

Método del punto de burbuja para las separaciones de multicomponentes en etapas múltiples

1.- PROBLEMA

En este guion experimental se va a utilizar el método riguroso del punto de burbuja para la separación de multicomponentes de Wang-Henke en la columna de destilación PIGNAT, sólo para el caso de una de las siguientes alternativas: (a) Cuando se alimenta a la columna una mezcla de etanol-agua en el hervidor o (b) Cuando se alimenta en el plato 11. La selección de la alternativa será aquella en la que la columna trabaje a su mayor eficiencia global, es decir

$$E_o = (N^\circ \text{ de platos ideales} / \text{Número de platos que tiene instalado el equipo}) \times 100$$

Contestar al siguiente cuestionario para la alternativa seleccionada, considerando primero los siguientes errores porcentuales entre la fracción molar del destilado obtenida en la columna con la obtenida con la ecuación matricial (20) y también para la fracción molar para el residuo, ambas con una aproximación de $(\pm) 2\%$, es decir

$$\text{Error porcentual (del destilado)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100; (\pm) 2\%$$

$$\text{Error porcentual (de los residuos)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100; (\pm) 2\%$$

Se debe cumplir con las condiciones anteriores antes de responder las preguntas del cuestionario:

Cuestionario

1.- ¿Cuál es el error porcentual entre (la fracción molar del destilado obtenida experimentalmente y la obtenida con la ecuación matricial 20), y también el error porcentual entre (la fracción molar de los residuos obtenida experimentalmente y la obtenida con la ecuación matricial 20)?, ambos con una aproximación de $(\pm) 2\%$.

2.- ¿Cuáles son los flujos de las mezclas molares del vapor y del líquido que abandonan los platos del 2 al 16?, graficar por separado estos perfiles interpretando las tendencias para cada una de las gráficas.

3.- Reportar los valores de las fracciones molares de las mezclas del vapor y del líquido que abandonan los platos del 2 al 16, graficar por separado estos perfiles interpretando las tendencias para cada una de las gráficas.

4.- Calcular y reportar los valores de las cargas térmicas en kcal/h del condensador y del hervidor de la columna de destilación en continuo; comentar el significado de cada una de estas cantidades.

5.- ¿Cuál es el porcentaje de recuperación del etanol para la alternativa que fue seleccionada?

Condiciones de alimentación y de operación:

- La mezcla de alimentación de etanol-agua deberá estar entre el 30 – 35% en masa
- La columna se trabajará a condiciones no adiabáticas y no isotérmicas, a presión atmosférica del laboratorio, la temperatura de la alimentación será la ambiental
- Para cualquier alternativa (a) o (b) utilizar una relación de reflujo $R = 1/2$.

2.- PARTE EXPERIMENTAL

2.1 MATERIALES REQUERIDOS

- Un densímetro con escala de 0.9 a 1.0 g / mL **(El espacio entre las marcas no numeradas es de 0.001), utilizarlo para la solución de alimentación**
- Un densímetro con escala de 0.7 a 1.0 g / mL **(El espacio entre las marcas no numeradas es de 0.005)**
- Un densímetro con escala de 0.7 a 0.8 g / mL **(El espacio entre las marcas no numeradas es de 0.001)**
- Un densímetro con escala de 0.8 a 0.9 g / mL **(El espacio entre las marcas no numeradas es de 0.001)**
- Dos probetas para densímetro
- Dos probetas graduadas de 500 mL de plástico
- Dos cronómetros
- Un embudo grande de plástico
- Una cubeta de plástico

2.2 SUSTANCIAS

- Un garrafón con etanol industrial
- Un garrafón con agua destilada
- Mezcla de etanol-agua entre el 30 - 35 % de concentración en masa
- La bitácora, libreta número 6 para la torre de destilación

2.3 SERVICIOS AUXILIARES

- Energía eléctrica
- Agua de enfriamiento

2.4 MEDIDAS DE HIGIENE Y SEGURIDAD

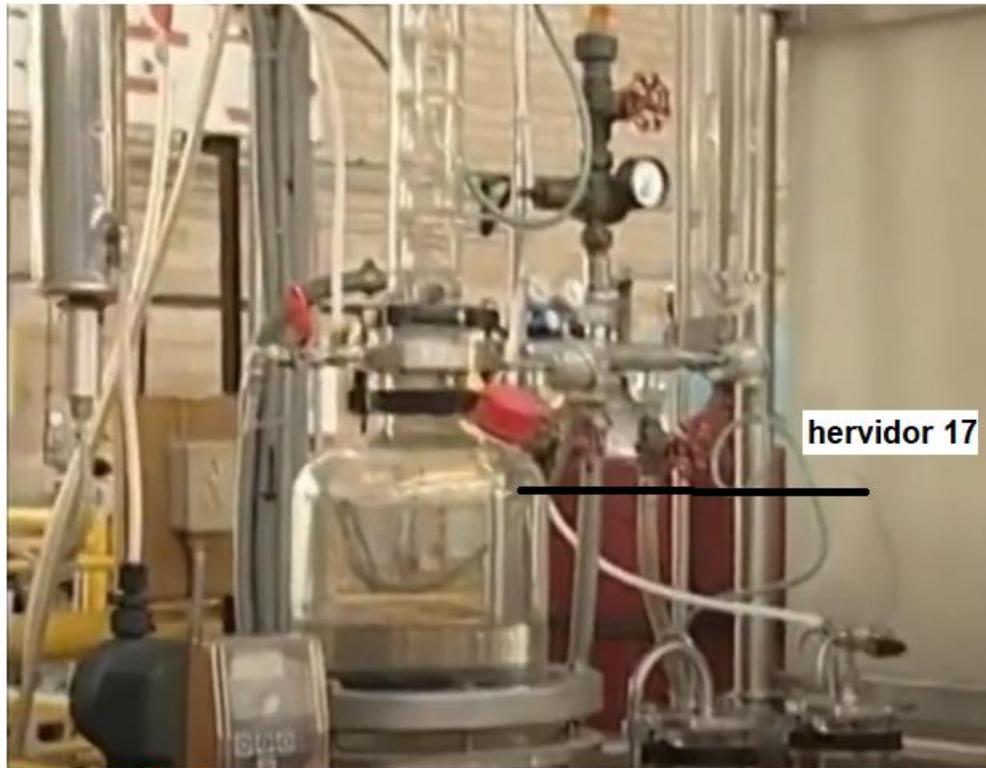
- Evite derrames de mezcla, si esto ocurre, seque de inmediato
- No permitir trabajos de mantenimiento cerca del equipo que generen chispas por soldadura con planta eléctrica o autógena

2.5 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

COMPONENTE	SERVICIO	ESPECIFICACIONES
Columna de destilación	Separar los componentes de una mezcla	Marca de la torre: Pignat Tipo: De platos con una campana de borboteo Material de construcción: Vidrio Longitud: 91.5 cm Diámetro interno: 5.08 cm Presión de operación: Atmosférica
Bomba dosificadora	Suministrar mezcla de alimentación	Bomba de pulsaciones Gasto de diseño 16 L/h Motor eléctrico: 110 V / 2 fases / 60 Hertz Material interno: Acero inoxidable
Condensador total	Cambia de fase vapor a líquido	Material interno: acero inoxidable. Coraza: De vidrio
Intercambiador de calor	Enfriador de fondos	Material interno: Acero inoxidable. Coraza: De vidrio
Intercambiador de calor	Enfriador de destilado	Material interno: Acero inoxidable. Coraza: De vidrio:
Manómetro diferencial	Registra la caída de presión entre la atmósfera y la base de la columna.	Tipo: En "U" Material: Vidrio, con regleta graduada de metal
Rotámetro	Cuantifica el flujo del agua de enfriamiento	Escala: 0 – 400 L / h Material: Acrílico
Banco de resistencias del hervidor	Suministra energía para la ebullición de la mezcla de alimentación	Potencia: 480 watts 220 V / 3 fases/ 60 Hz
Hervidor parcial	Vaporiza la mezcla de alimentación	Capacidad 10 L Material: vidrio Resistencias de calentamiento: De tungsteno con perilla de reóstato del 0 – 8 posiciones de calentamiento

