

TEMA 2.
DESTILACIÓN Y RECTIFICACIÓN

Contenido

2.1. Introducción

2.2. Destilación súbita o flash

2.3. Rectificación

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.1. Introducción

Destilación: separación de una mezcla líquida de componentes miscibles entre sí en varios o cada uno de esos componentes individuales, mediante vaporización parcial.

- Basada en el uso de un Agente Energético de Separación (AES)
- Transferencia de materia entre fases L-V generadas
- La fase vapor generada se enriquece en los componentes más volátiles
- Tras el contacto entre las fases L y V, ambas se separan mediante gravedad

Modalidades

- En función del tipo de contacto entre fases
 - Continuo**: torres de relleno
 - Intermitente**: columnas de pisos o platos
- En función del número de etapas de contacto
 - Una etapa**: Destilación súbita o flash
 - Múltiples etapas de contacto**: Rectificación
- En función del modo de operación
 - Continuo**
 - Discontinuo o por cargas**

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V

- Variables controlantes: temperatura, presión, concentraciones
- Tipos de equilibrio existentes:

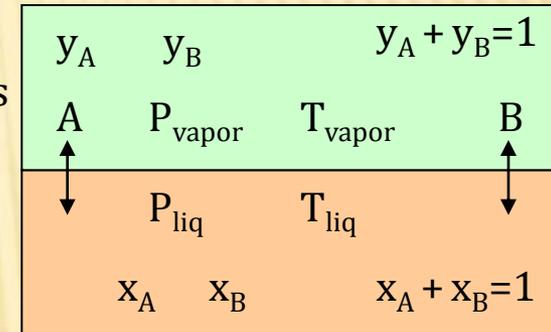
- a) Térmico $\Leftrightarrow T_L = T_V$
- b) Mecánico $\Leftrightarrow P_L = P_V$
- c) Químico $\Leftrightarrow \mu_i^L = \mu_i^V$

- Regla de las fases de Gibbs:

$$F = C - \Pi + 2$$

Siendo

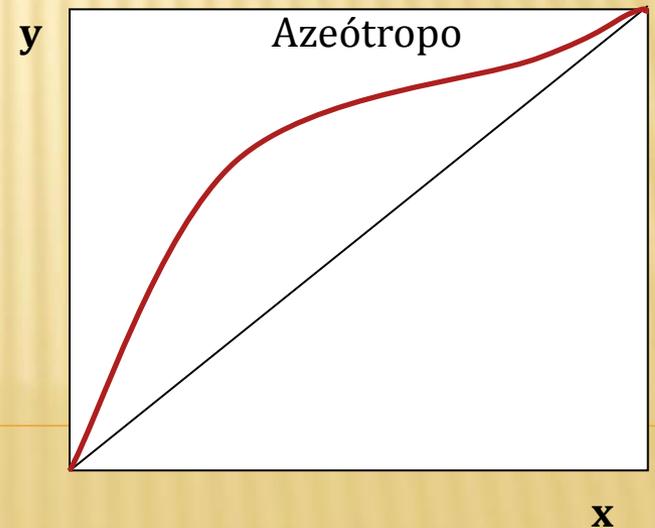
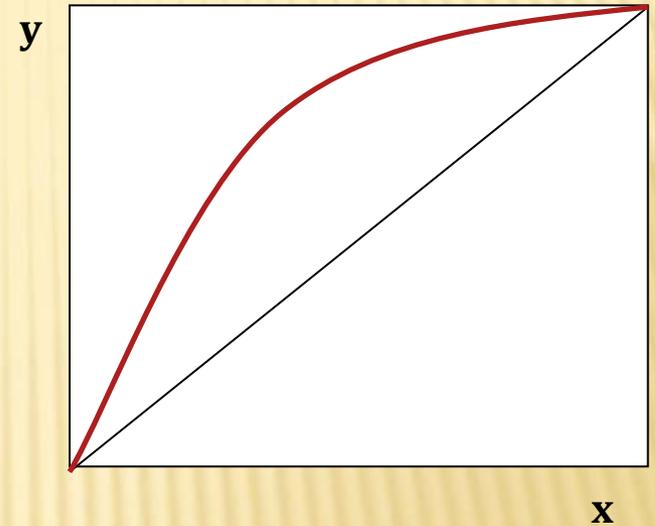
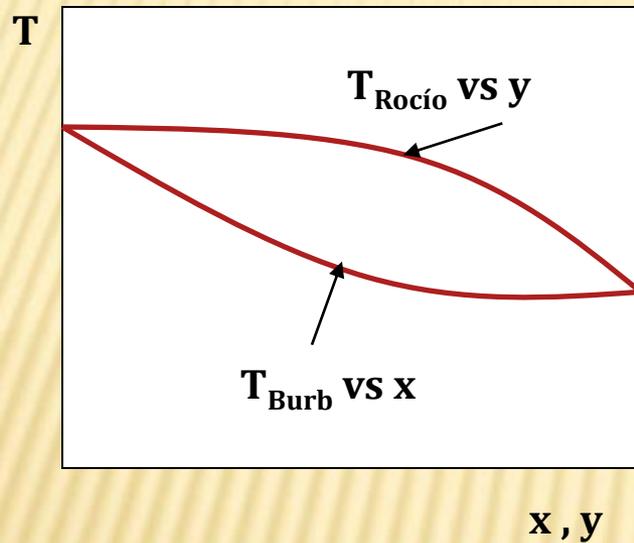
- F : n^a variables intensivas independientes (grados de libertad)
- C : n^o total componentes del sistema
- Π : n^o total de fases del sistema



2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

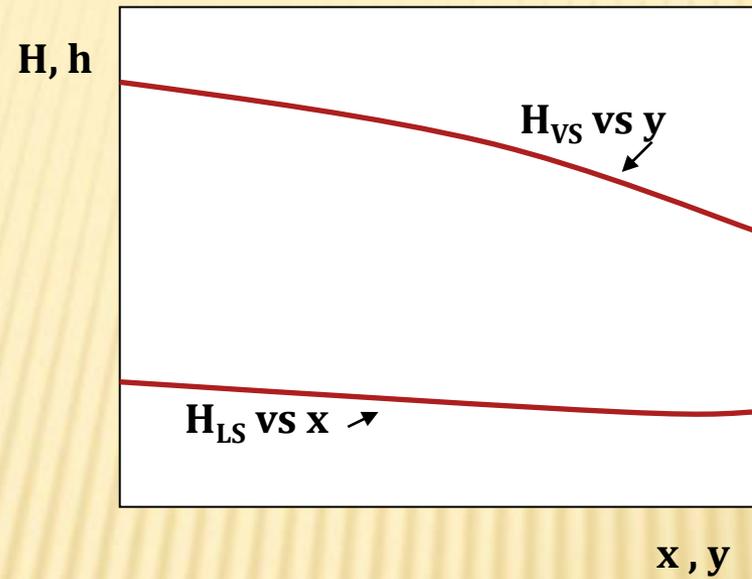
Curvas de equilibrio



2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

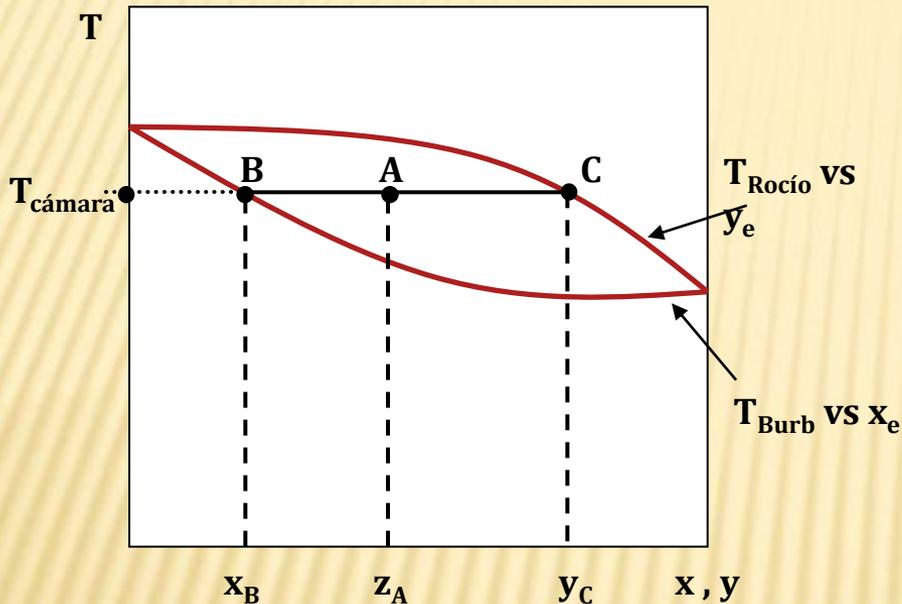
Curvas de equilibrio



2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

Curvas de equilibrio



1º Balance de componente:

$$F \cdot z_A = L \cdot x_B + V \cdot y_C \quad [1]$$

2º Balance Global:

$$F = L + V \quad [2]$$

3º Dividiendo [1] entre V :

$$\frac{F}{V} \cdot z_A = \frac{L}{V} \cdot x_B + y_C \quad [3]$$

4º Sustituyendo [2] en [3] :

$$\frac{L}{V} \cdot z_A + z_A = \frac{L}{V} \cdot x_B + y_C \quad \longrightarrow \quad \frac{L}{V} = \frac{y_C - z_A}{z_A - x_B} = \frac{\overline{AC}}{\overline{BA}} \quad [4]$$

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V

Constantes de equilibrio (o de reparto)

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

[5] **Estimación de K**

- Correlaciones gráficas (Ej.: Perry, R.)
- Correlaciones analíticas:

❑ Formas rigurosas (basadas en ecuaciones de estado)

Coefficientes de fugacidad

$$K_i = \frac{\bar{\Phi}_i^L}{\bar{\Phi}_i^V}$$

HC y mezclas de gases ligeros desde T^a criogénica hasta T^a crítica[6]

Coefficientes de actividad

$$K_i = \frac{\gamma_i^L \Phi_i^L}{\bar{\Phi}_i^V}$$

Todas las mezclas desde T^a ambiente hasta T^a crítica[7]

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V

Constantes de equilibrio (o de reparto)

Estimación de K

- Correlaciones analíticas:

□ Formas aproximadas

$\overline{\Phi}_i^L, \overline{\Phi}_i^V$ Coef. Fugacidad de i en mezcla líquida y vapor, respectivamente, a T y P

Φ_i^L, Φ_i^V Coef. Fugacidad de i puro líquido y vapor, respectivamente, a T,P

Φ_i^S Coef. Fugacidad de i puro a T, P^{sat}

γ_i^L Coef. Actividad de i en mezcla líquida, a T,P

P_i^S Presión de saturación a T

$(FP)_i$ Factor de corrección de Poynting

Ley de Raoult

$$K_i = \frac{P_i^S}{P}$$

Disoluciones ideales a T^a próxima a la ambiente [8]

Ley de Raoult modificada

$$K_i = \frac{\gamma_i^L \cdot P_i^S}{P}$$

Disoluciones líquidas no ideales a T^a próxima a la ambiente [9]

Corrección de Poynting

$$K_i = \frac{\gamma_i^L \cdot \Phi_i^S \cdot P_i^S}{\overline{\Phi}_i^V \cdot P} \cdot (FP)_i$$

Disoluciones líquidas a presión moderada y por debajo de T^a crítica [10]

Ley de Henry

$$K_i = \frac{H_i}{P}$$

Bajas a moderadas presiones a T^a supercrítica [11]

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

Volatilidad relativa

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \longrightarrow \alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{y_A \cdot (1-x_A)}{x_A \cdot (1-y_A)} \longrightarrow y_A = \frac{\alpha_{AB} \cdot x_A}{1 + (\alpha_{AB} - 1) \cdot x_A} \quad [12]$$

↑
Mezclas binarias

Punto de Burbuja

$$\sum_{i=1}^{Nc} y_i = \sum_{i=1}^{Nc} K_i \cdot x_i = 1 \quad [13] \longrightarrow \sum_{i=1}^{Nc} \alpha_{i,ref} \cdot K_{ref} \cdot x_i = 1 \longrightarrow K_{ref} = \frac{1}{\sum_{i=1}^{Nc} \alpha_{i,ref} \cdot x_i} \quad [14]$$

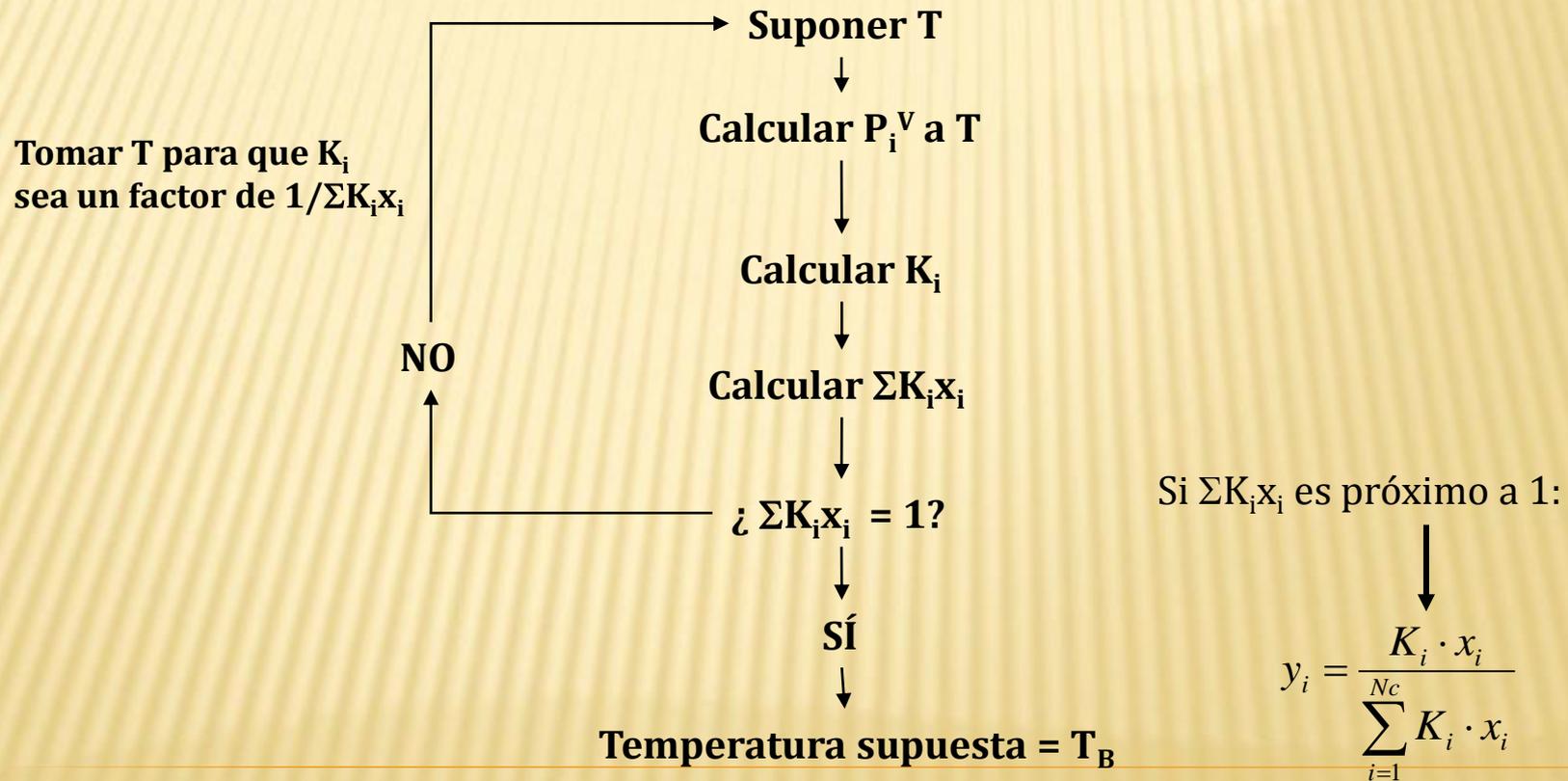
↑
 $\alpha_{i,ref} = \frac{K_i}{K_{ref}}$

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

Punto de Burbuja

- Suponiendo que K_i es independiente de la composición:



- Si $K_i = f(T, P, \text{composición}) \Rightarrow$ Henley y Seader

2.1. Introducción

EQUILIBRIO L-V.

