G}} x_{1,1} + \frac{y_{1,1} \dot{G} - x_{1,0} \dot{L}}{\dot{G}} = y_{1,1} + \frac{\dot{L}}{\dot{G}} (x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-10)$$

Introduciendo el coeficiente de distribución (constante ya que el equilibrio es lineal), se llega a:

$$(x_{1,2} - x_{1,1}) = \frac{\dot{L}}{K_1 \dot{G}} (x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-11)$$

Si se introduce el factor de absorción $A_1 = \dot{L}/(K_1 \dot{G})$, la expresión se transforma en una expresión recursiva muy sencilla:

$$(x_{1,2} - x_{1,1}) = A_1 (x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-12)$$

Aplicando la misma ecuación a la segunda etapa, se tiene:

$$(x_{1,3} - x_{1,2}) = A_1 (x_{1,2} - x_{1,1}) = A_1^2 (x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-13)$$

Esta formulación es válida hasta la etapa N , bajo la forma:

$$(x_{1,N+1} - x_{1,N}) = A_1 (x_{1,N} - x_{1,N-1}) = A_1^2 (x_{1,N-1} - x_{1,N-2}) = \dots = A_1^N (x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-14)$$

Sumando las ecuaciones 5-12 hasta 5-14 permite hacer desaparecer cada una de las composiciones intermedias:

$$(x_{1,N+1} - x_{1,1}) = A_1(x_{1,1} - x_{1,0}) + A_1^2(x_{1,1} - x_{1,0}) + \dots + A_1^N(x_{1,1} - x_{1,0}) \quad (5-15)$$

Sumando finalmente la diferencia $(x_{1,1} - x_{1,0})$ de ambos lados y reagrupando conduce a:

$$\frac{(x_{1,N+1} - x_{1,0})}{(x_{1,1} - x_{1,0})} = 1 + A_1 + A_1^2 + \dots + A_1^N \quad (5-16)$$

La suma Σ de los N primeros términos de la progresión geométrica de razón A_1 es muy fácil de evaluar:

$$\Sigma = 1 + A_1 + A_1^2 + \dots + A_1^N \quad (5-17)$$

Multiplicando esta sumatoria por la razón conduce a:

$$A_1 \Sigma = A_1 + A_1^2 + A_1^3 + \dots + A_1^{N+1} \quad (5-18)$$

El valor de la suma S se obtiene restando las dos expresiones anteriores:

$$\Sigma(A_1 - 1) = A_1^{N+1} - 1 \quad (5-19)$$

llegando finalmente a:

$$\Sigma = \frac{A_1^{N+1} - 1}{A_1 - 1} \quad (5-20)$$

Nótese que esta expresión es válida exclusivamente cuando la razón es diferente de la unidad. En este último caso la sumatoria tiende sencillamente a $N+1$.

Multiplicando el inverso de la ecuación 5-16 por K_1 en el numerador y en el denominador y reemplazando la sumatoria por su nueva expresión conduce a la conocida ecuación de Kremser que hace aparecer la fracción no absorbida Φ_{A_1} . Dicho fracción mide la relación entre el flujo molar del componente 1 saliendo (menos lo producido por el equilibrio si el líquido no entra puro) entre el flujo molar entrante de este mismo componente (restándole también lo que entraría si el líquido de absorción no entra puro):

$$\Phi_{A_1} = \frac{y_{1,1} - K_1 x_{1,0}}{y_{1,N+1} - K_1 x_{1,0}} = \frac{A_1 - 1}{A_1^{N+1} - 1} \quad (5-21)$$

o su forma recíproca:

$$N = \frac{\text{Ln} \left[\frac{y_{1,N+1} - K_1 x_{1,0}}{y_{1,1} - K_1 x_{1,0}} \left(1 - \frac{1}{A_1} \right) + \frac{1}{A_1} \right]}{\text{Ln}[A_1]} \quad (5-22)$$

Existe otra variante a la fórmula de Kremser que consiste en calcular la fracción absorbida del componente 1. Se obtiene restándole la unidad a la fórmula 5-21. Este valor es también por supuesto siempre inferior a la unidad.

$$\eta_{A1} = 1 - \Phi_{A1} = 1 - \frac{y_{1,1} - K_1 x_{1,0}}{y_{1,N+1} - K_1 x_{1,0}} = 1 - \frac{A_1 - 1}{A_1^{N+1} - 1} \quad (5-23)$$

que se transforma finalmente en:

$$\eta_{A1} = \frac{y_{1,N+1} - y_{1,1}}{y_{1,N+1} - K_1 x_{1,0}} = \frac{A_1^{N+1} - A_1}{A_1^{N+1} - 1} \quad (5-24)$$

Una formulación muy similar puede ser deducida para una columna de despojamiento, usando el factor de desorción $S_i = 1/A_i$: Para la configuración de un desorbedor, los datos de entrada son esta vez \dot{L}_0 (en flujo y composición) y la especificación que se quiere alcanzar define la composición x_N . Haciendo un balance de materia en el componente 1 alrededor de la última etapa conduce a:

$$x_{1,N-1} \dot{L}_{N-1} + y_{1,N+1} \dot{G}_{N+1} = x_{1,N} \dot{L}_N + y_{1,N} \dot{G}_N \quad (5-25)$$

Con la hipótesis de flujos molares constantes y reagrupando, se obtiene

$$(x_{1,N} - x_{1,N-1}) \dot{L} = (y_{1,N+1} - y_{1,N}) \dot{G} \quad (5-26)$$

Introduciendo el factor de desorción conduce a la expresión:

$$(x_{1,N} - x_{1,N-1}) = S_1 (x_{1,N+1} - x_{1,N}) \quad (5-27)$$

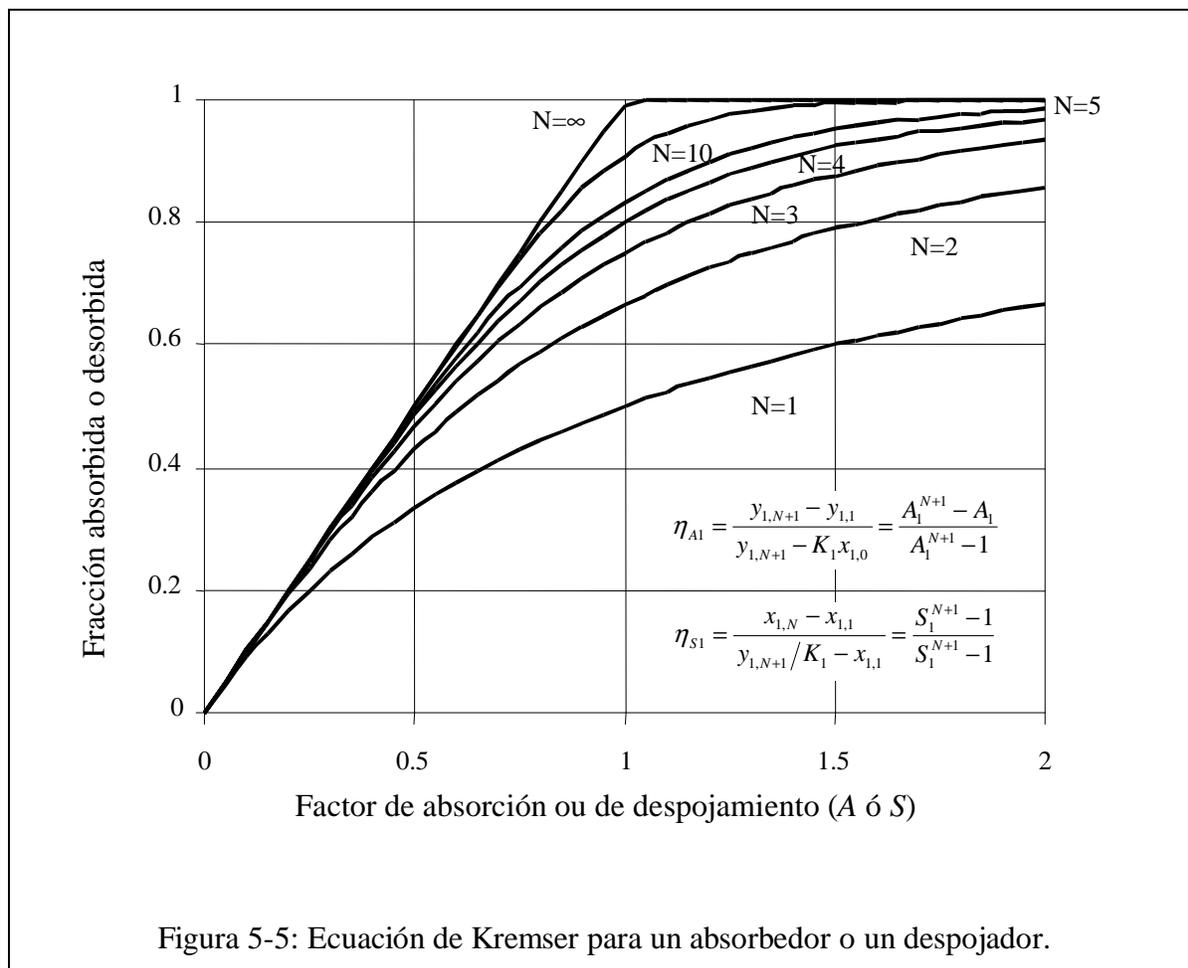
Esta expresión recursiva puede ser transformada en una forma similar a la expresión desarrollada para un absorbedor, llegando finalmente a la expresión de la fracción no desorbida:

$$\Phi_{S1} = \frac{y_{1,N+1}/K_1 - x_{1,N}}{y_{1,N+1}/K_1 - x_{1,1}} = \frac{S_1 - 1}{S_1^{N+1} - 1} \quad (5-28)$$

Si se transforma la expresión anterior se puede hacer aparecer la fracción desorbida:

$$\eta_{S1} = \frac{x_{1,N} - x_{1,1}}{y_{1,N+1}/K_1 - x_{1,1}} = \frac{S_1^{N+1} - S_1}{S_1^{N+1} - 1} \quad (5-29)$$

La versión gráfica de las expresiones (la figura es la misma tanto para absorción como para desorción) permite evaluar rápidamente el número de etapas necesarias para lograr una tasa de absorción dada.



5.1.2 MÉTODO DE MCCABE Y THIELE EN DESTILACIÓN

La operación de destilación, a diferencia de la operación de absorción, consiste en hacer migrar los dos componentes presentes en la mezcla binaria. El proceso de evaporación del componente volátil está asociado simultáneamente a un proceso de condensación del componente pesado. El agente necesario para el proceso de evaporación/condensación es el calor, razón por la cual se debe disponer de una fuente caliente para favorecer el proceso de evaporación del componente pesado y de una fuente fría para favorecer el proceso de condensación del componente volátil. Cuando los dos componentes pertenecen a la misma familia (dos alcanos por ejemplo), la entalpía

de vaporización molar específica es muy similar, razón por la cual la evaporación de cierta cantidad del componente pesado requiere aproximadamente de la misma cantidad de energía para la condensación de la misma cantidad de materia del componente volátil. En otras palabras, el líquido que se evaporó ha sido reemplazado por la misma cantidad de materia que se condensó. En realidad las hipótesis asociadas al método de McCabe y Thiele son las siguientes

- Presión constante en la columna
- Equilibrio termodinámico en las etapas
- Columna adiabática
- Flujos molares constantes en cada sección

La última hipótesis tiene como consecuencia que el balance de energía es irrelevante (en destilación multicomponente, se conoce esta restricción como hipótesis de Lewis), lo que conduce a una simplificación sustancial como fue propuesto en 1925 por los autores mencionados.

5.1.2.1 Grados de libertad

Una columna de destilación tradicional está constituida por dos secciones separadas por una alimentación. En la zona del tope, denominada sección de rectificación (o enriquecimiento), se utiliza un condensador, mientras que en la zona del fondo, denominada sección de despojamiento (o empobrecimiento), se usa un rehervidor. Es la diferencia entre la temperatura del tope y del fondo así creada que permite establecer un gradiente de temperatura, y por ende un gradiente de concentración, entre las diferentes etapas.

Existen dos tipos principales de problemas que se deben resolver en destilación: los problemas de diseño de la columna y los problemas de evaluación.

5.1.2.2 Balance global en una columna tradicional

Partiendo del principio que la alimentación está perfectamente conocida en flujo, composición y condiciones termodinámicas, un balance global alrededor de toda la columna conduce a relacionar directamente los flujos de salida con los flujos de entrada.

$$\dot{F} = \dot{D} + \dot{W} \quad (5-30)$$

Si se aplica este mismo balance a uno de los componentes (el volátil por ejemplo que se tomará como componente 1)

$$\dot{F}_{z_{1,F}} = \dot{D}_{x_{1,D}} + \dot{W}_{x_{1,W}} \quad (5-31)$$

Al conocer completamente las variables correspondientes a la alimentación, estas dos ecuaciones definen cuatro variables adicionales que son los flujos y composiciones del destilado y del residuo. Basta en fijarse dos variables independientes para que el balance de materia global esté perfectamente definido. Se suelen fijar la composición del producto de tope y la composición del producto de fondo, sin embargo un flujo y una composición pueden también ser especificados. Los dos flujos salientes no son independientes y no pueden ser especificados simultáneamente.

De forma más general, una columna compleja está totalmente definida si todos los flujos entrantes se conocen completamente (flujo, composición y condición termodinámica) y si se tiene tantas especificaciones independientes como hay flujos salientes.

5.1.2.3 Balance en la zona de rectificación

La sección superior de la columna, es decir la zona de rectificación, se encarga de concentrar la pureza del componente volátil. Esta operación se realiza mediante una secuencia de etapas de equilibrio conectadas entre sí a través de flujos en contracorriente. El condensador ubicado en el tope de la columna tiene como propósito crear el flujo líquido necesario que se opone al flujo vapor ascendente. Si se hace el balance de materia entre la etapa e y la etapa $e+1$, se obtiene:

$$\dot{V}_{e+1} = \dot{L}_e + \dot{D} \quad (5-32)$$

Si se desea conocer la conservación solamente del componente volátil, se aplica el mismo balance de la forma:

$$\dot{V}_{e+1} y_{1,e+1} = \dot{L}_e x_{1,e} + \dot{D} x_{1,D} \quad (5-33)$$

Despejando la composición de la fase vapor en la etapa $e+1$ permite obtener:

$$y_{1,e+1} = \frac{\dot{L}_e}{\dot{V}_{e+1}} x_{1,e} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}_{e+1}} x_{1,D} \quad (5-34)$$

Cabe señalar adicionalmente que la hipótesis de flujos molares constantes por sección se traduce por:

$$\dot{L}_1 = \dots = \dot{L}_e = \dot{L}_{e+1} = \dots = \dot{L}_k = \dot{L} \quad (5-35)$$

$$\dot{V}_1 = \dots = \dot{V}_e = \dot{V}_{e+1} = \dots = \dot{V}_k = \dot{V} \quad (5-36)$$

Reemplazando los flujos por sus expresiones sin los subíndices conduce a:

$$y_{1,e+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}} x_{1,e} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}} x_{1,D} \quad (5-37)$$

Esta expresión indica que la operación entre la composición del líquido que cae de la etapa e y el vapor que sube de la etapa $e+1$ puede ser representada por una recta en un diagrama de concentración yx . La pendiente de esta recta es \dot{L}/\dot{V} .

La relación de reflujo se define como la proporción de líquido que recircula (refluja) hacia la columna entre el flujo de destilado que sale.

$$R = \frac{\dot{L}_0}{\dot{D}} = \frac{\dot{L}}{\dot{D}} \quad (5-38)$$

Siendo el flujo líquido constante en la sección bajo las hipótesis de McCabe y Thiele, la expresión puede ser escrita sin el subíndice 0. Reemplazando en la ecuación de la recta de operación, la expresión de dicha recta se transforma en:

$$y_{1,e+1} = \frac{R}{R+1} x_{1,e} + \frac{1}{R+1} x_{1,D} \quad (5-39)$$

Si se reordena la expresión en forma adecuada, se puede apreciar adicionalmente que esta recta se caracteriza por pasar, cualquier sea el valor de su pendiente $R/(R+1)$, por el punto de coordenadas $\{x_{1,D}; x_{1,D}\}$.

$$y_{1,e+1} - x_{1,D} = \frac{R}{R+1} (x_{1,e} - x_{1,D}) \quad (5-40)$$

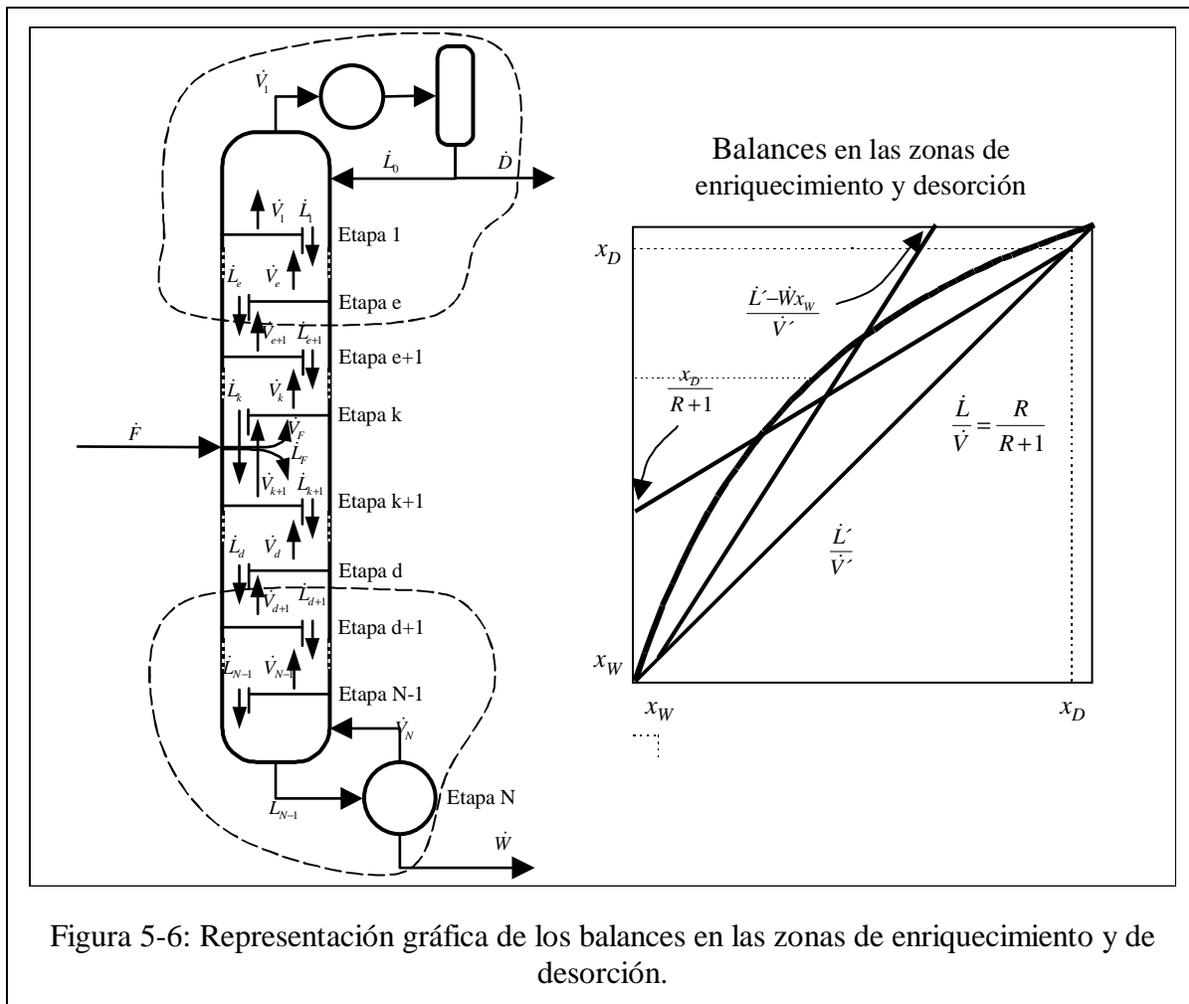


Figura 5-6: Representación gráfica de los balances en las zonas de enriquecimiento y de desorción.