Enfriadores de tubos concéntricos	Abaten la temperatura de salida del hervidor y de los condensados	Material: Acero inoxidable Coraza: De vidrio
-----------------------------------	---	---

2.6 DIAGRAMAS Y FOTOGRAFÍAS



Fotografía 1 de la torre de destilación de 17 etapas; 15 platos, un condensador total y un hervidor parcial en la posición 17

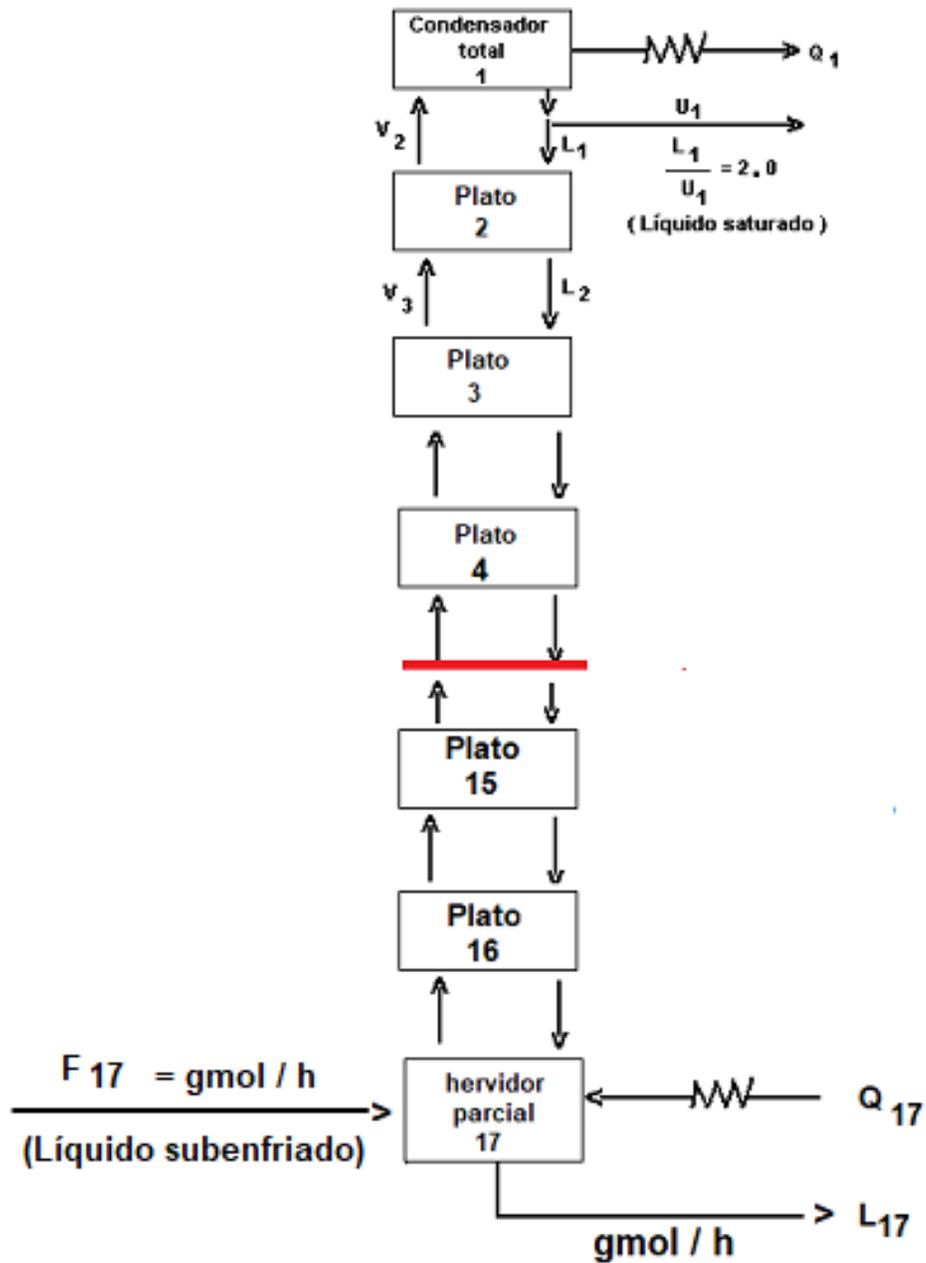


Figura 1.- Torre de destilación de 17 etapas; 15 platos, un condensador total y un hervidor parcial, alimentación en la etapa 17

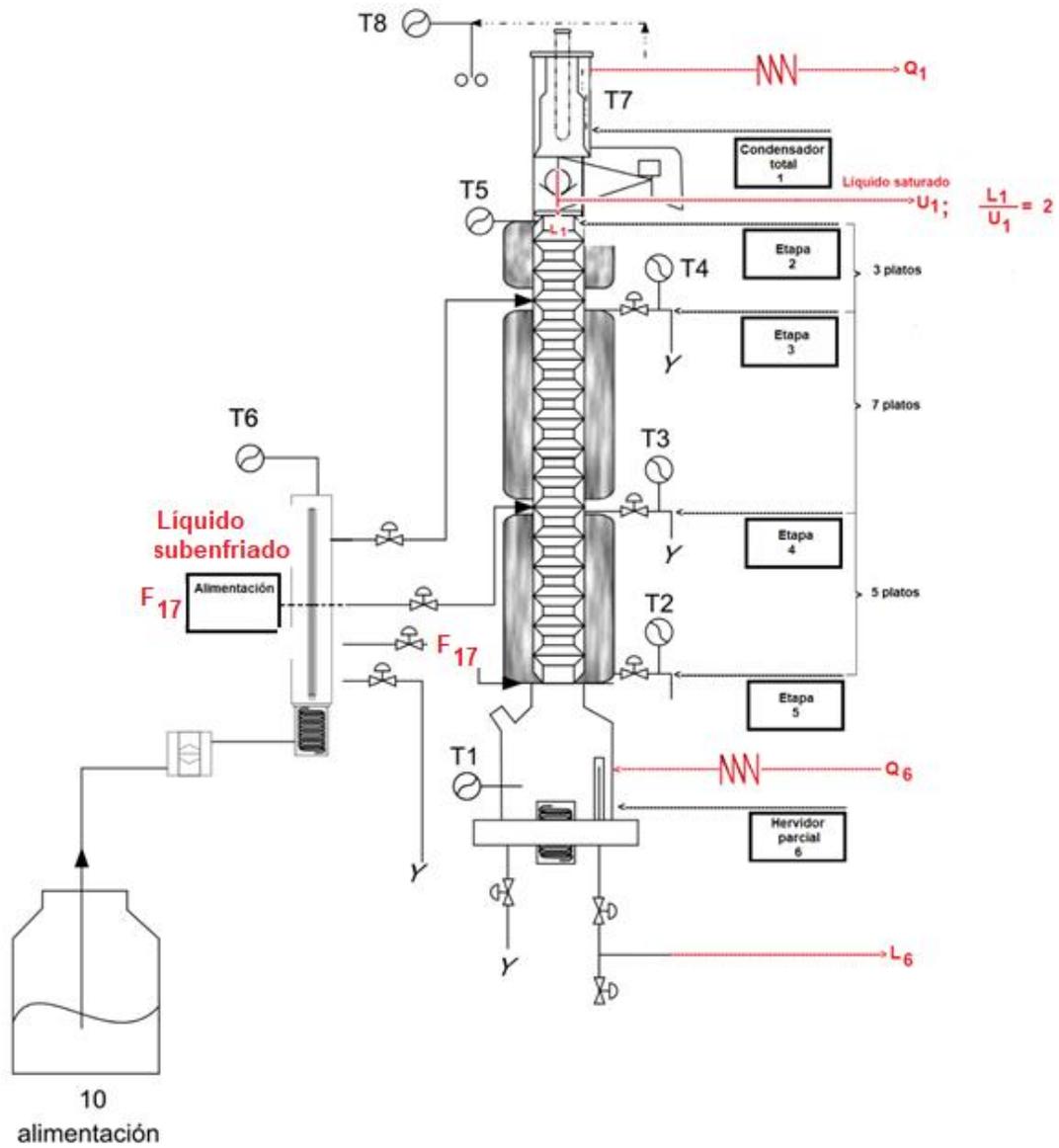


Figura 2.- Diagrama de la torre de destilación de 17 etapas; 15 platos, un condensador total y un hervidor parcial con alimentación en el hervidor 17



