

Taller 2 - Destilación

Nicolas Ariza, Rafael Montagut, Cristian Pineda, Deyver Rivera

Universidad Nacional de Colombia, Sede Bogotá, Calle 44 # 45-67. Bogotá D.C., Colombia.

Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental,
Operaciones de separación.

Enunciado

Se va a destilar continuamente una corriente 1000 lbmol/h de una solución compuesta por etanol-agua, 20% mol etanol, para obtener un producto destilado al 76% mol de etanol y una corriente de residuo al 2% mol etanol. Si la columna opera a presión atmosférica con relación de reflujo 1,5 veces R mínimo y la alimentación se encuentra a 75 °C, determine:

1. Los flujos, concentraciones y temperaturas de las corrientes de destilado, residuo, vapor y líquido, V2, L1, líquido de entrada y vapor de salida del rehervidor.
2. Las cargas térmicas de condensador total y rehervidor parcial, el flujo de vapor de calentamiento requerido en el rehervidor y el flujo de agua de enfriamiento del condensador si se dispone a 35 °C y podrá salir a 43 °C.
3. Se desea establecer el efecto de aumentar la relación de reflujo a 1,7 veces el Rmin. Con referencia los resultados obtenidos en el punto anterior, genere los indicadores correspondientes
4. Suponga que se puede usar un economizador que con la corriente de residuo podrá llevar la alimentación hasta el punto de burbuja, determine como se modifica la relación de reflujo R mínimo y los demás valores anteriores. Establezca indicadores.
5. Escoja una de las condiciones de operación solucionada anteriormente (ya tiene definida la relación de reflujo, número de etapas de equilibrio, Qc, Qr, flujos y concentraciones). Debido a un daño en el sello de unos tubos del rehervidor se ha decidido continuar la operación con 80% de la capacidad del rehervidor,

Establezca el efecto de sobre las condiciones de la columna y su capacidad de separación.

¿Es posible trabajar a la misma relación de reflujo R? ¿tendría algún beneficio?

Para obtener un estudio más completo puede usar cambios complementarios a los propuestos. Con base en los resultados haga tablas y gráficos de tendencia, elabore un análisis de variables y proponga sus conclusiones.

Metodología y secuencia de cálculo

Para la solución del taller se ha desarrollado un algoritmo de Matlab que funciona bajo la metodología que se consigna a continuación.

Elaboración de los diagramas de equilibrio

Cuando tenemos un equilibrio de fases los potenciales químicos de las sustancias en cada una de las fases deben ser iguales

$$\mu_{i(T,P)}^{vap} = \mu_{i(T,P)}^{liq} \rightarrow f_i^{vap} = f_i^{liq}$$

Teniendo en cuenta que tenemos una mezcla de sustancias polares, su fase condensada tendrá una alta probabilidad de presentar fuerzas intermoleculares de atracción y/o repulsión, generando una desviación de la mezcla ideal que no contempla estos enlaces secundarios. Esta no idealidad es claramente visible en el punto

azeotrópico de la mezcla Etanol-Agua del cual se tiene conocimiento, siendo la razón por la cual la fugacidad en la fase líquida se debe escribir como,

$$f_i^{liq}_{(T,P)} = x_i \gamma_i P_{i,(T)}^{sat}$$

Donde γ_i es el coeficiente de actividad y

P_i^{sat} es la presión de vapor a la temperatura T .

Sin embargo, en la fase gaseosa vemos que la distancia entre moléculas será mayor, y el movimiento relativo de cada una de ellas impedirán o harán complicados la interacción previamente mencionada, razón por la cual es posible asumirla como mezcla de gases ideales. Es decir que las fugacidades de la especie en la fase gaseosa serán similares a su presión parcial en la fase gaseosa

$$f_i^{vap}_{(T,P)} = P_i = y_i P$$

Y, por lo tanto, el equilibrio de fases para cada sustancia y para la mezcla serán, respectivamente

$$y_i P = x_i \gamma_i P_{i,(T)}^{sat}$$

$$\sum_{i=0}^n y_i P = P = \sum_{i=0}^n x_i \gamma_i P_{i,(T)}^{sat}$$

Ahora, con base en que tenemos una mezcla binaria, el equilibrio se simplifica a,

$$P = x_1 \gamma_1 P_{1,(T)}^{sat} + x_2 \gamma_2 P_{2,(T)}^{sat}$$

Para la mezcla Etanol-Agua es posible expresar el coeficiente de actividad con la ecuación de Van Laar a dos parámetros,

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \cdot \left(\frac{A_{21} \cdot x_2}{A_{12} \cdot x_1 + A_{21} \cdot x_2} \right)^2, \quad \ln \gamma_2 = A_{21} \cdot \left(\frac{A_{12} \cdot x_1}{A_{12} \cdot x_1 + A_{21} \cdot x_2} \right)^2$$

Cuyos coeficientes se encuentran tabulados en la siguiente tabla

Parámetros Van Laar		
1-Etanol	A_{12}	1.6798
2-Agua	A_{21}	0.9227

Tabla 1. Parámetros de Van Laar para etanol – agua. Perrys Chemical Engineering Handbook 8 ed.

Simulando la presión de vapor con la ecuación de Antoine,

$$\log P_{i,(T)}^{sat} = A_i - \frac{B_i}{T + C_i}, \quad P^{sat} \text{ en torr y } T \text{ en } ^\circ C$$

	A	B	C
Etanol	7.58670	1281.590	193.768
Aqua	8.07131	1730.630	233.426

Tabla 2. Parámetros de Antoine para etanol y para agua. Perrys Chemical Engineering Handbook 8 ed.

Estarían seleccionados los modelos del coeficiente de actividad y presión de vapor, siendo evidente que el equilibrio define una función implícita entre la temperatura de equilibrio y la composición,

$$P = x_1 \gamma_1 P_{1,(T)}^{sat} + x_2 \gamma_2 P_{2,(T)}^{sat}$$

$$\rightarrow f(x_1, T_{Bulb}) = x_1 \gamma_1 P_{1,(T)}^{sat} + x_2 \gamma_2 P_{2,(T)}^{sat} - P = 0$$

Estipulando los valores de $x_1 \in [0,1]$ se puede despejar T_{bulb} y, además, para los mismos valores de x_1 , se puede calcular la composición de la fase vapor y_1 a partir de,

$$y_1 = \frac{\gamma_1 P_{1,(T)}^{sat}}{P} \cdot x_1$$

Es decir que $T_{Dew} = T_{bulb}$ para la composición y_1 calculada con x_1 . Con estas ecuaciones se obtienen los diagramas $y-x$ y $T-x$.

Por otro lado, para el equilibrio en el diagrama de entalpía vs composición se plantea la entalpía para el líquido y vapor saturado, de la siguiente forma

$$\Delta H_v = y_1 \cdot [\lambda_{1,(T_{ref})} + C_{p1}^{vap} \cdot (T_{Dew} - T_{ref})] + (1 - y_1) \cdot [\lambda_{2,(T_{ref})} + C_{p2}^{vap} \cdot (T_{Dew} - T_{ref})]$$

$$\Delta H_l = x_1 \cdot C_{p1}^{liq} \cdot (T_{Bulb} - T_{ref}) + (1 - x_1) \cdot C_{p2}^{liq} \cdot (T_{Bulb} - T_{ref}) + \Delta H^E$$

Donde ΔH^E representa la entalpía en exceso o desviación de la solución ideal para la mezcla líquida y λ es el calor de vaporización a la temperatura de referencia.

Para la mezcla etanol-agua, la entalpía en exceso en función de la temperatura es correctamente modelada por la siguiente expresión:

$$H^E = x_1 \cdot (1 - x_1) \sum_{i=0}^m a_i x_1^i$$

$$a_i = b_i + c_i \cdot T + d_i \cdot T^2$$

Donde los valores para i, a, b, c y d , se encuentran en la siguiente tabla

	$b_i / 10^5$	$c_i / 10^3$	d_i
a_0	-3.63868	1.83829	-2.32763
$a_{0.5}$	9.25982	-4.83586	6.37228
$a_{1.5}$	-14.04894	7.51661	-10.11280
$a_{2.5}$	10.91318	-5.89498	7.98868
$a_{4.5}$	-2.79986	1.50557	-2.03127

Tabla 3. Parámetros para entalpía en exceso para etanol – agua. J. A. Larkin – 1975.

Y, en el caso de la entalpía de saturación para el vapor, la correlación empleada para el cálculo del calor de vaporización para cada una de las sustancias se obtiene de:

$$\lambda_{(T)} = 10^{-3} \cdot C1 \cdot (1 - T_r)^{C2 + C3 \cdot T_r + C4 \cdot T_r^2}, \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

Con T en K y λ en J/mol .

Donde se tienen los siguientes valores registrados para las constantes:

	C1	C2	C3	C4
Eanol	$5.6900 \cdot 10^7$	0.3359	0	0
Aqua	$5.2053 \cdot 10^7$	0.3199	-0.212	0.25795

Tabla 4. Parámetros de calor de vaporización para etanol – agua. Perrys Chemical Engineering Handbook 8 ed.

Tomando $T_{ref} = 0^\circ C$, entonces

$$\Delta H_v = y_1 \cdot [\lambda_{1,(0^\circ C)} + C_{p1}^{vap} \cdot T_{Dew}] + (1 - y_1) \cdot [\lambda_{2,(0^\circ C)} + C_{p2}^{vap} \cdot T_{Dew}]$$

$$\Delta H_l = x_1 \cdot C_{p1}^{liq} \cdot T_{Bulb} + (1 - x_1) \cdot C_{p2}^{liq} \cdot T_{Bulb} + \Delta H_{(T_{bulb})}^E$$

Asumiendo los calores específicos constantes para las sustancias, con un valor de :

$$C_{p1}^{liq} = 163.8 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}, \quad C_{p2}^{vap} = 73.98 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

$$C_{p2}^{liq} = 75.66 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}, \quad C_{p2}^{vap} = 38.29 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

Se obtienen los siguientes resultados:

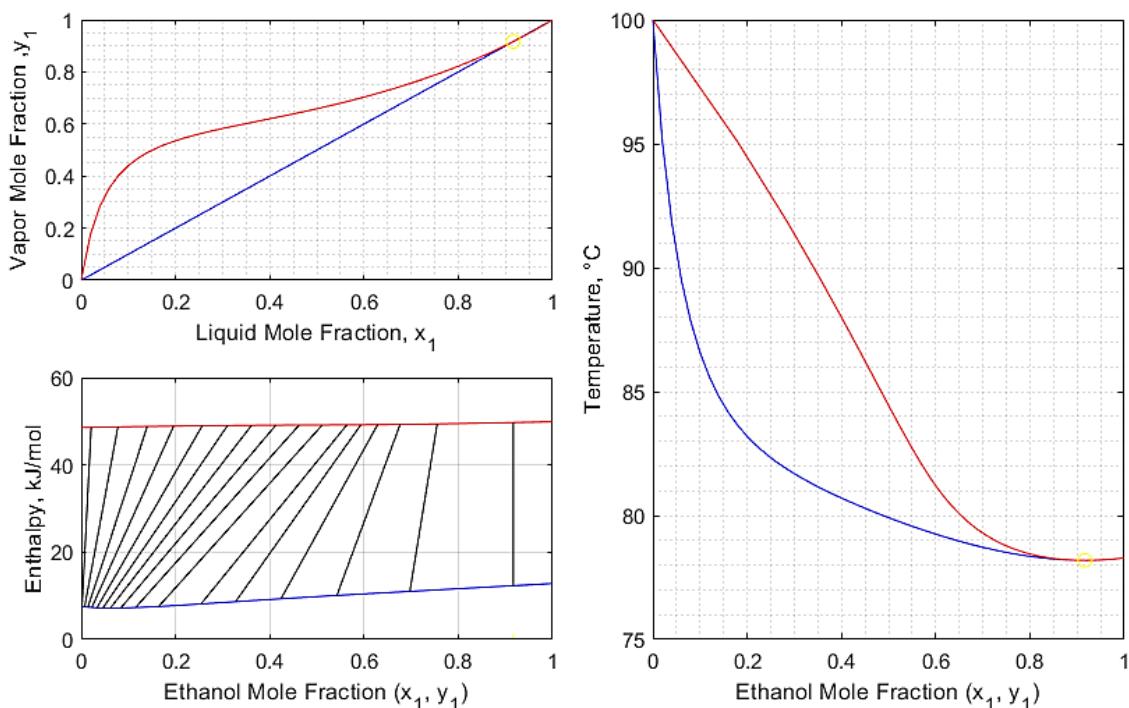


Figura 1. Gráficos de equilibrio para etanol – agua.