5.1.2.4 Balance en la zona de desorción

De forma similar, en la zona de empobrecimiento, el rehervidor tiene la función de evaporar creando así una corriente ascendente que se encuentra con el flujo líquido que baja por debajo de la alimentación. En esta sección, el componente más pesado se va concentrando a medida que baja en la columna, o lo que es más real, el volátil desaparece a medida que la temperatura aumenta en los últimos platos. El balance de materia que pasa entre las etapas d y $d+1$ y el fondo se traduce por la expresión:

$$\dot{V}_{d+1} = \dot{L}_d - \dot{W} \quad (5-41)$$

Si se desea describir la conservación del componente volátil 1, se tiene:

$$\dot{V}_{d+1}y_{1,d+1} = \dot{L}_d x_{1,d} - \dot{W}x_{1,w} \quad (5-42)$$

Reordenando, viene:

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}_d}{\dot{V}_{d+1}} x_{1,d} - \frac{\dot{W}}{\dot{V}_{d+1}} x_{1,w} \quad (5-43)$$

Observando que los flujos son constantes también en la zona de desorción:

$$\dot{L}_{k+1} = \dots = \dot{L}_d = \dot{L}_{d+1} = \dots = \dot{L}_{N-1} = \dot{L}' \quad (5-44)$$

$$\dot{V}_{k+1} = \dots = \dot{V}_d = \dot{V}_{d+1} = \dots = \dot{V}_{N-1} = \dot{V}_N = \dot{V}' \quad (5-45)$$

la ecuación del balance se transforma en:

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} x_{1,d} - \frac{\dot{W}}{\dot{V}'} x_{1,w} \quad (5-46)$$

Esta expresión indica que en un diagrama de distribución, la composición del vapor que sube de la etapa $d+1$ está en operación con la composición del líquido que cae de la etapa d pertenecen a una misma recta de pendiente \dot{L}'/\dot{V}' . Si adicionalmente se reorganiza la expresión, se observa que esta recta pasa, cualquier sean los valores del tráfico líquido-vapor en la columna, por el punto de coordenadas $\{x_{1,w}; x_{1,w}\}$.

$$y_{1,d+1} - x_{1,w} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} (x_{1,d} - x_{1,w}) \quad (5-47)$$

5.1.2.5 Balance a nivel de la alimentación

La alimentación, bien sea líquido saturado, vapor saturado o parcialmente vaporizada afecta el balance de materia entre las secciones. De forma general, se puede realizar el balance de materia correspondiente a la expansión súbita (flash) de la alimentación al entrar en la columna. El balance global se escribe:

$$\dot{F} = \dot{L}_F + \dot{V}_F \quad (5-48)$$

El mismo balance, escrito en términos del componente volátil se traduce por:

$$z_{1,F} \dot{F} = x_{1,F} \dot{L}_F + y_{1,F} \dot{V}_F \quad (5-49)$$

Al introducir la fracción vaporizada $\beta_F = \dot{V}_F / \dot{F}$, la expresión se transforma en:

$$z_{1,F} = (1 - \beta) x_{1,F} + \beta y_{1,F} \quad (5-50)$$

Si se expresa ahora en términos de las variables del diagrama de distribución, la relación es:

$$y_{1,F} = \frac{(\beta - 1)}{\beta} x_{1,F} + \frac{1}{\beta} z_{1,F} \quad (5-51)$$

Esta recta, de pendiente $(\beta - 1)/\beta$ se caracteriza adicionalmente por pasar por el punto de coordenadas $\{z_{1,W}; z_{1,W}\}$. Esto se hace obvio si se transforma la expresión en:

$$y_{1,F} - z_{1,F} = \frac{(\beta - 1)}{\beta} (x_{1,F} - z_{1,F}) \quad (5-52)$$

Es interesante notar que la intersección de las rectas de las zonas de enriquecimiento y desorción se cortan en un punto que pertenece a la recta de alimentación. Esto no ha de sorprender ya que si se resta al balance sobre toda la columna, la combinación del balance alrededor de la zona de rectificación y del balance en la zona de desorción, se obtiene el balance de la alimentación descrito anteriormente. El punto de intersección depende solamente de las composiciones del destilado, de la alimentación, de la relación de reflujo y de la fracción vaporizada de la alimentación. Las coordenadas de este punto vienen dadas por:

$$\left\{ x_I = \frac{\beta x_D - (R + 1)z_F}{\beta - (R + 1)}; y_I = \frac{(\beta - 1)x_D - Rz_F}{\beta - (R + 1)} \right\} \quad (5-53)$$

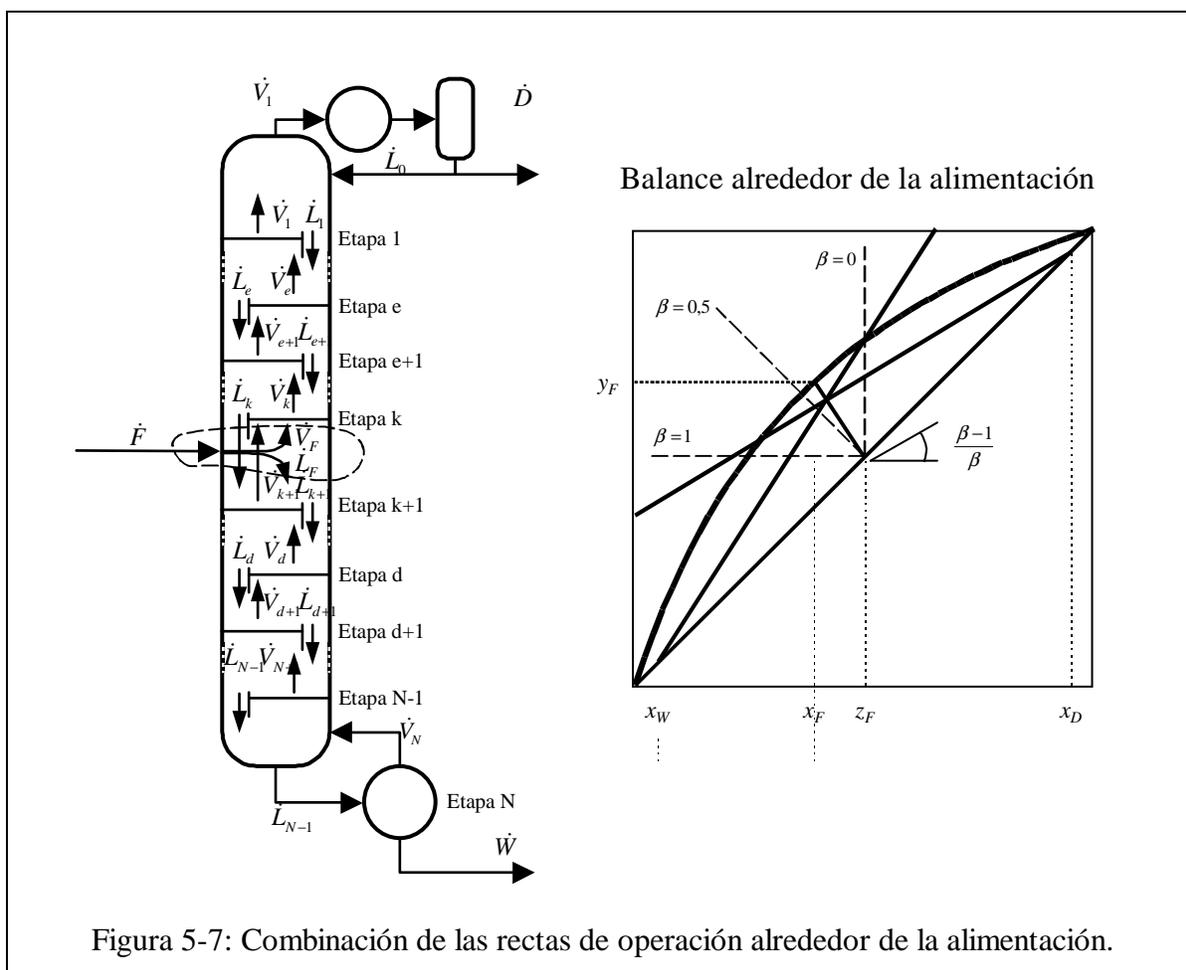


Figura 5-7: Combinación de las rectas de operación alrededor de la alimentación.

Al realizar el balance de materia alrededor del envolvente de la alimentación, se llega a la expresión:

$$F + \dot{V}_{k+1} + \dot{L}_k = (\dot{V}_{k+1} + \dot{V}_F) + (\dot{L}_k + \dot{L}_F) = (\dot{V})_{k+1} + (\dot{L})_k \quad (5-54)$$

Transformando los flujos con la hipótesis de McCabe-Thiele, la expresión se transforma en:

$$F + \dot{V}' + \dot{L} = (\dot{V}' + \dot{V}_F) + (\dot{L} + \dot{L}_F) = \dot{V} + \dot{L}' \quad (5-55)$$

Este mismo balance conduce a una relación entre los flujos líquidos y vapor en cada sección. En efecto, se observa que el líquido que entra en la zona de desorción ha sido obtenido de la superposición del líquido que cae de la etapa k y de la fracción líquida de la alimentación.

$$\dot{L}' = \dot{L} + \dot{L}_F \quad (5-56)$$

De la misma forma, se tiene que el vapor que entra en la zona de enriquecimiento es igual a la suma del vapor que sale de la zona de desorción más la fracción vaporizada de la alimentación.

$$\dot{V} = \dot{V}' + \dot{V}_F \quad (5-57)$$

Estas relaciones son muy importantes en el momento de la transición de una sección a otra. Cabe aclarar que la operación correcta para relacionar a través de un balance de materia el último líquido que cae de la zona de rectificación con el primer vapor que sube de la zona de desorción puede ser escrito:

$$\dot{V}_{k+1} y_{1,k+1} = \dot{V}' y_{1,k+1} + \dot{V}_F y_{1,F} = \dot{L} x_{1,k} + \dot{D} x_{1,D} \quad (5-58)$$

Este mismo balance, tomado alrededor de la zona de desorción conduce a:

$$\dot{V}'_{k+1} y_{1,k+1} + \dot{W} x_{1,W} = \dot{L}_k x_{1,k} + \dot{L}_F x_{1,F} = \dot{L}' x_{1,k} \quad (5-59)$$

La recta correspondiente es:

$$y_{1,k+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}'} x_{1,k} + \frac{\dot{D} x_{1,D} - \dot{V}_F y_{1,F}}{\dot{V}'} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}'} x_{1,k} + \frac{\dot{L}_F x_{1,F} - \dot{W} x_{1,W}}{\dot{V}'} \quad (5-60)$$

Esta ecuación parece ser menos obvia de representar gráficamente, sin embargo si se calcula su intersección con la recta de rectificación:

$$\dot{V}' y_{1,k+1} + \dot{V}_F y_{1,F} = \dot{L}_k x_{1,k} + \dot{D} x_{1,D} = \dot{V} y_{1,k+1} \quad (5-61)$$

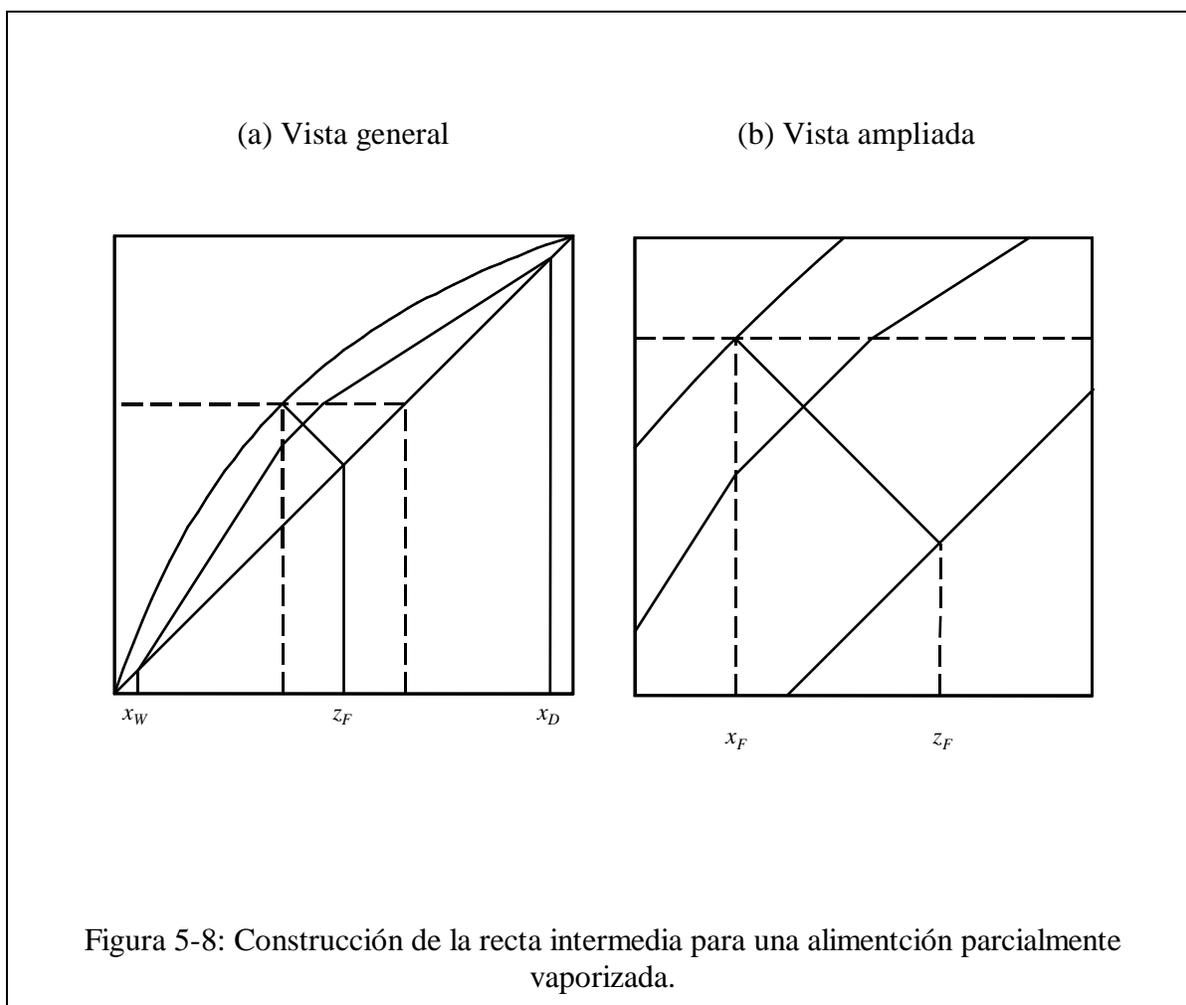
se obtiene como solución $y = y_{1,F}$.

Si ahora se busca la intersección de esta recta con la ecuación de la zona de desorción.

$$\dot{L} x_{1,k} + \dot{L}_F x_{1,F} = \dot{V}' y_{1,k+1} - \dot{W} x_{1,W} = \dot{L}' x_{1,k} \quad (5-62)$$

la solución es $x = x_{1,F}$.

Por ende, la recta característica de la transición entre el líquido que cae de la zona de rectificación con el vapor que sube de la zona de desorción pasa por el punto $y = y_{1,F}$ de la recta de rectificación y el punto $x = x_{1,F}$ de la recta de desorción como se puede apreciar en la figura .



Si se generaliza el concepto de fracción vaporizada, se puede lograr explicar retroflujos de líquido o de vapor en la columna. Estos casos particulares pueden ser descritos fácilmente por las relaciones:

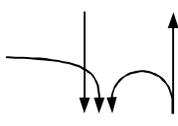
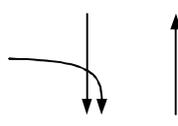
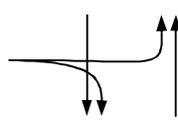
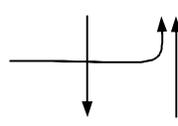
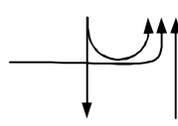
$$\dot{L}' = \dot{L} + \dot{L}_F = \dot{L} + (1 - \beta) \dot{F} \quad (5-63)$$

$$\dot{V} = \dot{V}' + \dot{V}_F = \dot{V}' + \beta \dot{F} \quad (5-64)$$

Si β es superior a la unidad, el líquido es sobrecalentado y tiende a evaporar el líquido que baja de la zona de rectificación. Por ende, el líquido que llega al fondo es inferior al líquido que proviene del tope. Simultáneamente, el vapor en la zona de rectificación es superior a la suma del vapor que viene del fondo y del flujo de alimentación. Si β es inferior a la cero, la alimentación es subenfriada. Parte del vapor que sube de la sección de fondo es condensado por la alimentación. El líquido que llega a la sección de fondo viene siendo en este caso superior a la suma del líquido que baja de la zona de rectificación y al flujo de alimentación. En contraparte, el vapor que llega a

la zona de rectificación es inferior al vapor que viene del fondo. Todos estos casos están resumidos en la tabla .

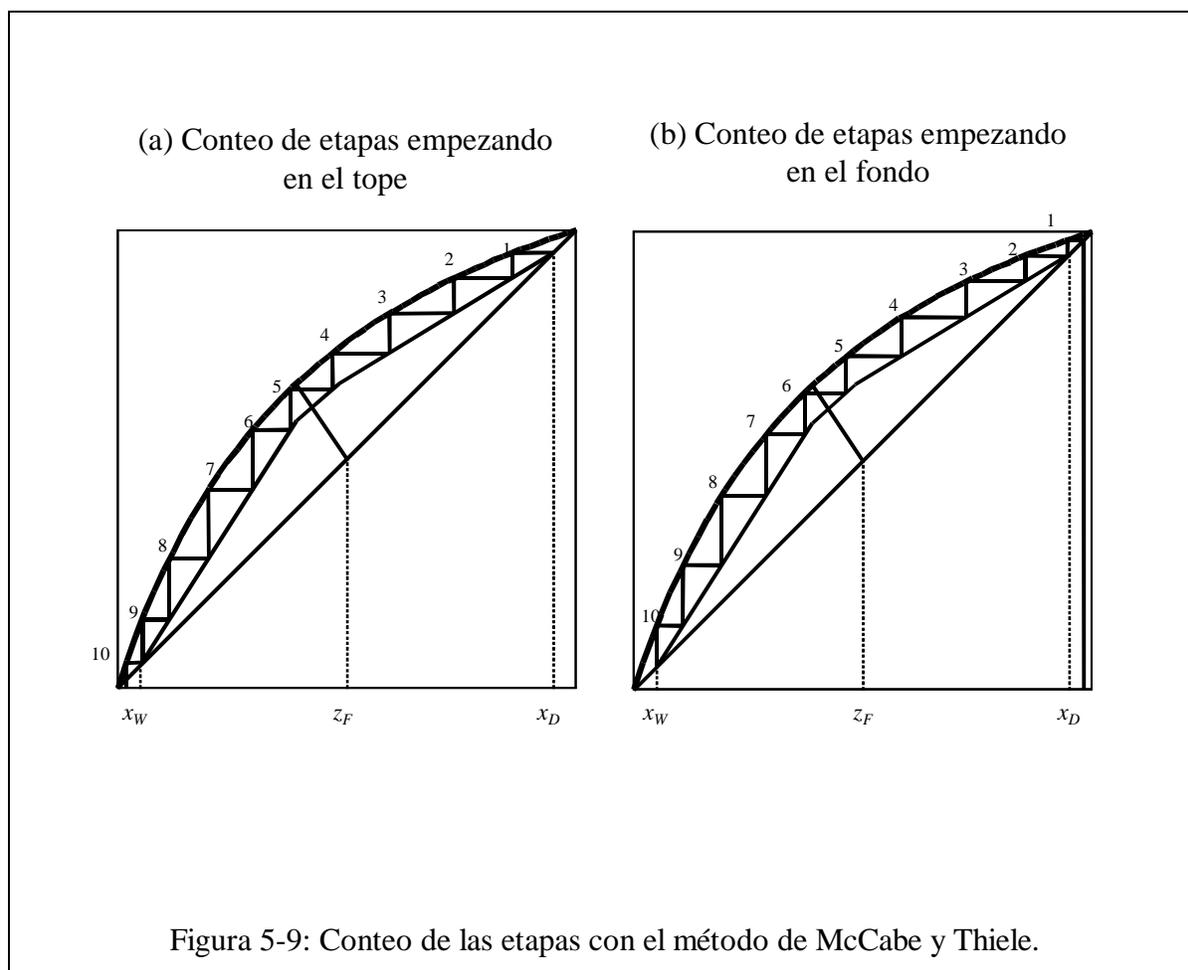
Tabla 5-1: Generalización de la fracción vaporizada de la alimentación.

| β | Descripción | Líquido | Vapor | Gráfico |
|-----------------|-------------------------|--|---|---|
| <0 | Líquido subenfriado | $\dot{L}' > \dot{L} + \dot{F}$ | $\dot{V} < \dot{V}'$ |  |
| 0 | Líquido saturado | $\dot{L}' = \dot{L} + \dot{F}$ | $\dot{V} = \dot{V}'$ |  |
| $0 < \beta < 1$ | Parcialmente vaporizado | $\dot{L} < \dot{L}' < \dot{L} + \dot{F}$ | $\dot{V}' < \dot{V} < \dot{V}' + \dot{F}$ |  |
| 1 | Vapor saturado | $\dot{L}' = \dot{L}$ | $\dot{V} = \dot{V}' + \dot{F}$ |  |
| >1 | Vapor sobrecalentado | $\dot{L}' < \dot{L}$ | $\dot{V} > \dot{V}' + \dot{F}$ |  |

5.1.2.6 Conteo de las etapas

Una vez obtenidas las distintas rectas de operación de las secciones de la columna, el conteo de etapas puede ser realizado. El proceso de destilación consiste en realizar una secuencia de equilibrios termodinámicos y de operaciones en contracorriente. En el diagrama de distribución, se han representado tanto el equilibrio como cada una de las rectas. Si se empieza desde el tope de la columna, se ubica en el eje x la composición del destilado $x_{1,D}$. Dado que se usa un condensador total, la composición del vapor que sale del primer plato es idéntica a la composición del destilado $y_{1,1} = x_{1,D}$. Se ubica este punto en la ordenada. En la primera etapa, el líquido $x_{1,1}$ está en equilibrio con el vapor $y_{1,1}$, ubicando así la primera etapa teórica en la curva de equilibrio. La composición del líquido obtenido se lee en la línea vertical construida a partir de este equilibrio. Para pasar del líquido que sale del primer plato hacia el vapor que sale de la segunda etapa, se debe realizar un balance de materia, cuya representación en el gráfico es la recta de la

zona de rectificación. A partir de la coordenada del líquido $x_{1,1}$, se busca la intersección con dicha recta para obtener la composición $y_{1,2}$. Este proceso se repite a partir de este nuevo vapor alternando apoyos sobre la curva de equilibrio y sobre la recta de operación como se aprecia en la figura 5-9. Si se trata de un problema de diseño, se cambia de recta de operación la primera vez que el vapor tiene una composición inferior a la composición de la corriente vapor de la alimentación. Se apoya la construcción una vez sobre la recta intermedia de la alimentación (nótese que se puede apoyar solamente una vez sobre esta recta ya que su ancho es el ancho de un solo equilibrio) y se termina el procedimiento alternando equilibrio y operación con la recta de la zona de desorción hasta obtener una composición inferior o igual a la especificación de fondo. Este mismo procedimiento puede ser ejecutado desde el fondo. En este caso, se ubica la composición del residuo $x_{1,w}$ en la abscisa. Se obtiene de la curva de equilibrio el vapor de la última etapa teórica del fondo a la vertical de este punto ($y_{1,10}$ en este caso). Este vapor está a su vez en operación con el líquido que cae de la etapa anterior. Prolongando la horizontal hasta cortar la recta de desorción permite generar la composición $x_{1,9}$. El proceso de conteo se repite en forma similar a la descrita anteriormente hasta cambiar de recta una vez a nivel de la alimentación y seguir el procedimiento con la recta de rectificación hasta obtener una composición del vapor $y_{1,1}$ superior o igual a la especificación de pureza del destilado. La selección entre iniciar el conteo por el tope o iniciar el conteo por el fondo debe ser guiado por el tipo de control que se usa en la columna. Si la temperatura del condensador (por ende del reflujo y del vapor de cabeza de la columna) está fija, la composición también está fija el conteo e inicia en el tope. Siendo el calor del rehervidor dependiente



5.1.2.7 Influencia del reflujo sobre el número de etapas: Número mínimo de etapas

En el análisis del balance de materia en la zona de rectificación, se ha observado que la pendiente de la recta de operación se podía expresar solamente en función del reflujo. La expresión de la pendiente es:

$$m = \frac{R}{R+1} \quad (5-65)$$

Esta pendiente es obviamente inferior o igual a la unidad. Un aumento de la relación de reflujo se traduce por un aumento de dicha pendiente. Por ende, la recta de operación tiende a “alejarse” de la curva de equilibrio. Este aumento se traduce en un aumento del tamaño de los escalones en el proceso de conteo de las etapas. En la zona de rectificación, la pendiente tiene una forma un poco

más compleja pero puede ser también escrita en términos de la relación de reflujo y de la fracción vaporizada de la alimentación.

$$m' = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} = \frac{R\dot{D} + (1 - \beta)\dot{F}}{(R + 1)\dot{D} - \beta\dot{F}} \quad (5-66)$$

Esta vez, a pesar que sea menos obvio, se puede afirmar que la pendiente es superior o igual a la unidad (el hecho que el destilado es siempre inferior a la alimentación justifica esta afirmación). En este caso, un aumento del reflujo se traduce por una disminución de la pendiente. A nivel del gráfico, esto se traduce por una articulación de las rectas alrededor de la alimentación, pivoteando estas dos rectas alrededor de los puntos fijos $\{x_D; x_D\}$ y $\{x_W; x_W\}$ para el fondo y el tope respectivamente. De este modo, la recta de operación de desorción también tiende a alejarse de la curva de equilibrio. Los escalones de la zona de desorción son también más grandes.