Fotografía 2.- La torre de destilación donde se muestra la alimentación en el plato 11

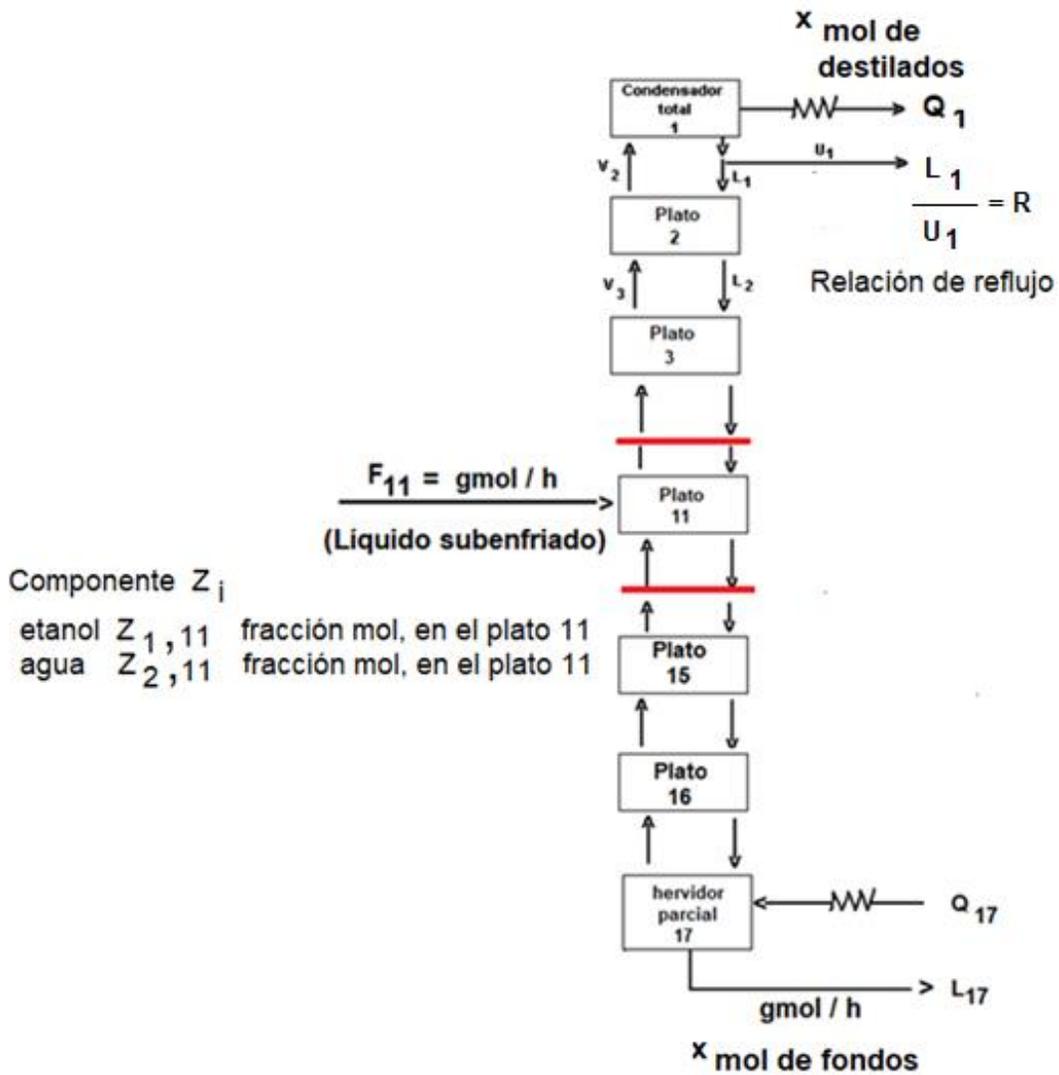


Figura 3.- De la torre de destilación de 17 etapas; 15 platos, un condensador total y un hervidor parcial con alimentación en el plato 11