Con el objetivo de evaluar la exactitud de los resultados de equilibrio calculados, se construye la gráfica H-x en unidades másicas para comparar gráficamente los resultados con la encontrada en la literatura.

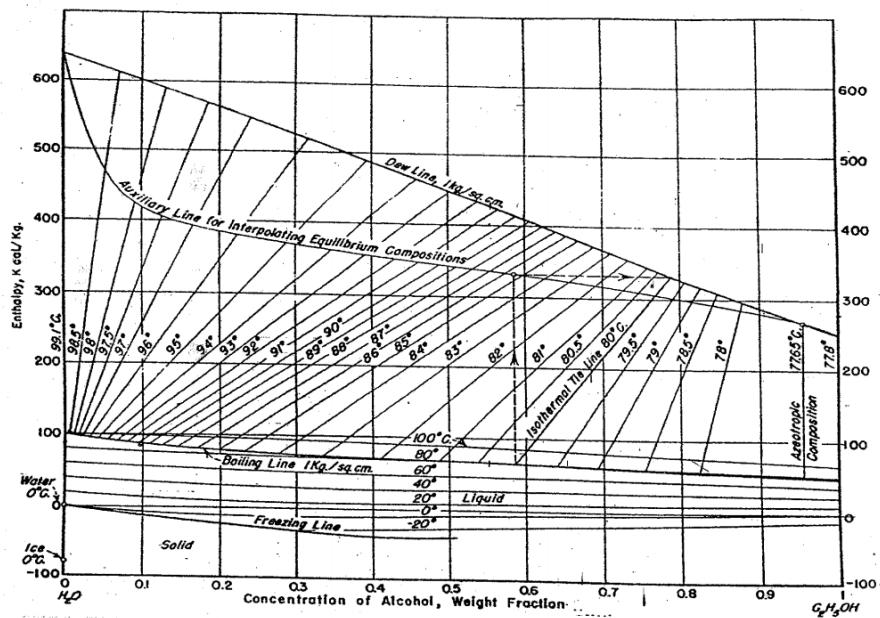


Figura 2. Diagrama H - x,y de equilibrio para etanol – agua.

Observando una gran similitud entre los gráficos, permitiendo comprobar la precisión del cálculo de los valores del equilibrio para continuar con el modelo de la columna de destilación.

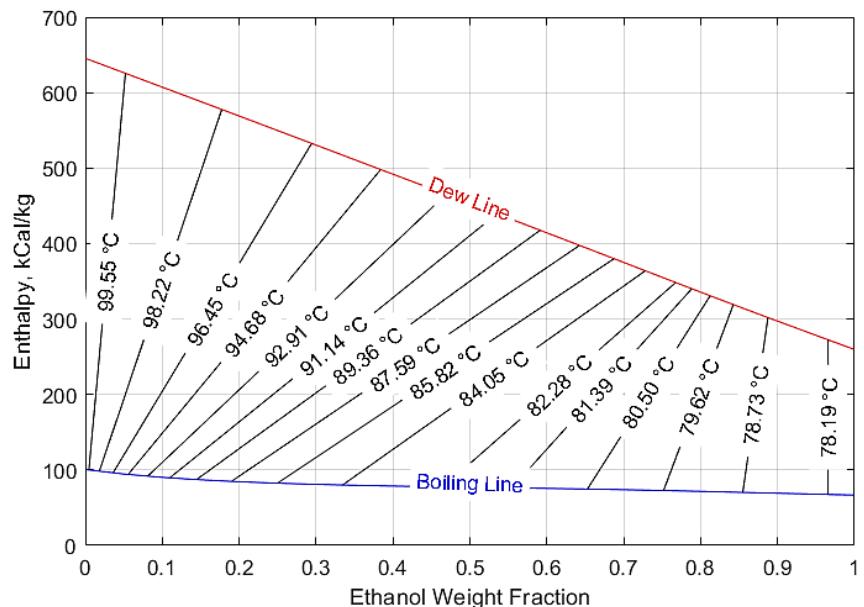


Figura 3. Diagrama H - x,y de equilibrio construido para etanol – agua.

Cálculo del flujo mínimo

Para hallar este valor, se trabaja en el diagrama H – x,y, en el cual se extiende una recta isotérmica de la región líquido – vapor saturados hasta tocar a la corriente de entrada.

Debido al diagrama a utilizar, previamente se calculó la entalpía de la corriente de entrada, hallada de manera similar a la entalpía de líquido saturado, pero tomando en cuenta la temperatura inferior. Con esto, se obtuvo:

$$h_F = 6.9167 \text{ kJ/mol}$$

Para hallar esta temperatura de la isoterma (correspondiente a un equilibrio) que se va a extender hacia el exterior de la región de convivencia líquido – vapor, se debe establecer una función objetivo, de tal manera que al igualarla a cero e implementar un método de solución de ecuaciones algebraicas se obtenga la concentración en el líquido tal que en el equilibrio se tenga esta temperatura (Se halla resolviendo la función objetivo).

La función objetivo consiste en igualar la pendiente entre la alimentación y un líquido saturado de composición ‘x’ con la pendiente entre el líquido saturado a la composición ‘x’ con su respectivo ‘y’ de equilibrio:

$$\frac{H_y - h_x}{y - x} - \frac{h_F - h_x}{z_F - x} = 0$$

Recordando que ‘y’ está en equilibrio con ‘x’, solo queda una variable por determinar. De esta manera, se obtuvo que la composición de x que corta la isoterma que se extiende hasta el alimento es de 0.2073.

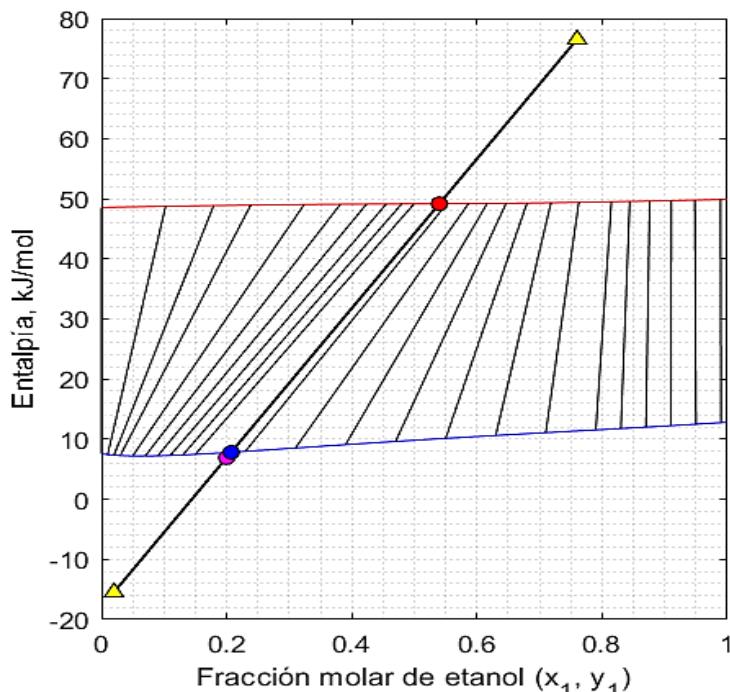


Figura 4. Extensión de una isoterma para determinar la relación de reflujo mínimo.

Ya obtenida la isoterma y extendiéndola a lo largo del diagrama, se obtienen las entalpías de ΔD y ΔW cuando la recta corta a las composiciones de salida ya dadas. Esto se implementó con una función de extrapolación en Matlab (destacando que no se incurre en error al extrapolar ya que se trabaja con una recta). Con esto se encontró:

$$H_{\Delta D-min} = 76.5331 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\Delta W-min} = -15.4600 \text{ kJ/mol}$$

Con la información que se tiene es posible obtener una primera aproximación a la relación de reflujo mínima:

$$R_{min} = \frac{H_{\Delta D-min} - H_{x_D}}{H_{x_D} - h_{x_D}} = 0.7133$$

Con el fin de comprobar la validez de este dato, se han construido las curvas de operación con reflujo mínimo, las que necesariamente deben cortarse sobre la línea de equilibrio en el diagrama x-y.

Las curvas de operación se construyeron trazando múltiples rectas desde los puntos de diferencia hasta cortar una composición de líquido saturado y una de vapor saturado. El resultado de este paso preliminar se representa en la figura 5.

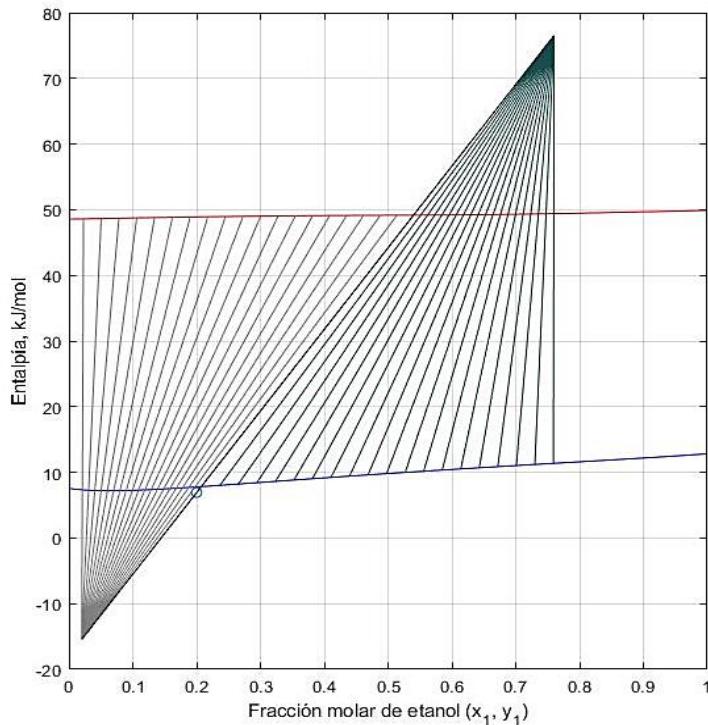


Figura 5. Extensión de rectas desde los puntos de diferencia para determinar las líneas de operación con Rmin.

Ahora, con las distintas parejas (x, y) se pueden trazar las curvas de operación en el diagrama x-y, en donde se puede visualizar mejor, tal como se muestra en la figura 6.

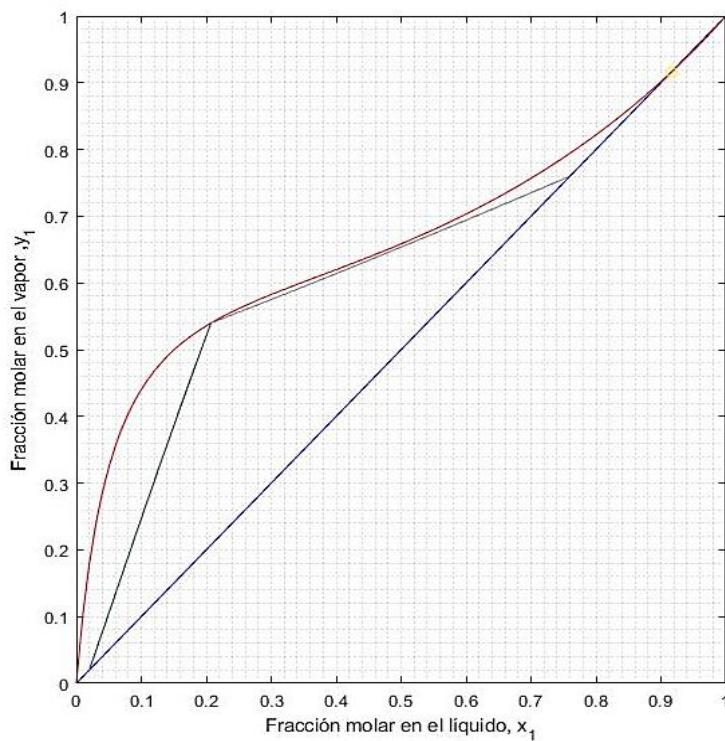


Figura 6. Líneas de operación con el reflujo mínimo.