Se deduce entonces que si se aumenta el reflujo, se requiere un número menor de etapas para llegar a la misma especificación. Este hecho se puede apreciar gráficamente en la parte (a) de la figura 5-10.

Al aumentar en forma considerable el valor del reflujo, es decir haciendo tender su valor al infinito, se observa que la pendiente obtenida tiene un valor infinito en el numerador y un valor infinito en el denominador. Es fácil levantar la indeterminación haciendo el cambio siguiente:

$$\lim_{R \rightarrow \infty} (m) = \frac{R}{R + 1} = \frac{1}{1 + \frac{1}{R}} \rightarrow \frac{1}{1 + 0} = 1 \quad (5-67)$$

De la misma forma, se demuestra que la pendiente m' tiende a 1 cuando la relación de reflujo tiende al infinito. Las rectas de operación se confunden en este caso con la recta $y=x$. El tamaño de los escalones es máximo y por ende el número de etapas necesarias para satisfacer las especificaciones de composición es mínimo. La representación gráfica del número mínimo de etapas se muestra en la parte (b) de la figura 5-10. Se aprecia que la construcción gráfica se reduce a una secuencia de cálculos de equilibrio relacionados entre sí a través de la bisectriz. Este hecho puede ser fácilmente escrito en términos de ecuaciones. Para el componente 1, se tiene:

$$\begin{aligned}
x_{1,D} &= y_{1,1} = K_{1,1}x_{1,1} \\
x_{1,1} &= y_{1,2} = K_{1,2}x_{1,2} \\
x_{1,2} &= y_{1,3} = K_{1,3}x_{1,3} \\
&\dots \\
x_{1,N-1} &= y_{1,N-1} = K_{1,N-1}x_{1,N-1} \\
x_{1,N} &= y_{1,N} = K_{1,N}x_{1,N} = K_{1,N}x_{1,W}
\end{aligned} \tag{5-68}$$

Reemplazando cada término en la ecuación anterior, se llega a:

$$x_{1,D} = K_{1,1}K_{1,2}K_{1,3}\dots K_{1,N-1}K_{1,N}x_{1,W} \tag{5-69}$$

La misma ecuación puede ser escrita para el componente 2.

$$x_{2,D} = K_{2,1}K_{2,2}K_{2,3}\dots K_{2,N-1}K_{2,N}x_{2,W} \tag{5-70}$$

La división de ambas ecuaciones conduce a:

$$\frac{x_{1,D}}{x_{2,D}} = \frac{K_{1,1}K_{1,2}K_{1,3}\dots K_{1,N-1}K_{1,N}}{K_{2,1}K_{2,2}K_{2,3}\dots K_{2,N-1}K_{2,N}} \frac{x_{1,W}}{x_{2,W}} \tag{5-71}$$

Haciendo aparecer la volatilidad relativa en la etapa i $\alpha_{12,i} = K_{1,i}/K_{2,i}$, la expresión se transforma finalmente en:

$$\frac{x_{1,D}}{x_{2,D}} = \alpha_{12,1}\alpha_{12,2}\alpha_{12,3}\dots\alpha_{12,N-1}\alpha_{12,N} \frac{x_{1,W}}{x_{2,W}} \tag{5-72}$$

Si se prefiere usar una sola composición, la ecuación es:

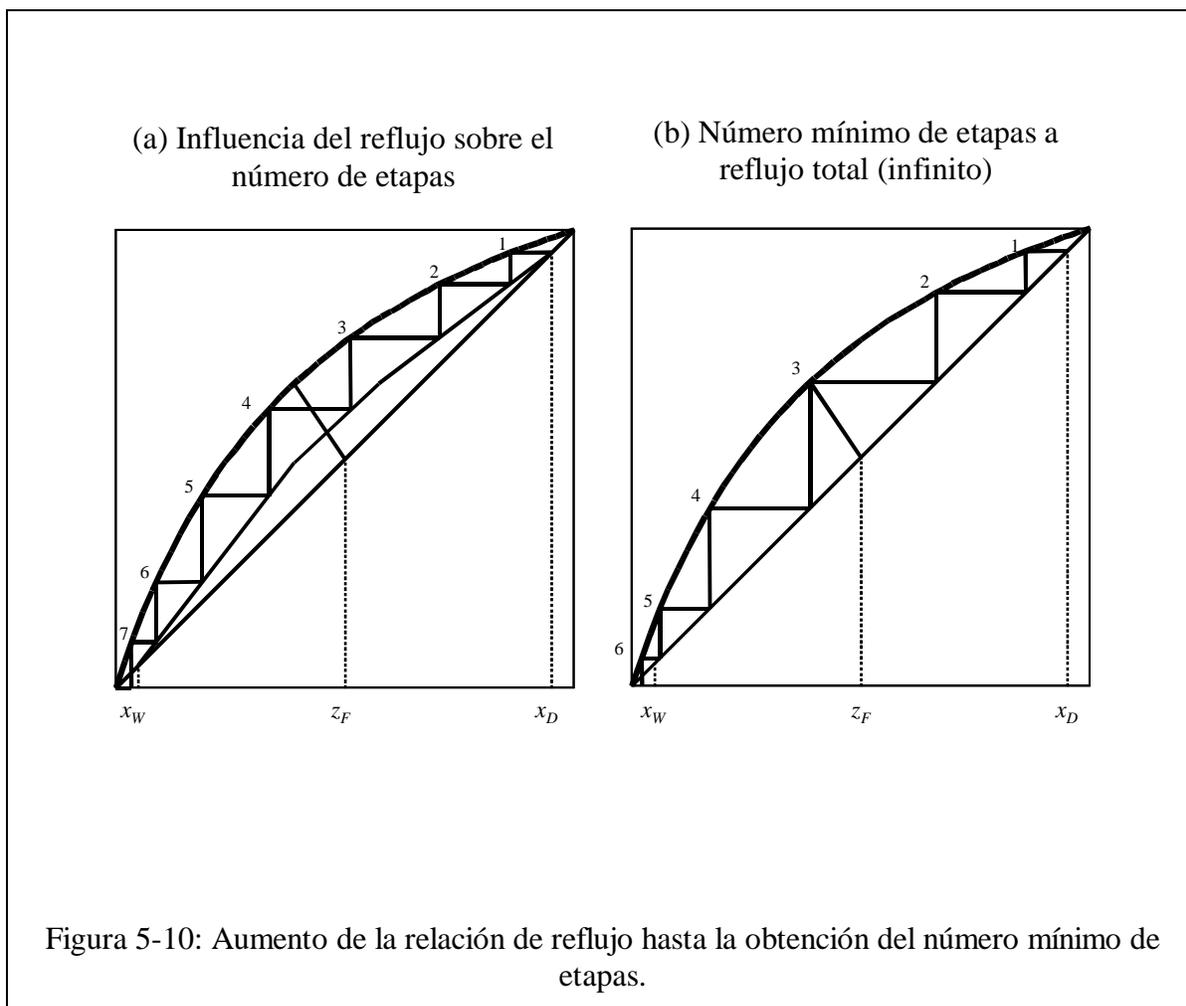
$$\frac{x_{1,D}}{1-x_{1,D}} = \alpha_{12,1}\alpha_{12,2}\alpha_{12,3}\dots\alpha_{12,N-1}\alpha_{12,N} \frac{x_{1,W}}{1-x_{1,W}} \tag{5-73}$$

Se ha comentado ya en la descripción de las propiedades termodinámicas, que la volatilidad relativa varía relativamente poco sobre cierto rango de temperatura (la presión se supone constante en la torre). Si se trabaja con la volatilidad relativa promedio $\bar{\alpha}_{12}$, la expresión, conocida como ecuación de Fenske, se obtiene directamente (el valor de N corresponde al número mínimo de etapas teóricas en la columna).

$$\frac{x_{1,D}}{1-x_{1,D}} = (\bar{\alpha}_{12})^{N_{\min}} \frac{x_{1,W}}{1-x_{1,W}} \tag{5-74}$$

Otra forma clásica de la expresión es:

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_{1,D}}{1-x_{1,D}} \frac{1-x_{1,W}}{x_{1,W}}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{12})} \quad (5-75)$$



5.1.2.8 Reflujo mínimo

De la misma forma que se ha estudiado el aumento del valor de la relación de reflujo sobre el conteo del número de etapas, se entiende que por analogía, una disminución de la relación de reflujo se traduce por un aumento del número de etapas. Las rectas de operación se acercan de la curva de equilibrio y los escalones se reducen en la misma proporción. Hace falta un mayor número de etapas para llevar a cabo la destilación con la misma calidad de separación. Si se sigue

reduciendo el valor del reflujo, las líneas de operación se acerca paulatinamente de la curva de equilibrio, hasta llegar al caso límite en donde la operación toca el equilibrio. Este punto, conocido como “pinch point” corresponde a un escalón de altura infinitesimal. La separación es por ende prácticamente nula y la composición de dos platos consecutivos tiende a ser la misma. Hace falta en consecuencia un número infinito de etapas para realizar la separación.

En los casos tradicionales de equilibrio como los representados en los gráficos anteriores, se observa que el tamaño de los escalones es más pequeño en la zona cercana a la alimentación. Al reducir el reflujo, se entiende que el primer punto de contacto entre equilibrio y operación ocurre a nivel de la alimentación. Este fenómeno se aprecia en la parte (a) de la figura 5-11. Si se desea expresar el valor del reflujo en esta posición, basta en usar la definición de la pendiente en la zona de rectificación e igualarla a la pendiente de la recta que pasa por el punto $\{x_D; x_D\}$ y por el flash de la alimentación. La expresión es:

$$m = \frac{R}{R+1} = \frac{x_{1,D} - y_{1,F}}{x_{1,D} - x_{1,F}} \quad (5-76)$$

Despejando el valor de R , se llega a:

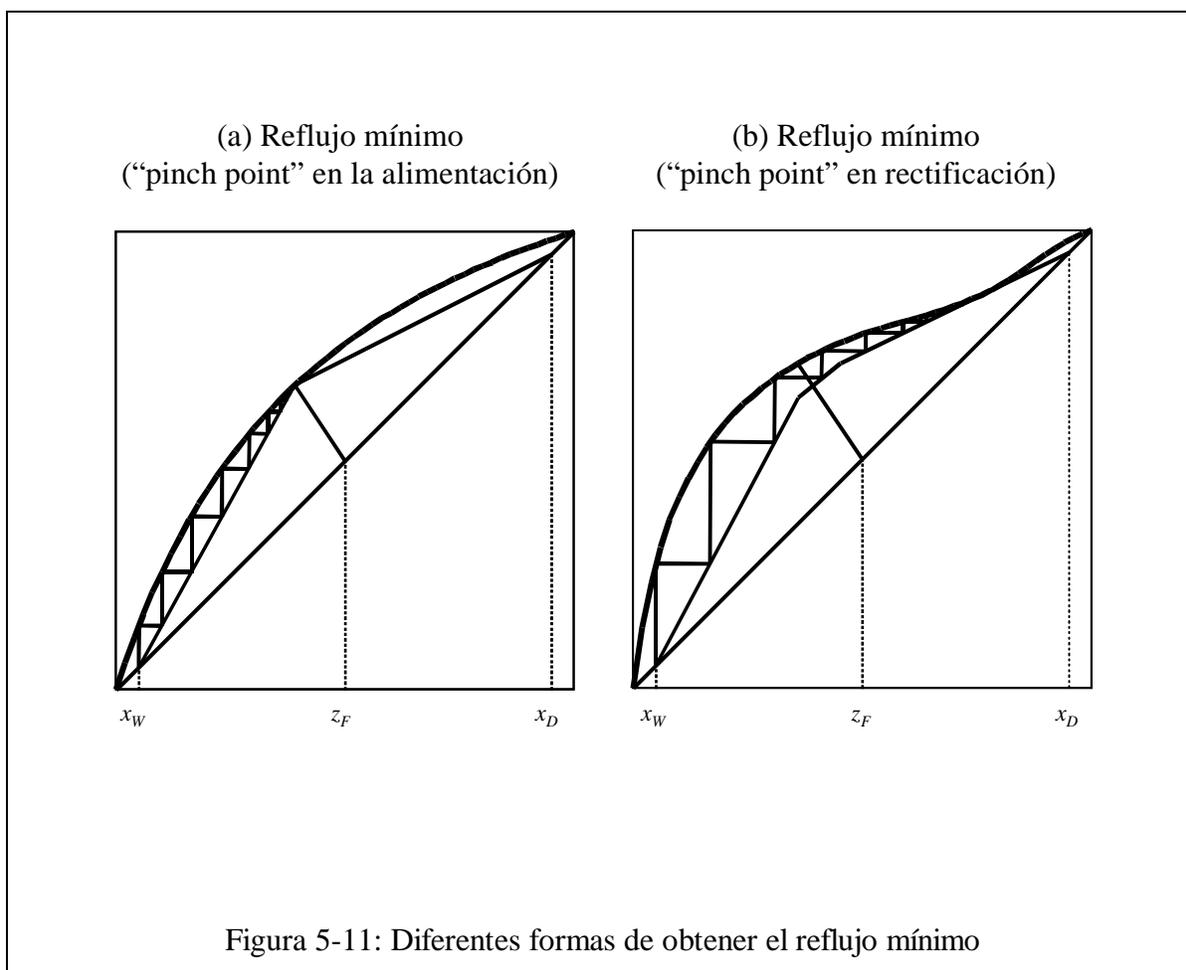
$$R = \frac{x_{1,D} - y_{1,F}}{y_{1,F} - x_{1,F}} \quad (5-77)$$

Basta en calcular el flash de la alimentación para estimar el reflujo mínimo. Si adicionalmente la volatilidad relativa es conocida en la alimentación (o si es constante), se tiene:

$$R_{\min} = \frac{x_{1,D} - \frac{\alpha_{12,F} x_{1,F}}{(\alpha_{12,F} - 1)x_{1,F} + 1}}{\frac{\alpha_{12,F} x_{1,F}}{(\alpha_{12,F} - 1)x_{1,F} + 1} - x_{1,F}} \quad (5-78)$$

que se simplifica en:

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha_{12,F} - 1} \left(\frac{x_{1,D}}{x_{1,F}} - \alpha_{12,F} \frac{1 - x_{1,D}}{1 - x_{1,F}} \right) \quad (5-79)$$



En la parte (b) de la figura 5-11, se representa un equilibrio que genera un "pinch point" en la zona de rectificación. En esta figura, se han representado las etapas contando desde el fondo, pero el mismo fenómeno se hubiera observado contando desde el tope.

5.1.2.9 Condensador parcial y mixto

El caso descrito anteriormente para la zona de rectificación corresponde a un condensador total. El método de McCabe y Thiele se aplica también a condensadores parciales (la salida de destilado es exclusivamente en fase vapor) o a condensadores mixtos (se produce destilado tanto líquido como vapor, ambos en equilibrio). La relación de reflujo, definida originalmente como la relación entre el líquido recirculado a la columna y el destilado es fácil de medir experimentalmente para un condensador total. La relación es molar, pero como los dos fluidos tienen las mismas características composicionales y termofísicas, la relación es válida también en flujos volumétricos. Sin embargo para un condensador parcial o mixto, el destilado medido en fase

vapor usa instrumentos distintos a la medición del reflujo a la columna. La evaluación en planta de la relación de reflujo se hace más laboriosa.

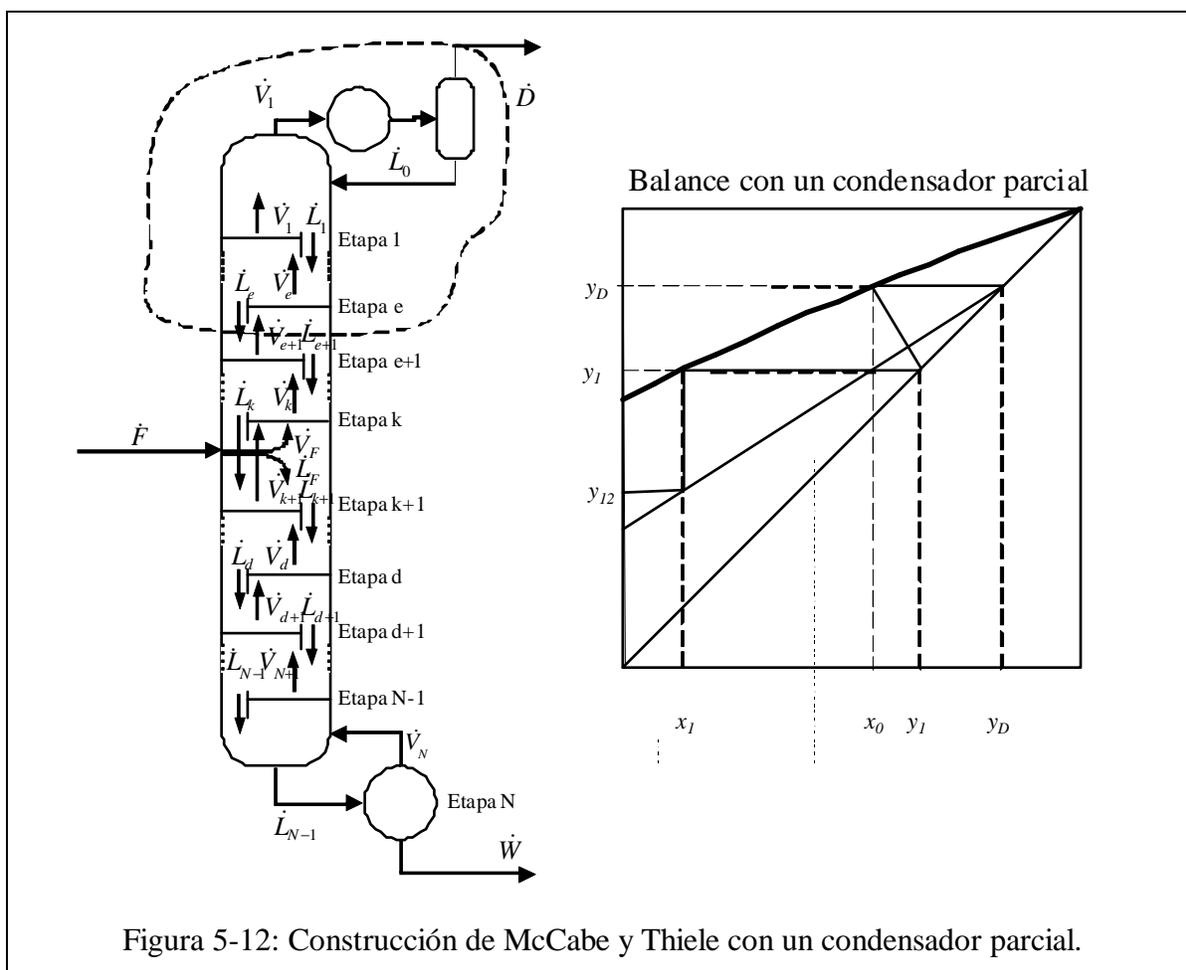
Si se hace un balance alrededor del envolvente superior para el componente volátil, (esta ecuación es similar a la ecuación 5-33 pero el flujo de salida es vapor y no líquido) se tiene:

$$\dot{V}_{e+1}y_{1,e+1} = \dot{L}_e x_{1,e} + \dot{D}y_{1,D} \quad (5-80)$$

por lo que la recta de la zona de rectificación es:

$$y_{1,e+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}} x_{1,e} + \frac{\dot{D}}{\dot{V}} y_{1,D} \quad (5-81)$$

De la misma forma que se ha observado en el caso de un condensador total, esta recta pasa por el punto de coordenada $\{y_{1,D}; y_{1,D}\}$. La construcción correspondiente es absolutamente similar al caso de un condensador total, siendo el primer escalón el correspondiente al condensador parcial y el segundo escalón el correspondiente al equilibrio termodinámica en el primer plato físico de la columna.



En el caso de un condensador mixto, las definiciones son menos generalizadas. Al tener una salida adicional, se debe tener una información complementaria para resolver el problema. No se puede fijar simultáneamente una composición para la salida gas y la salida líquido ya que estas dos composiciones están relacionadas a través del equilibrio termodinámico que ocurre en el condensador. Las especificaciones deben ser del tipo una composición y un flujo o una relación entre estos flujos. Los balances de materia tanto global como para el componente volátil se transforman en:

$$\dot{V}_{e+1} = \dot{L}_e + \dot{D}_L + \dot{D}_V \quad (5-82)$$

$$\dot{V}_{e+1} y_{1,e+1} = \dot{L}_e x_{1,e} + \dot{D}_L x_{1,D} + \dot{D}_V y_{1,D} \quad (5-83)$$

La recta que se deduce de estas ecuaciones es:

$$y_{1,e+1} = \frac{\dot{L}}{\dot{V}} x_{1,e} + \frac{\dot{D}_L x_{1,D} + \dot{D}_V y_{1,D}}{\dot{V}} \tag{5-84}$$

Cabe observar que si se define la composición promedio de destilado $z_{1,D} = (\dot{D}_L x_{1,D} + \dot{D}_V y_{1,D}) / (\dot{D}_L + \dot{D}_V)$, la recta anterior pasa por el punto de coordenadas $\{z_{1,D}; z_{1,D}\}$. El vapor y el líquido que salen de la columna están en equilibrio termodinámico, razón por la cual el punto correspondiente se ubica directamente en la curva de equilibrio a partir del dato conocido ($x_{1,D}$ ó $y_{1,D}$). La composición del líquido que se refluja a la columna es la misma que la del líquido que sale por el destilado. El vapor que sale del primer plato está en operación con el líquido que reingresa a la columna. Subiendo desde la composición $x_{1,0}$ hasta la línea de operación permite obtener la composición $y_{1,1}$ de dicho vapor. El procedimiento sigue de forma tradicional a partir de este punto.