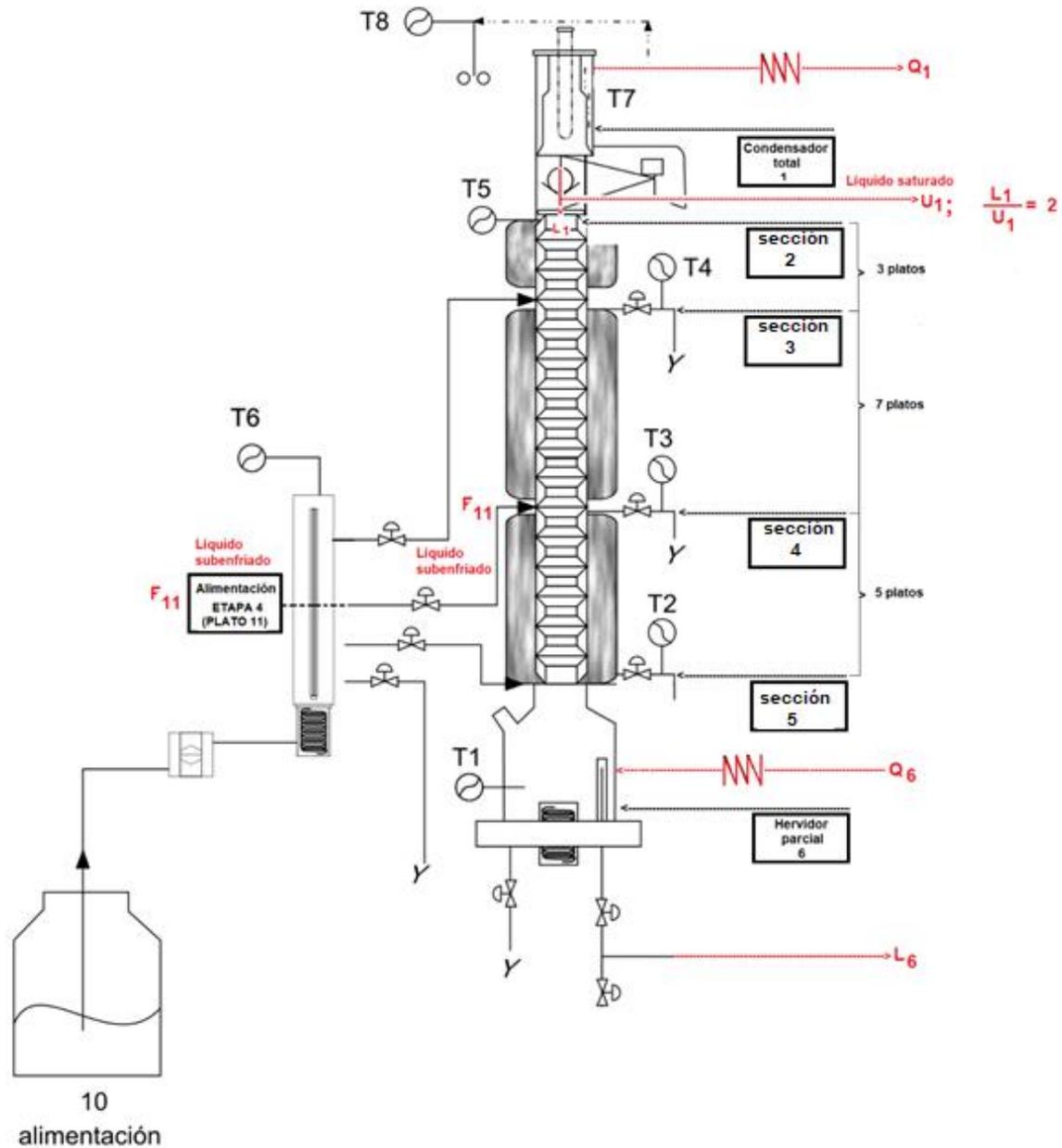


Figura 4.- Diagrama de la torre de destilación de 17 etapas; 15 platos, un condensador total y un hervidor parcial con alimentación en el plato 11

Si la columna está equipada con un condensador total, este no se contabiliza como un plato de la zona de enriquecimiento, un condensador parcial o un hervidor parcial contribuyen cada uno como un plato más en el número de platos presentes en la columna

2.7 DESARROLLO EXPERIMENTAL

ARANQUE DEL EQUIPO

- a.- Preparar en el recipiente de alimentación, una mezcla de etanol-agua entre el 30 y 35% en masa de etanol. Anotar su valor en la Tabla de resultados experimentales.
- b.- Abrir la válvula de suministro del agua de enfriamiento al equipo
- c.- Alimentar al condensador de destilados un flujo de agua de 400 L / h, utilizar el rotámetro correspondiente. Alimentar agua a los enfriadores de fondos y de destilados.
- d.- Accionar el botón de alimentación de energía eléctrica que se encuentra en la parte posterior del equipo, moverlo de la posición **O** a la posición **I**, después accionar el botón negro a **ON** que se encuentra atrás del equipo.
- e.- Quitar el seguro del paro de urgencia girando la perilla a la derecha
- f.- Oprimir el control de marcha general
- g.- Observar la parte frontal de la bomba y operar la perilla del llenado del pistón y las flechas para el número de pulsaciones. Obtener las posiciones 50 / 50, que proporcionan el flujo de alimentación.
- h.- Abrir la segunda válvula de la salida del precalentador (contando de arriba hacia abajo) para alimentar a la columna la mezcla a la sección de platos 2
- i.- Encender la bomba para alimentar la mezcla hasta lograr un nivel de diez centímetros por arriba de las resistencias de calentamiento del hervidor, en este momento suspender la alimentación.
- j.- Calentar la mezcla del hervidor, girando la perilla del tablero de control de calentamiento de 2 en 2 cada 10 segundos hasta llegar a la posición 8 de la perilla.
- k.- Operar la columna a reflujo total durante 20 min aproximadamente, a partir de que se generen vaporizaciones y destilados para asegurarse que en este lapso de tiempo se tenga el régimen permanente.
- L.- Elegir la relación de reflujo en el tablero de control, tomando en cuenta la tabla de tiempos recomendados por el fabricante. Consultar el anexo A
- LL.- Colocar el control de Reflujo / Destilado en la posición de Paro.
- m.- Reiniciar la alimentación al flujo establecido.
- n.- La temperatura de alimentación de la mezcla será a la temperatura ambiental, no accionar los controles del precalentador.
- ñ.- Abrir las válvulas de salida de los fondos del hervidor para que fluyan hacia el enfriador, así como también la de descarga al recipiente de fondos.

OPERACIÓN

- a.- Medir los flujos de destilado y fondos a los 20 minutos después de que se ha iniciado la operación de la torre, cerrando las válvulas de descarga al recipiente contenedor de cada líquido, y midiendo el tiempo que tarda en

acumularse un volumen establecido en una probeta graduada. Anotar sus valores en la Tabla de Resultados Experimentales.

b.- Medir la densidad de fondos y destilado para determinar las composiciones por densimetría usando la siguiente ecuación:

$$\% \text{masa} = -4606 \rho^3 + 11475 \rho^2 - 9909 \rho + 3038.1; \rho = \text{densidad (g / mL)}$$

c.- Registrar todos sus datos en la Tabla de datos experimentales, hasta alcanzar el estado estacionario en la torre de destilación

PARO DEL EQUIPO

a.- Apagar el calentamiento del hervidor, girando la perilla de control hasta llegar a la posición de cero y oprimir el botón de paro.

b.- Apagar la bomba dosificadora.

c.- Poner el seguro de paro de urgencia.

d.- Colocar el control de suministro de energía al equipo en la posición "O"

e.- Apagar el suministro de energía al equipo.

f.- Cerrar la válvula de suministro de agua de enfriamiento al equipo y las que alimentan agua al condensador y a los enfriadores.

2.8 INFORMACIÓN EXPERIMENTAL

DIMENSIONES DE LA COLUMNA Y CONDICIONES INICIALES DE ALIMENTACIÓN

<ul style="list-style-type: none"> • Posición en la perilla de calentamiento en el número 9 • Alimentación a la torre con la válvula intermedia del precalentador • Longitud de la sección empacada 91.5 cm
Densidad de la mezcla de alimentación $\rho_A =$ g / cm ³
Composición en % en masa
$\% \text{masa} = -4606 \rho_A^3 + 11475 \rho_A^2 - 9909 \rho_A + 3038.1; \% \text{ masa} = \frac{\text{g ETOH}}{\text{g mezcla}}$
Flujo de la alimentación de la mezcla a la columna, utilizando un flujo en la posición de la bomba de 50/50 = 0.143202 (L / min), valor calculado como referencia.
50/50 = L/min

PRUEBA I
RELACIÓN DE REFLUJO L / D = 1/2
ALIMENTACIÓN EN EL HERVIDOR 17

FLUJOS

	Fondos			Destilado		
Tiempo de operación (min)	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)
20						

COMPOSICIONES

$\% \text{masa} = - 4606 \rho^3 + 11475 \rho^2 - 9909 \rho + 3038.1$ Densidad $\rho = (\text{g / mL})$				
	Fondos		Destilado	
Tiempo de operación (min)	Densidad de Fondos (ρ_F) (g / mL)	Composición Fondos % masa	Densidad de Destilado (ρ_D) (g / mL)	Composición Destilado % masa
20				

TEMPERATURAS

Tiempo de operación (min)	T1 Hervidor 17 (°C)	T2 Plato 16 (°C)	T3 Plato 11 (°C)	T4 Plato 4 (°C)	T5 Condensador 1 (°C)
20					

..

T6 Pre calentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)

PRUEBA II
RELACIÓN DE REFLUJO L / D = 1/2
ALIMENTACIÓN EN EL PLATO NO. 11

FLUJOS

Tiempo de operación (min)	Fondos			Destilado		
	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)	Tiempo de llenado probeta (min)	Volumen probeta (L)	Flujo (L / min)
20						

COMPOSICIONES

Tiempo de operación (min)	$\% \text{masa} = - 4606 \rho^3 + 11475 \rho^2 - 9909 \rho + 3038.1$ Densidad $\rho = (\text{g / mL})$			
	Fondos		Destilado	
	Densidad de Fondos (ρ_F) (g / mL)	Composición Fondos % masa	Densidad de Destilado (ρ_D) (g / mL)	Composición Destilado % masa
20				

TEMPERATURAS

Tiempo de operación (min)	T1 Hervidor 17 (°C)	T2 Plato 16 (°C)	T3 Plato 11 (°C)	T4 Plato 4 (°C)	T5 Condensador 1 (°C)
20					

..