Con esto se encontró que la relación de reflujo mínima calculada anteriormente es correcta, ya que como se puede notar, las líneas de operación se cortan sobre la línea de equilibrio y no la cruzan. De este gráfico es importante resaltar que el punto de corte sobre la línea de equilibrio no es exactamente la composición de la corriente de alimento (0.2 fracción molar de etanol), en realidad este corte se da con una composición ligeramente superior a 0.2 , exactamente en 0.2073 . Esto se debe a que la corriente de alimentación es un líquido comprimido, aunque no muy lejos de la saturación.

Determinación del número de etapas

De manera gráfica, es posible determinar el número de etapas implementando el diagrama $x - y$, en el cual ya se encuentra graficada la curva de operación. Iniciamos desde la curva operatoria de enriquecimiento en su punto (x_D, y_D) que serán nuestros (x_1, y_1) , luego trazamos una línea horizontal hacia la izquierda hasta que toque la curva de equilibrio, para determinar este punto en la curva de equilibrio se tiene que $y_2 = y_1$ y para determinar x_2 usamos la ecuación del equilibrio para calcular el x que está en equilibrio con y_2 .

Después desde este punto trazamos una línea vertical hacia abajo, hasta que toque la curva de operación de la fase enriquecimiento, para este nuevo punto tenemos que $x_3 = x_2$ y su respectivo valor y_3 se determina con ayuda de su ecuación de la curva operatoria de enriquecimiento.

Nota: Los gráficos mostrados a continuación corresponden a los cálculos con 1.5 veces la relación de reflujo mínima.

Tras este proceso la figura que se obtiene es la siguiente, la cual representa una etapa:

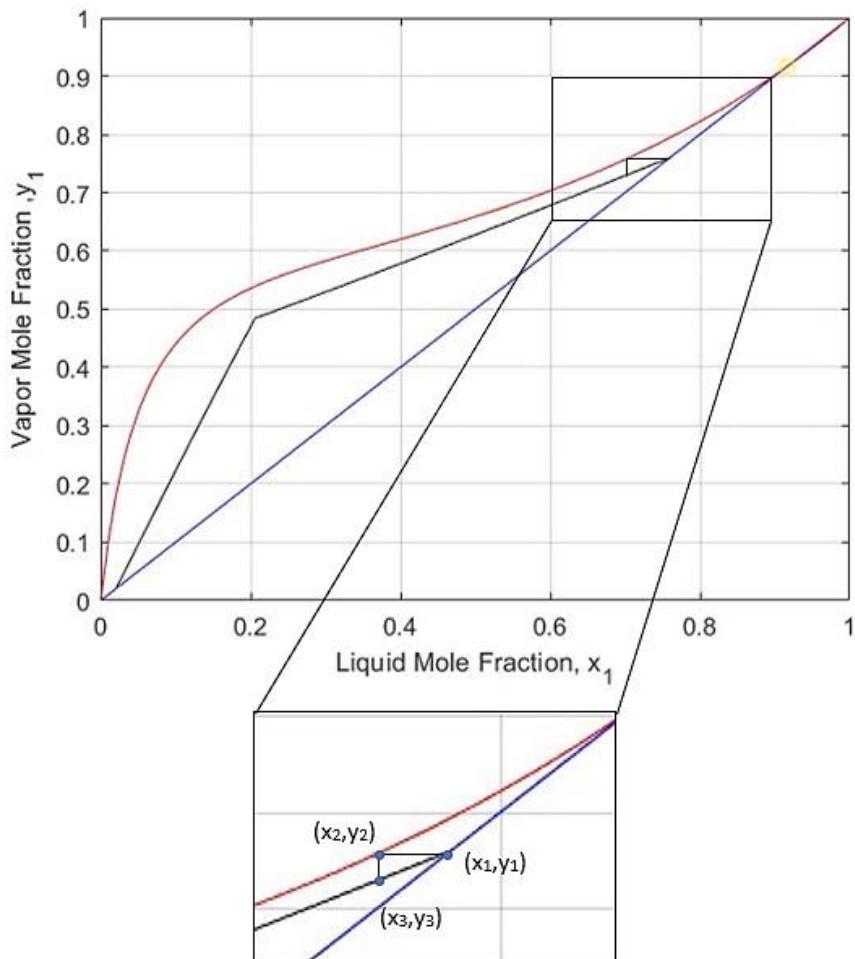


Figura 7. Inicio de la secuencia para el cálculo de etapas de equilibrio.

Lo siguiente es repetir el procedimiento desde el punto (x_3, y_3) y así sucesivamente, hasta llegar un punto en el equilibrio donde $x_F < x_W$, cuando sucede esto se detiene el proceso y el número de figuras que se formaran representan el número de etapas reales que tendrá la columna de destilación, también se incluye esta última a pesar de que no se completara la figura (no se realice el trazo vertical porque ya no toca la operatoria). Un detalle para tener en cuenta es que cuando se tenga un punto en el equilibrio con $x_C < x_{corte}$, ya no se usará la curva operatoria de enriquecimiento, sino la curva operatoria de agotamiento.

El resultado final tendrá un aspecto como siguiente:

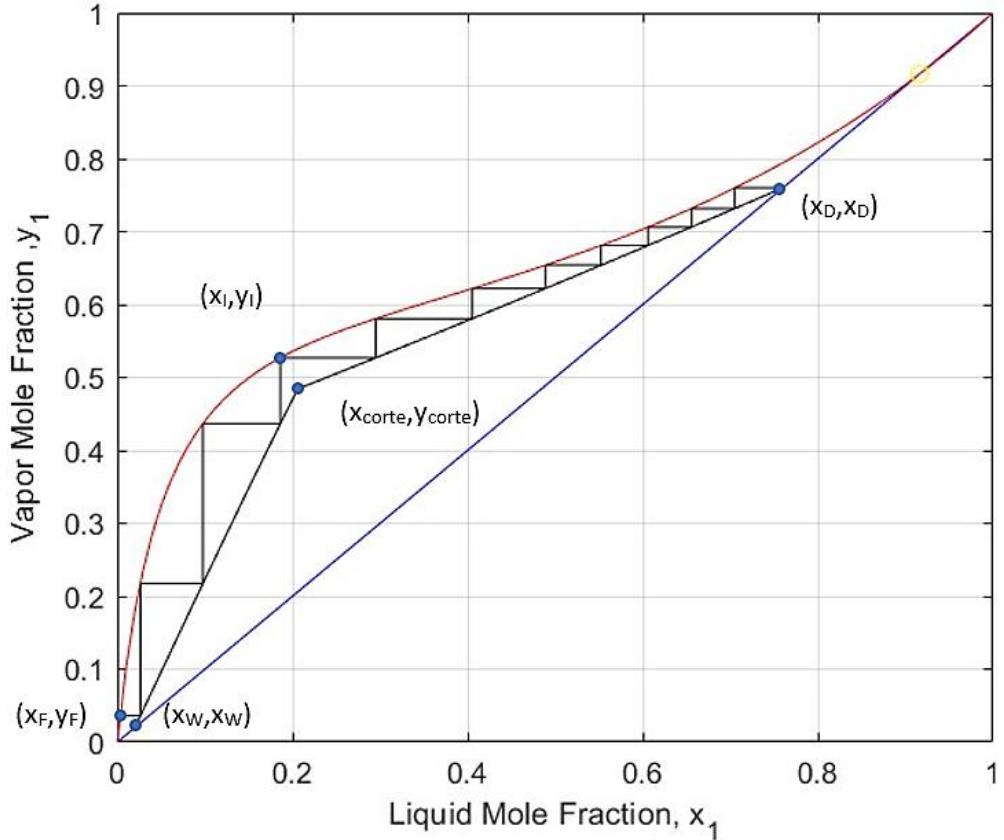


Figura 8. Lógica para el cálculo y representación de las etapas en el diagrama x-y.

Sin embargo, este procedimiento tiene un fundamento en el balance de materia y energía. Realizando un balance de materia global en la zona de enriquecimiento y despojamiento, obtenemos

$$D + L_n = G_{n+1} \rightarrow D = G_{n+1} - L_n$$

$$W + G_{m+1} = L_m \rightarrow W = L_m - G_{m+1}$$

Así mismo, se puede hacer por especie,

$$Dz_D = G_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n$$

$$Wz_W = L_mx_m - G_{m+1}y_{m+1}$$

Y, reemplazando los flujos D, W del balance global en los específicos, encontramos

$$(G_{n+1} - L_n) \cdot z_D = G_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n \rightarrow \frac{G_{n+1}}{L_n} = \frac{x_n - z_D}{y_{n+1} - z_D}$$

$$(L_m - G_{m+1}) \cdot z_W = L_m x_m - G_{m+1} y_{m+1} \rightarrow \frac{G_{m+1}}{L_m} = \frac{x_m - z_W}{y_{m+1} - z_W}$$

De manera análoga, podemos plantear el balance de energía

$$D \cdot H_{\Delta D} = D \left(\frac{Q_c}{D} + H_D \right) = G_{n+1} H_{G,n+1} - L_n H_{L,n}$$

$$W \cdot H_{\Delta W} = W \cdot \left(H_W - \frac{Q_r}{W} \right) = L_m H_{L,m} - G_{m+1} H_{G,m+1}$$

Luego,

$$\frac{G_{n+1}}{L_n} = \frac{H_n - H_{\Delta D}}{H_{G,n+1} - H_{\Delta D}}$$

$$\frac{G_{m+1}}{L_m} = \frac{H_m - H_{\Delta W}}{H_{G,m+1} - H_{\Delta W}}$$

Y, por lo tanto,

$$\rightarrow \frac{H_{G,n+1} - H_{\Delta D}}{y_{n+1} - z_D} = \frac{H_n - H_{\Delta D}}{x_n - z_D}$$

$$\rightarrow \frac{H_{G,m+1} - H_{\Delta W}}{y_{m+1} - z_W} = \frac{H_m - H_{\Delta W}}{x_m - z_W}$$

Este resultado nos sugiere que sobre la línea que conecta el punto de líquido saturado en la etapa n , $(x_n, H_{L,n})$ y el punto de diferencial en la etapa de enriquecimiento $(z_D, H_{\Delta W})$, se encuentra el punto asociado al flujo de vapor proveniente de la etapa siguiente (y_{n+1}, H_{n+1}) , procedimiento que también se verifica para las composiciones y entalpias de las etapas m y el punto de diferencia para la zona de despojamiento $(z_W, H_{\Delta W})$. Teniendo en cuenta que los efluentes de cada etapa (L_n, G_n) estarán en equilibrio,

$$y_n = \frac{\gamma_1 P_{1,(T)}^{sat}}{P} \cdot x_n$$

Dato que también se cumple para la zona de despojamiento. Debido a que tenemos un condensador total, entonces

$$y_1 = x_0 = z_D$$

Luego, vemos que

$$x_1 = \frac{P}{\gamma_1 P_{1,(T)}^{sat}} \cdot y_1$$

Y, por lo tanto, se puede obtener la composición del vapor de la siguiente etapa a partir de

$$\frac{H_{G,2} - H_{\Delta D}}{y_2 - z_D} = \frac{H_1 - H_{\Delta D}}{x_1 - z_D}$$

Teniendo en cuenta que $H_{G,n} = \varphi_D(y_n)$, entonces encontramos una ecuación de la cual despejar la composición de la siguiente etapa,

$$f_D(y_2) = \frac{H_{G,2} - H_{\Delta D}}{y_2 - z_D} - \frac{H_1 - H_{\Delta D}}{x_1 - z_D} = 0$$

Una vez despejada esta composición, sabemos que el líquido en esa etapa volverá a estar en equilibrio con y_2 , y así sucesivamente se obtienen las composiciones de las etapas para la zona de enriquecimiento. Cabe resaltar que este

procedimiento se hace hasta si $x_n < x_f$, donde x_f corresponde a la composición del líquido saturado que está sobre la línea recta conecta los puntos F , D y W , debido a que a partir de esa composición se empezaría la zona de despojamiento, y el cálculo se empezaría a hacer con la diferencial ΔW .

$$x_m = \frac{P}{\gamma_1 P_{1,(T)}^{sat}} \cdot y_m$$

$$f_W(y_{m+1}) = \frac{H_{G,m+1} - H_{\Delta W}}{y_{m+1} - z_W} - \frac{H_m - H_{\Delta W}}{x_m - z_W} = 0$$