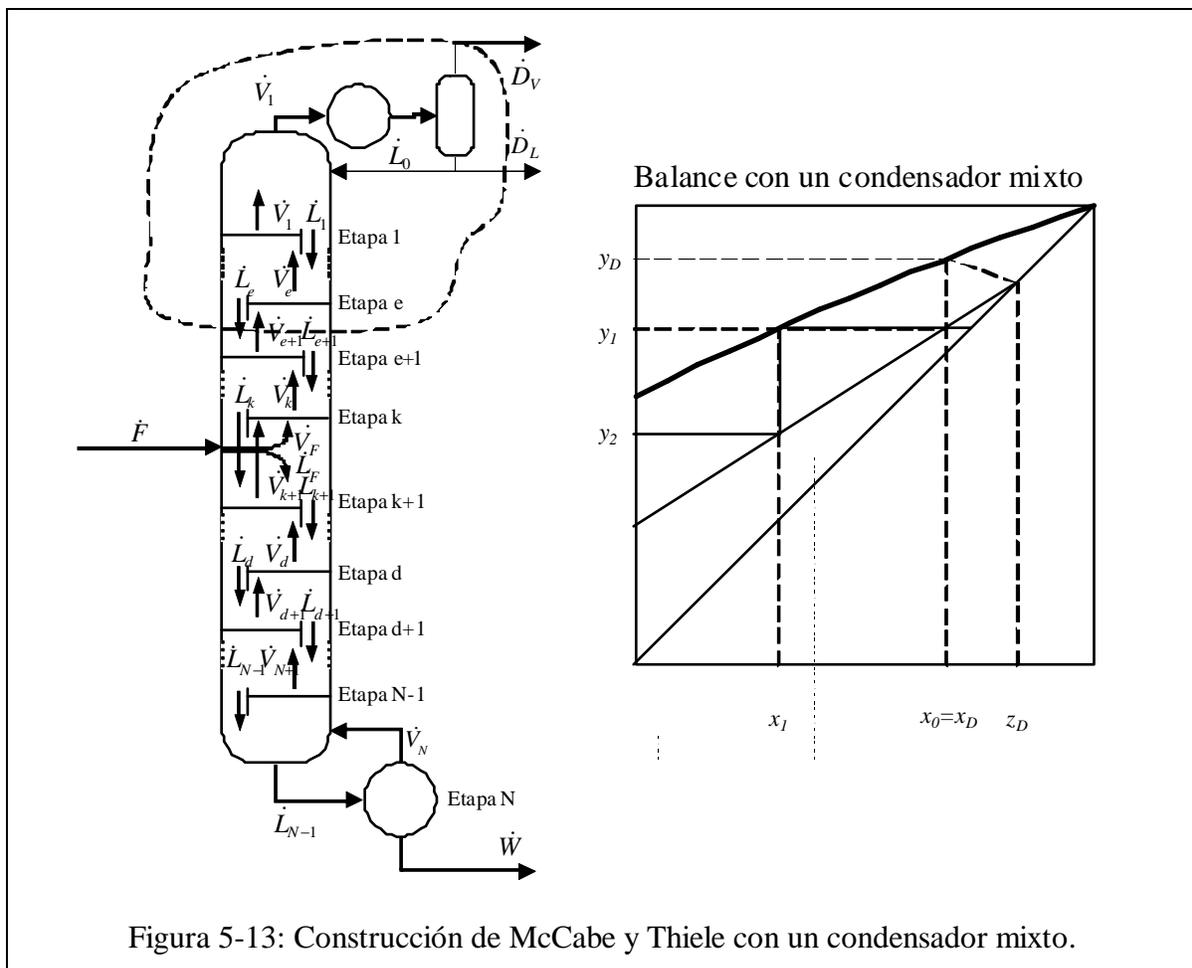


Figura 5-13: Construcción de McCabe y Thiele con un condensador mixto.

5.1.2.10 Entradas y salidas múltiples (columnas complejas)

El método de McCabe y Thiele se presta al estudio de columnas complejas. Estas se caracterizan por tener varias entrada y/o salidas. Si bien en destilación binaria este caso no es frecuente, se podría usar sin embargo para producir dos calidades distintas de un mismo producto (por ejemplo en una destilación metanol-agua, se podría obtener metanol industrial y metanol de laboratorio a partir de una sola alimentación. En el caso de dos alimentaciones, se podría tener dos reactores en paralelo que producen la misma mezcla binaria pero con composiciones distintas y querer usar una sola columna para la purificación del producto. Introducir los dos productos en forma de mezcla es menos eficiente que introducir cada uno de los productos a niveles distintos de la columna de destilación.

En el caso de dos alimentaciones, el balance en la zona de rectificación arroja exactamente el mismo resultado que aquel obtenido en la ecuación 5-33. Realizando un balance de materia sobre la segunda sección (o sección intermedia) de la columna conduce a:

$$\dot{V}' + \dot{F}_1 = \dot{L}' + \dot{D} \quad (5-85)$$

El mismo balance para el componente volátil se traduce por:

$$\dot{V}' y_{1,i+1} + \dot{F}_1 z_{1,F1} = \dot{L}' x_{1,i} + \dot{D} x_{1,D} \quad (5-86)$$

Si se desea expresar la relación entre las composiciones de las corrientes que se cruzan entre la etapa i y la etapa $i+1$, los balances deben ser combinados de la forma siguiente:

$$y_{1,i+1} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} x_{1,i} + \frac{\dot{D} x_{1,D} - \dot{F}_1 z_{1,F1}}{\dot{V}'} \quad (5-87)$$

De la misma forma que se ha mostrado en el caso de una columna tradicional, la intersección de esta recta con la recta de la sección de rectificación ocurre en la intersección que tiene esta misma recta de rectificación con la recta del flash de la primera alimentación.

Para la recta de la zona de desorción, la ecuación puede ser escrita de dos formas (equivalentes entre sí a partir del balance sobre toda la columna).

$$\dot{V}'' = \dot{L}'' + \dot{D} - \dot{F}_1 - \dot{F}_2 = \dot{L}'' - \dot{W} \quad (5-88)$$

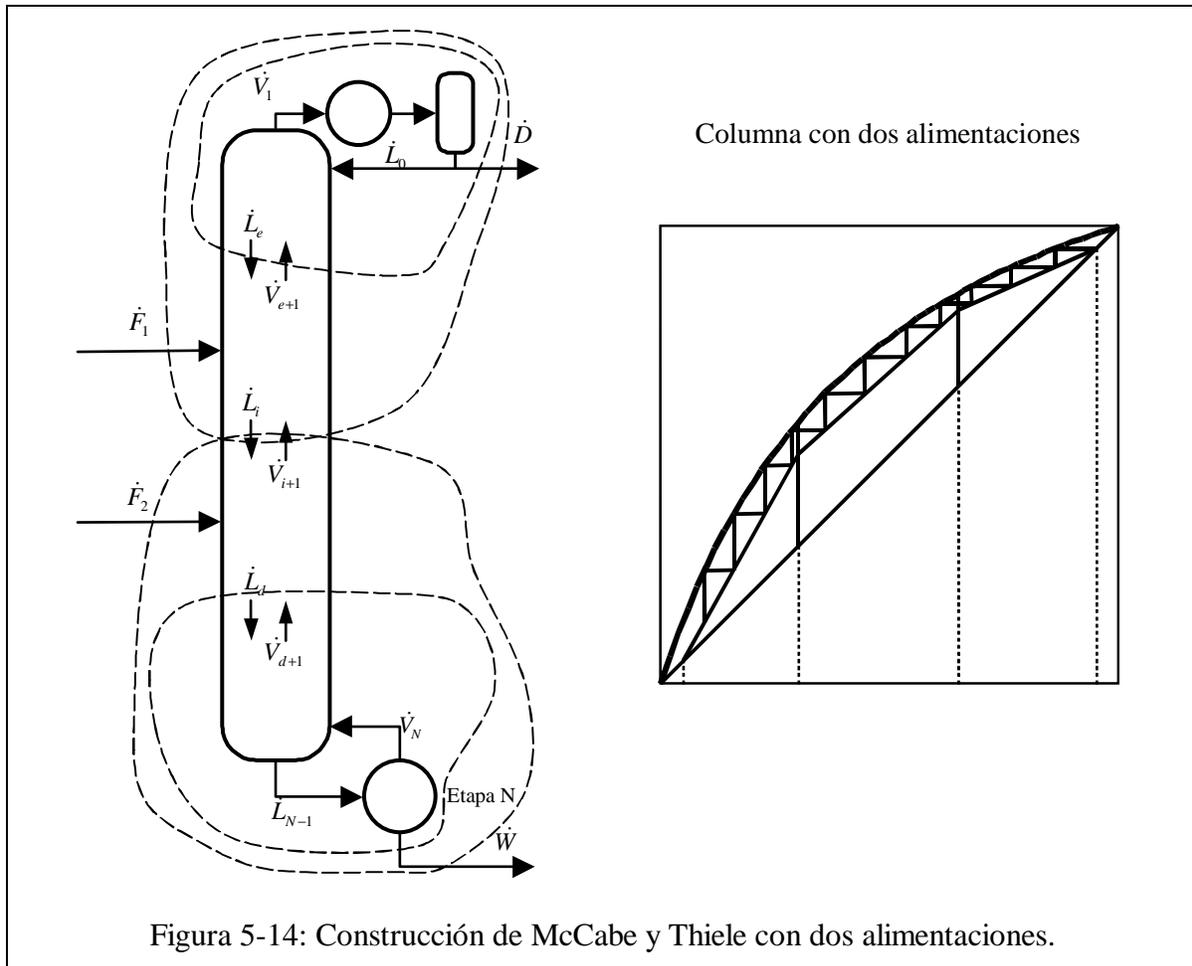
Cuya versión en componente volátil es:

$$\dot{V}'' y_{1,d+1} = \dot{L}'' x_{1,d} + \dot{D}x_{1,D} - \dot{F}_1 z_{1,F1} - \dot{F}_2 z_{1,F2} = \dot{L}'' x_{1,d} - \dot{W}x_{1,W} \tag{5-89}$$

y la recta de operación correspondiente se escribe:

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}''}{\dot{V}''} x_{1,d} + \frac{\dot{D}x_{1,D} - \dot{F}_1 z_{1,F1} - \dot{F}_2 z_{1,F2}}{\dot{V}''} = \frac{\dot{L}''}{\dot{V}''} x_{1,d} - \frac{\dot{W}x_{1,W}}{\dot{V}''} \tag{5-90}$$

La intersección entre la recta del fondo y la recta intermedia ocurre en el mismo punto obtenido por la intersección de la recta intermedia con el flash de la segunda alimentación. El gráfico correspondiente se muestra en la figura 101.

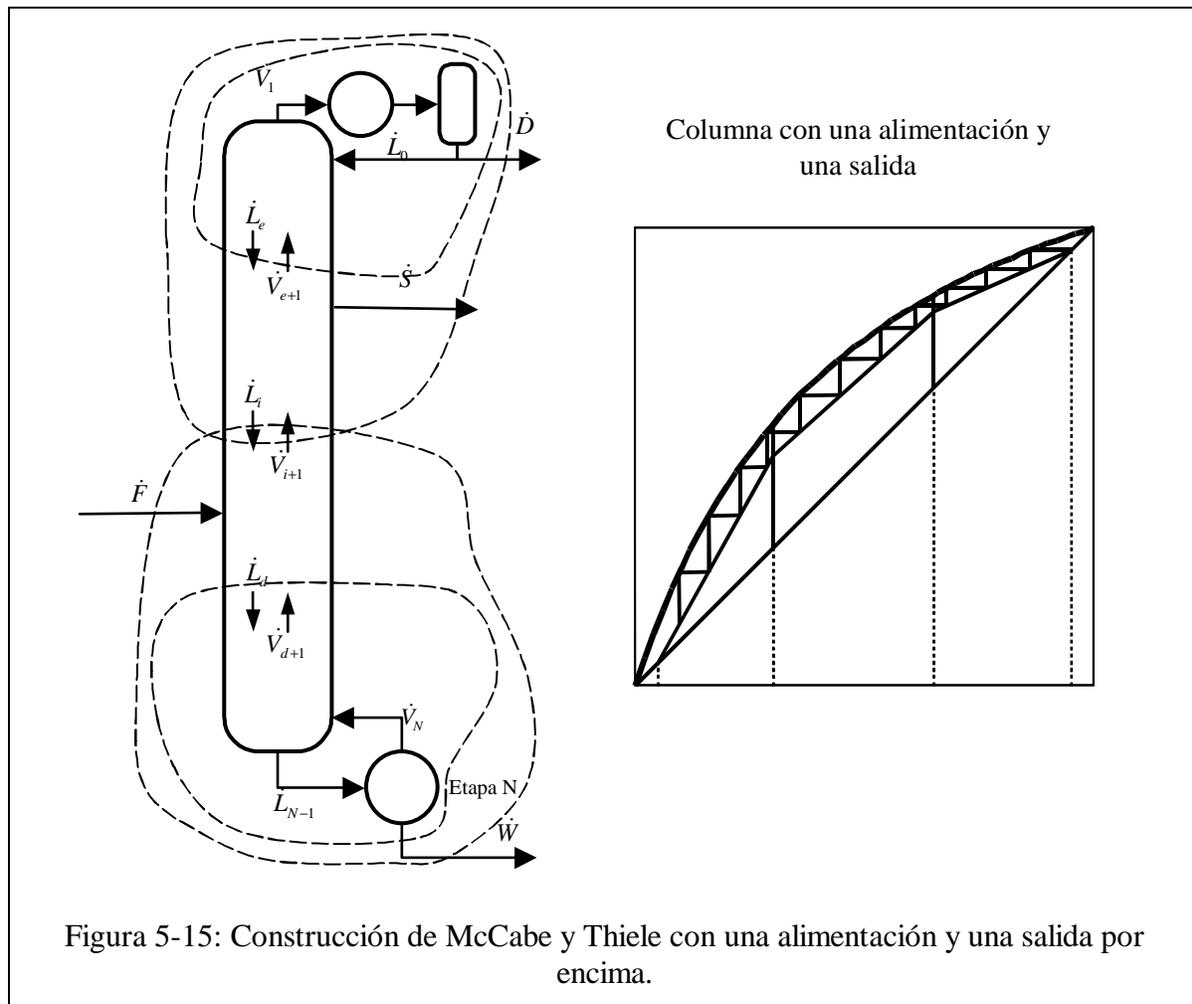


En el caso de una salida, el razonamiento es absolutamente idéntico. El flujo de salida puede ser visto como un flujo de alimentación negativo. En este caso se dan los resultados directamente de las rectas en el caso de una salida por encima de la alimentación. Las dos nuevas rectas que se obtienen son:

$$y_{1,i+1} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} x_{1,i} + \frac{\dot{D}x_{1,D} + \dot{S}x_{1,S}}{\dot{V}'} \quad (5-91)$$

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}''}{\dot{V}''} x_{1,d} + \frac{\dot{D}x_{1,D} + \dot{S}z_{1,S} - \dot{F}z_{1,F}}{\dot{V}''} = \frac{\dot{L}''}{\dot{V}''} x_{1,d} - \frac{\dot{W}x_{1,W}}{\dot{V}''} \quad (5-92)$$

Cabe señalar que en el caso de una salida lateral, el proceso de solución es iterativo. En efecto, la composición de la corriente de salida no se conoce sino después de haber realizado el trazado de las etapas. El procedimiento debe empezar por suponer un valor de composición de la salida lateral, resolver los balances de materia y trazar las rectas correspondientes. Una vez obtenido el conteo de las etapas, la composición de la salida lateral se conoce con mayor precisión. Se vuelve a actualizar los balances y se repite todo el procedimiento hasta que logre estabilizarse el valor de la composición de salida.



Es interesante notar que la demostración realizada previamente para una alimentación parcialmente vaporizada se corresponde totalmente con el problema de alimentación múltiple. Basta en darse cuenta que si se realiza un flash previo a la introducción en la columna y que luego se introducen las dos corrientes provenientes del flash, una entrará como líquido saturado (con una recta de alimentación vertical) y la otra como vapor saturado con una recta de alimentación horizontal. Ambas rectas coincidirán en el punto de flash de la alimentación en la línea de equilibrio. La recta de operación intermedia se obtendrá

5.1.2.11 Vapor vivo

Cuando la mezcla binaria incluye el agua como componente pesado y cuando se usa vapor de agua en el rehervidor, puede parecer ineficiente usar un rehervidor que trae una resistencia a la transferencia de calor. Se puede en este caso introducir directamente en el fondo de la columna la corriente de vapor de agua evitándose así el intercambiador de calor del fondo. Este proceso,

conocido como vapor vivo (o destilación a cielo abierto en ciertos textos) suele sin embargo requerir de un mayor número de etapas que el proceso tradicional que trabaja con la misma razón de reflujo. El balance en la zona de desorción con vapor vivo se traduce por:

$$\dot{V}' + \dot{W} = \dot{L}' + \dot{S} \quad (5-93)$$

Observando que el vapor de agua que entra es agua pura, el balance en componente volátil viene siendo:

$$\dot{V}' y_{1,d+1} + \dot{W} x_{1,w} = \dot{L}' x_{1,d} + \dot{S}(0) \quad (5-94)$$

La recta de operación correspondiente se deduce de las expresiones anteriores:

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} x_{1,d} - \frac{\dot{W} x_{1,w}}{\dot{V}'} \quad (5-95)$$

Por la hipótesis de flujos molares constantes característica del método de McCabe y Thiele, el flujo de vapor interetapas ascendente es el mismo que el vapor de agua introducido ($\dot{V}' = \dot{S}$) en la zona de desorción (esto se cumple solamente si el vapor que se introduce está saturado; si se usa vapor sobrecalentado, un efecto de sobre evaporación ocurre y debería ser tomado en cuenta) y el residuo obtenido es el mismo que el líquido que baja a lo largo de sección de fondo ($\dot{W} = \dot{L}'$). Esta particularidad hace que la recta del fondo puede ser reescrita de la forma:

$$y_{1,d+1} = \frac{\dot{L}'}{\dot{V}'} (x_{1,d} - x_{1,w}) = \frac{\dot{W}}{\dot{S}} (x_{1,d} - x_{1,w}) \quad (5-96)$$

De esta forma, se observa que esta recta pasa, cualquier sea el flujo de vapor de agua usada, por el punto de coordenadas $\{x_{1,w}; 0\}$.

A través del balance global, se demuestra también que la intersección de la recta de rectificación y la recta de desorción en el caso de vapor vivo se cruzan en el punto obtenido por el flash de la alimentación.

Finalmente, es importante señalar que fijar el vapor de agua introducido en la columna es equivalente a fijar la relación de reflujo. En efecto, una vez especificado el flujo de vapor y dadas las especificaciones en producto (destilado y residuo), los flujos molares en la sección de desorción están preestablecidos. Con el balance alrededor de la alimentación, los flujos molares en la sección de rectificación se obtienen directamente, definiendo así la relación \dot{L}'/\dot{V}' , es decir la relación de reflujo R .

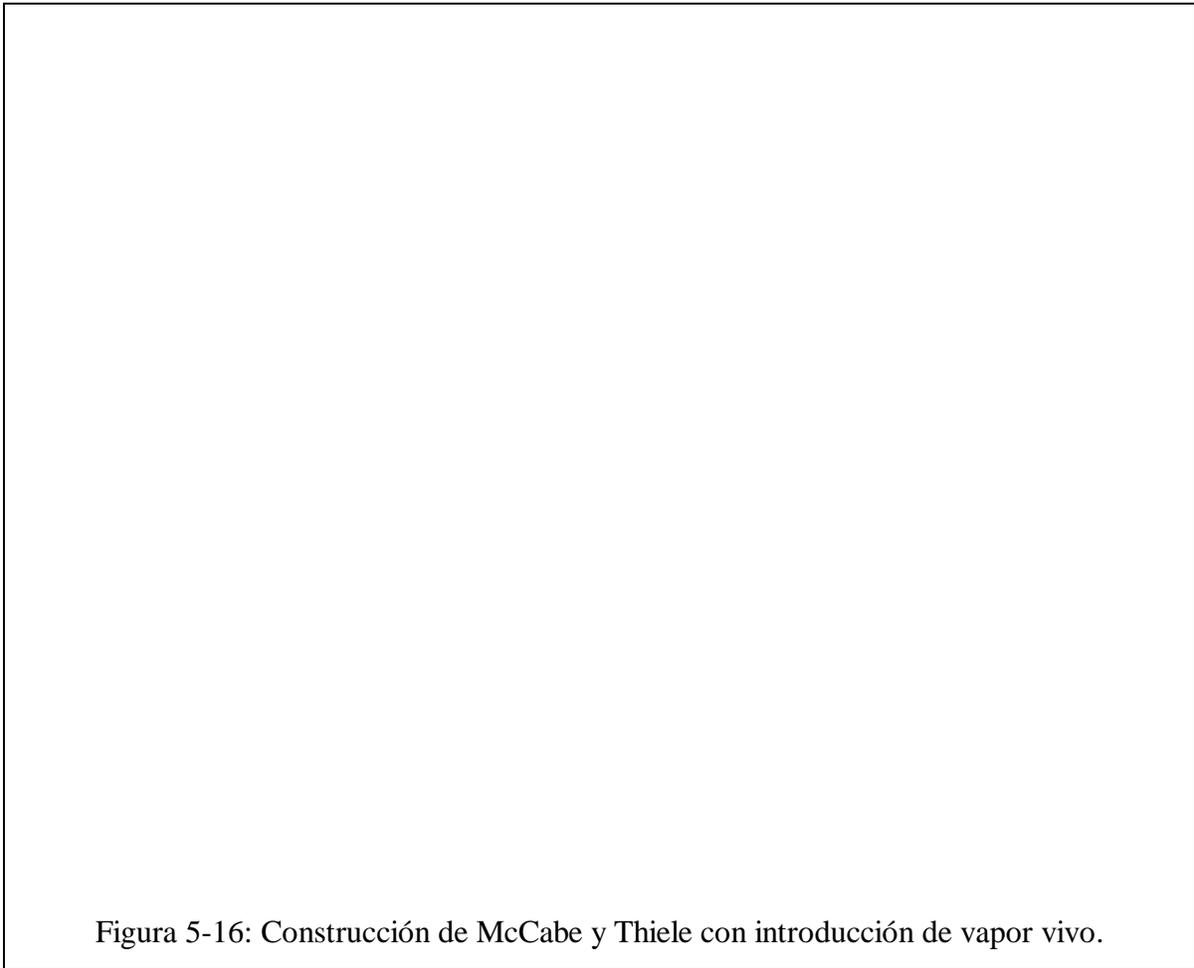


Figura 5-16: Construcción de McCabe y Thiele con introducción de vapor vivo.