T6 Precalentamiento (de alimentación) (°C)	T7 Entrada de agua al condensador (°C)	T8 Salida de agua del condensador (°C)

Tiempos recomendados por el fabricante para la relación de reflujo/destilado L/D en la columna de destilación

Relación de reflujo	Tiempo para el reflujo (s)	Tiempo para destilados (s)
2:1	8	4
2:1	10	5
1:2	4	8
1:2	5	10
3:1	9	3
3:1	12	4

INSTRUCCIONES

Para responder el siguiente cuestionario, programar las ecuaciones que se encuentran en la “Guía de Cálculos de destilación por el método de Punto de Burbuja y en el archivo “Deducciones de las ecuaciones para el punto de burbuja” situados en la plataforma AMyD.

Ecuaciones utilizadas en el algoritmo de la matriz tridiagonal debido a Thomas y aplicado por Wang y Henke

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad ; \quad 2 \leq j \leq N \quad (16)$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j) K_{i,j} \right] \quad ; \quad 1 \leq j \leq N \quad (17)$$

$$C_j = V_{j+1} K_{i,j+1} \quad ; \quad 1 \leq j \leq N-1 \quad (18)$$

$$D_j = -F_j Z_{i,j} \quad ; \quad 1 \leq j \leq N \quad (19)$$

$$\begin{pmatrix}
 B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 & \dots \\
 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} & \dots \\
 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N & \dots
 \end{pmatrix}
 \begin{pmatrix}
 x_{i,1} \\
 x_{i,2} \\
 x_{i,3} \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 x_{i,N-2} \\
 x_{i,N-1} \\
 x_{i,N}
 \end{pmatrix}
 =
 \begin{pmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_3 \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 D_{N-2} \\
 D_{N-1} \\
 D_N
 \end{pmatrix}
 \quad (20)$$

Los valores obtenidos de las composiciones de la fase líquida en cada etapa de la ecuación matricial (20) se deben normalizar mediante la ecuación (27)

$$(x_{i,j})_{Normalizado} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^C x_{i,j}} \quad (27)$$

Para obtener los valores de la fase vapor en cada etapa se aplica la ecuación (3) utilizando los valores de las composiciones del líquido normalizadas.

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (3)$$

Ahora se pueden obtener los valores de los vapores V_j que se desprenden de cada etapa, será necesario calcular:

- La entalpía de la alimentación de la mezcla a la columna
- Las entalpías de la fase líquida en cada etapa de la torre
- Las entalpías de la fase vapor en cada etapa de la torre
- Plantear un balance de energía para cada etapa de la columna, se encuentra resuelto en el archivo "Deducciones de las ecuaciones para el punto de burbuja" donde finalmente se obtienen las siguientes ecuaciones:

La ecuación final se puede escribir como :

$$\boxed{\alpha_j V_j + \beta_j V_{j+1} = \gamma_j} \quad (21)$$

Donde

$$\alpha_j = (HL_{j-1} - HV_j)$$

$$\beta_j = (HV_{j+1} - HL_j)$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m - W_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - HF_j) + W_j (HV_j - HL_j) + Q_j$$

$$Q_j = L_{j-1} HL_{j-1} + V_{j+1} \cdot HG_{j+1} + F_j \cdot HF_j - (L_j + U_j) \cdot HL_j - (V_j + W_j) \cdot HG_j$$

La representación matricial de esta ecuación es:

$$\begin{pmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & \alpha_{N-3} & \beta_{N-3} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & \alpha_{N-2} & \beta_{N-2} & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & \alpha_{N-1} & \beta_{N-1} & 0 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ \dots \\ V_N \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ \gamma_{N-3} \\ \gamma_{N-2} \\ \gamma_{N-1} \end{pmatrix} \quad (21)$$

Al resolver la ecuación (21) se obtienen los valores de los vapores que se desprenden en cada etapa.

Otra forma equivalente es aplicar balances en cada etapa y llegar a la ecuación (22)

Plato (2)	Plato (3)	En general
$\alpha_2 V_2 + \beta_2 V_3 = \gamma_2$	$\alpha_3 V_3 + \beta_3 V_4 = \gamma_3$	
$V_3 = \frac{\gamma_2 - \alpha_2 V_2}{\beta_2}$	$V_4 = \frac{\gamma_3 - \alpha_3 V_3}{\beta_3}$	$V_j = \frac{\gamma_{j-1} - \alpha_{j-1} V_{j-1}}{\beta_{j-1}} \quad (22)$

CONTINUACIÓN

Calcular de la carga térmica del condensador Q1

$$Q_j = L_{j-1}HL_{j-1} + V_{j+1} \cdot HG_{j+1} + F_j \cdot HF_j - (L_j + U_j) \cdot HL_j - (V_j + W_j) \cdot HG_j$$

Calcular la carga térmica del evaporador

$$Q_N = \sum_{j=1}^N (F_j HF_j - U_j HL_j - W_j HV_j) - \sum_{j=1}^{N-1} Q_j - V_1 HV_1 - L_N HL_N \quad (26)$$

Cálculo del líquido en su punto de burbuja que desciende de cada plato

En general se puede escribir como

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad (10)$$

Cálculo para conocer las temperaturas del modelo y poder compararlas con las temperaturas experimentales

Se aplica la ecuación (27)

$$\sum_{i=1}^c K_{i,j} x_{i,j} - 1 = 0 \quad (27)$$

El resultado de esta ecuación se obtiene por iteración en donde la temperatura obtenida T_j no es lineal.

Nota: - Se recomienda resolver el problema 15.1 del autor [1].

3.- CUESTIONARIO

Observación:

$$\text{Error porcentual (del destilado)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

$$\text{Error porcentual (de los residuos)} = \frac{x_{\text{molar del modelo}} - x_{\text{molar experimental}}}{x_{\text{molar experimental}}} \times 100 ; (\pm) 2\%$$

Calcular los errores porcentuales de las fracciones molares del domo y de los residuos, si los resultados están dentro de una amplitud del $(\pm) 2\%$, contestar las preguntas 1, 2, 3 y 4, si no se cumplen estas condiciones, favor de corregir los valores obtenidos por el modelo utilizando el procedimiento del Apéndice 6.1.

- 1.- Cuando se cumplan las dos condiciones de la pregunta 1, reportar las siguientes graficas interpretando el significado físico de los perfiles:
 - Gráfica (1). Presentar dos perfiles, el de los flujos molares de las mezclas del vapor y también el de los flujos molares de las mezclas del líquido versus el número platos del 2 al 16.
 - Gráfica (2). Presentar también dos perfiles, el de las fracciones molares de las mezclas del vapor y también el de las fracciones molares de las mezclas del líquido versus el número de platos del 2 al 16.
3. – ¿Cuáles son los valores de las cargas térmicas del condensador y del hervidor?
- 4.- ¿Cuál es el error porcentual entre las temperaturas obtenidas con el modelo del punto de burbuja y las temperaturas experimentales?
- 5.- ¿Cuál es el porcentaje de recuperación del etanol?