Obteniendo,

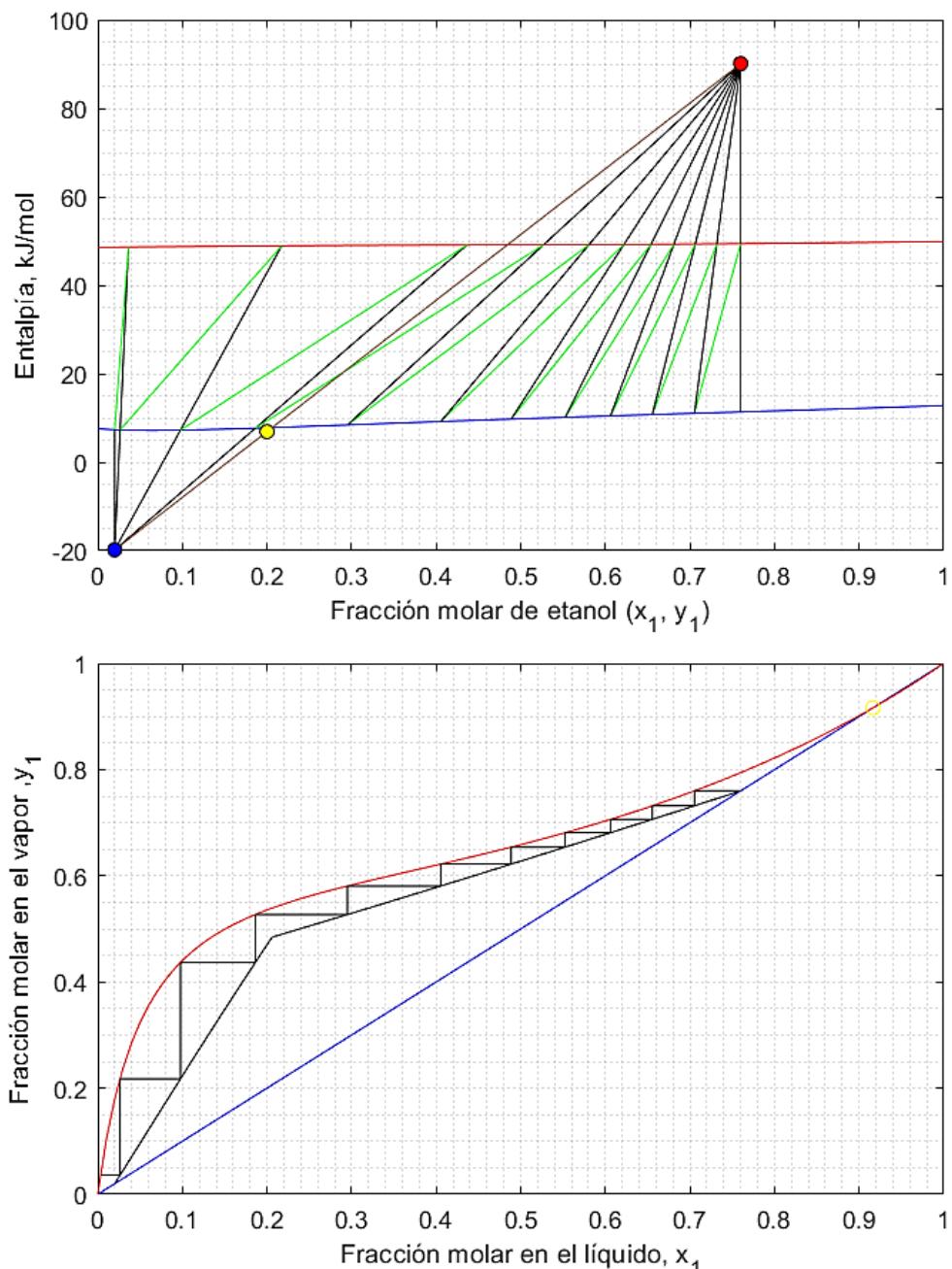


Figura 9. Representación de las etapas en los diagramas H-x,y, x-y.

Cálculo de los flujos en cada etapa

Para determinar los flujos se realiza los balances de flujos y de componentes, partiendo de que se conocen las concentraciones en la entrada y en las salidas de la torre, además del flujo en la alimentación, siendo estos datos suministrados por el enunciado del problema.

$$F - D = W$$

$$F \cdot z_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W \rightarrow F \cdot z_F = D \cdot x_D + (F - D) \cdot x_W \rightarrow D = F \cdot \frac{z_F - x_D}{x_W - x_D}$$

De acuerdo con las ecuaciones anteriormente planteadas, se puede obtener entonces los valores para los flujos de destilado y de residuo.

Para iniciar el cálculo de los flujos para cada etapa se parte de la idea de que las concentraciones de ambas fases en cada una de las etapas se conocen gracias al procedimiento realizado en la determinación del número de estas.

Una vez se obtienen estos flujos, se busca calcular los flujos de cada etapa, para esto se divide la columna en las secciones de enriquecimiento y despojamiento, a las cuales se les realiza el balance de flujos y componente respectivo.

Balance en la zona de enriquecimiento:

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

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} - L_n \cdot x_n = D \cdot x_D$$

Teniendo los balances, se dice que se conocen cada una de las variables menos el flujo de líquido y vapor, por lo tanto, se puede solucionar el sistema de ecuaciones lineales. De esta manera, se despejan las variables.

$$L_n = D \cdot \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n}$$

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

De esta forma, se conocen cada uno de los flujos en las etapas de la zona de enriquecimiento.

Balance en la zona de despojamiento:

$$L_m - V_{m+1} = W$$

$$L_m \cdot x_m - V_{m+1} \cdot y_{m+1} = W \cdot x_W$$

Teniendo los balances, se dice que se conocen cada una de las variables menos el flujo de líquido y vapor, por lo tanto, se puede solucionar el sistema de ecuaciones lineales. De esta manera, se despejan las variables.

$$L_m = W \cdot \frac{y_{m+1} - x_W}{y_{m+1} - x_m}$$

$$L_m - W = V_{m+1}$$

De esta forma, se conocen cada uno de los flujos en las etapas de la zona de despojamiento.

Una vez se obtienen cada uno de los flujos, se puede realizar una gráfica que muestre como cambian estos a medida que avanza el número de etapas.

Cálculo de calores en el condensador y rehervidor

Se observa el gráfico entalpía contra concentración, en la que se evidencia que el calor del condensador se calcula de la siguiente manera:

$$Q_C = D \cdot (H_{\Delta D} - h_{sat. liq}(x_D))$$

El valor de $H_{\Delta D}$ se obtiene a partir de la relación de reflujo de operación y $h_{sat. liq}$ se calcula como la entalpía del líquido en saturación para la concentración x_D .

Para el caso del calor del rehervidor se realiza el mismo análisis.

$$Q_R = W \cdot (h_{sat. liq}(x_W) - H_{\Delta W})$$

El valor de $H_{\Delta W}$ se obtiene a partir de la regla de la palanca entre la entalpía de alimentación y la entalpía $H_{\Delta D}$ y $h_{sat. liq}$ se calcula como la entalpía del líquido en saturación para la concentración x_W .

Cálculo del flujo de agua para calentamiento y enfriamiento.

Condensador

Para calcular el flujo de agua necesario se realiza un balance de energía.

$$Q_C = \dot{m} \cdot C_{p_{liq}} \cdot \Delta T$$

Se plantea que el sistema es estacionario, además el cambio de temperatura del agua subenfriada es de 35 a 43 °C, y que el $C_{p_{liq}}$ es $4.1813 \frac{kJ}{kg \cdot K}$. De esta forma se calcula el flujo másico de agua líquida para el condensador.

Rehervidor

Para calcular el flujo de agua necesario se realiza un balance de energía.

$$Q_R = \dot{m} \cdot C_{p_{vap}} \cdot \Delta T$$

Se plantea que el sistema es estacionario, además el cambio de temperatura del agua subenfriada es de 180 a 110 °C, y que el $C_{p_{vap}}$ es $2.080 \frac{kJ}{kg \cdot K}$. De esta forma se calcula el flujo másico de vapor de agua para el rehervidor.

Resultados y análisis

Operación con $R = 1.5 * R_{min}$ y con $R = 1.7 * R_{min}$

Como se puede observar en la figura 10 el incremento en el reflujo de operación causa una alejamiento de las curvas operatoria (enriquecimiento y despojamiento) se alejan cada vez más del equilibrio, este efecto se genera por un incremento en la pendiente de la curva de enriquecimiento debido a que el reflujo se define por la expresión L_0/D y como hay mayor reflujo, significa que se incrementa el flujo de L_0 en proporción a lo que disminuye el flujo de D , habrá mayor proporción de líquido circulando por la sección de enriquecimiento; pero por parte de la curva de despojamiento su pendiente disminuye, debido a que el rehervidor tendrá que calentar mayor cantidad de líquido generando mayor proporción de vapor de reflujo para la sección de despojamiento.

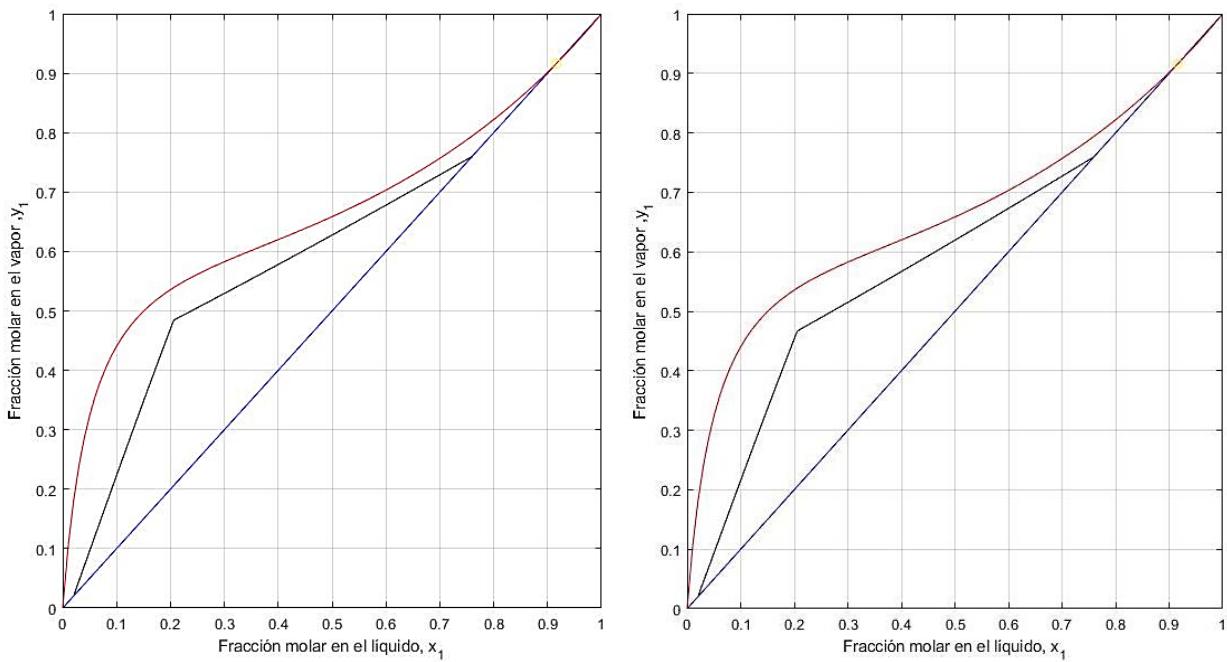


Figura 10. Curvas operatorias de despojamiento y enriquecimiento para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

Por otro lado, al mirar la figura 11 se puede ver que conforme se alejan las curvas operatorias de la curva de equilibrio se genera una disminución en el número de etapas requeridas, para lo cual también incrementa la diferencia de concentración entre etapas, como se puede ver en la figura 12. Por el lado de $1.5R_{\min}$ la última etapa no es del todo completa, lo cual puede generar un cambio poco continuo en el perfil de temperaturas por etapa, como se puede observar en la figura 13 mientras que por el lado de $1.7R_{\min}$ esta es casi completa, mejorando la continuidad de este perfil.