5.1.2.12 *Intercondensador e interrehervidor*

5.1.3 MÉTODO DE SMOKER

El método gráfico de McCabe y Thiele puede ser engorroso de trabajar cuando el valor de la volatilidad relativa es muy pequeño (o se acerca a la unidad) o cuando la composición que se deba alcanzar es muy pequeña (o muy pura) ya que el número de etapas es grande y el trazado se hace difícil. En estos casos, el valor de la volatilidad relativa suele ser muy constante sobre la zona de interés. En este caso, el conteo de las etapas corresponde a una alternancia de equilibrios y operaciones, siendo cada uno definido por una ecuación genérica bien definida. Para el equilibrio se tiene:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12} x_1}{x_1(\alpha_{12} - 1) + 1} \quad (5-97)$$

y para la operación:

$$y_1 = mx_1 + b \quad (5-98)$$

El valor de la pendiente y de la abscisa depende de la sección que se está estudiando como se ha visto de forma sistemática en el método de McCabe y Thiele. La intersección de la recta de operación se obtiene igualando las dos expresiones, obteniéndose:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12} x_1}{x_1(\alpha_{12} - 1) + 1} = mx_1 + b \quad (5-99)$$

que una vez desarrollado permite obtener la solución a través de la ecuación cuadrática:

$$[m(\alpha_{12} - 1)]x_1^2 + [b(\alpha_{12} - 1) + m - \alpha_{12}]x_1 + b = 0 \quad (5-100)$$

Se tiene la certeza que existe una solución comprendida entre 0 y 1 de esta ecuación debido a la forma “regular” del equilibrio cuando α es constante. Se llamará x_k la coordenada de este punto de intersección y y_k su imagen. Si ahora se busca escribir estas ecuaciones en base a un nuevo sistema de coordenadas “centrado” en el punto de coordenadas $\{x_{1,k}; y_{1,k}\}$, se llega a la ecuación (con $x'_1 = x_1 - x_{1,k}$ y $y'_1 = y_1 - y_{1,k}$):

$$y'_{1,k} + y_{1,k} = \frac{\alpha_{12}(x'_1 + x_{1,k})}{(x'_1 + x_{1,k})(\alpha_{12} - 1) + 1} = m(x'_1 + x_{1,k}) + b \quad (5-101)$$

Observando que en este nuevo sistema de coordenadas, el punto $x_{1,k} = 0$ corresponde también a $y_{1,k} = 0$, la ecuación (5-101) se transforma en:

$$y_{1,k} = \frac{\alpha_{12}(x_{1,k})}{(x_{1,k})(\alpha_{12} - 1) + 1} = m(x_{1,k}) + b \quad (5-102)$$

El valor de $y_{1,k}$ puede ser reintroducido en la expresión anterior, conduciendo a:

$$y'_{1,k} = \frac{\alpha(x'_{1,k} + x_{1,k})}{(x'_{1,k} + x_{1,k})(\alpha_{12} - 1) + 1} - \frac{\alpha_{12}(x_{1,k})}{(x_{1,k})(\alpha_{12} - 1) + 1} \quad (5-103)$$

que se transforma finalmente en:

$$y'_{1,k} = \frac{\alpha_{12}x'_{1,k}}{[x_{1,k}(\alpha_{12} - 1) + 1]\{[x_{1,k}(\alpha_{12} - 1) + 1] + x'_{1,k}(\alpha_{12} - 1)\}} \quad (5-104)$$

o su versión recíproca:

$$x'_{1,k} = \frac{[x_{1,k}(\alpha_{12} - 1) + 1]^2 y'_{1,k}}{\alpha_{12} - [x_{1,k}(\alpha_{12} - 1) + 1](\alpha_{12} - 1)y'_{1,k}} \quad (5-105)$$

Si se inicia el conteo de las etapas en el punto de coordenadas $\{x_{1,k}; y_{1,k}\}$

5.2 MÉTODOS QUE SE BASAN SOBRE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Los métodos presentados en la sección anterior se basaban solamente en los balances de materia. Sin embargo, ciertas mezclas se caracterizan por tener una fuerte variación de los flujos molares (o los flujos molares libres de solvente en absorción). En estos casos, el balance energético ha de ser calculado también para tomar en cuenta la evolución de dichos flujos molares y calcular con mayor precisión la temperatura a la cual ocurre el equilibrio termodinámico en cada etapa. Estos métodos que tratan de mezclas binarias (o pseudobinarias como se ha definido en absorción) pueden ser tratados en forma gráfica. La primera tarea consiste en representar correctamente el balance de materia en un diagrama entálpico.

5.2.1 REPRESENTACIÓN GRÁFICA DE LOS BALANCES

Sean dos puntos P y Q de composición z_P y z_Q respectivamente y cuyas entalpías asociadas sean H_P y H_Q . Sea R el punto resultante de la mezcla de P y Q . Se pueden escribir tres balances para describir la unión de los flujos mencionados: el balance de conservación de materia por cada uno de los componentes y el balance de conservación de la energía. La combinación del balance de conservación de materia de cada uno de los componentes conduce al balance de conservación de materia global. Se suele preferir escribir este último balance y obviar el balance asociado al componente pesado.

$$\{P\} + \{Q\} = \{R\} \equiv \begin{cases} P + Q = R \\ Pz_P + Qz_Q = Rz_R \\ PH_P + QH_Q = RH_R \end{cases} \quad (5-106)$$

Si se introduce el balance de energía, se pueden despejar dos ecuaciones que han de ser cumplidas simultáneamente:

$$\begin{cases} z_R = \frac{P}{P+Q} z_P + \frac{Q}{P+Q} z_Q \\ H_R = \frac{P}{P+Q} H_P + \frac{Q}{P+Q} H_Q \end{cases} \quad (5-107)$$

Estas dos ecuaciones han de ser satisfechas simultáneamente. Este conjunto de ecuaciones indica que el punto R resultante es un punto cuyos valores de composición y entalpías son valores ponderados de sus constitutivos.

Como se puede apreciar, los balances de materia y energía son representados de forma totalmente genérica en los diagramas H vs. xy . En este diagrama, las relaciones obtenidas corresponden a la tradicional fórmula de los promedios ponderados (ecuación generalizada del centro de masa) aplicada bien sea a la materia, bien sea a la energía. Los factores de proporcionalidad vienen dado por la presencia respectiva de cada uno de los componentes en la mezcla, es decir por $P/(P+Q)$ y $Q/(P+Q)$ respectivamente. Cada uno de los puntos puede ser asociado, también en forma genérica, por un trío: $[P, z_P, H_P]$, $[Q, z_Q, H_Q]$ y $[R, z_R, H_R]$.

5.2.2 APLICACIÓN A LA ABSORCIÓN

5.2.3 MÉTODO DE PONCHON Y SAVARIT

El método de Ponchon (Ponchon, 1921) y Savarit (Savarit, 1922) utiliza el diagrama entalpía concentración para la construcción gráfica. Para mezclas con fuertes desviaciones a la idealidad, la hipótesis de flujos molares constantes ya no es válida. La incorporación del balance de energía permite tomar en cuenta la evolución de estos flujos molares a lo largo de toda la columna.

5.2.3.1 Balance en la zona de rectificación

Tal como se ha hecho con el método de McCabe y Thiele, se deben contabilizar los diferentes flujos (de materia global, de materia por componente y de energía) que atraviesan el envolvente en la sección de rectificación entre las etapas e y $e+1$.

$$\begin{cases} \dot{V}_{e+1} = \dot{L}_e + \dot{D} \\ \dot{V}_{e+1} y_{e+1} = \dot{L}_e x_e + \dot{D} x_D \\ \dot{V}_{e+1} H_{e+1} = \dot{L}_e H_e + \dot{D} H_D + \dot{Q}_C \end{cases} \quad (5-108)$$

Ya que solo dos puntos en el diagrama pueden ser alineados, es conveniente transformar el balance de energía de tal forma que solamente aparezcan tres magnitudes. El resultado de esta transformación es:

$$\begin{cases} \dot{V}_{e+1} = \dot{L}_e + \dot{D} \\ \dot{V}_{e+1}y_{e+1} = \dot{L}_e x_e + \dot{D}x_D \\ \dot{V}_{e+1}H_{e+1} = \dot{L}_e H_e + \dot{D}\left(H_D + \frac{\dot{Q}_C}{\dot{D}}\right) \end{cases} \quad (5-109)$$

El término entre paréntesis corresponde a una nueva energía específica que se denominará $H_{\Delta D} = H_D + \dot{Q}_C/\dot{D}$. En este caso, se observa que si se definen los tríos $\{V_{e+1}\} = [\dot{V}_{e+1}; y_{e+1}; H_{e+1}]$, $\{L_e\} = [\dot{L}_e; x_e; H_e]$ y $\{\Delta D\} = [\dot{D}; x_D; H_{\Delta D}]$, entonces los tres puntos correspondientes están alineados:

$$\{V_{e+1}\} = \{L_{e+1}\} + \{\Delta D\} \equiv \begin{cases} \dot{V}_{e+1} = \dot{L}_e + \dot{D} \\ \dot{V}_{e+1}y_{e+1} = \dot{L}_e x_e + \dot{D}x_D \\ \dot{V}_{e+1}H_{e+1} = \dot{L}_e H_e + \dot{D}H_{\Delta D} \end{cases} \quad (5-110)$$

La solución de este conjunto de ecuaciones conduce a la obtención directa del flujo vapor (y por ende del líquido por el balance global) en cada etapa. La expresión es:

$$\dot{V}_{e+1} = \dot{D} \frac{x_e - x_D}{x_e - y_{e+1}} = \dot{D} \frac{H_e - H_{\Delta D}}{H_e - H_{e+1}} \quad (5-111)$$

El calor extraído en el condensador se obtiene realizando el mismo balance, pero en los límites de la columna.

$$\dot{V}_1 H_1 = \dot{L}_0 H_0 + \dot{D} H_D + \dot{Q}_C \quad (5-112)$$

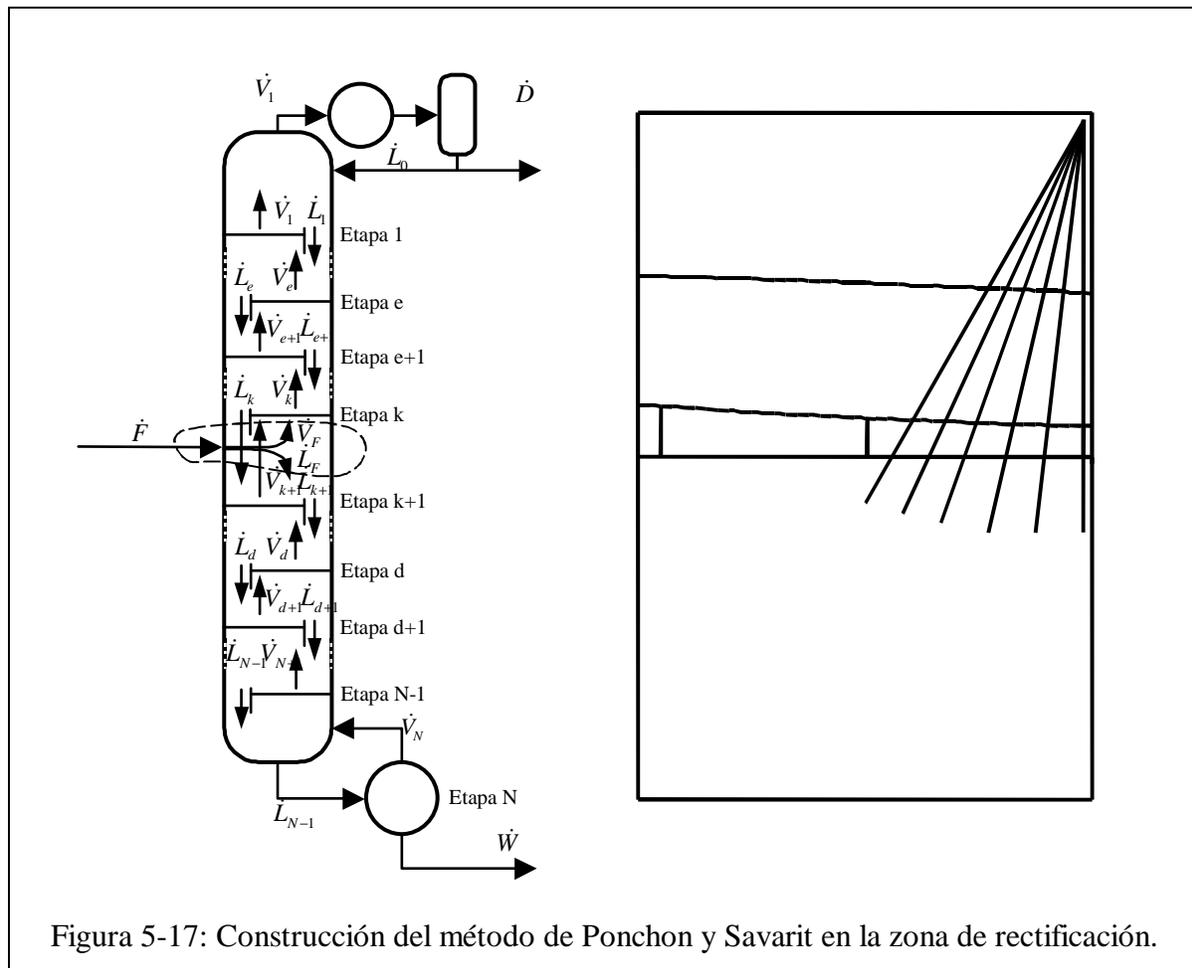
Siendo el condensador total, las composiciones del destilado, de la corriente de reflujo y del vapor de tope son idénticas. Adicionalmente, el vapor es un vapor saturado (sale de una etapa de equilibrio termodinámico) y el líquido se supone también líquido saturado. Con estas restricciones, el calor del condensador puede expresarse como una función de la relación de reflujo:

$$\dot{Q}_C = (\dot{L}_0 + \dot{D})(H_1 - H_0) = (R+1)\dot{D}\Delta H_D^{vap} \quad (5-113)$$

La entalpía del punto ΔD puede por ende ser directamente relacionada a la relación de reflujo:

$$H_{\Delta D} = H_D + (R+1)\Delta H_D^{vap} \quad (5-114)$$

La representación gráfica de estos balances es muy sencilla. Conociendo la composición del destilado, se conoce la entalpía de líquido saturado y de vapor saturado a esta composición (estos dos puntos corresponden a su vez a $\{L_0\}$ y $\{V_1\}$ respectivamente). La entalpía de vaporización de la mezcla con esta composición se obtiene directamente de la resta de las entalpías de vapor saturado y de líquido saturado mencionadas. El punto $\{\Delta D\}$ puede entonces ubicarse si se conoce la relación de reflujo. Para una etapa cualquiera e , al conocer su composición, se ubica el punto $\{L_e\}$ en la curva de líquido saturado. Sabiendo que estos puntos están en operación, se traza la recta que une $\{L_e\}$ con $\{\Delta D\}$. La intersección de esta recta con la curva de vapor saturado define el punto $\{V_{e+1}\}$ del cual se deduce su composición y su entalpía. Su flujo puede ser calculado a partir de la ecuación 5-111 bien sea a través de la expresión en composiciones o a través de la expresión en entalpía, obteniéndose el mismo resultado con ambas. Sin embargo, por razones numéricas, los errores cometidos en la lectura de las entalpías conducen a una mayor precisión en comparación a una lectura hecha sobre el eje de las composiciones. Todas las etapas de la zona de rectificación pasan por el mismo punto $\{\Delta D\}$, razón por la cual se aprecian que todas las líneas en el gráfico convergen hacia este mismo punto, tal como lo hacen los meridianos hacia el polo en el globo terráqueo. Esta analogía se usa para calificar el punto $\{\Delta D\}$ de punto polar de la zona de rectificación.



5.2.3.2 Balance en la zona de desorción

El mismo tipo de balance en cada una de las entidades que se conservan puede ser realizado en la zona de desorción. La versión correspondiente es:

$$\begin{cases} \dot{L}_d = \dot{V}_{d+1} + \dot{W} \\ \dot{L}_d x_d = \dot{V}_{d+1} y_{d+1} + \dot{W} x_w \\ \dot{L}_d H_d = \dot{V}_{d+1} H_{d+1} + \dot{W} H_w - \dot{Q}_R \end{cases} \quad (5-115)$$

De nuevo, se deben reagrupar los términos para quedar solamente con tres puntos que pueden ser alineados, resultando la expresión:

$$\begin{cases} \dot{L}_d = \dot{V}_{d+1} + \dot{W} \\ \dot{L}_d x_d = \dot{V}_{d+1} y_{d+1} + \dot{W} x_w \\ \dot{L}_d H_d = \dot{V}_{d+1} H_{d+1} + \dot{W} \left(H_w - \frac{\dot{Q}_R}{\dot{W}} \right) \end{cases} \quad (5-116)$$

Se define, de la misma forma que se hizo en rectificación, el punto polar $H_{\Delta W} = H_w - \dot{Q}_R / \dot{W}$. En este caso, se observa que si se definen los tríos $\{V_{d+1}\} = [\dot{V}_{d+1}; y_{d+1}; H_{d+1}]$, $\{L_d\} = [\dot{L}_d; x_d; H_d]$ y $\{\Delta W\} = [\dot{W}; x_w; H_{\Delta W}]$, entonces los tres puntos correspondientes están alineados:

$$\{L_d\} = \{V_{d+1}\} + \{\Delta W\} \equiv \begin{cases} \dot{L}_d = \dot{V}_{d+1} + \dot{W} \\ \dot{L}_d x_d = \dot{V}_{d+1} y_{d+1} + \dot{W} x_w \\ \dot{L}_d H_d = \dot{V}_{d+1} H_{d+1} + \dot{W} H_{\Delta W} \end{cases} \quad (5-117)$$

Con la ubicación del punto polar de la zona de desorción, las posiciones de cada una de las corrientes en operación en esta sección vienen relacionadas por una recta que pasa por el punto polar mencionado. Para la etapa d , conociendo la composición del líquido que cae de esta etapa, se ubica el punto $\{L_d\}$ en la intersección de la composición y la línea de líquido saturado. Uniendo los puntos $\{L_d\}$ y $\{\Delta W\}$ se obtiene una recta que cruza la curva de vapor saturado en el punto $\{V_{d+1}\}$, definiendo así su composición y entalpía. El flujo molar del vapor se obtiene aplicando la relación de balance de masa:

$$\dot{V}_{d+1} = \dot{W} \frac{x_d - x_w}{x_{d+1} - x_d} = \dot{W} \frac{H_d - H_{\Delta W}}{H_{d+1} - H_d} \quad (5-118)$$

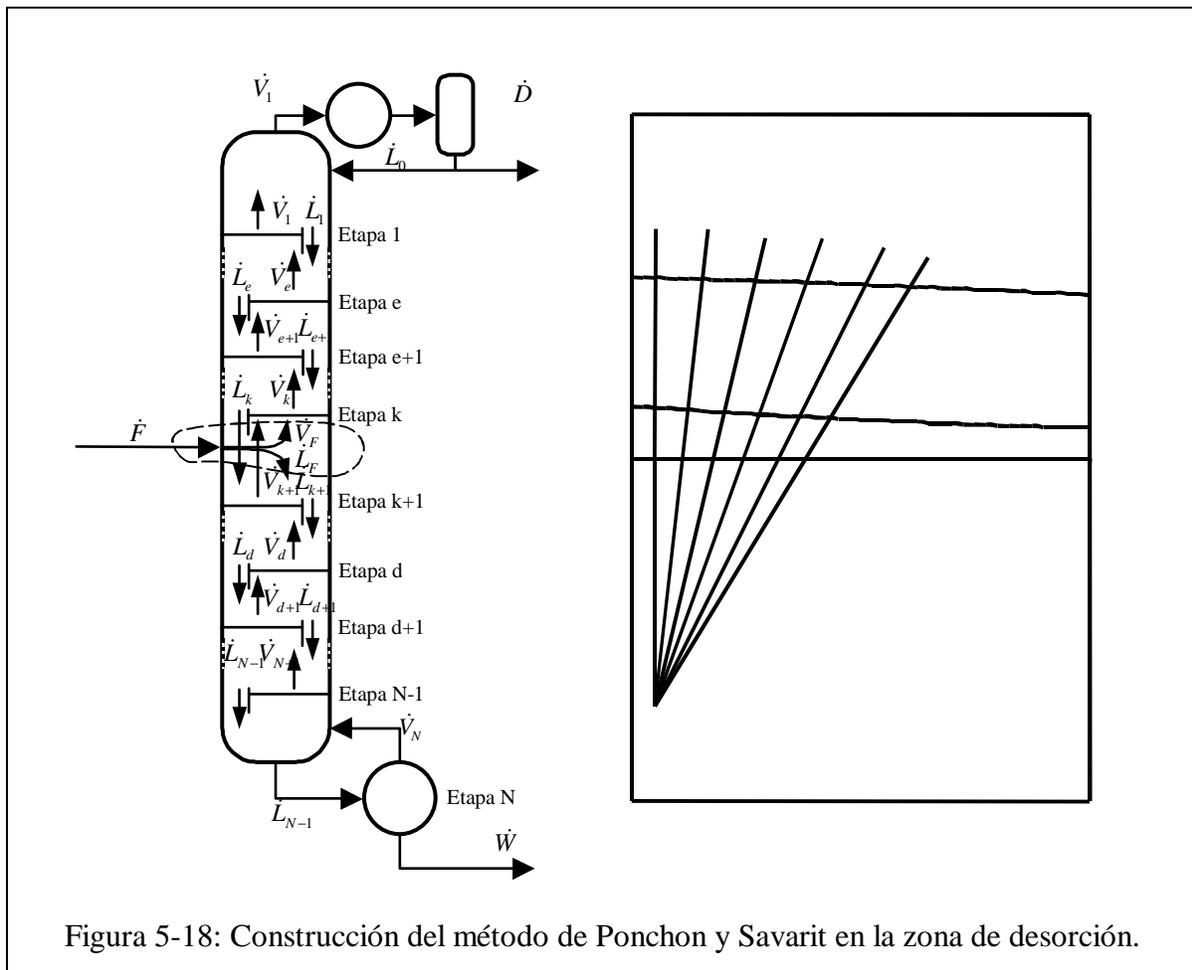


Figura 5-18: Construcción del método de Ponchon y Savarit en la zona de desorción.