4.- NOMENCLATURA

K_i = razón de equilibrio termodinámico entre fases
LA = Flujo volumétrico de la alimentación en L / h
LD = Flujo volumétrico del destilado en L / h
LF = Flujo volumétrico del fondo de la torre en L / h
 P°_i = Presión de vapor del componente i: atmósferas
 P_T = Presión total de operación: atmósferas
R = L/D = Relación de reflujo externo

5.- BIBLIOGRAFÍA

1. Henley, Ernest. J., J. y Seader, J. D. (2003). Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química. Ediciones Repla, S. A., México .
2. Henley, Ernest. J., J. y Seader, J. D. (1998). Separation Process Principles, John Wiley & Sons. Inc, USA.
3. Pradeep B. Deshpande. (2016). Distillation Dynamics and Control. Instrument Society of America. USA. (colocación:TP156 D5 D47 (Biblioteca de la F. Q)

6.- APENDICES

6.1 Comentario: El método del punto de burbuja propuesto por Wang-Henke [1] se aplica en el régimen permanente a cada etapa de la columna de destilación de platos, fue deducido aplicando diversos balances mediante las ecuaciones MESH [Balances de Masa, Relaciones de Equilibrio, Sumatorias de las fracciones molares y Balances de calor (Heat)]. Estas ecuaciones fueron deducidas para operar en el equilibrio termodinámico entre fases. Pero en la columna del Laboratorio de Ingeniería Química y en cualquier otra columna industrial que tenga platos, NO se alcanza este equilibrio termodinámico entre fases considerado en este modelo, ya que no se han logrado construir platos que tengan una eficiencia del 100% de intermezclado, por lo que será necesario aplicar los conceptos de eficiencia de plato.

Este método obtiene mediante iteraciones las fracciones molares, los flujos molares y las temperaturas de las fases en cada plato teórico cuando opera la columna en el régimen permanente. Para aplicar experimentalmente el método de Wang-Henke será necesario ajustar su modelo a los resultados experimentales del laboratorio para las fracciones molares del destilado y de los fondos de la columna del laboratorio, respetando las temperaturas experimentales que proporcionan las pantallas de los termopares, las cuales numéricamente no se alteran y sólo habrá que ajustar las fracciones molares, utilizando los resultados iterativos de los flujos del vapor desprendido de los platos de la columna.

Actualmente los profesores del laboratorio trabajamos para hacer una publicación de un artículo que respalde el siguiente procedimiento de ajuste:

Para ajustar el resultado de las **dos** fracciones molares (la del destilado) y (la del residuo) de la ecuación (20) a las dos fracciones molares experimentales (la del destilado) y (la del residuo), será necesario modificar únicamente la ecuación de la matriz del alcohol, utilizando los siguientes factores: FAD (Factor de ajuste para el destilado) y FAF (factor de ajuste para los fondos) en la ecuación matricial (20.1), iniciando con los siguientes valores:

FAD = dar valores como 1.09	FAF = dar valores como 1.6
------------------------------------	-----------------------------------

y después hacer pequeñas variaciones al factor FAD dejando al último las del Factor FAF hasta lograr el ajuste y obtener un error porcentual del (\pm) 2%.

$$\begin{pmatrix}
 B_1 & C_1 \times FAD & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 A_2 & B_2 & C_2 \times FAD & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 0 & A_3 & B_3 & C_3 \times FAD & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \vdots \\
 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} \times FAD & 0 \\
 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & 0 & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} \times FAD \\
 0 & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \dots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N \times FAF
 \end{pmatrix}
 \begin{pmatrix}
 x_{i,1} \\
 x_{i,2} \\
 x_{i,3} \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 x_{i,N-2} \\
 x_{i,N-1} \\
 x_{i,N}
 \end{pmatrix}
 =
 \begin{pmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_3 \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 D_{N-2} \\
 D_{N-1} \\
 D_N
 \end{pmatrix}
 \quad (20-1)$$

6.2 Eficiencia de la columna

Cuando una columna de destilación está construida y en operación para un sistema binario o para un sistema de multicomponentes, es posible estimar con buena exactitud la eficiencia total de operación E_o aplicando la siguiente ecuación

$$\text{Eficiencia global} = \frac{\text{Contactos teóricos}}{\text{contactos reales necesarios}} \times 100 \quad \text{O}$$

$$E_o = \frac{\text{Número platos ideales}}{\text{Número de platos que tiene instalado el equipo}}$$

Si se tiene un sistema de multicomponentes será necesario seleccionar sólo dos componentes clave, el componente pesado y el componente ligero de la mezcla de alimentación a la columna [3].

PROCEDIMIENTO PARA EVALUAR E_o

Condiciones límite de operación para un sistema que cumpla con el antiguo método de McCabe–Thiele

- a) Cálculo del número mínimo de etapas N_{min} para sistemas de destilación binarios o de multicomponentes

Uno de los extremos en un sistema de destilación binaria y de multicomponentes es cuando la columna opera a condiciones de **reflujo mínimo** que requiere de un número infinito de etapas:

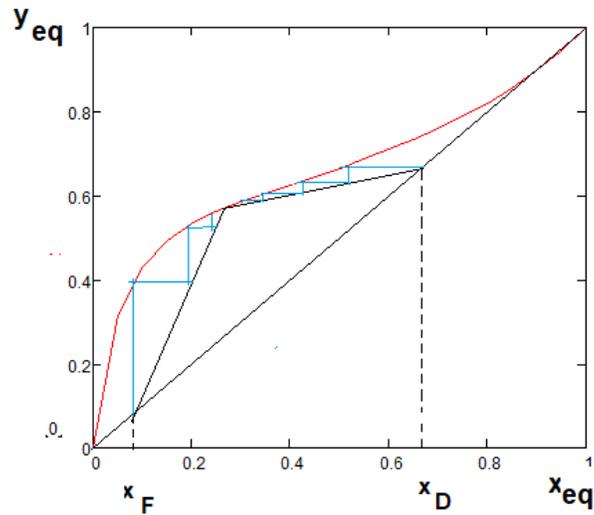


Fig. 1. Reflujo mínimo y número infinito de etapas

b) Mientras que en el otro extremo la condición de **reflujo total** se requiere un número mínimo de etapas para la separación de dos o más componentes.

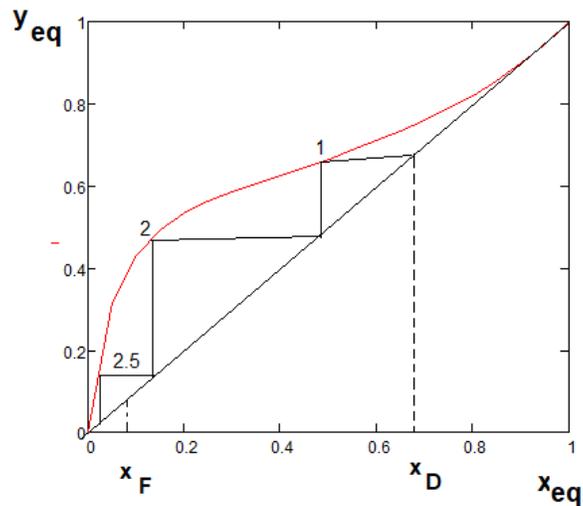


Fig. 2. Reflujo total y número mínimo de etapas

Para las condiciones a reflujo total no entra alimentación a la columna y no hay extracción de productos destilados. Todos vapores que llegan al condensador

retornan a la columna y todo el líquido que baja al hervidor se vuelve a vaporizar y nuevamente suben por la columna.

c) Considerar los siguientes balances de materia para establecer un método gráfico y evaluar el número de platos ideales. Los platos instalados en la torre PIGNAT se pueden conocer en la columna ubicada en el Laboratorio de Ingeniería Química