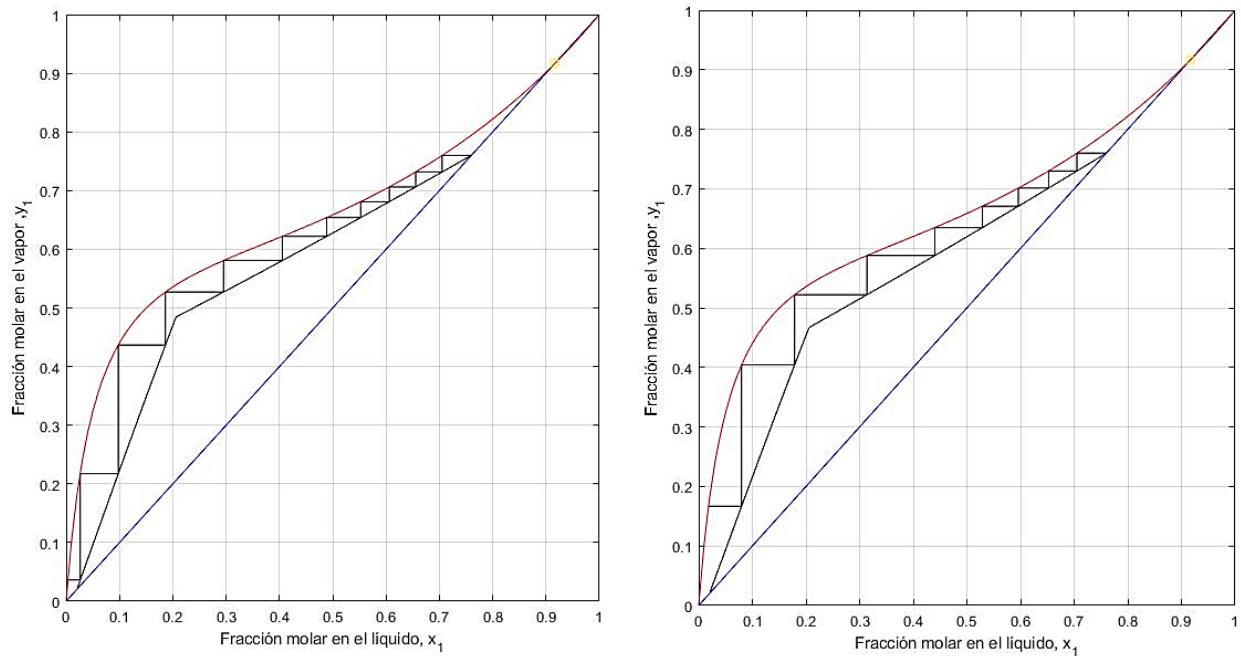


Figura 11. Perfil de número de etapas para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

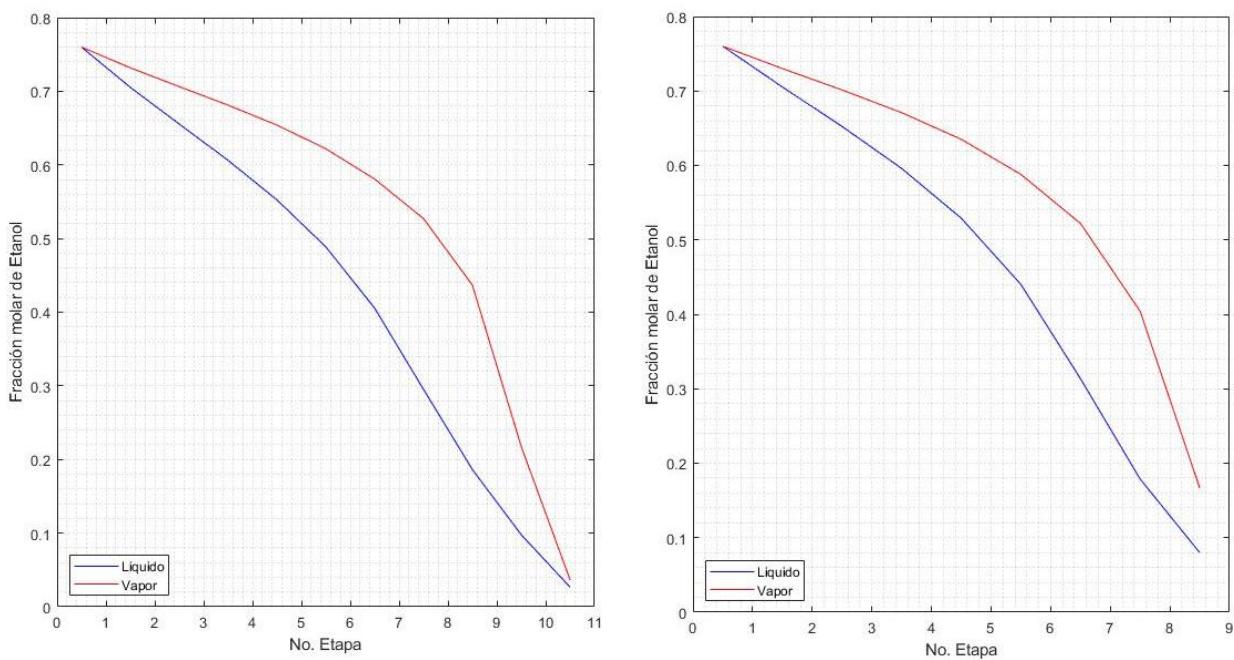


Figura 12. Perfil de composición por etapas para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

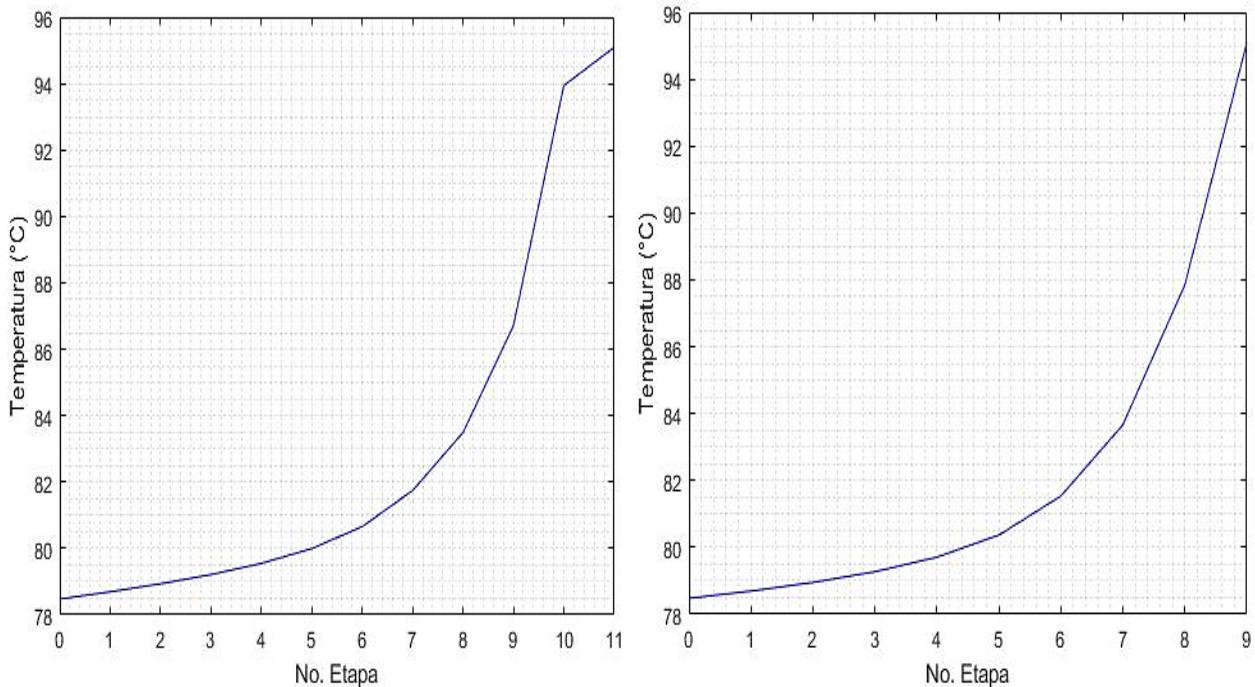


Figura 13. Perfil de temperaturas por etapas para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

Cuanto menos incompleta sea la última etapa, se puede distinguir una mayor diferencia de entalpias de corriente de esta en comparación la anterior, como se puede observar en la figura 14. Otro de los aspectos a distinguir con el aumento del reflujo consiste en que entre mayor se este, mayor será la cantidad de flujos que se maneje dentro de la columna como se puede ver en la figura 15, lo cual significará que el condensador y rehervidor trabajará con más cantidad de materia, incrementando la cantidad de calor retirado en el condensador (Q_C) y suministrado por el rehervidor (QR).

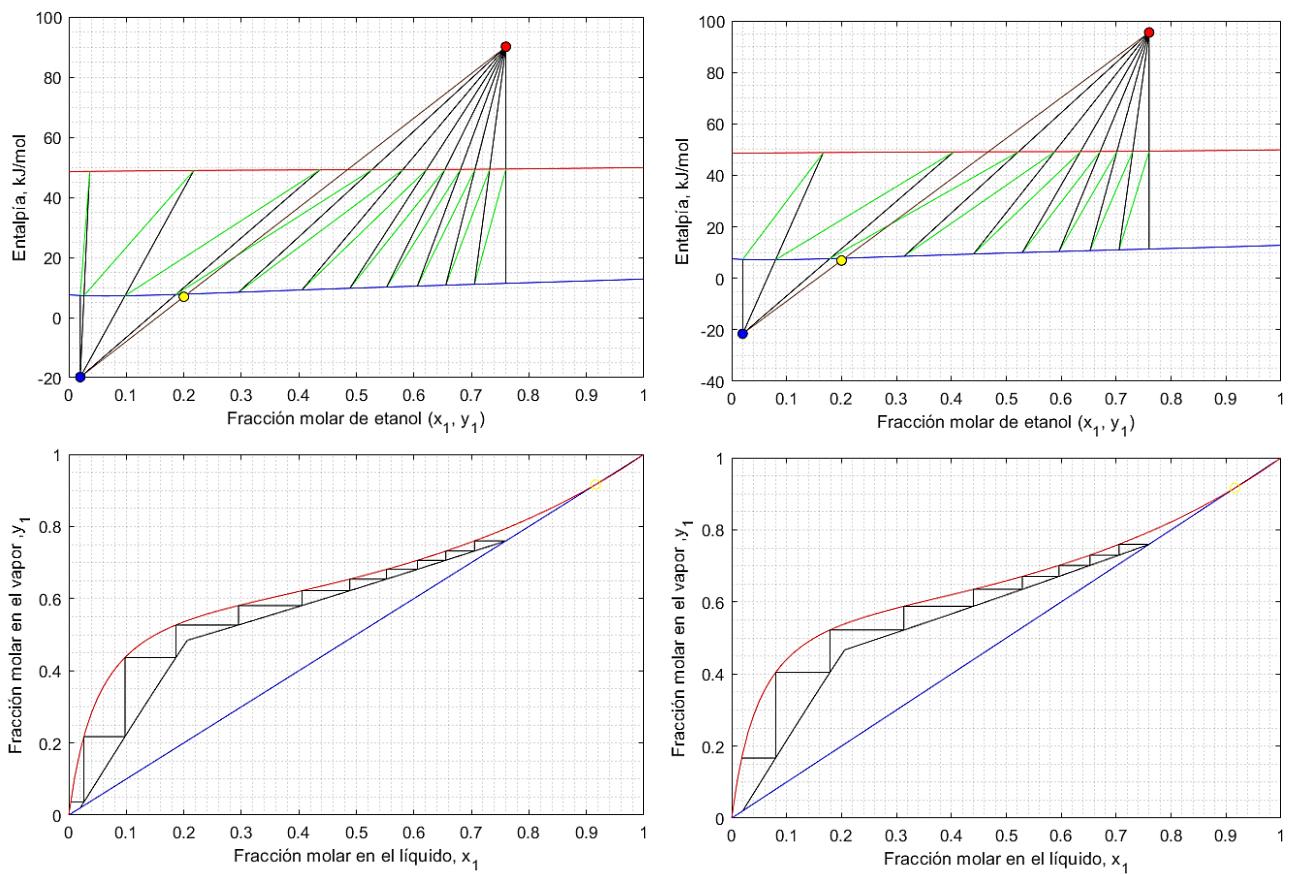


Figura 14. Perfil de entalpías por etapas para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