El punto $\{\Delta W\}$ podría ser definido a partir de una relación de rehervidor (similar a la relación de reflujo en el tope) pero se prefiere en este texto relacionarlo con el punto $\{\Delta D\}$ a través del balance sobre toda la columna. Este se traduce por:

$$\begin{cases} \dot{F} = \dot{D} + \dot{W} \\ \dot{F}z_F = \dot{D}x_D + \dot{W}x_W \\ \dot{F}H_F = \dot{D}H_D + \dot{W}H_W + \dot{Q}_C - \dot{Q}_R \end{cases} \quad (5-119)$$

Reagrupando los distintos calores a sus respectivas corrientes conduce a:

$$\begin{cases} \dot{F} = \dot{D} + \dot{W} \\ \dot{F}z_F = \dot{D}x_D + \dot{W}x_W \\ \dot{F}H_F = \dot{D}\left(H_D + \frac{\dot{Q}_C}{\dot{D}}\right) + \dot{W}\left(H_W - \frac{\dot{Q}_R}{\dot{W}}\right) \end{cases} \quad (5-120)$$

Finalmente, haciendo aparecer la definición de los puntos polares de tope y fondo permite obtener la expresión:

$$\{F\} = \{\Delta D\} + \{\Delta W\} \equiv \begin{cases} \dot{F} = \dot{D} + \dot{W} \\ \dot{F}z_F = \dot{D}x_D + \dot{W}x_W \\ \dot{F}H_F = \dot{D}H_{\Delta D} + \dot{W}H_{\Delta W} \end{cases} \quad (5-121)$$

La interpretación gráfica de esta ecuación es directa, el punto polar ΔW se encuentra sobre la recta que pasa por la alimentación y por ΔD y su composición es la misma que la composición de la corriente de fondo.

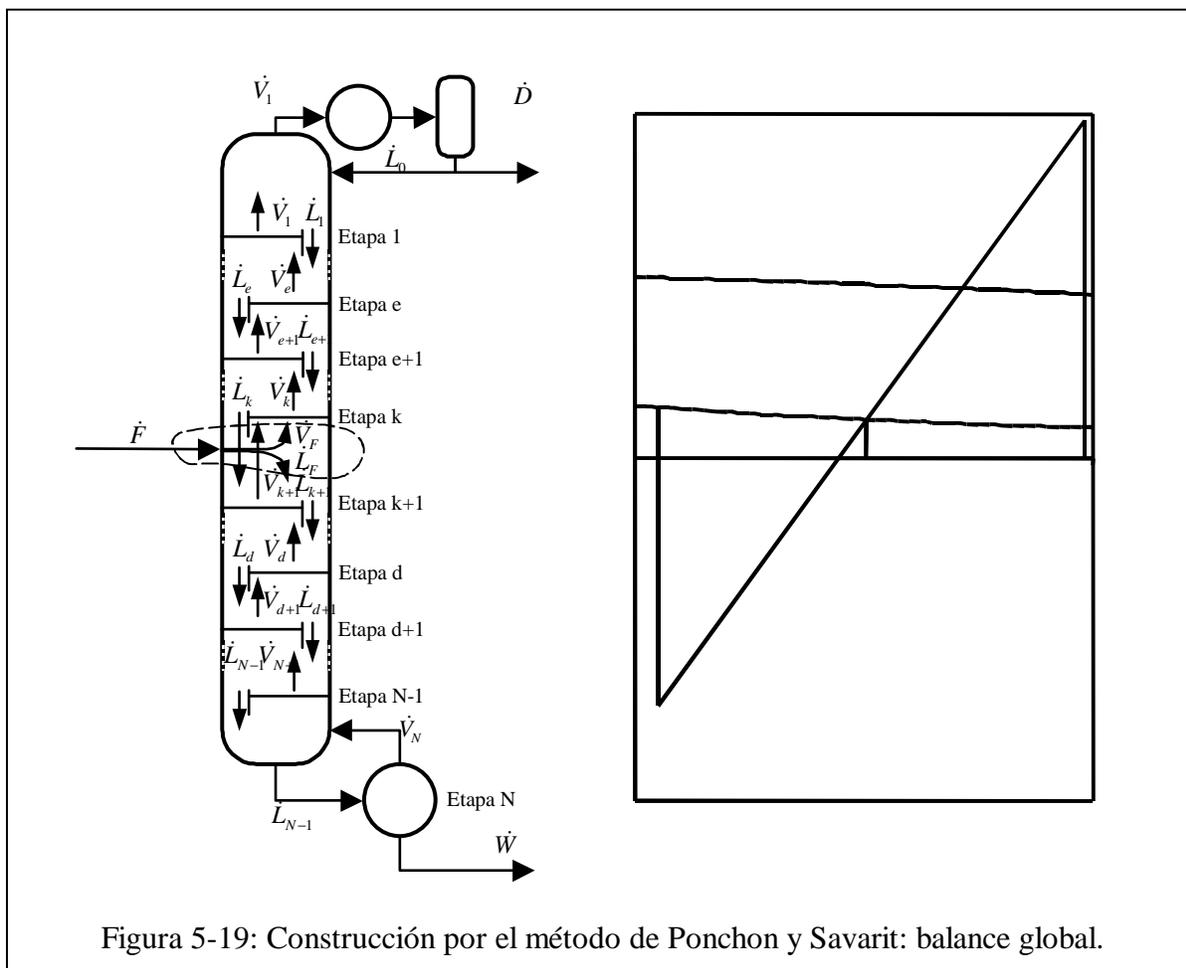


Figura 5-19: Construcción por el método de Ponchon y Savarit: balance global.

5.2.3.3 Alimentación parcialmente vaporizada

Cuando la alimentación entra en forma parcialmente vaporizada, una separación espontánea ocurre en el momento que la corriente entra en la columna. Este flash al cual está sometido la alimentación afecta directamente todos los balances en el momento que se debe cambiar de sección en el conteo de etapas. Los métodos tradicionalmente expuestos en los libros de texto consisten en cambiar el punto polar de apoyo cuando se alcanza una composición del líquido que cae directamente a la izquierda de la alimentación (suponiendo que el conteo se inició en el tope). Ledanois y Olivera (Ledanois y Olivera, 1984) han demostrado que, tanto para el método de McCabe y Thiele como para el método de Ponchon y Savarit, esta técnica aplicaba solamente para alimentaciones saturadas (líquido o vapor). Para las mezclas parcialmente vaporizadas, de la misma forma que ha “aparecido” una recta intermedia para el cambio de sección en el método de McCabe y Thiele, aparece un nuevo punto polar en el método de Ponchon y Savarit. Si se hace el

balance que pasa exactamente por encima de la alimentación y que incluye toda la zona de rectificación, se tiene (escrito directamente en forma compacta):

$$\{V_{k+1}\} + \{V_F\} = \{L_k\} + \{\Delta D\} \quad (5-122)$$

Esta ecuación es equivalente a la ecuación 5-58 obtenida con el método de McCabe y Thiele. Reorganizando la ecuación para expresar la relación entre los flujos vapor y gas mencionados, se tiene:

$$\{V_{k+1}\} - \{L_k\} = (\{\Delta D\} - \{V_F\}) = \{\Delta I\} \quad (5-123)$$

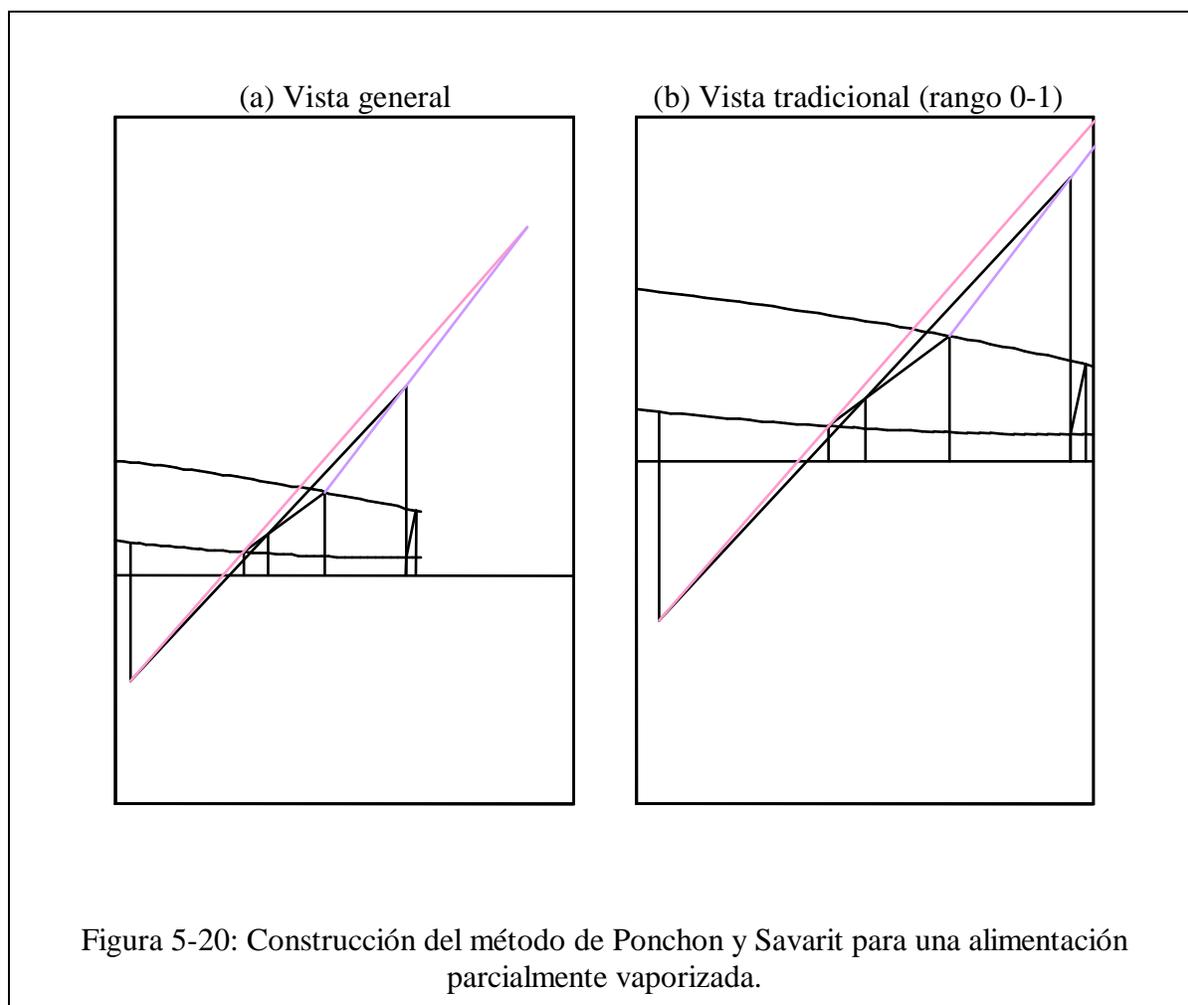
El balance equivalente a la ecuación 5-59, escrito entre la parte inferior de la alimentación y el fondo conduce a:

$$\{L_k\} + \{L_F\} = \{V_{k+1}\} + \{\Delta W\} \quad (5-124)$$

Cuya forma reordenada es:

$$\{V_{k+1}\} - \{L_k\} = (\{L_F\} - \{\Delta W\}) = \{\Delta I\} \quad (5-125)$$

Obteniendo así directamente el punto $\{\Delta I\}$ en forma gráfica ya que pertenece a la intersección de las rectas que pasan por los puntos $\{V_F\}$ y $\{\Delta D\}$ por una parte y $\{L_F\}$ y $\{\Delta W\}$ por otra parte. Es importante notar que las coordenadas del punto $\{\Delta I\}$ pueden ser absolutamente cualquiera, ubicándose bien sea en la región NE o SW del gráfico, pero con composiciones y entalpías muy distintas en orden de magnitud a las obtenidas para $\{\Delta D\}$ y $\{\Delta W\}$. En muchos gráficos, solamente la tendencia de la posición del punto $\{\Delta I\}$ podrá ser representada si se quiere apreciar detalles en el gráfico entálpico. Este punto polar ha de usarse una sola vez, en el momento de cambio de sección.

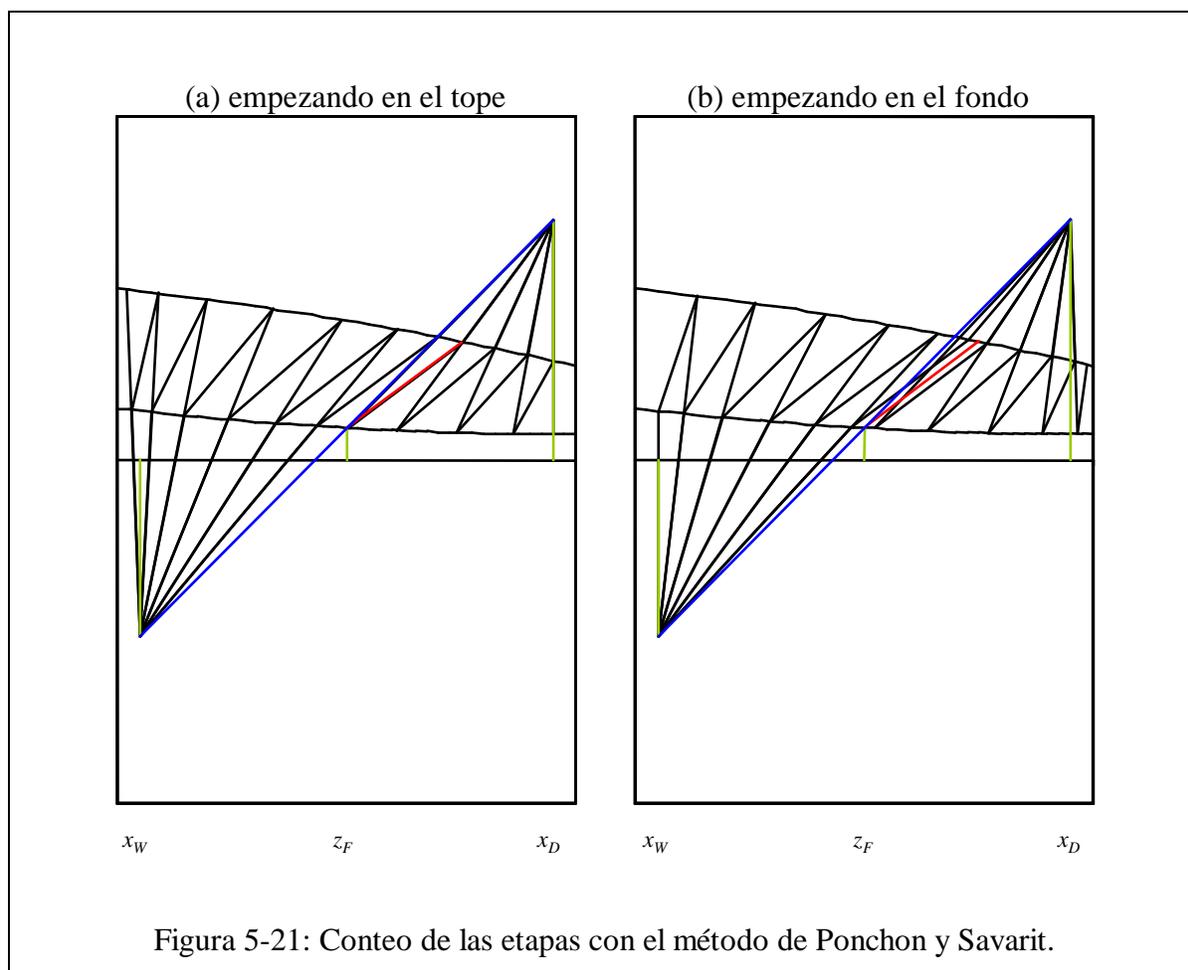


5.2.3.4 Conteo de las etapas

En forma muy similar a lo indicado en el método de McCabe y Thiele, la construcción de las etapas puede empezar bien sea desde el fondo, bien sea desde el tope. Si de alguna forma se especifica que la columna dispone de un controlador de temperatura del fondo, parece natural tomar la composición de fondo como punto de partida. En contraparte, si es la temperatura del condensador que se controla, el conteo se iniciará en el tope.

Para la descripción de la metodología se empezará contando las etapas desde el tope. El vapor que entra al condensador tiene la misma composición que el destilado producido y el reflujo que entra a la columna al tener un condensador total. El punto $\{V_1\}$ está por ende perfectamente definido a partir de su composición y de su entalpía (vapor saturado ya que sale de la etapa 1). El

líquido en equilibrio termodinámico con $\{V_1\}$ es la corriente $\{L_1\}$ cuya composición se obtiene a partir del equilibrio termodinámico. Su entalpía corresponde a la entalpía del líquido saturado con esta composición de equilibrio. Al caer de la primera etapa, el líquido $\{L_1\}$ se encuentra con el vapor $\{V_2\}$ que sube de la etapa siguiente. La relación entre estas corrientes viene dada por el punto polar de la zona de rectificación, a saber $\{V_2\} = \{L_1\} + \{\Delta D\}$. La representación gráfica de esta ecuación es muy sencilla: se traza la recta que pasa por los puntos $\{L_1\}$ y $\{\Delta D\}$. Se busca la intersección con la línea de vapor saturado (de nuevo, el vapor subiendo del segundo plato proviene de un equilibrio termodinámico) y se obtiene así $\{V_2\}$. El proceso es luego repetitivo. Se alternan los equilibrios y las operaciones hasta llegar a una composición de flujo líquido inmediatamente superior a la de alimentación (caso de diseño). En este momento, se apoya una vez la operación sobre el punto polar intermedio $\{\Delta I\}$ y se prosigue luego la construcción con el punto polar de la zona de desorción $\{\Delta W\}$. En el caso de un problema de evaluación, se debe usar tantas veces el punto como hay etapas en cada una de las secciones. Si se empieza en el fondo, la técnica a usar es muy similar, empezando esta vez con la composición del residuo x_w , calculando primero el equilibrio para obtener la composición del vapor y_N y luego por operación apoyándose sobre el punto polar $\{\Delta W\}$ se obtiene el líquido que baja de la penúltima etapa teórica y así sucesivamente. Las dos técnicas se presentan en forma comparativa en la figura 5-21.



5.2.3.5 Número mínimo de etapas

La posición del punto polar $\{\Delta D\}$ depende directamente del valor de la relación de reflujo como se ha mostrado en la ecuación 5-114. Al aumentar el reflujo, el punto polar de la zona de rectificación tiene mayor entalpía y, por supuesto, el punto polar de la zona de rectificación tiene menor entalpía por balance global. El trazado de las líneas que pasan por el punto polar son cada vez más verticales haciendo que cada operación “avance” más rápidamente en el gráfico. El caso extremo corresponde a un reflujo total (es decir una relación de reflujo que tiende al infinito), a lo que se asocian unos puntos polares con una altura infinita. Las líneas de operación son completamente verticales y el número de etapas asociado es el número mínimo. El valor de este número mínimo de etapas ha de ser idéntico al valor obtenido por el método de McCabe y Thiele, ya que solamente el equilibrio se toma en cuenta en el trazado (la operación a reflujo total arroja el mismo resultado por los dos métodos ya que el flujo de líquido y el flujo de vapor tienden a ser

idénticos). Esto significa que la ecuación de Fenske puede ser de nuevo utilizada si la hipótesis de volatilidad relativa constante puede ser aplicado a la mezcla tratada.