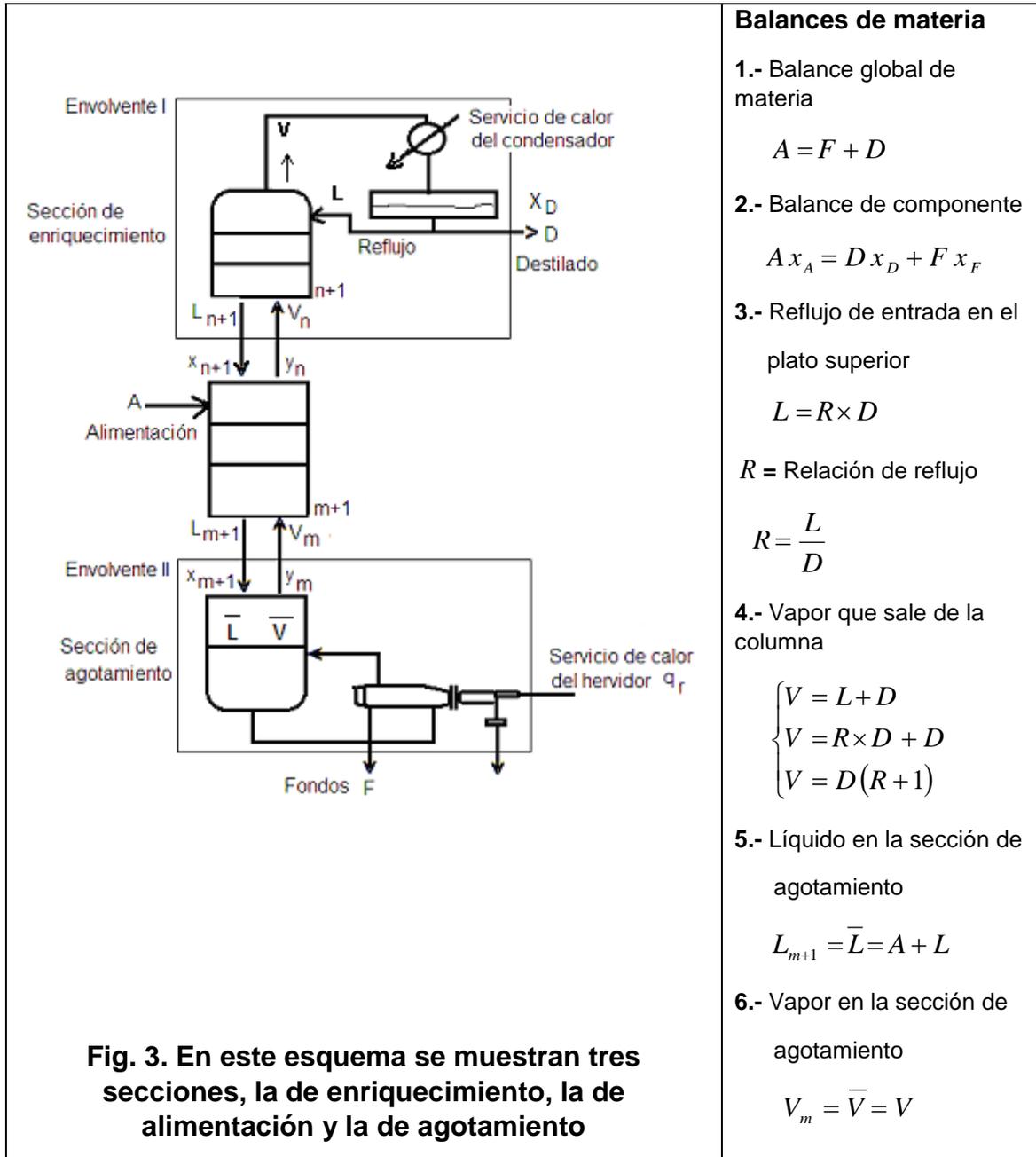


Fig. 3. En este esquema se muestran tres secciones, la de enriquecimiento, la de alimentación y la de agotamiento

Balances de materia

1.- Balance global de materia

$$A = F + D$$

2.- Balance de componente

$$A x_A = D x_D + F x_F$$

3.- Reflujo de entrada en el plato superior

$$L = R \times D$$

R = Relación de reflujo

$$R = \frac{L}{D}$$

4.- Vapor que sale de la columna

$$\begin{cases} V = L + D \\ V = R \times D + D \\ V = D(R + 1) \end{cases}$$

5.- Líquido en la sección de agotamiento

$$L_{m+1} = \bar{L} = A + L$$

6.- Vapor en la sección de agotamiento

$$V_m = \bar{V} = V$$

El principio de una torre de destilación consiste en poner en contacto un líquido que contiene un componente volátil con un vapor rico en el componente más volátil. Al

ponerse en contacto, el vapor tenderá a ponerse en equilibrio con el líquido, condensándose parte del componente menos volátil y evaporándose la cantidad equivalente del más volátil del líquido si se repiten estos contactos a contracorriente, el vapor se irá enriqueciendo y el líquido empobreciendo, hasta alcanzar las composiciones del destilado y del residuo respectivamente.

d) Balance de materia en el entorno del plato n en la sección de enriquecimiento y del plato m para la sección de agotamiento

$$V_n y_n = L_{n+1} x_{n+1} + D x_D \quad (7)$$

En vista de la suposición de desbordamiento molar constante, los subíndices de L y V pueden ser eliminados. La ecuación (7) puede resolverse para y_n

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} + \frac{D}{V} x_D \quad (8)$$

Esta ecuación se puede poner en función de la relación de reflujo R si se sustituyen los siguientes balances:

$$V = D(R+1)$$

$$L = R \times D$$

$$y_n = \frac{R D}{D(R+1)} x_{n+1} + \frac{D x_D}{D(R+1)} ;$$

$$y_n = \frac{R}{(R+1)} x_{n+1} + \frac{x_D}{(R+1)} \quad (9)$$

En coordenadas del equilibrio termodinámico “ x - y ” la ecuación (9) es una línea recta de pendiente $R / R+1$ con una intersección en “ y ” de $\frac{x_D}{R+1}$ donde esta línea de operación representa la zona de enriquecimiento. Observar la Fig. 4.

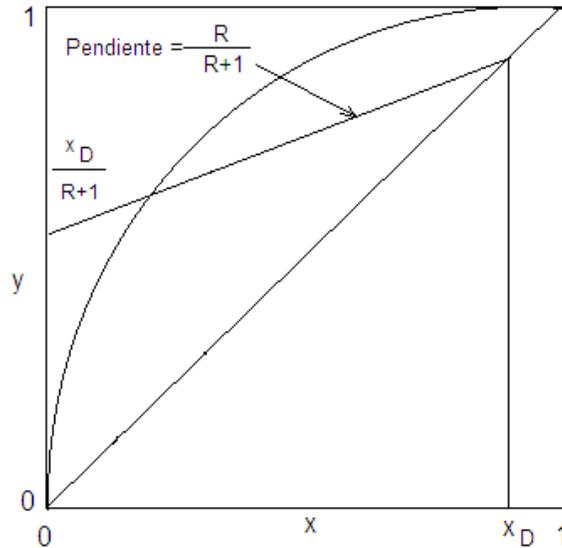


Fig. 4. Línea de operación para la sección de enriquecimiento

e) La ecuación para la línea de operación de agotamiento se puede obtener con otro balance de materia en el plato m en el entorno del envolvente II, y nuevamente con la suposición de desbordamiento molar constante, los subíndices de \bar{L} y \bar{V} pueden ser eliminados.

$$\bar{L} x_{m+1} = \bar{V} y_m + F x_F \quad (10)$$

$$y_m = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_{m+1} - \frac{F}{\bar{V}} x_F \quad (11)$$

Donde la barra indica que la corriente es de la sección de agotamiento. Esta ecuación relaciona la composición del componente más volátil en la corriente de vapor que sale del plato m en la sección de agotamiento. La línea de operación de esta sección tiene una pendiente de \bar{L}/\bar{V} y la intersección en la diagonal "x = y", para x_F como se muestra en la Fig. 5.