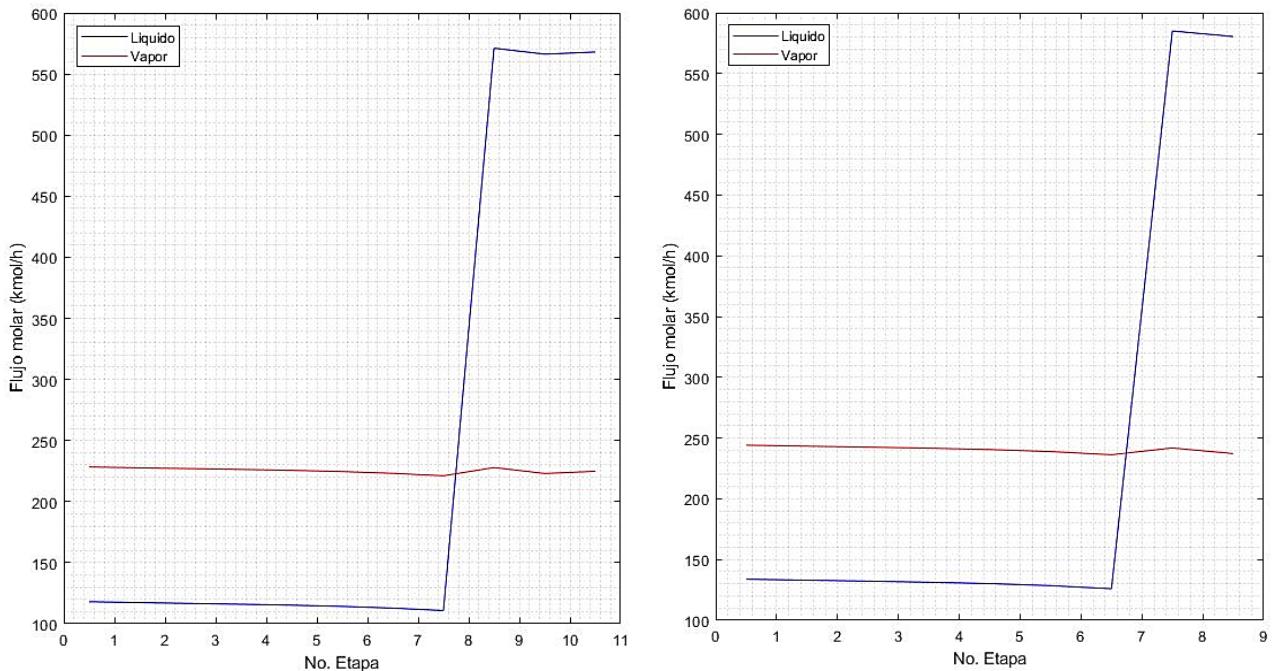


Figura 15. Flujos molares de vapor y líquido vs etapas para reflujo de $1.5R_{\min}$ y $1.7R_{\min}$, respectivamente.

La información cualitativamente mencionada anteriormente se presenta a continuación de forma cuantitativa. Cabe aclarar que los valores de D y W no cambian en los dos casos, ya que estos valores se obtienen a partir del balance global y sus variables de flujos y concentraciones se mantienen fijas.

Parámetros	$1.5R_{\min}$	$1.7R_{\min}$
Q_R (kW)	2589.42	2755.71
Q_C (kW)	2412.71	2579.00
No. de etapas	11.00	9.00
W (kmol/h)	343.26	343.26
D (kmol/h)	110.33	110.33
L_1 (kmol/h)	117.34	132.98
V_2 (kmol/h)	227.67	243.31
L_{n-1} (kmol/h)	568.05	580.45
V_n (kmol/h)	224.79	237.20
M vap (kg/s)	17.78	18.93
M liq (kg/s)	72.13	77.10

Tabla 5. Indicadores obtenidos para 1.5 y 1.7 veces la relación de reflujo mínimo.

Respuestas a la variación de la relación de reflujo

Una vez se realizan los cálculos para los dos casos de reflujo, se decide observar como esta variable puede afectar las condiciones de operación de la torre de destilación, para esto se realizó el procedimiento anteriormente descrito para diferentes reflujos. Se obtiene a partir de los datos encontrados, gráficas que muestran como varían las variables a medida que se aumenta el reflujo, comenzando por un reflujo 1.1 veces el reflujo mínimo hasta 3 veces el reflujo mínimo.

En la figura 16 se muestra el cambio de los flujos de agua líquida y vapor para el condensador y el rehervidor respectivamente, en esta gráfica se observa que el flujo en el condensador aumenta a medida que se incrementa el valor de la relación de reflujo, esto se debe a que al aumentar el reflujo se obtiene mayor cantidad de flujo que vuelve a la torre, manteniendo constante el valor del flujo de destilado, es decir, se debe condensar mayor cantidad de la solución, necesitando entonces mayor flujo de agua para transferir mayor cantidad de calor, ya que estos son directamente proporcionales.

Respecto al aumento del flujo de vapor de agua en el rehervidor, como se mencionó anteriormente, hay mayor cantidad de solución que vuelve a la torre respecto al condensador, por lo tanto, habrá más cantidad de solución retornando a la base de la torre, necesitando entonces, más calor transferido para evaporar este.

Al aumentar la relación de reflujo se necesita mayor cantidad de calor transferido por parte del condensador y el rehervidor, es decir, aumento en la cantidad de flujos de agua independientemente si se refiere a líquido o vapor, significando un incremento en los gastos de operación. Además, se muestra un mayor incremento respecto al vapor, esto debido a que el calor específico de este es menor que el del líquido, necesitando así, mayor cantidad de masa para transferir el calor requerido.

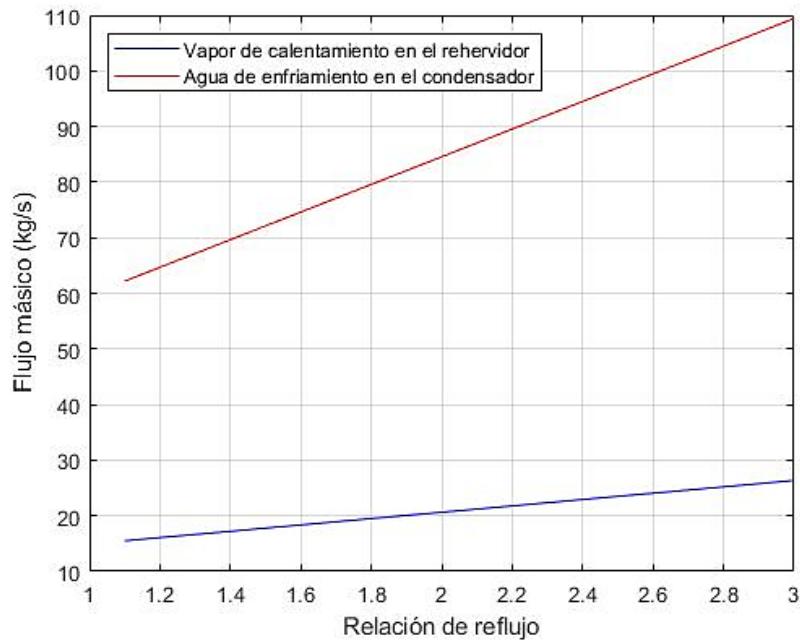


Figura 16. Flujo másico de agua vapor/líquido de calentamiento y enfriamiento vs relación de reflujo.

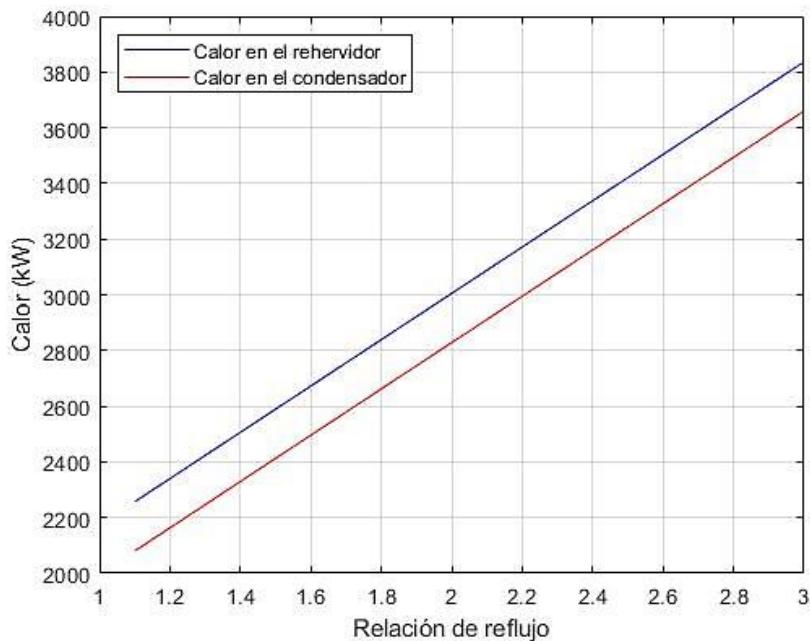


Figura 17. Calor transferido en el rehervidor/condensador vs relación de reflujo.

En la figura 17 se muestra la variación del calor transferido en el condensador y el en rehervidor respecto a la relación de reflujo, en esta se muestra que aumenta a medida que incrementa la relación de reflujo, esto debido a lo mencionado anteriormente. En la gráfica se muestra que estos calores tienen una variación lineal en paralelo, esto debido a que la relación de reflujo es directamente proporcional al calor transferido en el condensador. Así mismo, se dice que el balance de energía en la torre solamente tiene como variables los calores mencionados anteriormente, y el calor que suministra la alimentación, si se mantiene constante el calor referente a la alimentación, una vez aumente el calor transferido en el condensador, el calor en el rehervidor incrementará en la

misma medida. De acuerdo con lo anteriormente descrito, el flujo de calor en el condensador es directamente proporcional a calor transferido en el rehervidor para este caso en específico, lo cual se ve reflejado en la gráfica.

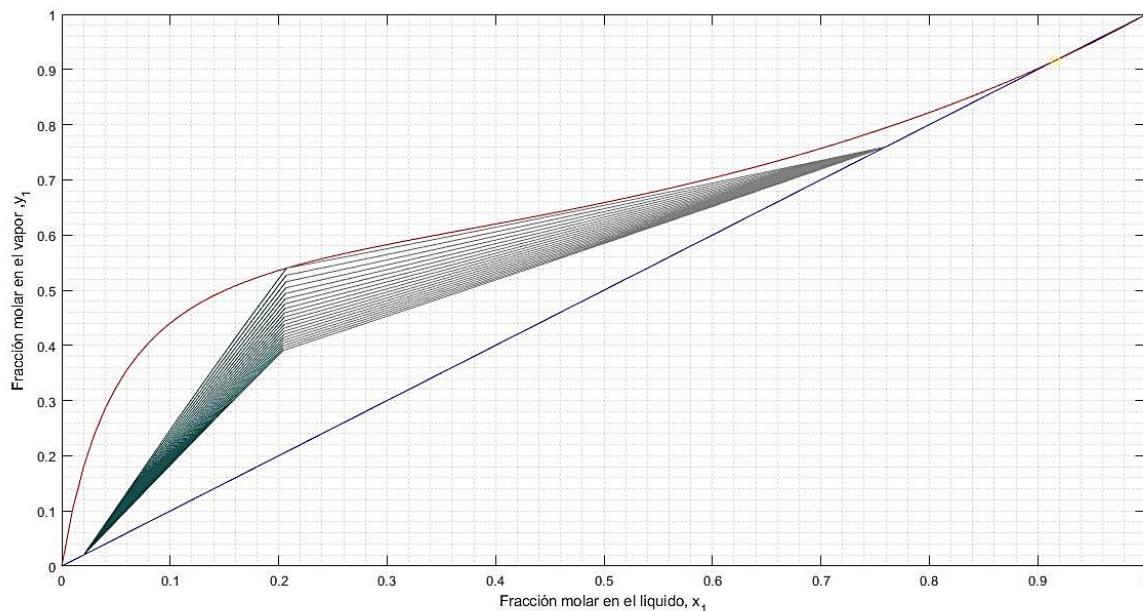


Figura 18. Representación de variación de la curva operatoria a medida que aumenta la relación de reflujo en el gráfico fracción en el gas vs fracción en líquido de etanol.