Punto de Rocío

$$\sum_{i=1}^{Nc} x_i = \sum_{i=1}^{Nc} \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad [15]$$

Cálculo análogo a T_B

Contenido

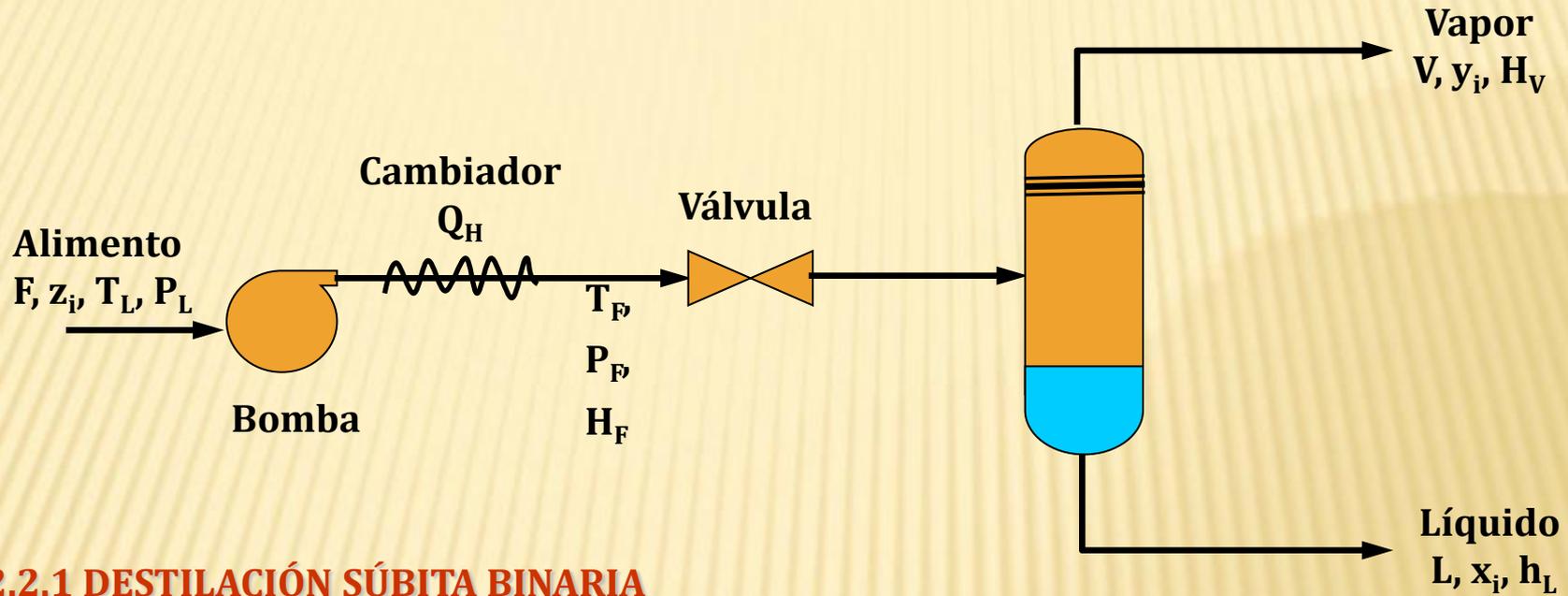
2.1. Introducción

 2.2. Destilación súbita o flash

2.3. Rectificación

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.2. Destilación súbita o flash



2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

Relaciones de equilibrio

Componentes (equilibrio químico):

$$K_i(T_{\text{cámara}}, P_{\text{cámara}}, x, y) = \frac{y_i}{x_i} \quad [5]$$

Térmico: $T_V = T_L \quad [16]$

Mecánico: $P_V = P_L \quad [17]$

Balances de materia:

Balance Global: $F = L + V \quad [2]$

Componentes: $F \cdot z_i = L \cdot x_i + V \cdot y_i \quad [1]$

Balances de energía:

$$F \cdot h_F + Q = L \cdot h_L + V \cdot H_V \quad [20]$$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

$$n^{\circ} \text{ variables} = n^{\circ} \text{ corrientes} \times \underbrace{(c+2)}_{\text{composiciones, T y P}} + \underbrace{1}_{Q_{\text{intercambiado}}} = 3 \times (2+2) + 1 = 13$$

$$n^{\circ} \text{ ecuaciones} = \underbrace{c}_{\text{BM}} + \underbrace{1}_{\text{BE}} + \underbrace{(c+2)}_{\text{Equilibrios comp, T, P}} = 2c + 3 = 7$$

$$\text{Variables de diseño (GL)} = 13 - 7 = 6$$



- Variables conocidas habituales (5): F, z_F, T_F, P_F y $P_{\text{Cámara}}$
- Variables adicionales (1): $y, x, f = V/F, q = L/F, T_{\text{Cámara}}$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

A partir de los balances de materia:

Línea de operación
$$y_i = -\frac{L}{V} \cdot x_i + \left(\frac{L}{V} + 1\right) \cdot z_i \quad [21]$$

Si se especifica la fracción vaporizada (**f**) o la fracción líquida (**q**) tras destilación:

$$\frac{L}{V} = \frac{1-f}{f} \quad [22]$$

$$\frac{L}{V} = \frac{q}{1-q} \quad [23]$$

La línea de operación puede expresarse como:

$$y_i = -\frac{1-f}{f} \cdot x_i + \frac{z_i}{f} \quad [24]$$

$$y_i = -\frac{q}{1-q} \cdot x_i + \left(\frac{1}{1-q}\right) \cdot z_i \quad [25]$$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

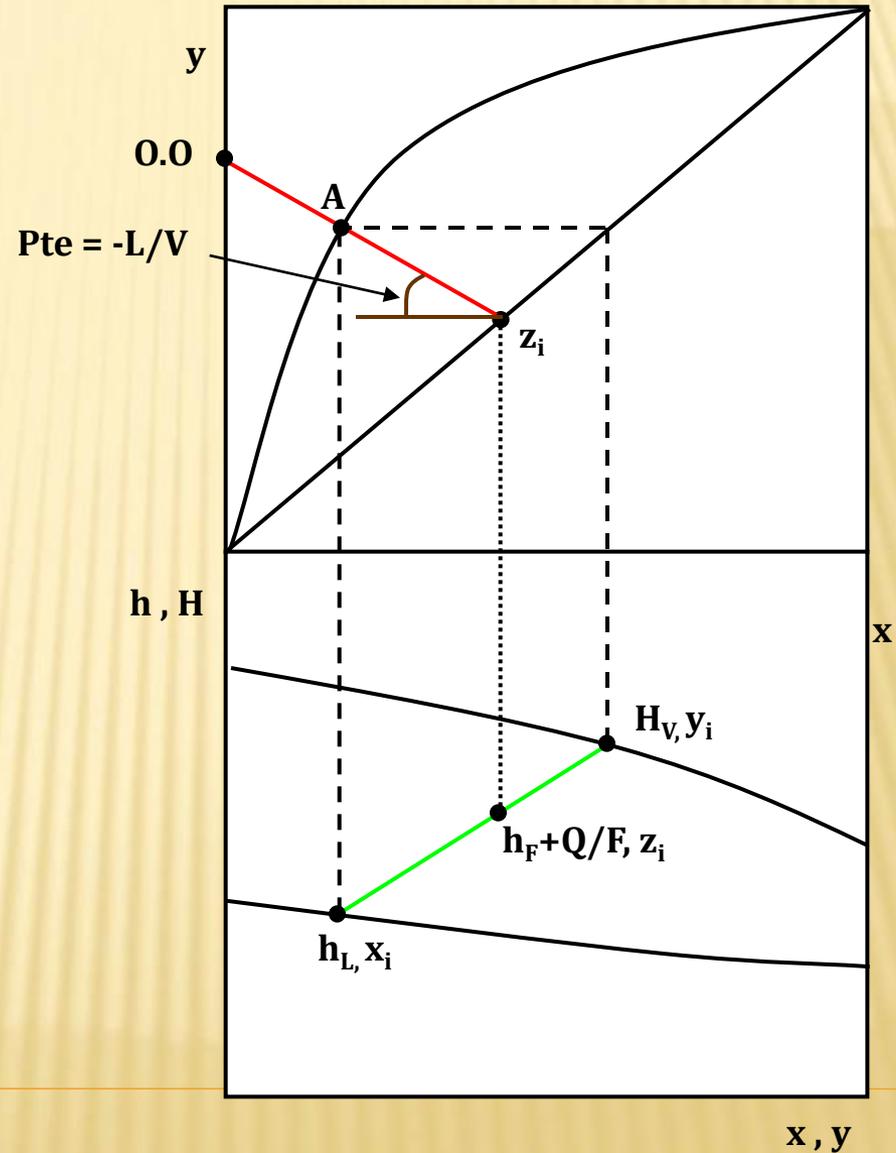
Solución gráfica:

$$pte = -\frac{L}{V} = -\frac{1-f}{f} = -\frac{q}{1-q}$$

$$O.O. = \frac{F}{V} \cdot z_i = \frac{1}{f} \cdot z_i = -\frac{1}{1-q} \cdot z_i$$

Balace de energía:

$$[20] \longrightarrow h_F + \frac{Q}{F} = q \cdot h_L + (1-q) \cdot H_V$$

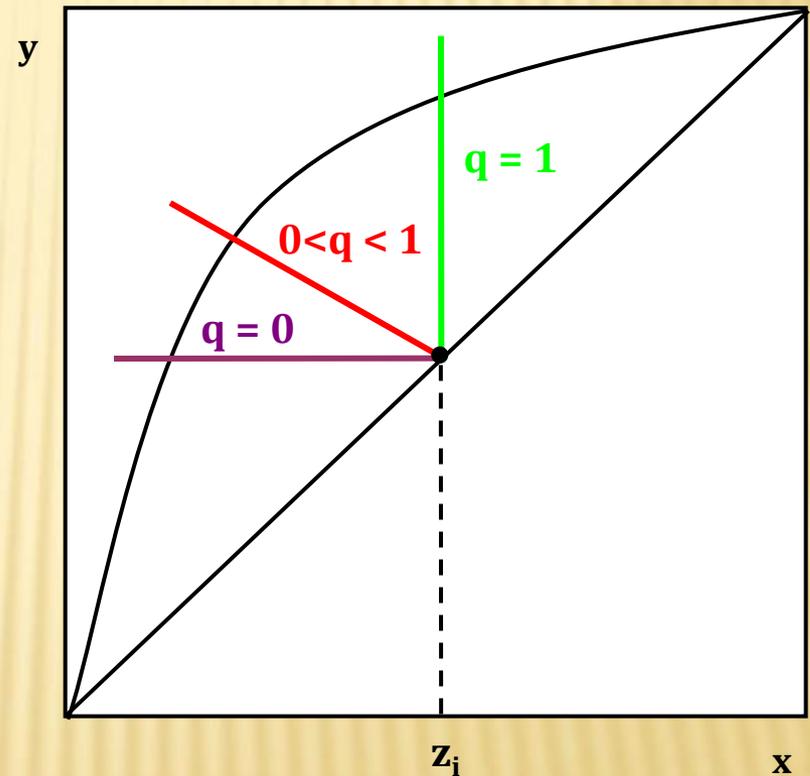


2.2. Destilación súbita o flash

2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

Solución gráfica:

- $q > 1 \Rightarrow$ Líquido subenfriado
- $q = 1 \Rightarrow$ Líquido saturado
- $0 < q < 1 \Rightarrow$ Vapor húmedo
- $q = 0 \Rightarrow$ Vapor saturado
- $q < 0 \Rightarrow$ Vapor sobrecalentado



2.2. Destilación súbita o flash

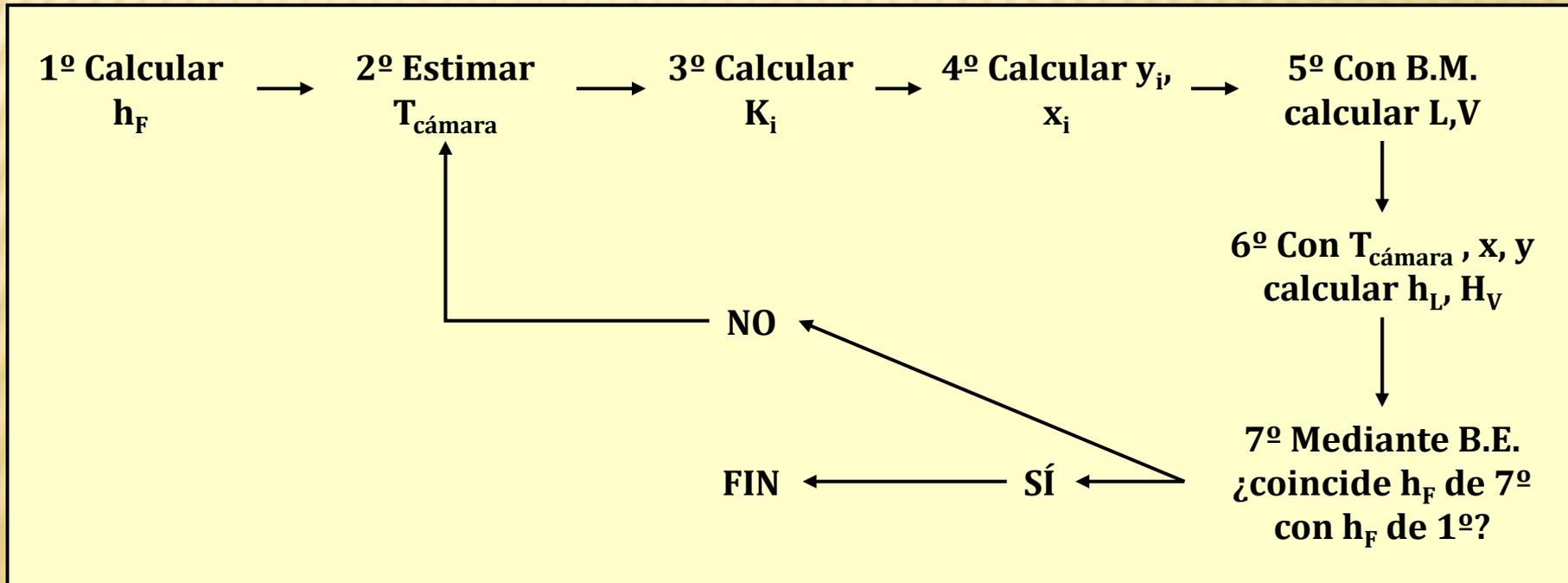
2.2.1 DESTILACIÓN SÚBITA BINARIA

Caso más complejo:

- Variables conocidas: $F, z_F, T_F, P_F, P_{\text{Cámara}}, Q$
- A resolver: $y, x, V, L, T_{\text{Cámara}}$



Ejemplo: cálculo de $T_{\text{cámara}}$



2.2. Destilación súbita o flash

2.2.2 DESTILACIÓN SÚBITA MULTICOMPONENTE

$$n^{\circ} \text{ variables} = n^{\circ} \text{ corrientes} \times \underbrace{(c+2)}_{\text{composiciones, T y P}} + \underbrace{1}_{Q_{\text{intercambiado}}} = 3 \times (c+2) + 1 = 3c + 7$$

$$n^{\circ} \text{ ecuaciones} = \underbrace{c}_{\text{BM}} + \underbrace{1}_{\text{BE}} + \underbrace{(c+2)}_{\text{Equilibrios comp, T, P}} = 2c + 3 = 7$$

$$\text{Variables de diseño (GL)} = 3c + 7 - (2c + 3) = c + 4$$



- Variables conocidas habituales (c+2): F, z_i, T_F, P_F
- Variables adicionales (2): $P_{\text{Cámara}}, T_{\text{Cámara}}$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.2 DESTILACIÓN SÚBITA MULTICOMPONENTE