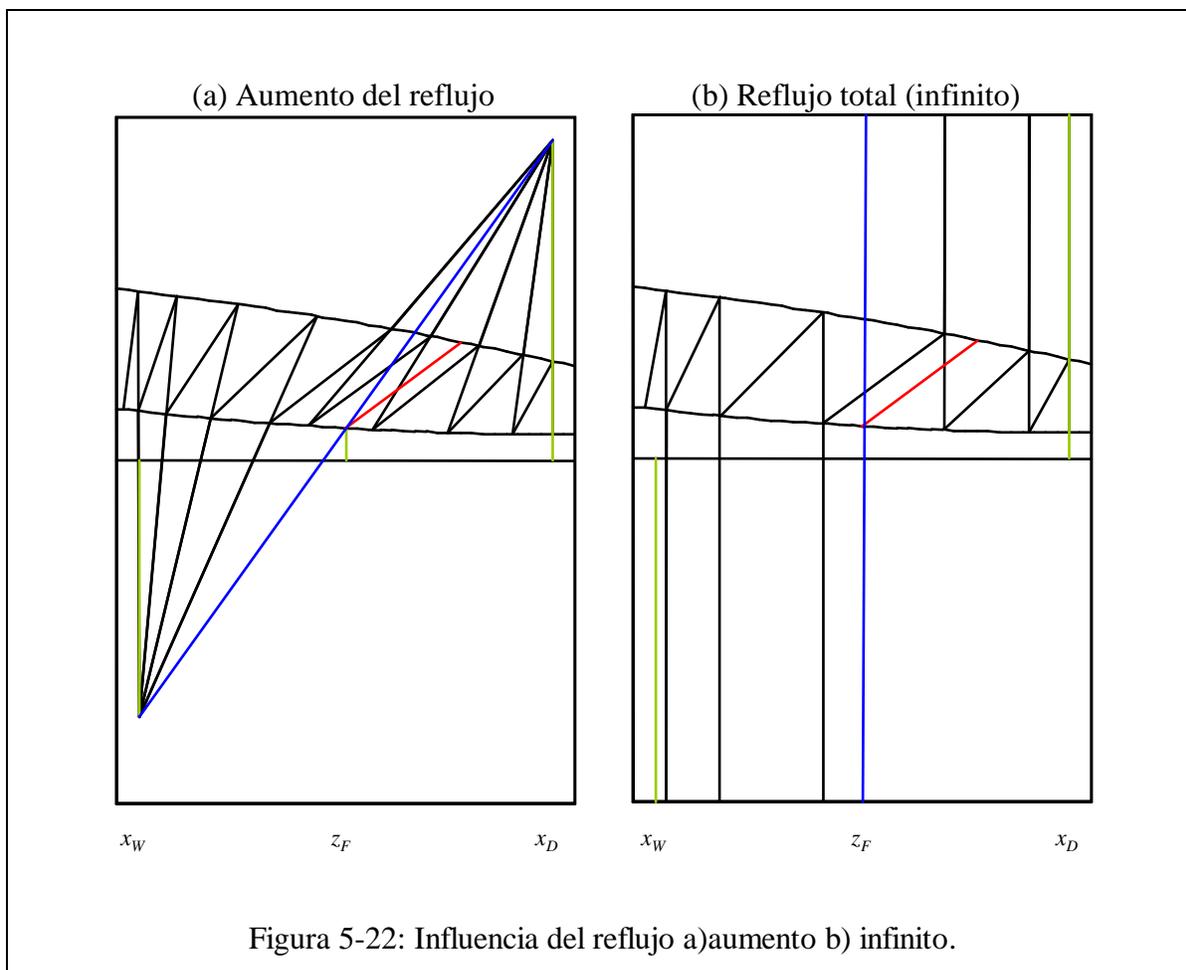
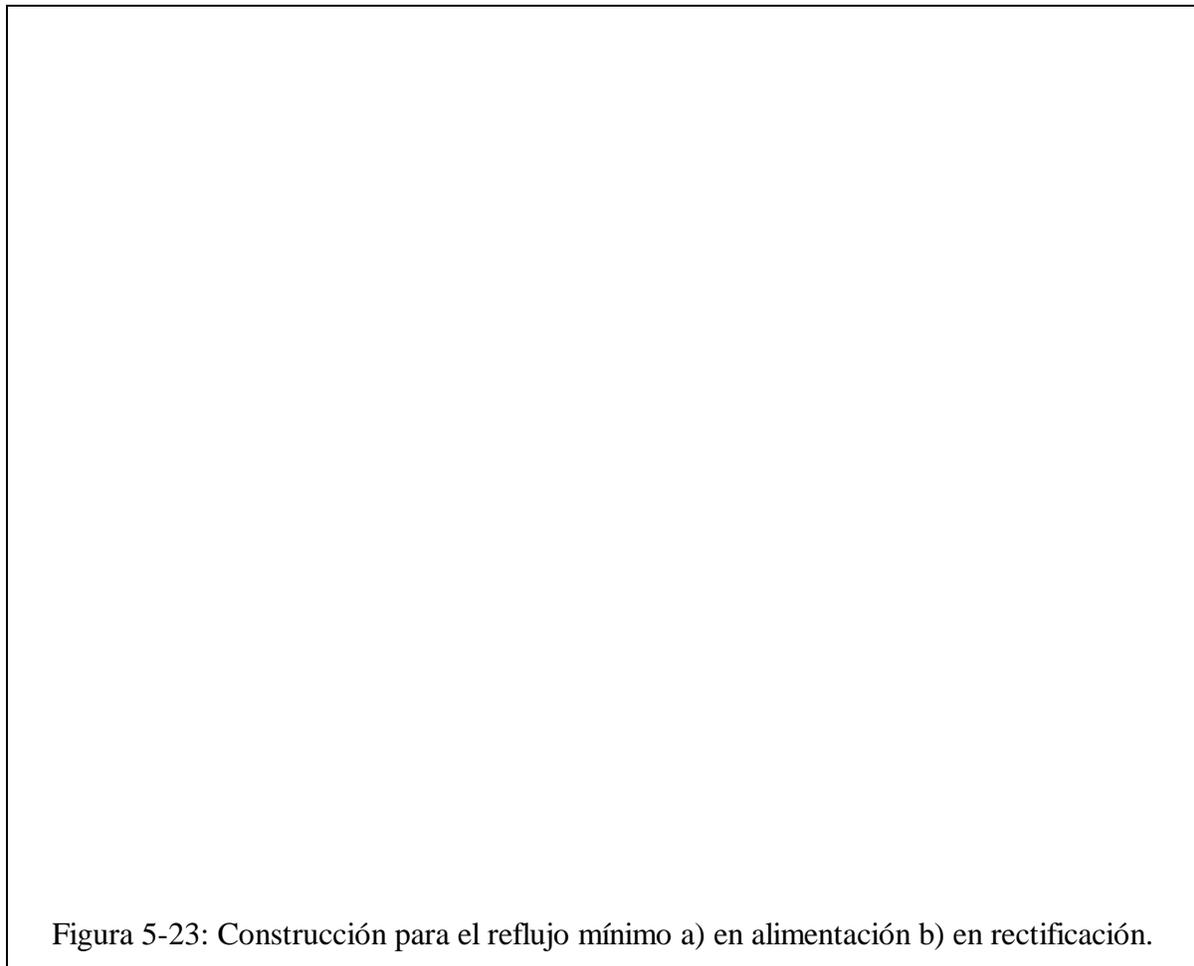


Figura 5-22: Influencia del reflujo a) aumento b) infinito.

5.2.3.6 Reflujo mínimo

Se ha visto que un aumento de la relación de reflujo se traduce por una disminución del número de etapas. De forma opuesta, una reducción de la relación de reflujo tiende a aumentar el número de etapas. Este número puede aumentar hasta alcanzar un valor infinito. En este momento, la relación de reflujo alcanza el valor mínimo que permite realizar la separación. Gráficamente, esto corresponde a que la secuencia de líneas de operación logra tener la misma operación que la recta de equilibrio en el diagrama H vs. x,y . En este momento la progresión de cada etapa (equilibrio+operación) es infinitesimal, concepto que se asocia a la necesidad de un número infinito de etapas.

En numerosos casos, la superposición de ambas pendientes ocurre a nivel de la alimentación (si la curva de equilibrio tiene un comportamiento que se pudiera llamar “normal”). Sin embargo, es necesario chequear, en cada uno de los casos, que no existe ninguna pendiente de equilibrio, tanto en rectificación como en desorción, que tenga la posibilidad de generar un punto polar correspondiente a un valor superior del reflujo mínimo.



5.2.3.7 Condensador parcial

O.

$$\{V_{e+1}\} - \{L_e\} = \{\Delta D\} \quad (5-126)$$

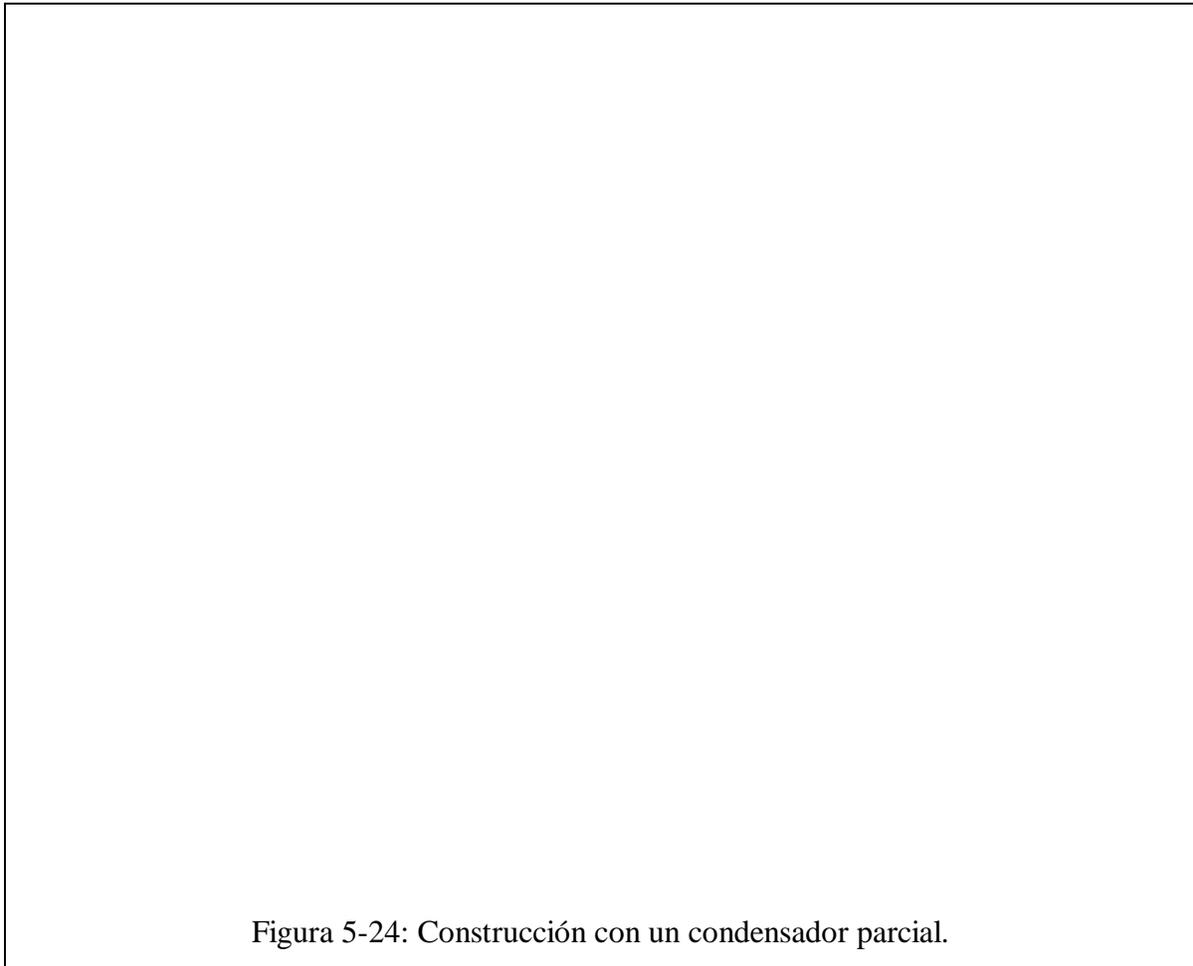


Figura 5-24: Construcción con un condensador parcial.

5.2.3.8 Entradas y salidas múltiples (columnas complejas)

O.

$$\begin{cases} \dot{F}_1 + \dot{F}_2 = \dot{D} + \dot{W} \\ \dot{F}_1 z_{F1} + \dot{F}_2 z_{F2} = \dot{D} x_D + \dot{W} x_W \\ \dot{F}_1 H_{F1} + \dot{F}_2 H_{F2} = \dot{D} \left(H_D + \frac{\dot{Q}_C}{\dot{D}} \right) + \dot{W} H_W \left(H_W - \frac{\dot{Q}_R}{\dot{W}} \right) \end{cases} \quad (5-127)$$

O.

$$\{\dot{F}_N\} \equiv \begin{cases} \dot{F}_1 + \dot{F}_2 \\ \dot{F}_1 z_{F1} + \dot{F}_2 z_{F2} \\ \dot{F}_1 H_{F1} + \dot{F}_2 H_{F2} \end{cases} \quad (5-128)$$

O.

$$\{F_N\} = \{\Delta D\} + \{\Delta W\} \quad (5-129)$$

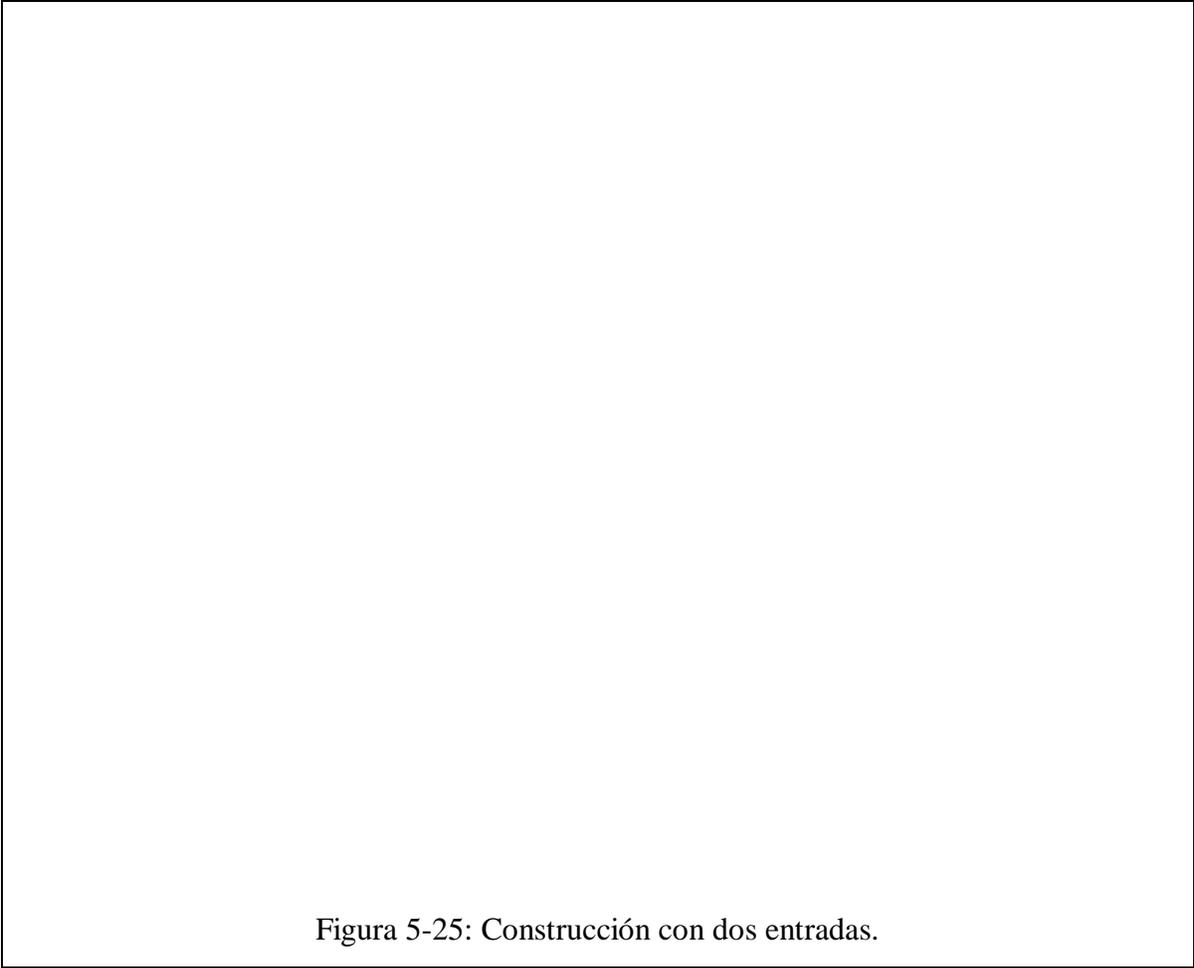


Figura 5-25: Construcción con dos entradas.

5.2.3.9 Vapor vivo

O.

$$\begin{cases} \dot{F} + \dot{S} = \dot{D} + \dot{W} \\ \dot{F}z_F + \dot{S} \times 0 = \dot{D}x_D + \dot{W}x_W \\ \dot{F}H_F + \dot{S}H_S = \dot{D}\left(H_D + \frac{\dot{Q}_C}{\dot{D}}\right) + \dot{W}H_W \end{cases} \quad (5-130)$$

O.

$$\{\Delta W_N\} \equiv \begin{cases} \dot{W} - \dot{S} \\ \dot{W}x_W \\ \dot{W}H_W - \dot{S}H_S \end{cases} \quad (5-131)$$

O.

$$\{\Delta W_N\} = \{W\} - \{S\} \quad (5-132)$$

O.

$$\{F\} = \{\Delta D\} + \{\Delta W_n\} \quad (5-133)$$

O.

O.

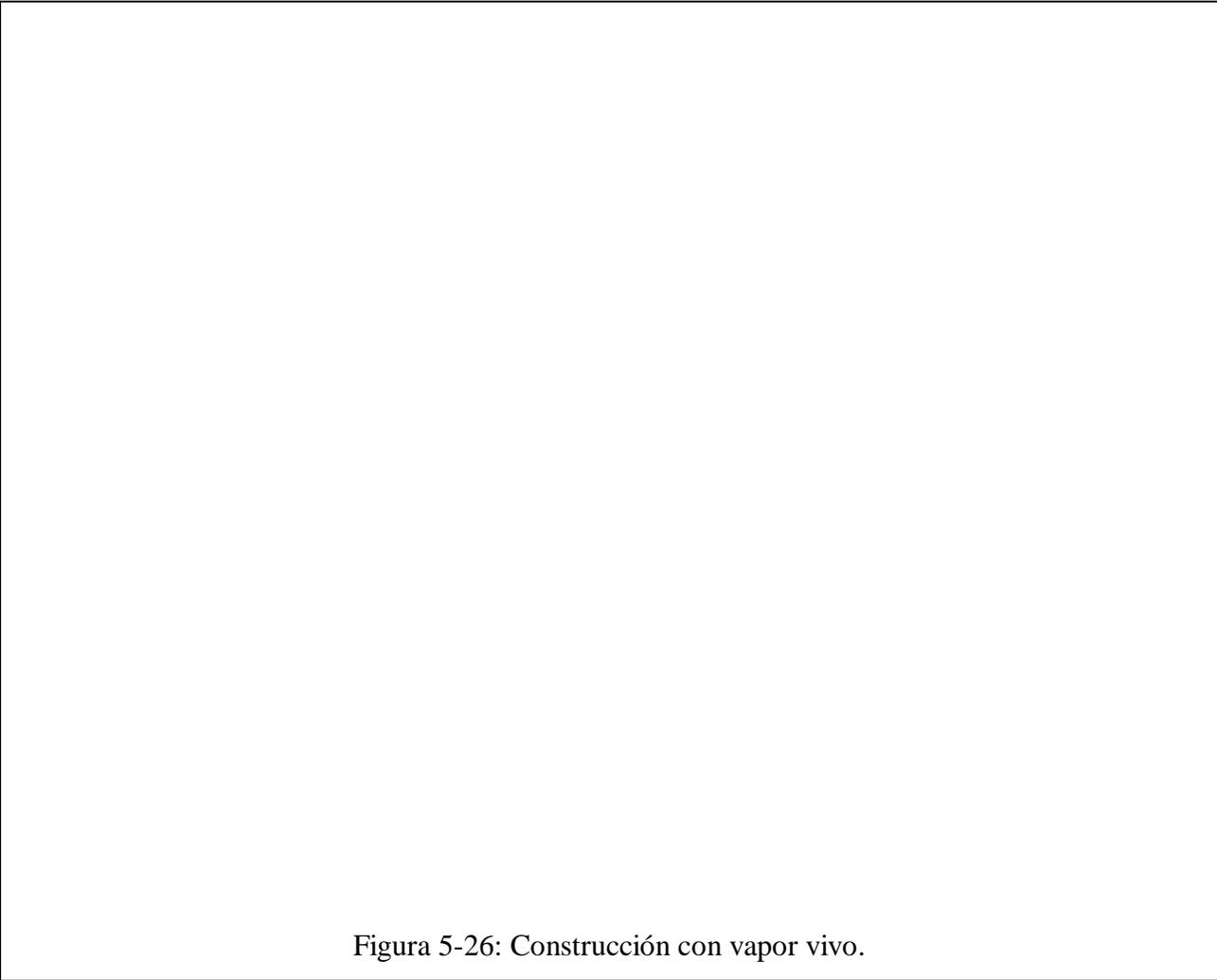


Figura 5-26: Construcción con vapor vivo.

5.3 EJEMPLOS RESUELTOS

5.3.1 MEZCLAS BINARIAS SOLO CON BALANCE DE MASA

5.3.1.1 Método de McCabe & Thiele con alimentación parcialmente vaporizada

Una mezcla AB está conocida a través de su curva de volatilidad relativa en función de la composición del líquido. Teniendo un flujo de alimentación parcialmente vaporizada ($\beta=0,2$) de 100 mol/h de composición 0,38, se desea conocer el número de etapas en cada sección necesarios para producir un destilado con una composición de 0,97 (del producto volátil A)

recuperando 95% de la cantidad de A que entró en la alimentación. La relación entre el reflujo de operación y el reflujo mínimo será de 1,5.

Los datos de equilibrio se expresan a través de la relación $\alpha = 3,156 - 0,17x - 1,354x^2$.

El primer paso consiste en resolver el balance de materia alrededor de la columna. Se tienen dos datos: una composición y un flujo de componente volátil en el destilado, es decir x_D y Dx_D . La obtención de todos los demás datos se deducen fácilmente. Los resultados se resumen en la tabla a continuación:

| | F | D | W |
|---------------|------|---------|---------|
| Fujo total | 100 | 37,216 | 62,784 |
| Composición | 0,38 | 0,97000 | 0,03026 |
| Flujo liviano | 38 | 36,100 | 1,900 |

La segunda fase consiste en evaluar el equilibrio líquido-vapor de la alimentación (flash). Este proceso puede ser resuelto de forma gráfica construyendo una recta que pasa por el punto (0,38; 0,38) y cuya pendiente dependa solamente de la fracción vaporizada $\beta/(\beta-1)$. Es posible resolver también este problema de forma iterativa. Se supone un valor de x , se calcula el vapor en equilibrio y y se evalúa la fracción vaporizada a través de la expresión $\beta = (z-x)/(y-x)$. El valor de x es el correcto cuando la fracción vaporizada es igual al dato del problema. Los resultados correspondientes al problema planteado son:

| | F | L_F | V_F |
|-------------|------|---------|---------|
| Fujo total | 100 | 80,000 | 20,000 |
| Composición | 0,38 | 0,32750 | 0,59001 |
| Liviano | 38 | 26,200 | 11,800 |

Conociendo ya la recta de alimentación, se puede evaluar el reflujo mínimo en este punto (cabe señalar que la curva de equilibrio se ve lo suficiente "regular" para pensar que el *pinch point* ocurre en este punto. La recta que pasa por los puntos (x_D, x_D) y (x_F, y_F) es la recta asociada al reflujo mínimo y su pendiente es: $(y_F - x_D)/(x_F - x_D) = (R_{\min})/(R_{\min} + 1)$.

Se deduce así el valor del reflujo mínimo: $R_{\min} = 1,4475$.

Se obtiene entonces el reflujo de operación: $R_{op} = 1,5 R_{\min} = 2,1713$.

A partir de esta información, se pueden evaluar todas las corrientes líquidas y vapor a lo largo de la columna para conocer todas las características de las distintas rectas de operación.

El líquido de la zona de rectificación es directamente proporcional al reflujo: $L = RD = 80,81$.

El vapor de la zona de rectificación se obtiene por: $V = (R+1)D = 118,02$.

En la zona de desorción, se debe incorporar el balance que toma en cuenta la alimentación. Para el líquido la expresión es: $L' = L + L_F = 160,81$.

En cuanto al vapor, se tiene: $V' = V - V_F = 98,02$.