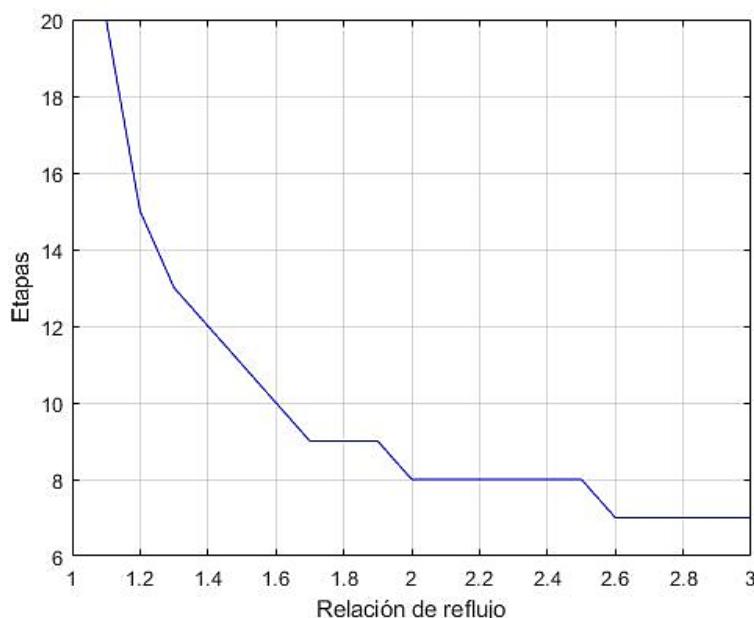


Figura 19. Número de etapas vs relación de reflujo.

En la figura 19 se muestra cómo cambia el número de etapas a medida que aumenta la relación de reflujo, en la cual se observa que a medida que aumenta la relación de reflujo el número de etapas disminuye, esto debido a que al incrementar la relación de reflujo la línea operatoria se aleja de la curva de equilibrio como se evidencia en la figura 18. en la que se presentan varias curvas de operación, las cuales se alejan de la curva de equilibrio a medida que aumenta la relación de reflujo, por lo tanto, se disminuye la cantidad de etapas necesarias en el proceso, pues hay mayor fuerza impulsora.

Entrada como líquido saturado

Se ha planteado el caso en el que con un economizador y aprovechando la temperatura de salida de la corriente de residuo de la columna se aumenta la temperatura de la corriente de alimentación a la columna llevándola a la línea de burbuja.

Es necesario recordar que con las condiciones iniciales del problema se había encontrado una relación de reflujo mínima de 0.7133. Ahora, con esta nueva condición de la corriente de entrada se ha obtenido una relación de reflujo mínima de 0.7212.

Al considerar para las dos condiciones de entrada trabajadas la relación de reflujo $R = 1.5 * R_{min}$, en ambos casos se determinan 11 como las etapas necesarias para realizar la separación (incluyendo el rehervidor). Sin embargo, al considerar de manera ilustrativa el número de etapas con decimales para cada caso se obtiene 10.2795 para el primer caso (entrada ligeramente subenfriada a 75 °C) y 10.1650 para el caso en el que el flujo de entrada es líquido saturado (a 83.1915 °C).

Esta tendencia de diferencias pequeñas entre los dos casos se mantiene también en el flujo de calor necesario para el rehervidor, obteniendo que para el nuevo caso (entrada como líquido saturado) se requiere un 3.66% menos de energía. Por parte del condensador se encuentra el caso contrario, aunque con una diferencia muy pequeña, ya que en el nuevo caso se requiere retirar un 0.56% de calor más que cuando la entrada era subenfriada.

Se ha notado que las diferencias entre ambas situaciones son muy pocas, esto se debe a que las condiciones de ambas corrientes de entrada no son muy distintas, ya que en el primer caso se está muy cerca a la línea de burbuja. Esto implica que en el segundo caso la entrada proporciona un poco más de energía que ya no se debe suministrar en el rehervidor, pero esta diferencia es muy pequeña y no involucra un cambio en el número de etapas necesarias.

Para complementar lo dado en este caso se estudiaron casos alternos de flujos de entrada comprimidos con la misma concentración. En general, para temperaturas hasta 50 °C inferiores a la de saturación con la concentración de entrada no varió demasiado la línea de operación, encontrando en todos los casos la necesidad de usar 11 etapas y diferencias muy bajas en la relación de reflujo mínima, disminuyendo muy poco al disminuir la temperatura, con una tasa cercana al 1% por cada 10 °C menos del alimento. Esto se representa en la figura 20.

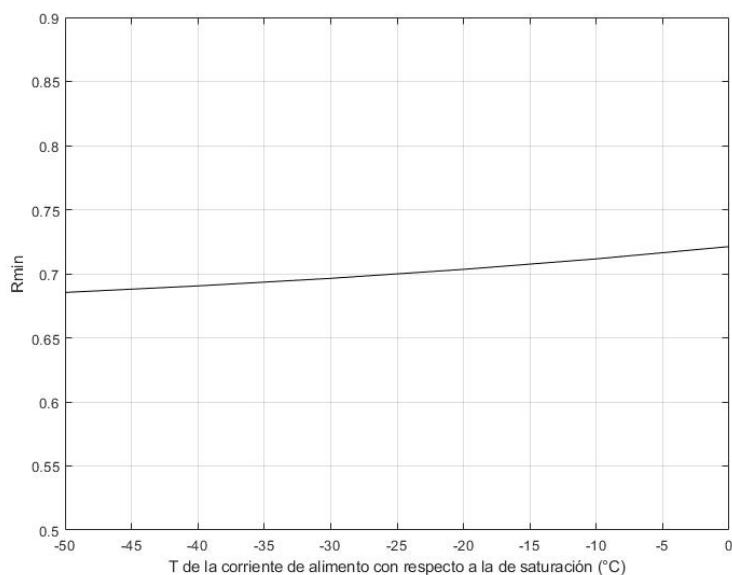


Figura 20. Relación de R_{min} con la temperatura de la corriente de entrada.

El cambio más significativo que implican las variaciones de temperatura de la corriente de alimento, cuando esta es líquida, se encontró en los flujos de calor, principalmente en los necesarios para el rehervidor, para los que se encontró una tendencia de aproximadamente 4.2% más de calor necesario por cada 10 °C menos del

alimento. Por parte de los flujos de calor en el condensador se tiene una tendencia contraria, con lo que se requiere aproximadamente un 0.5% menos de calor por cada 10 °C menos del alimento. Esto se representa en la figura 21.

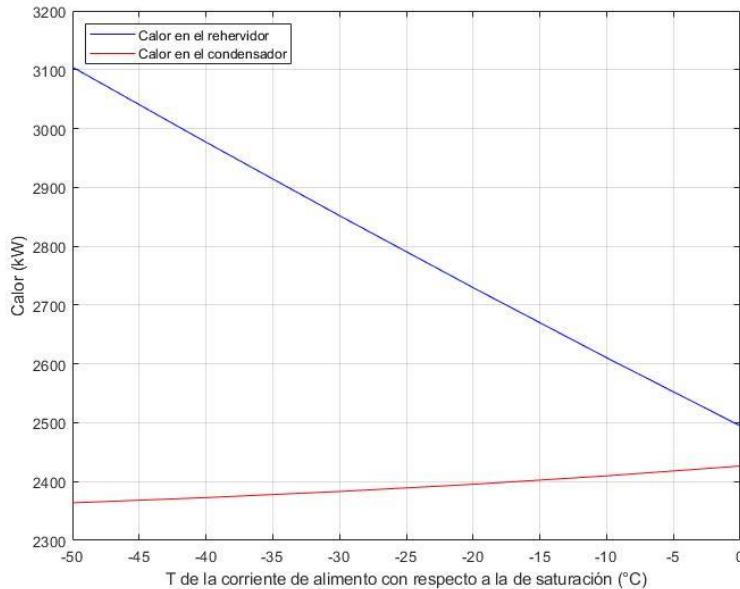


Figura 21. Relación de Q_r y Q_c con la temperatura de alimentación a la columna.

Rehervidor con el 80% de capacidad

Por definición sabemos que,

$$H_{\Delta W} = W \cdot \left(H_W - \frac{Q_r}{W} \right)$$

Tomando 80% del calor del rehervidor obtenemos el calor recalculado,

$$\rightarrow H'_{\Delta W} = W \cdot \left(H_{L,W} - \frac{0.8 \cdot Q_r}{W} \right)$$

Y, teniendo en cuenta que $(z_W, H_{L,\Delta W})$, $(z_F, H_{L,F})$ y $(x_D, H_{L,\Delta D})$ deben estar ubicados sobre una línea recta, entonces:

$$\begin{aligned} \frac{H_{L,F} - H_{L,\Delta W}}{z_F - z_W} &= \frac{H_{L,F} - H_{L,\Delta D}}{z_F - z_D} \\ \rightarrow H_{L,\Delta D} &= H_{L,F} - \left(\frac{z_F - z_D}{z_F - z_W} \right) (H_{L,F} - H_{L,\Delta W}) \end{aligned}$$

Se ha utilizado el calor del rehervidor para el caso en que se trabajó con 1.7 veces la relación de reflujo mínimo.

Adquiriendo los puntos de diferencias,

$$H'_{\Delta W} = -15.78 \frac{kJ}{mol}, \quad H'_{\Delta D} = 77.54 \frac{kJ}{mol}$$

Para estos valores vemos que la relación de reflujo tiene un valor de,

$$R_{80\%} = \frac{H_{\Delta D} - H_{L,D}}{H_{V,D} - H_{L,D}} = 0.7398$$

Lo cual significa que tenemos $1.037 \cdot R_{min}$, por esta razón se sabe que la curva de operación que se tendrá estará muy cerca de la curva de equilibrio y, por lo tanto, se tendrán más etapas. Una vez establecidos estos puntos de diferencias, se realiza el procedimiento descrito anteriormente para la obtención de la curva de operación y de las etapas, donde se puede observar la cercanía, en especial en la curva de operación de la sección de enriquecimiento, con la curva de equilibrio, obteniendo como resultado 27 etapas.

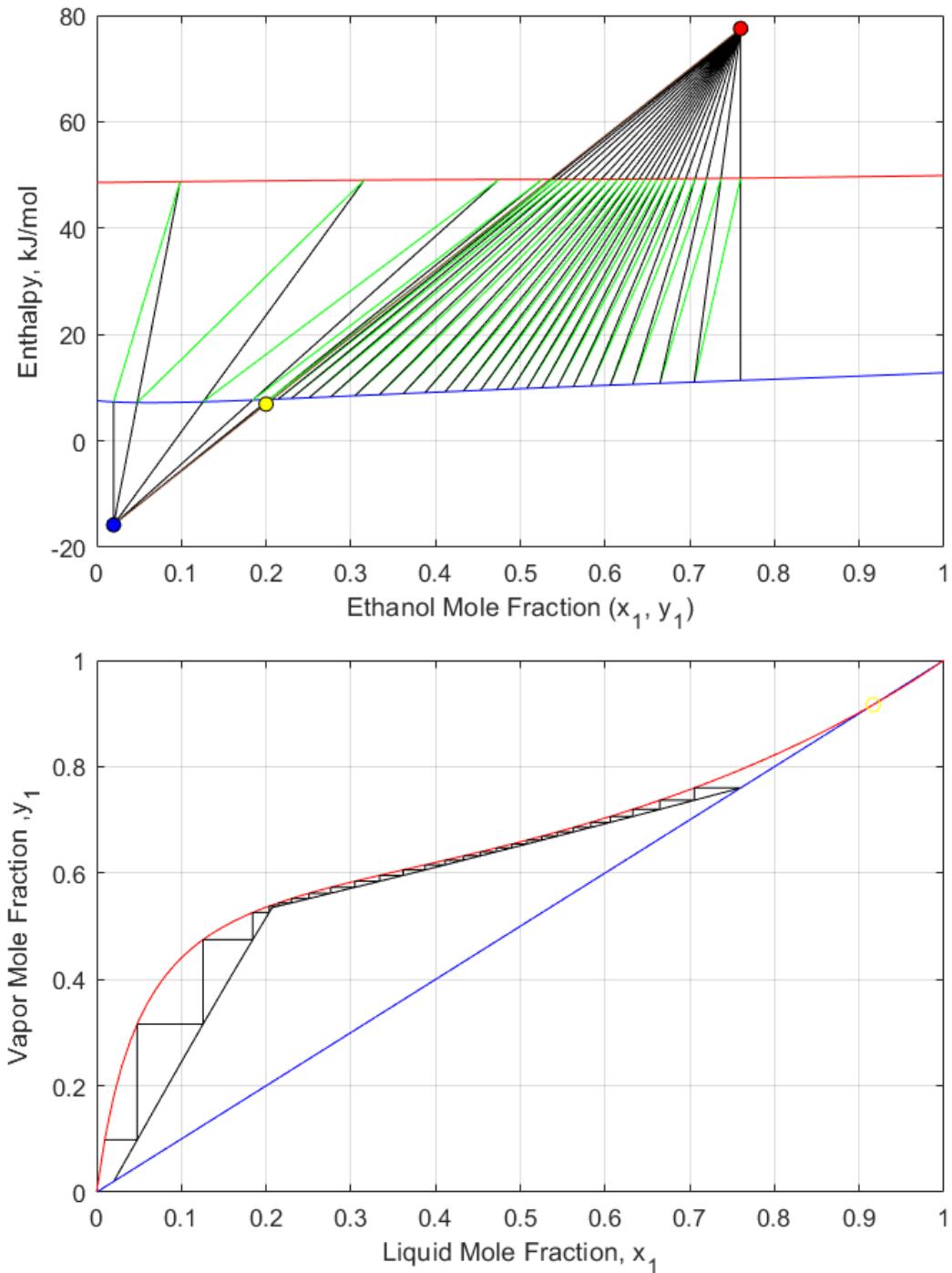


Figura 21. Diagrama H-x,y acoplado con x-y con etapas. 80% de Qr.