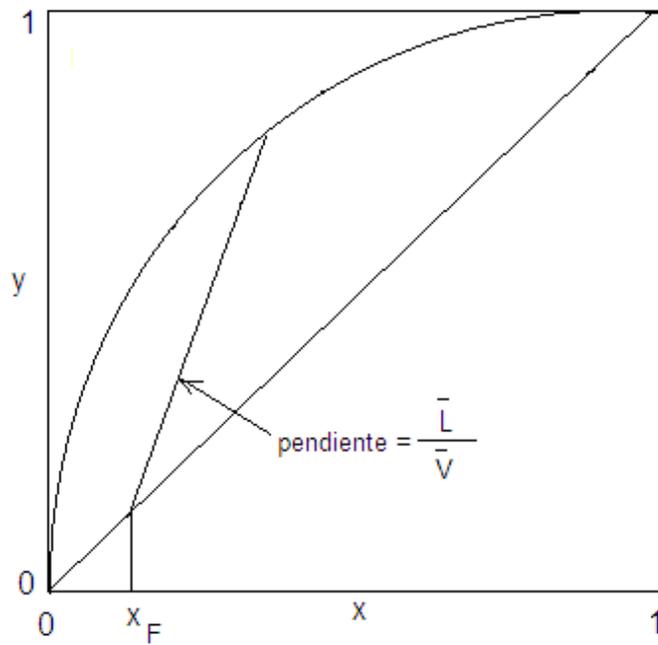


Fig. 5. Línea de operación para la sección de agotamiento

Cuando se conoce los valores de la curva de equilibrio de los dos componentes clave es aconsejable utilizar el procedimiento gráfico, así como lo muestra la Fig. 6.

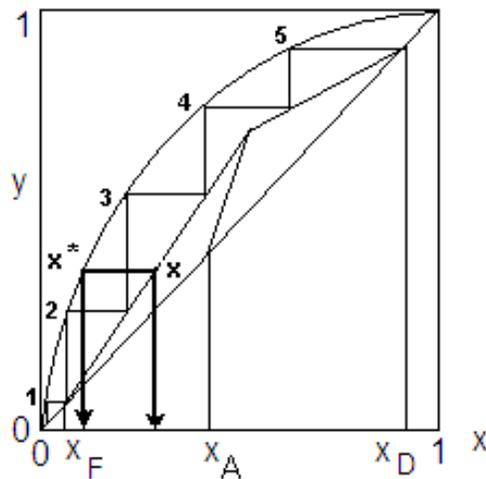


Fig. 6 No. de platos teóricos y fuerza directora de transferencia de masa en una torre empacada de destilación

Si la columna está equipada con un condensador total, este no se contabiliza como una etapa de la zona de enriquecimiento, un condensador parcial o un hervidor parcial contribuyen cada uno como una etapa más en el número de platos presentes en la columna.

$$E_o = \frac{\text{Número platos ideales}}{\text{Número de platos que tiene instalado el equipo}} \quad (12)$$

6.3 Equilibrio termodinámico entre fases del sistema etanol-agua a presión de 586 mm Hg

x de equilibrio	y de equilibrio	T°C de equilibrio
0	0	
0.05	0.315	84.017
0.1	0.432	80.204
0.15	0.493	78.127
0.20	0.532	76.814
0.25	0.561	75.888
0.3	0.585	75.178
0.35	0.606	74.599
0.4	0.626	74.106
0.45	0.646	73.674
0.5	0.666	73.288
0.55	0.687	72.943
0.6	0.709	72.635
0.65	0.733	72.364
0.7	0.759	72.132
0.75	0.788	71.945
0.8	0.82	71.809
0.85	0.856	71.732
0.9	0.897	71.726
0.95	0.945	71.806
1.0	1.0	71.992

6.4 Ecuaciones para las propiedades del sistema etanol-agua

1.- Si se conocen las densidades de la alimentación, de los fondos y de los destilados en gmol/cm^3 se pueden conocer los porcentos en masa

$$\%mA := -4606 \cdot \rho A^3 + 11475 \cdot \rho A^2 - 9909 \cdot \rho A + 3038.1 \quad \text{porciento en masa}$$

$$\%mD := -4606 \cdot \rho D^3 + 11475 \cdot \rho D^2 - 9909 \cdot \rho D + 3038.1 \quad \text{porciento en masa}$$

$$\%mF := -4606 \cdot \rho F^3 + 11475 \cdot \rho F^2 - 9909 \cdot \rho F + 3038.1 \quad \text{porciento en masa}$$

2.- Para el cálculo de las presiones de vapor

$$P_T := 58 \text{ mmHg} \quad T^{\circ}\text{K} := T^{\circ}\text{C} + 273.15$$

Constantes para presiones de vapor

(e) Etanol

$$A1 := 23.8442 \quad B1 := -2.8642 \cdot 10^3 \quad C1 := -5.0474 \quad D1 := 3.7448 \cdot 10^{-11}$$

$$E1 := 2.7361 \cdot 10^{-7}$$

(a) Agua

$$A2 := 29.8605 \quad B2 := -3.1522 \cdot 10^3 \quad C2 := -7.3027 \quad D2 := 2.4247 \cdot 10^{-9}$$

$$E2 := 1.809 \cdot 10^{-6}$$

Ecuaciones

$$P^{\circ}e := 10^{-\left[A1 + \left(\frac{B1}{T^{\circ}\text{K}} \right) + C1 \cdot \log(T^{\circ}\text{K}) + D1 \cdot T^{\circ}\text{K} + E1 \cdot (T^{\circ}\text{K})^2 \right]} \quad \text{mmHg}$$

$$P^{\circ}a := 10^{-\left[A2 + \left(\frac{B2}{T^{\circ}\text{K}} \right) + C2 \cdot \log(T^{\circ}\text{K}) + D2 \cdot T^{\circ}\text{K} + E2 \cdot (T^{\circ}\text{K})^2 \right]} \quad \text{mmHg}$$

Constantes para el calor latente fase gaseosa

$A_{ee} := 43.122$	$A_{aa} := 52.053$	$\frac{\text{kJoules}}{\text{gmol}}$
$T_{c_{ee}} := 516.25$	$T_{c_{aa}} := 647.13$	
$n_{ee} := 0.079$	$n_{aa} := 0.321$	

Ecuación

$$\lambda = \Delta H_{vap} = A \cdot \left(1 - \frac{T^{\circ}\text{K}}{T_c}\right)^n \quad \frac{\text{kJoules}}{\text{gmol}}$$

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase líquida

Cp del etanol	Cp del agua	$\frac{\text{Joules}}{\text{gmol}^{\circ}\text{K}}$
$\underline{A} := 59.342$	$\underline{E} := 92.053$	
$\underline{B} := 3.6358 \cdot 10^{-1}$	$\underline{F} := -3.9953 \cdot 10^{-2}$	
$\underline{C} := -1.2164 \cdot 10^{-3}$	$\underline{G} := -2.1103 \cdot 10^{-4}$	
$\underline{D} := 1.8031 \cdot 10^{-6}$	$\underline{H} := 5.3469 \cdot 10^{-7}$	

Ecuaciones

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad T = \text{K}, \quad y \quad C_p \text{ (Joule / gmol } ^{\circ}\text{K)}$$

$$C_p = E + F \cdot T + G \cdot T^2 + H \cdot T^3 \quad T = \text{K}, \quad y \quad C_p \text{ (Joule / gmol } ^{\circ}\text{K)}$$

Constantes para las capacidades caloríficas de la fase gaseosa

Cp del etanol	Cp del agua	
Ae := 27.091	Aa := 33.933	Joules gmol°K
Be := $1.1055 \cdot 10^{-1}$	Ba := $-8.4186 \cdot 10^{-3}$	
Ce := $1.0957 \cdot 10^{-4}$	Ca := $2.9906 \cdot 10^{-5}$	
De := $-1.5046 \cdot 10^{-7}$	Da := $-1.7825 \cdot 10^{-8}$	
Ee := $4.6601 \cdot 10^{-11}$	Ea := $3.6934 \cdot 10^{-12}$	

Ecuación

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

Donde: T= °K CP= joule/gmol °K