Suponiendo que K_i es independiente de la composición:

B.M. Componentes:

$$F \cdot z_i = L \cdot x_i + V \cdot y_i \quad \xrightarrow{\quad} \quad x_i = \frac{F \cdot z_i}{L + V \cdot K_i} \quad \xrightarrow{\quad} \quad x_i = \frac{z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}}$$

\uparrow
 $y_i = K_i \cdot x_i$

$F = L + V$
 \downarrow

[26]

$$x_i = \frac{z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}}$$

$$y_i = \frac{K_i \cdot z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}}$$

[27,28]

Cálculo de V/F:

$$\sum_{i=1}^{Nc} x_i = \sum_{i=1}^{Nc} \frac{z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} = 1 \quad [29]$$

$$\sum_{i=1}^{Nc} y_i = \sum_{i=1}^{Nc} \frac{K_i \cdot z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} = 1 \quad [30]$$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.2 DESTILACIÓN SÚBITA MULTICOMPONENTE

Rachford y Rice:

$$\sum_{i=1}^{Nc} \frac{K_i \cdot z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} - \sum_{i=1}^{Nc} \frac{z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} = 0$$



$$\sum_{i=1}^{Nc} \frac{(K_i - 1) \cdot z_i}{1 + (K_i - 1) \cdot \frac{V}{F}} = 0 \quad [31]$$

Calcular V/F
con [31]



Calcular x_i, y_i
con [27,28]



Calcular L y V
con B.M.



Calcular Q
con B.E.

2.2. Destilación súbita o flash

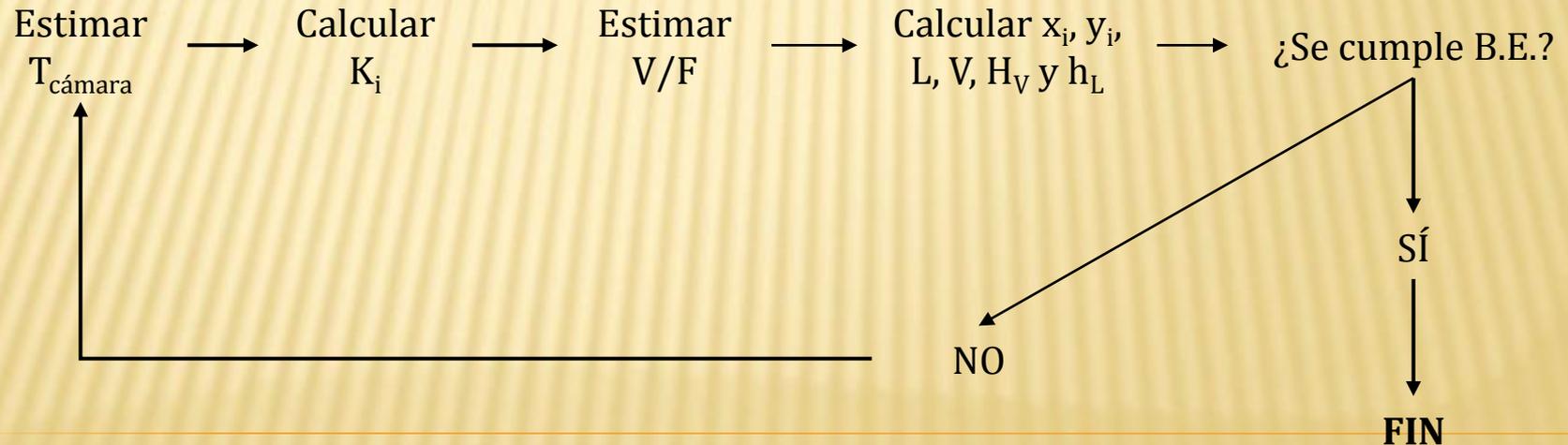
2.2.2 DESTILACIÓN SÚBITA MULTICOMPONENTE

Caso más complejo:

- Variables conocidas: $F, z_F, T_F, P_F, P_{\text{Cámara}}, Q$
- A resolver: $y, x, V, L, T_{\text{Cámara}}$



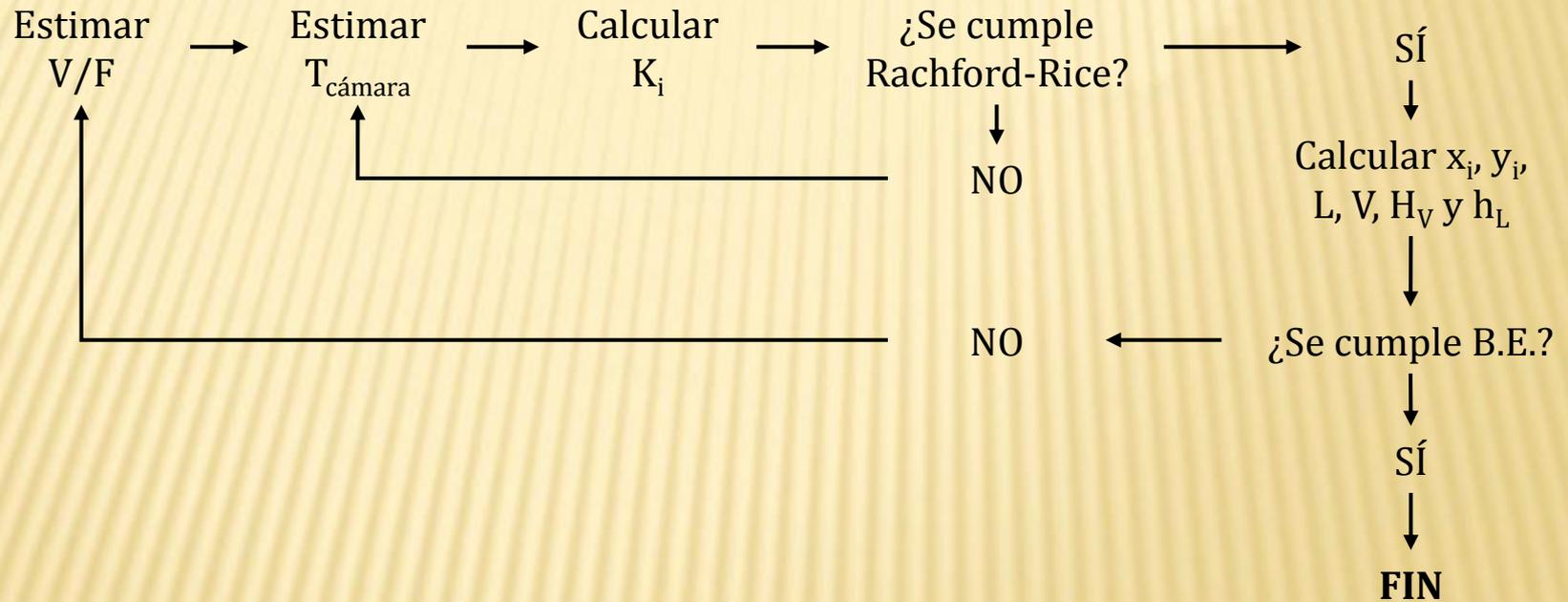
Caso a) mezclas con grandes divergencias entre T_B y T_R (80-100°C)



2.2. Destilación súbita o flash

2.2.2 DESTILACIÓN SÚBITA MULTICOMPONENTE

Caso B) mezclas con pequeñas divergencias entre T_B y T_R



2.2. Destilación súbita o flash

2.2.3 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA CÁMARA

1º. Cálculo de la velocidad del vapor máxima permisible (v_{\max})

$$v_{\max} \text{ (ft/s)} = K_{\text{cámara}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [32]$$

$$K_{\text{cámara}} = \exp \left[A + B \cdot \text{Ln}(F_{LV}) + C \cdot (\text{Ln}(F_{LV}))^2 + D \cdot (\text{Ln}(F_{LV}))^3 + E \cdot (\text{Ln}(F_{LV}))^4 \right] \quad [33]$$

Siendo:

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [34]$$

$$A = -1,877478097$$

$$C = -0,1870744085$$

$$E = -0,0010148518$$

$$B = -0,8145804597$$

$$D = -0,0145228667$$

2.2. Destilación súbita o flash

2.2.3 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA CÁMARA

2º. Cálculo del área transversal (A_L)

$$A_L = \frac{V \cdot MW_V}{v_{\max} \cdot 3600 \cdot \rho_V} \quad [35]$$

Siendo:

MW= Peso molecular (lb)

V= Caudal vapor (lbmol/h)

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_L}{\Pi}} \quad [36]$$

3º. Determinar D/L

$$h_V = 36 + \frac{1}{2} \cdot D_{\text{tubería_ent}} \quad \text{Mínimo 48''}$$

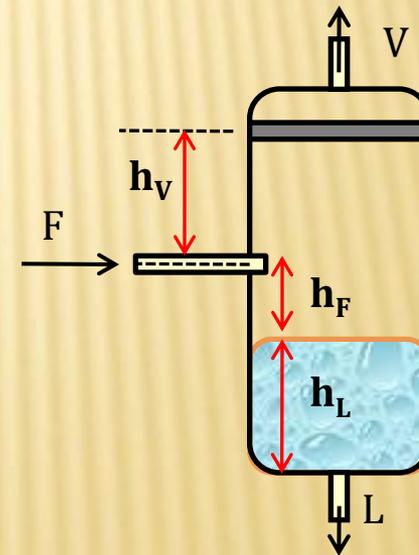
$$h_F = 12 + \frac{1}{2} \cdot D_{\text{tubería_ent}} \quad \text{Mínimo 18''}$$

$$h_L = \frac{V_{\text{acum_liq}}}{\Pi \cdot D^2 / 4}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{h_V + h_F + h_L}{D} \quad [37]$$

Si $L/D < 3 \Rightarrow$ más volumen de liq. acumulado

Si $L/D > 5 \Rightarrow$ cámara horizontal



Contenido

2.1. Introducción

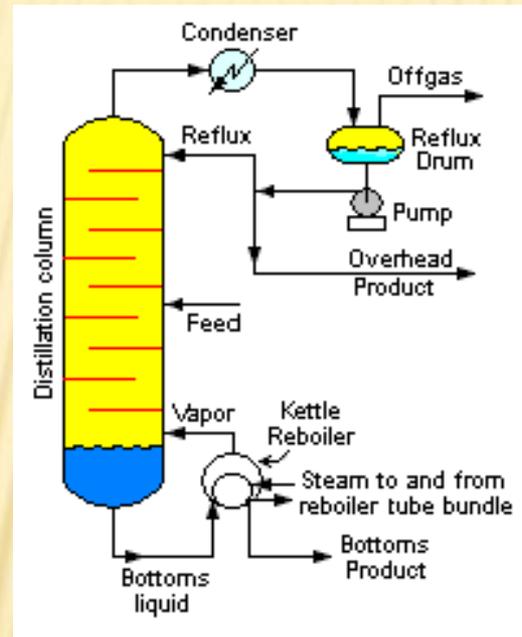
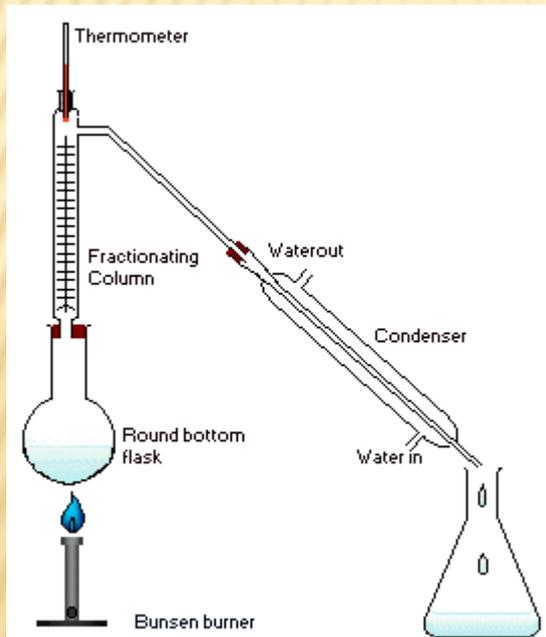
2.2. Destilación súbita o flash

 2.3. Rectificación

2.4. Diseño de columnas de pisos

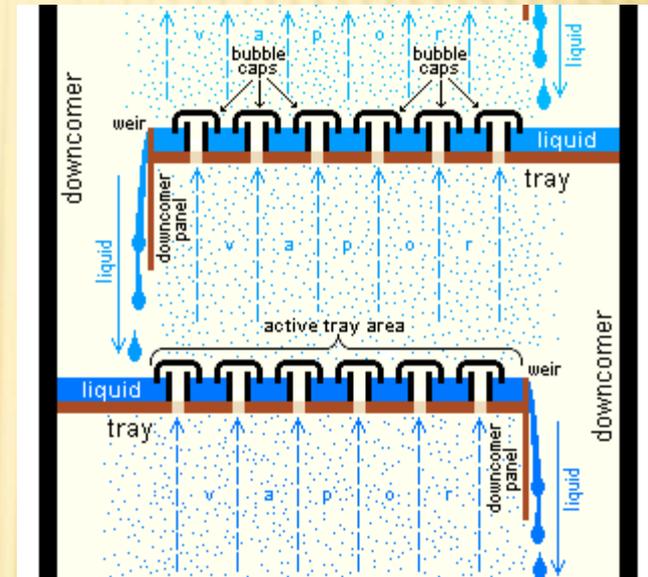
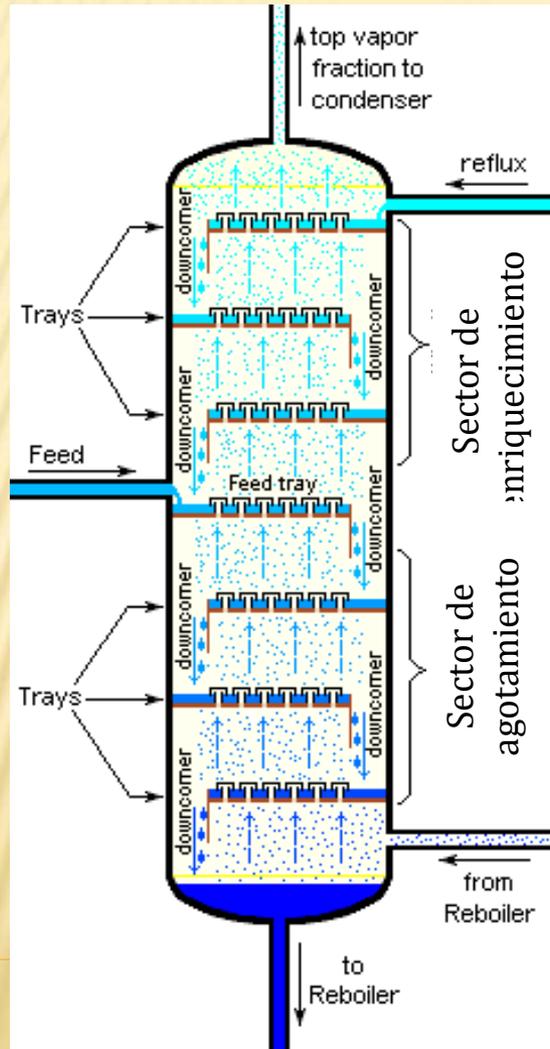
2.3. Rectificación

2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN



2.3. Rectificación

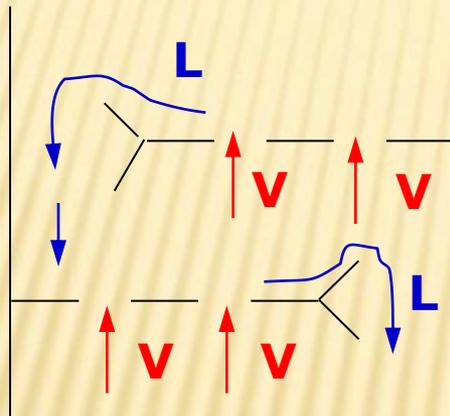
2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN



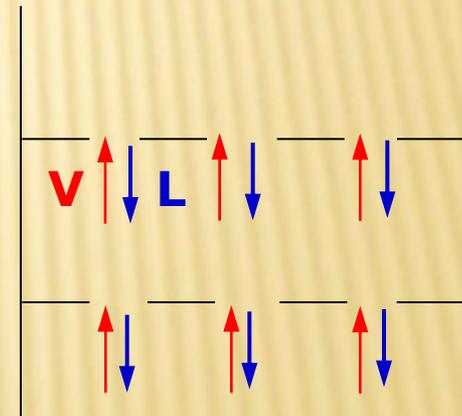
2.3. Rectificación

2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN

a. Pisos con vertederos



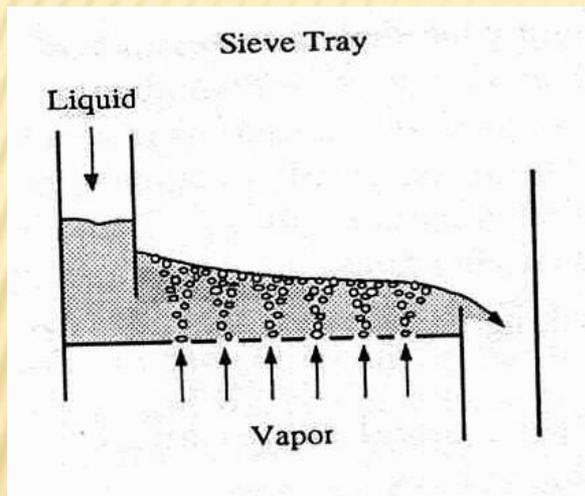
b. Pisos sin vertederos



2.3. Rectificación

2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN

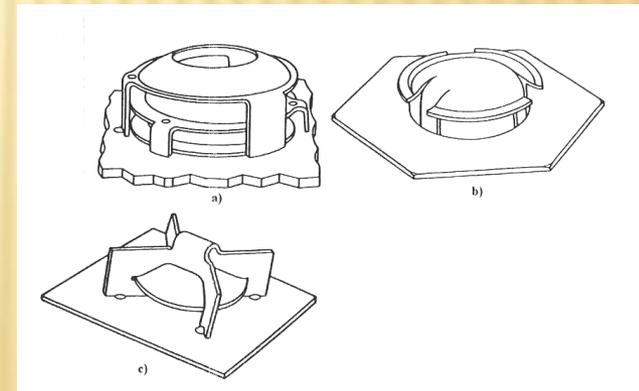
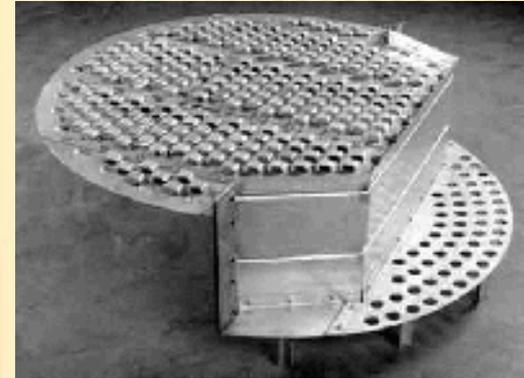
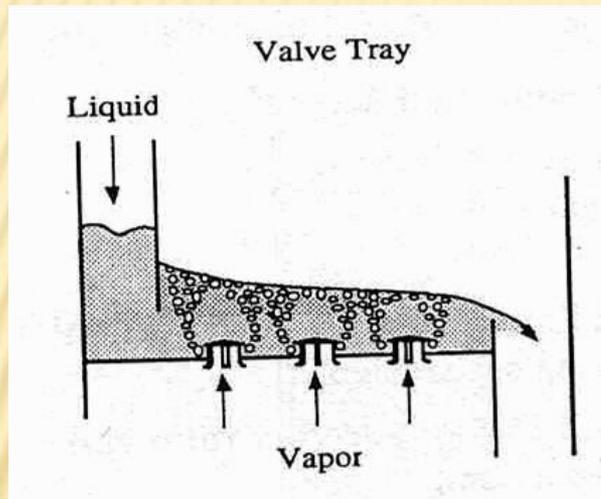
a.1 Pisos perforados



2.3. Rectificación

2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN

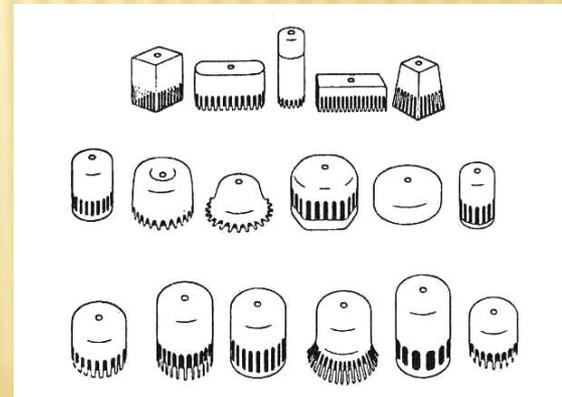
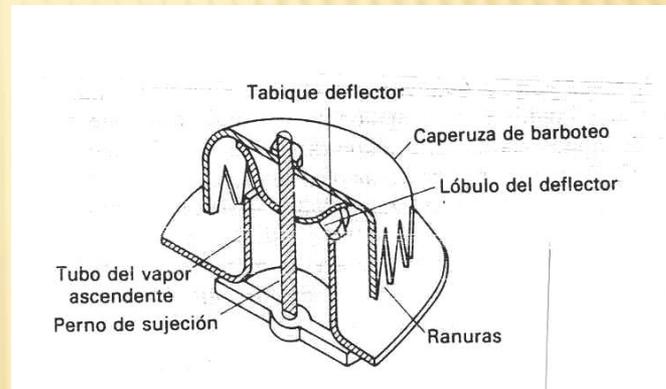
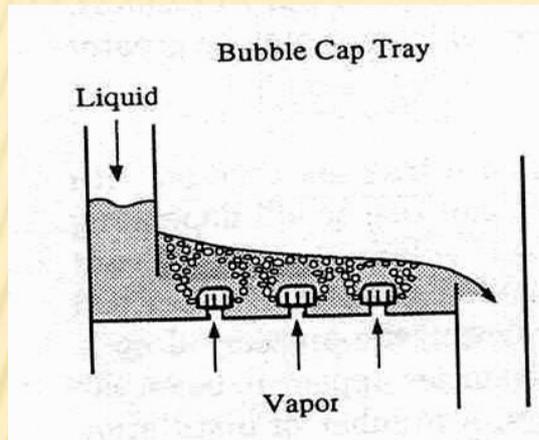
a.2 Pisos de válvulas



2.3. Rectificación

2.3.1 EQUIPOS PARA RECTIFICACIÓN

a.3 Pisos de campanas



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

I. Variables de diseño

$$V_D = \sum (V_D)_{Elementos} - C_c \cdot (c + 2) + V_c \quad [38]$$

- $(V_D)_{Elementos}$ = variables de diseño de cada elemento o dispositivo
- C_c = corrientes comunes
- V_c = variable de construcción

Variables

- Composiciones (c)
- Temperatura y presión (2)
- Calor intercambiado (1)

Ecuaciones

- Balances de materia por componentes (c-1)
- Balance de materia global (1)
- Balance de energía (1)
- Equilibrio químico (c)
- Equilibrio térmico (1)
- Equilibrio mecánico (1)
- División de corriente (c+1)