En la figura 21 resulta evidente que la mayoría de las etapas se concentran en la sección de enriquecimiento, donde la curva de equilibrio tiene una concavidad que provoca que la curva de operación esté más cerca a la de equilibrio.

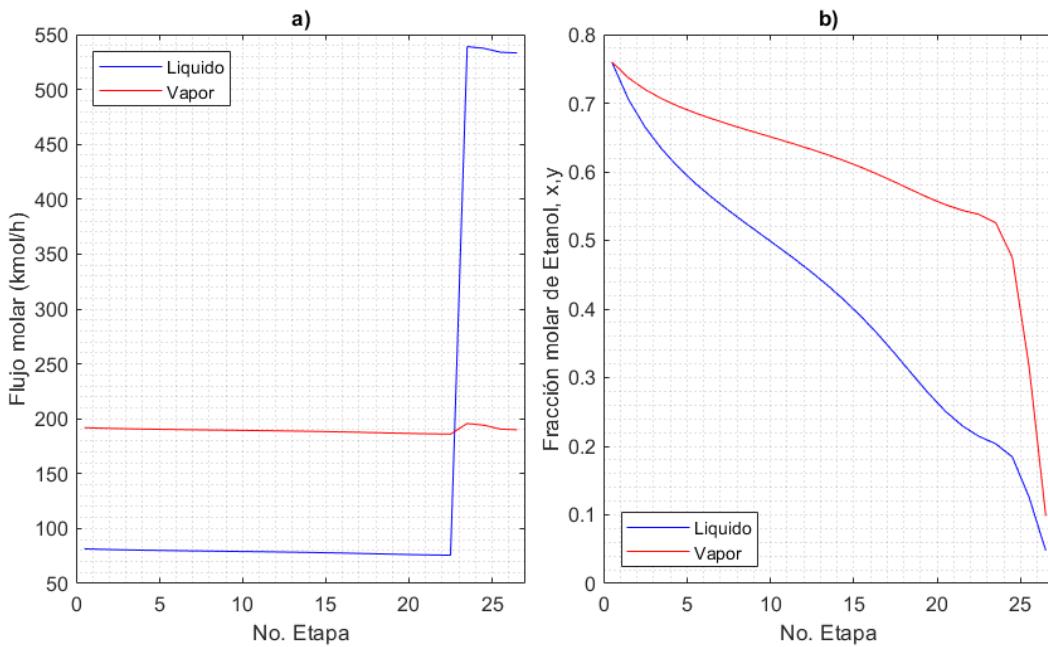


Figura 22. a) Flujos molares vs etapas. b) Composiciones de operación vs etapas.

Comparando los flujos de líquido y vapor promedio para cada una de las etapas podemos observar que estos tienen unos valores menores a los que se presentaban en las gráficas de $R = 1.5 - 1.7 R_{min}$; esto es producto de la disminución de la condición de reflujo, la cual provoca que L_0 tenga un valor menor al utilizado en los escenarios ya mostrados, generando que los flujos a lo largo de la columna tengan un valor menor. Sin embargo, a diferencia de la curva L_i, V_i , la curva de composiciones de operación para vapor y líquido sí presenta una diferencia contundente. Para las primeras etapas de la zona de enriquecimiento, el comportamiento de las composiciones en operación es muy sensible a la tendencia de la curva de equilibrio, esto es debido a la cercanía que presentan estas curvas, haciendo que los puntos de operación estén cercanos al equilibrio y mantengan prácticamente la misma tendencia.

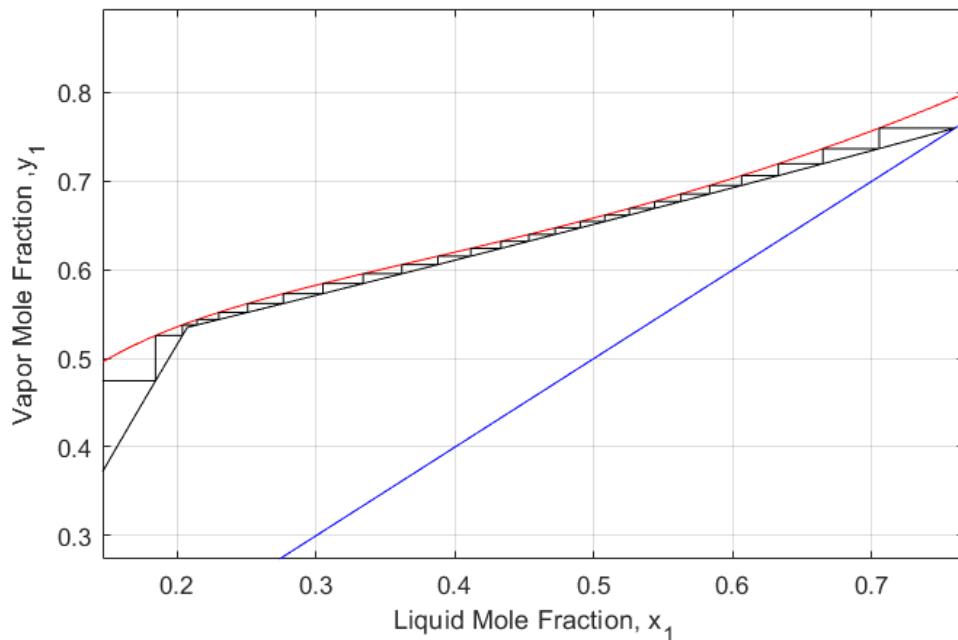


Figura 23. Vista ampliada – Zona de enriquecimiento en el diagrama x-y.

Justo después de la zona de enriquecimiento la curva de operación se encuentra distanciada del equilibrio, haciendo que se tengan menos etapas en esta sección y un descenso en composiciones más rápido, tal como se ve en la figura 23. Así mismo, teniendo en cuenta la relación entre la temperatura en equilibrio y las concentraciones en equilibrios de cada etapa se puede establecer la tendencia del perfil de temperatura en función de las etapas, en donde se evidencia que las mayores temperaturas en la columna de destilación se presentan en la parte inferior de la columna, y se ve el incremento brusco en las etapas finales por la disminución repentina presentadas en las concentraciones de líquido y vapor para la sección de despojamiento.

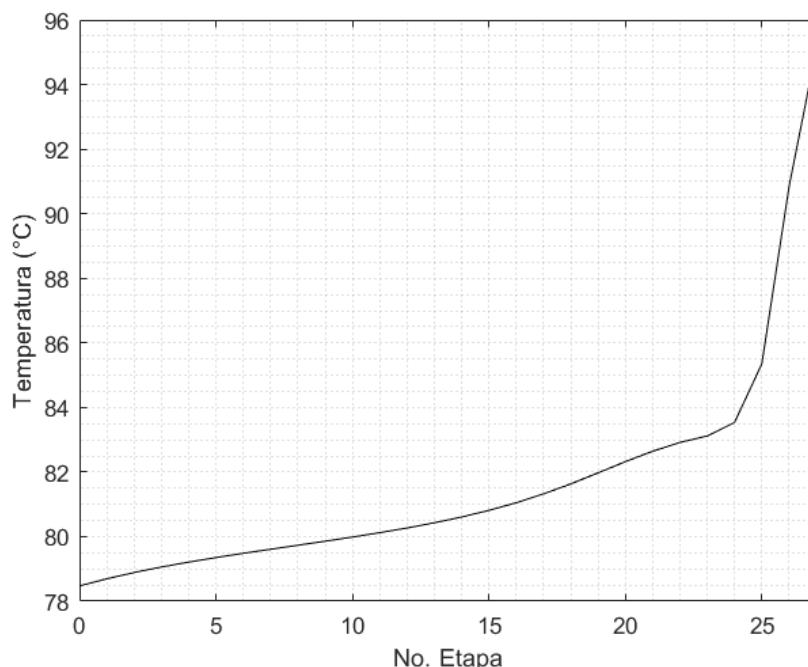


Figura 24. Temperatura vs etapas.

Parámetros	$80\% \cdot Q_r$	$100\% \cdot Q_r$
Q_R (kW)	2204.57	2755.71
Q_C (kW)	2027.87	2579.00
No. de etapas	27.00	9.00
W (kmol/h)	343.26	343.26
D (kmol/h)	110.33	110.33
L_1 (kmol/h)	81.13	132.98
V_2 (kmol/h)	191.46	243.31
L_{n-1} (kmol/h)	533.27	580.45
V_n (kmol/h)	190.02	237.20
M_{vap} (kg/s)	15.14	18.93
M_{liq} (kg/s)	60.62	77.10
Factor * Rmin	1.037	1.7

Tabla 6. Indicadores obtenidos con 80% de Q_r del caso de 1.7Rmin.

Como se pudo observar, la entalpía en el punto de diferencia para el destilado depende del calor tanto del rehervidor como del condensador, es decir que, hay una relación directa entre las entalpías de los puntos de diferencia, la relación de reflujo y de los calores del rehervidor y el condensador. En otras palabras, hay una relación de reflujo específico para el $80\%Q_r$ y, en caso de querer utilizar una relación de reflujo diferente, se debe cambiar el porcentaje de calor, no se puede seguir utilizando el mismo.

$$R = \frac{H_{\Delta D(Q_r)} - H_{L,D}}{H_{V,D} - H_{L,D}} = \phi(Q_r)$$

Conclusiones

Una vez se realiza el procedimiento para observar que tanto varían algunas variables de acuerdo con el aumento de la relación de reflujo, se encuentra que a medida que aumenta dicha relación el número de etapas disminuye, pues la pendiente de la curva de operación en la zona de enriquecimiento aumenta a medida que la relación de reflujo incrementa (esto se ve reflejado en la figura 18), lo cual significa que el costo de construcción disminuye, ya que sus dimensiones también lo hacen, sin embargo, la magnitud de los flujos aumenta dentro de la torre, necesitando mayor cantidad de calor para evaporar y condensar la solución, es decir, mayor magnitud en los flujos de vapor de agua y agua líquida en el rehervidor y en el condensador respectivamente, significando mayores costos de operación. Para poder concluir que valor de relación de reflujo es la más eficiente para el proceso, se debe realizar un procedimiento de optimización, pues como se mencionó anteriormente, aumentar la relación de reflujo trae consigo beneficios como desventajas.

La implementación de un economizador es un elemento que se debe tener en cuenta en el diseño de una columna de destilación, ya que la corriente de residuo sale a una muy alta temperatura. De esta manera, es mucho más eficiente energéticamente hablando utilizar esta energía excedente para aumentar la temperatura de la corriente de entrada, lo cual, también evita un mayor suministro de calor en el rehervidor. Esta mayor eficiencia energética de la columna se verá reflejada en los costos de operación, algo fundamental en toda empresa que requiera de la destilación.

Cabe resaltar la importancia de los mantenimientos preventivos y/o control en los dispositivos utilizados como condensador y rehervidor, la elección de un material erróneo que contribuya a las pérdidas de calor y que reduzcan la eficiencia en cualquiera de estos intercambiadores de calor, podrían generar un mal dimensionamiento de la columna y la necesidad de introducir un mayor número de etapas para conseguir las concentraciones esperadas.

Referencias

Green, D. W. (2019). *Perry's chemical engineers' handbook*. McGraw-Hill Education.

Larkin, J. A. (1975). Thermodynamic Properties of Aqueous Non-Electrolyte Mixtures I. Excess Enthalpy for Water + Ethanol at 298.15 to 383.15 K. *Journal of chemical thermodynamics*, 137-148.