A partir de estos valores, se pueden obtener las características de las distintas ecuaciones asociadas a los balances en cada sección. La ecuación de la zona de la zona de rectificación es:

$$y = \frac{L}{V}x + \frac{Dx_D}{V} = 0,684668x + 0,305872$$

Para la zona de la alimentación, la ecuación que permite unir el último líquido de la zona de rectificación con el primer vapor de la zona de desorción es:

$$y = \frac{L}{V'}x + \frac{Dx_D - V_F y_F}{V'} = 0,824363x + 0,247898$$

Finalmente, la zona de desorción tiene como expresión:

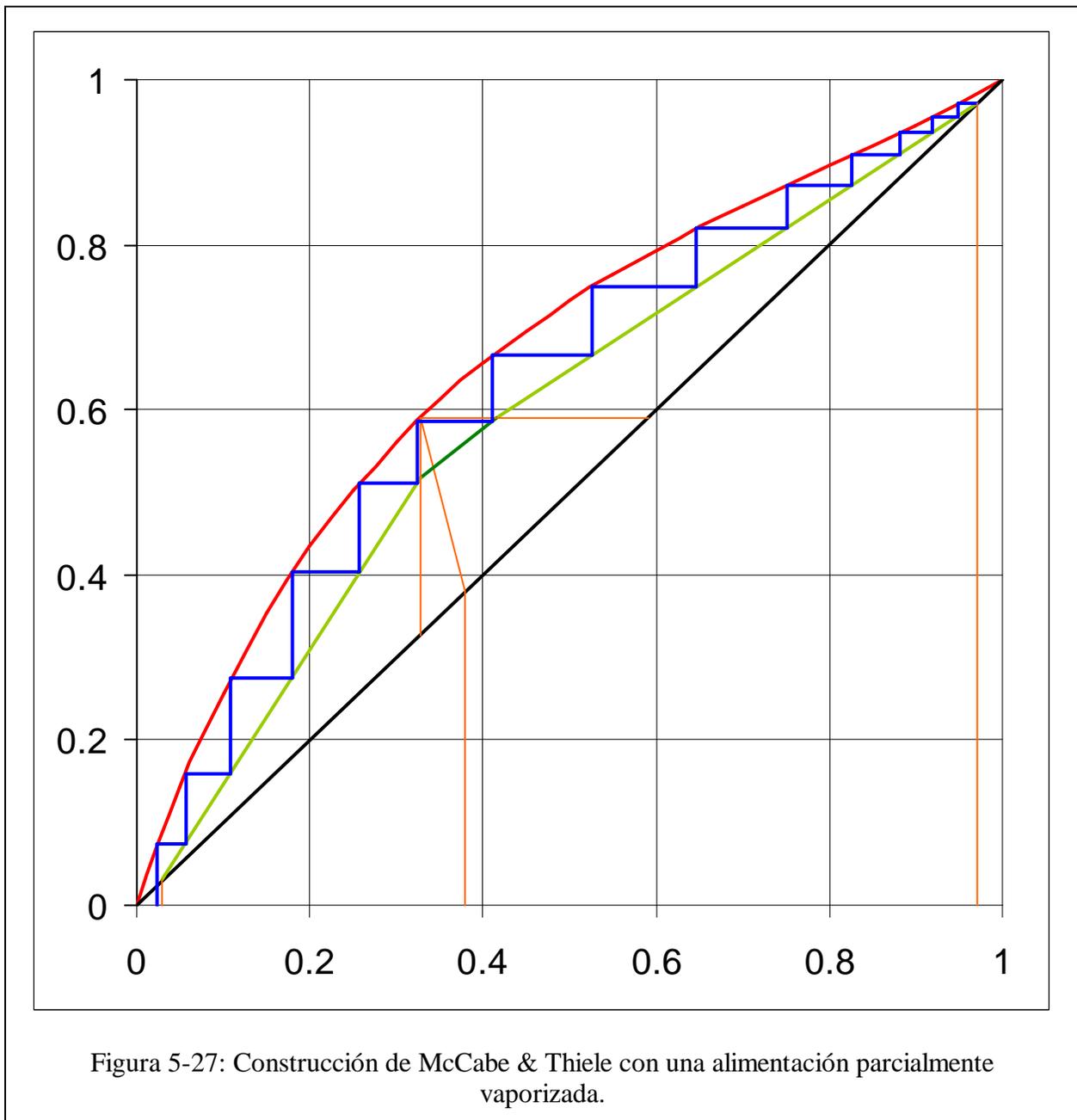
$$y = \frac{L'}{V'}x - \frac{Wx_W}{V'} = 1,640496x - 0,019383$$

Una vez trazadas las 3 rectas correspondientes, se puede proceder a construir las etapas. Se empezará desde el tope, pero esta decisión queda a la libre elección del usuario. La construcción consiste en alternar los puntos en operación y los puntos en equilibrio. El primer punto corresponde a las coordenadas $(x_D ; y_1 = x_D)$ y es punto de operación (pertenece a la primera recta mencionada $x_0 = x_D$). Con la composición del vapor y_1 se busca el líquido en equilibrio x_1 (que cae del mismo plato) cuya composición se obtiene directamente de la curva o a través de la volatilidad relativa. El líquido L_1 está en operación con V_2 , es decir que el punto $(x_1 ; y_2)$ pertenece a la recta de enriquecimiento. Se vuelve a calcular el equilibrio para obtener el líquido L_2 y así sucesivamente.

Cuando se trata de un problema de diseño, se debe cambiar de recta de operación cuando la fuerza impulsora (diferencia de altura entre el equilibrio y la operación) es mayor. En este caso, se debe usar la recta de operación intermedia de la alimentación para pasar de la etapa 8 a la etapa 9 y luego, se debe utilizar la recta de la zona de desorción.

| Etapas | x | y |
|--------|--------|--------|
| 1 | 0,9479 | 0,9700 |
| 2 | 0,9193 | 0,9548 |
| 3 | 0,8809 | 0,9353 |
| 4 | 0,8270 | 0,9090 |
| 5 | 0,7505 | 0,8721 |
| 6 | 0,6472 | 0,8197 |
| 7 | 0,5257 | 0,7490 |
| 8 | 0,4108 | 0,6658 |
| 9 | 0,3241 | 0,5865 |
| 10 | 0,2579 | 0,5122 |
| 11 | 0,1801 | 0,4037 |
| 12 | 0,1089 | 0,2761 |
| 13 | 0,0568 | 0,1592 |
| 14 | 0,0247 | 0,0739 |

El proceso de conteo de las etapas se detiene en la etapa 14 ya que el líquido que cae de esta etapa (el rehervidor) tiene una composición inferior a la especificación asociada a la composición de fondo (0,0303 en el ejemplo). La representación gráfica del conteo de las etapas es la siguiente:



La construcción obtenida en forma numérica es absolutamente correspondiente a una construcción gráfica tradicional.

5.3.1.2 Ejemplos prácticos

E.

5.3.1.3 Ejemplos prácticos

E.

5.3.1.4 Ejemplos prácticos

E.

5.3.2 MEZCLAS BINARIAS CON BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

5.3.2.1 Ejemplos prácticos

E.

5.3.2.2 Ejemplos prácticos

E.

5.4 EJERCICIOS

5.4.1 MEZCLAS BINARIAS SOLO CON BALANCE DE MASA

5.4.1.1 Absorción CO_2

Para un circuito “cerrado” de aire, se desea absorber CO_2 contenido en una corriente de 3 m^3/h que contiene 18 % molar de CO_2 . Se desea alcanzar una composición de 3% molar de este mismo producto en la salida del absorbedor usando agua pura como absorbente. En las condiciones de operación ($P = 1 \text{ atm}$ y $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$) la constante de equilibrio molar $y_{CO_2}/x_{CO_2} = 1818$. La presión de vapor del agua en estas condiciones se tomará igual a 0,08 atm. ¿Cuál es la relación $(L/G)_{\min}$ necesaria. Trabajando con un flujo tal que la relación $(L/G) = 1,5 (L/G)_{\min}$ se cumpla, ¿cuál es el número de etapas requeridas. Compare este valor con el obtenido por el método de Kremser.

5.4.1.2 Columna sencilla (Diseño y evaluación)

Se dispone de una mezcla cuyo equilibrio, a las condiciones de operación puede ser representado por $\alpha = 2.52 - 0.45x$. Trabajando a 1.45 veces el reflujo mínimo, se desea conocer el número de etapas si la composición en el fondo es de 0.09 y la del destilado de 0.96. Esta columna ha sido construida y funcionó perfectamente. En un error de operación, un golpe de presión causó la pérdida de 3 platos en

el fondo. ¿Cuál es el nuevo valor del destilado (cantidad y calidad) obtenidos si se mantiene la temperatura del rehervidor en las mismas condiciones que en las condiciones originales y produciendo la misma cantidad de vapor?

5.4.1.3 Doble alimentación

Se tiene una mezcla binaria cuya curva de equilibrio puede ser representada a través de la ecuación de volatilidad relativa $\alpha=2+x$. La columna dispone de un rehervidor, de un condensador total y de dos alimentaciones, una cuya composición de producto volátil es 0,75 y entra líquido saturado a razón de 20 mol/s. La otra tiene una composición global de 0,35 y un flujo de 100 mol/s. Su fracción vapor es del 50 %. Se desea producir 50 mol/s de un destilado cuya composición debe ser igual a 0,975. Si se trabaja a 1,3 veces el reflujo mínimo, ¿cuál será el número de etapas teóricas necesarias para llevar a cabo la destilación.

5.4.1.4 Alimentación y salida lateral

Una columna de rectificación continua equipada de un rehervidor y un condensador parcial opera con una alimentación parcialmente vaporizada y una salida lateral (líquido saturado) que sale del tercer plato de la zona de rectificación. Determine el reflujo que permite obtener los datos estipulados en la tabla siguiente si la columna tiene en total 7 platos en la zona de rectificación y 4 etapas (incluyendo el rehervidor) en la zona de desorción:

| | Fondo | Alimentación | Salida | Destilado |
|---------------------|-------|--------------|--------|-----------|
| Flujo | | 175 | 25 | |
| Composición | 0,035 | 0,47 | | 0,97 |
| Fracción vaporizada | 0 | 0,25 | 0 | 1 |

Nota: la mezcla tiene una volatilidad relativa constante e igual a 2.

Compare los resultados obtenidos con los generados con el método de Smoker.

5.4.1.5 Vapor vivo y una alimentación

Se desea procesar una mezcla binaria metanol-agua cuyo equilibrio puede ser representado por la volatilidad relativa siguiente:

$$\alpha = 1,0936 x^4 - 6,2073 x^3 + 13,557 x^2 - 13,749 x + 7,7248$$

Se desea obtener un producto en el tope con una pureza del 98% y con un flujo de 46,5 kmol/h, habiendo utilizado una alimentación de 100 kmol/h de un producto con una pureza del 43%. Se usará vapor vivo saturado en el fondo. La columna posee un condensador total. ¿Cuál es el número de etapas necesarias si se trabaja con un reflujo equivalente a 1,3 veces el reflujo mínimo? ¿Cuál es la cantidad de vapor necesaria?

Si de repente, se dispone solamente de la mitad del vapor necesario al obtenido con el caso anterior, y si la temperatura del tope se mantiene constante, ¿cuál será la composición obtenida en el fondo con la columna construida con el número de etapas obtenidas en la primera parte?

5.4.1.6 Evaluación columna

100 lbmol/h de una mezcla metanol-agua están siendo destilados en una torre con condensador total, 4 etapas teóricas y un rehervidor. Esta alimentación se introduce entre el segundo y el tercer plato de la torre y tiene una fracción vaporizada del 50 %. Al operar con una relación de reflujo $R=2$, se obtiene una composición molar de destilado de 0,9. ¿Cuál es la composición de fondo obtenida y cuáles son los flujos de destilado y residuo correspondientes?

5.4.1.7 Columnas acopladas

Se piensa instalar el sistema señalado en la figura para procesar 100 kmol/h de líquido saturado con una composición molar del 70 % en componente liviano con el fin de obtener un producto al 95 % molar (destilado) y un residuo que sale de la segunda columna con una composición en liviano de 3 %. La alimentación se introduce en una columna a alta presión en la cual el equilibrio termodinámico puede ser representado por una volatilidad relativa constante e igual a 2. Del fondo de esta columna, se extrae una corriente con una concentración estimada de 30 % molar. Para reducir su concentración, esta corriente se hace pasar por una válvula para reducir su presión (el equilibrio termodinámico correspondiente podrá ser representado por una volatilidad relativa de 3), la cual vaporiza el 11 % en un tanque flash intermedio. El líquido que sale del flash se introduce en un despojador que tiene 6 etapas y un rehervidor. La corriente de fondo sale con una composición de 3 % (valor de la especificación mencionada anteriormente) mientras que el tope del se une con el vapor del flash, se comprime y se reintroduce a la columna de alta presión. Se pide determinar:

¿ Los flujos D , W_1 , W_2 , V_F , L_F , V_5 , F_2 y las composiciones $y_{V_F, X_{L_F}, y_{V_5}, z_2$?

¿ Las etapas requeridas en la columna de alta presión si esta columna trabaja con una relación de reflujo de 1,5?

(cortesía Prof. Hernán Guerrero)

5.4.2 MEZCLAS BINARIAS CON BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

5.4.2.1 Destilación Amoníaco-Agua

Una corriente de aire conteniendo amoníaco es lavada con agua en contracorriente antes de ser venteadada a la atmósfera. La mezcla agua-amoníaco obtenida de este proceso tiene un porcentaje molar del 15 % en amoníaco. Para volver a utilizar el agua en el proceso, se somete esta corriente a un proceso de destilación. Se especifica que la composición en el fondo no puede ser superior al 2 % y que el agua amoniacal obtenida en el tope tiene una composición molar de 90% de amoníaco. Si la columna trabaja a 1,5 veces el reflujo mínimo de la columna, defina totalmente los flujos, calores y etapas del proceso propuesto.

El equilibrio se tomará de la tabla:

| | | | | | | | | | | | |
|----|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 0,0 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,8 | 0,9 | 1,0 |
| X | 0,0 | 0,1 | 0,2 | 0,3 | 0,4 | 0,5 | 0,6 | 0,7 | 0,8 | 0,9 | 1,0 |
| HL | 1800 | 1150 | | | | | | | | | |
| Y | | | | | | | | | | | |
| HV | | | | | | | | | | | |

5.4.2.2 Evaluación de una columna Etanol-Agua con fuga en el rehervidor

Al destilar una mezcla etano-agua en una columna de platos, el ingeniero de planta se da cuenta que existe una fuga de agua en el rehervidor. Un “monitoreo de todos los datos de la planta indican que desde el condensador total entra un reflujo con una relación (L/D) igual a 1,5. La composición en el tope es de 0,75 molar, la alimentación tiene una composición de 0,505 y una fracción vaporizada del 20 %. El residuo producido tiene una composición molar de 0,01. Entran 100 kmol/h de alimentación a la columna y el caudal de fuga ha sido estimado a 5 kmol/h. ¿A cuantas etapas teóricas equivale esta columna? ¿Si la fuga sigue aumentando y si se mantiene constante la composición del fondo y la cantidad de destilado obtenido en la parte anterior, ¿cuál será la nueva recuperación del alcohol y la composición del fondo?

Nota: el equilibrio es el mismo que en el ejercicio anterior.

5.4.3 MÉTODOS CORTOS

5.4.3.1 Ejemplos prácticos

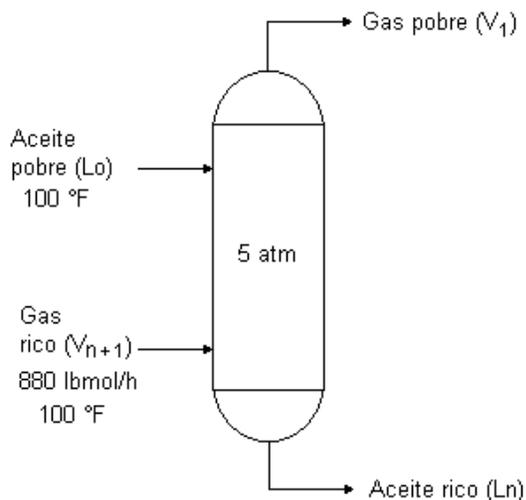
Se desea procesar una mezcla de Benceno, Tolueno, Xileno y Cumeno. Siendo miembros de una misma familia, se tomará como aproximación que las volatilidades relativas son constantes en la columna de destilación e iguales a los valores dados en la tabla. Se desea recuperar 95% del benceno en el tope y que la composición del xileno en el fondo sea de 0,5. La alimentación tiene una fracción vaporizada del 10%.

Usando un método corto, se desea estimar el número de etapas teóricas necesarias para realizar esta separación si se trabaja a 1,35 veces el reflujo mínimo. Ubicar la posición de la alimentación.

| | Componente | F_i | α_i |
|---|------------|-------|------------|
| 1 | Benceno | 20 | 1.7 |
| 2 | Tolueno | 80 | 1.5 |
| 3 | Xileno | 50 | 1 |
| 4 | Cumeno | 20 | 0.89 |
| | | 170 | |

5.4.3.2 Absorción

1.- La operación que se muestra en la figura se lleva a cabo de manera isotérmica a una presión de 5 atm en donde el aceite pobre contiene 0.8% de butano y puede considerarse no volátil. La torre tiene una altura equivalente a 3 unidades de transferencia (Nog) y se desea eliminar el 85% del propano que entra en el gas rico. Calcule la cantidad de aceite que debe utilizarse así como la composición del gas pobre y del aceite rico.



Composición del Gas rico y datos de equilibrio.

| <i>Componente</i> | <i>%molar</i> | <i>Constantes de Equilibrio</i> |
|-----------------------|---------------|---------------------------------|
| <i>Metano (C1)</i> | <i>49,1</i> | <i>39,0</i> |
| <i>Etano (C2)</i> | <i>10,2</i> | <i>7,0</i> |
| <i>Propano (C3)</i> | <i>30,6</i> | <i>2,2</i> |
| <i>n-Butano (C4)</i> | <i>6,8</i> | <i>0,73</i> |
| <i>n-Pentano (C5)</i> | <i>3,3</i> | <i>0,24</i> |

5.4.3.3 Hidrocarburos livianos

Se desea destilar una mezcla de propano (30 kmol/h), n-butano (50 kmol/h) y n-pentano (20 kmol/h), la cual será utilizada para fabricar propano industrial que no contenga más del 0,4 de butano+pentano. Simultáneamente, se espera recuperar 95 % del propano que se introdujo a la columna. Siendo una mezcla de hidrocarburos a relativamente baja presión, se usará el modelo de Raoult para la predicción del equilibrio termodinámico.

Se pide calcular la presión de la torre si el condensador puede alcanzar una temperatura de 40 °.

Se evaluará la distribución que se piensa obtener tanto a reflujo total como a reflujo mínimo. Trabajando luego con un reflujo de operación igual a 1,4 veces el reflujo mínimo, se desea conocer el número de etapas necesarias a la separación.

5.4.3.4 Aromáticos

En una planta de aromáticos de una destilería de carbón, se dispone de una mezcla multicomponente consistente de 100 libras-moles por hora de líquido saturado que contiene una composición molar de: benceno 30 %, tolueno 60 % y 10 % de xileno. Se desea obtener un producto con una pureza de 99 % molar en benceno y un producto de fondo que no contenga más de 1 % de benceno. La columna operará a presión atmosférica y estará provista de un condensador total y un rehervidor. La eficiencia global de la columna puede ser aproximada al 80 %. Las volatilidades relativas del benceno y xileno con respecto al tolueno son:

| <i>T (°C)</i> | <i>80</i> | <i>90</i> | <i>100</i> | <i>110</i> | <i>120</i> |
|----------------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| <i>$\alpha_{B,T}$</i> | <i>2,60</i> | <i>2,45</i> | <i>2,40</i> | <i>2,35</i> | <i>2,32</i> |
| <i>$\alpha_{X,T}$</i> | <i>0,40</i> | <i>0,41</i> | <i>0,42</i> | <i>0,43</i> | <i>0,45</i> |

Calcule en forma aproximada el diseño económico óptimo (número de etapas y reflujo) de esta columna, utilizando las siguientes aproximaciones para los costos:

Costo fijo por etapa (en US\$ por cada plato real):

$$C_f = 1500 R^{-2} \quad \text{si } R > 2,3$$

$$C_f = 750 R^{-2} \quad \text{si } R < 2,3$$

Costo de operación (US\$ por plato real)

$$C_o = 5040 R^{0,7}$$

Compare el valor óptimo con el valor recomendado en la literatura ($R=1,25 R_{\min}$)

5.5 BIBLIOGRAFÍA

- [1] Eduljee, H. E., *Hydro Proc.*, pp. 120-122 (Septiembre 1975)
- [2] Fenske M.R., *Ind. Eng. Chem.*, **24**, pp. 482-485, 1932.
- [3] Gilliland E.R., *Ind. Eng. Chem.*, **32**, pp. 1101-1106, 1940
- [4] Gilliland E.R., *Ind. Eng. Chem.*, **32**, pp. 1220-1223, 1940.
- [5] Henley, E. y J. Seader, “Operaciones de Separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química”, Reverté S.A., España, pág 477 (1988)
- [6] Holland, Charles, “Fundamentos y modelos de Procesos de Separación”, Prentice-Hall Internacional, Colombia, pp. 84-86 (1981)
- [7] Kirkbride C.G., *Petroleum Refiner*, **23**(9), pp. 87-102, 1944.
- [8] Ledanois J.-M., Program Solves Underwood Equation, *Hydrocarbon Processing*, pp 231-233, April 1981.
- [9] Ledanois J.-M. and C. Olivera-Fuentes, Modified Ponchon-Savarit and Mc-Cabe-Thiele Methods for Distillation of Two-Phase Feeds, *I&EC Process Design & Development*, pp 1-7, **23** (1), 1984.
- [10] Macías, R. y J. Rocha, “Simulación por computadora de columnas de destilación empleando un método aproximado”, *Ingeniería Química*, **229**, pp. 209-216 (Abril 1988)
- [11] McGarry, J., “Correlation and Prediction of the vapor pressures of pure liquids over large pressure ranges”, *Ind. Eng. Chem. Process, Des. Dev*, **22** (1983)
- [12] Molokanov Y.K.; T.P. Korablina; N.I. Mazurina; G.A. Nikiforov, *Int. Chem. Eng.*, **12**(2), pp. 209-212, 1972.
- [13] Perry, R. y C. Chilton, “Chemical Engineer’s Handbook”, 5 ed, Mc Graw-Hill Book Company, pp 13-28 (1973)
- [14] Reid, R. y T. Sherwood, “Propiedades de los gases y líquidos”, Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana, México, pp. 388-389 (1968)
- [15] Treybal, Robert, “Operaciones de Transferencia de Masa”, 2 ed, Hispano Americana S.A., Argentina, pp. 428-436 (1973)
- [16] Shiras R.N.; D.N. Hanson; C.H. Gibson, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, pp. 871-876, 1950.
- [17] Underwood A.J.V., *J. Inst. Petrol.*, **32**, pp. 614-626, 1946.
- [18] Walas, Stanley, “Phase Equilibria in Chemical Engineering”, Butterworth Publishers, Estados Unidos, pp. 145-146 (1985)
- [19] Wuithier Pierre, “Le Pétrole, Raffinage et Génie Chimique”, Technip, Paris, pág 503 (1965)