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

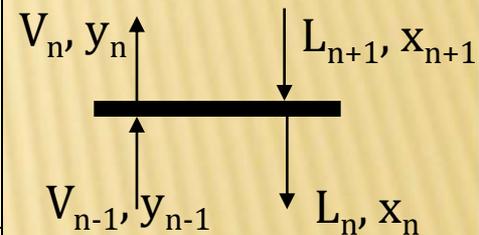
I. Variables de diseño

Ejemplo 1: etapa de equilibrio

$$n^{\circ} \text{ variables} = n^{\circ} \text{ corrientes} \times \underbrace{(c+2)}_{\text{composiciones, T y P}} + \underbrace{1}_{Q_{\text{intercambiado}}} = 4 \times (c+2) + 1 = 4c + 9$$

$$n^{\circ} \text{ ecuaciones} = \underbrace{c}_{\text{BM}} + \underbrace{1}_{\text{BE}} + \underbrace{(c+2)}_{\text{Equilibrios comp, T, P}} = 2c + 3 = 7$$

$$(V_D)_{\text{etapa}} = 4c + 9 - (2c + 3) = 2c + 6$$

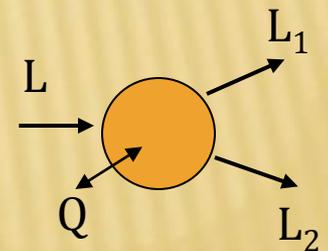


Ejemplo 2: divisor de corriente

$$n^{\circ} \text{ variables} = n^{\circ} \text{ corrientes} \times \underbrace{(c+2)}_{\text{composiciones, T y P}} + \underbrace{1}_{Q_{\text{intercambiado}}} = 3 \times (c+2) + 1 = 3c + 7$$

$$n^{\circ} \text{ ecuaciones} = \underbrace{c}_{\text{BM}} + \underbrace{1}_{\text{BE}} + \underbrace{(c+1)}_{x_i^{L1} = x_i^{L2}, T_{L1} = T_{L2}, P_{L1} = P_{L2}} = 2c + 2$$

$$(V_D)_{\text{divisor}} = 3c + 7 - (2c + 2) = c + 5$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

I. Variables de diseño

Condensador parcial + Sector de enriquecimiento + etapa de alimentación + sector de agotamiento + caldera

$$V_D = C+7 = 9$$

- Variables fijas = 5 (F, z_F, T_F, P_F, P_D)
- Variables libres = 4 ($y_D, x_R, L_D/D, a_{\text{óptimo}}$)

Condensador total + Sector de enriquecimiento + etapa de alimentación + sector de agotamiento + caldera

$$V_D = C+8 = 10$$

- Variables fijas = 5 (F, z_F, T_F, P_F, P_D)
- Variables libres = 5 ($y_D, x_R, L_D/D, a_{\text{óptimo}}, T_D$)

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

Consideraciones previas

Presión

- ΔP columna = 0,35 atm
 - ΔP condensador = 0,35 atm
- } • $P_D = 10$ atm; $P_R = 10,7$ atm
• $P_D = 1$ atm; $P_R = 1,7$ atm
• $P_D = 0,1$ atm; $P_R = 0,8$ atm

Condición del alimento

- ¿Destilación súbita? \Rightarrow Calcular T_{Burb} , $T_{Rocío}$, q

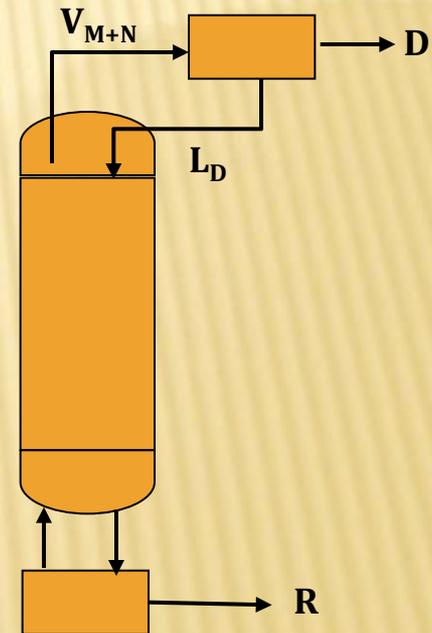
Condensador

- Condensador parcial: L_D líquido a T_{Burb} ; D vapor a $T_{Rocío}$
- Condensador total: L_D y D líquidos a $T \leq T_{Burb}$

Razón de reflujo

- Interna: L_D / V_{M+N}
- Externa: L_D / D

Balance económico: $1,2 \cdot (L_D/D)_{\min} < (L_D/D)_{\text{óptimo}} < 2 \cdot (L_D/D)_{\min}$



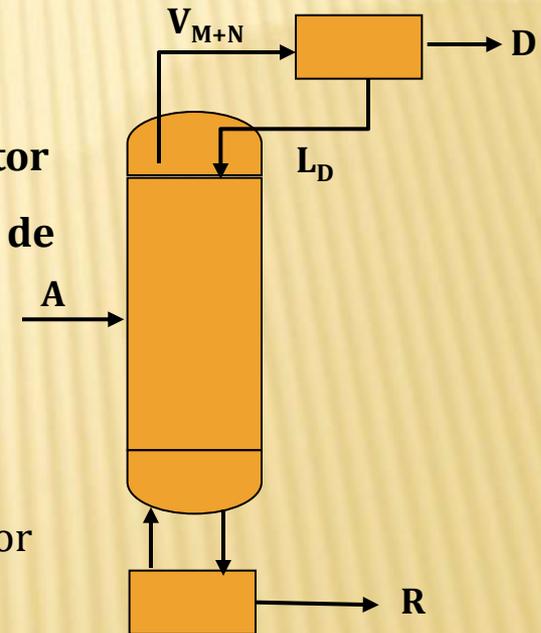
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS

- Suponen flujo molar de cada fase constante en cada sector
 - Resolución a través de balances de materia y relaciones de equilibrio
 - Válido si:
 - Calores latentes de los dos componentes son iguales
 - Calores de mezcla, pérdidas de calor y variaciones de calor sensible del L y V despreciables
- ↓
- Por cada mol de vapor que condensa, se evapora un mol de líquido
 - Resolución empleando caudales y fracciones molares



2.3. Rectificación

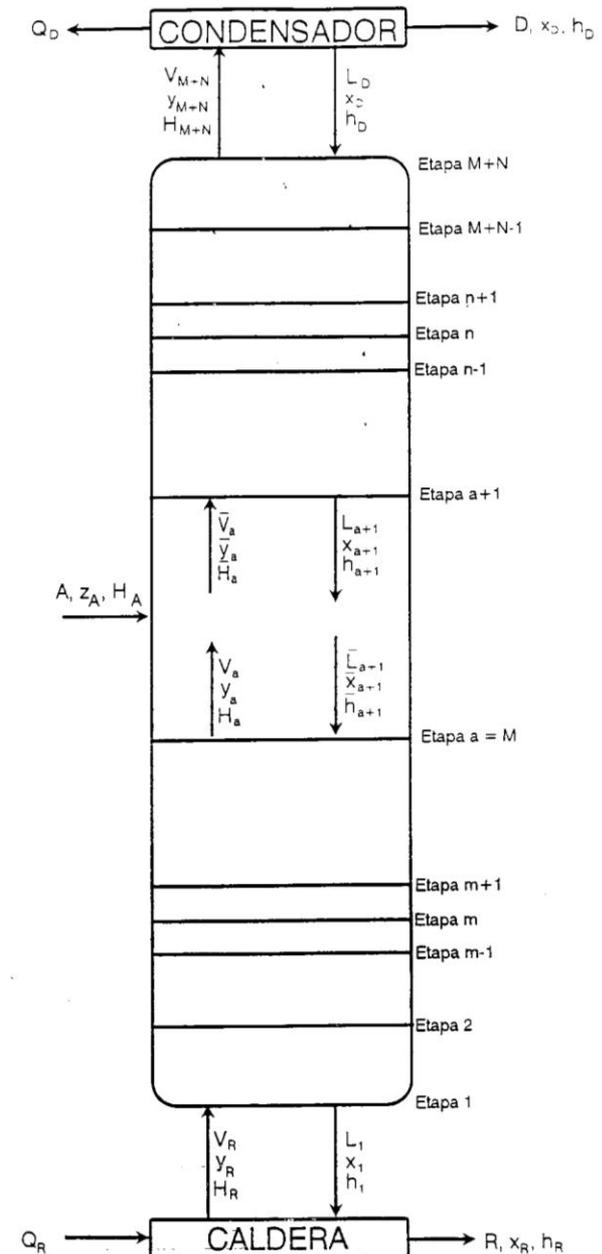
2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. A) Analíticos. Método de Lewis

Datos de partida:

- Variables fijas = A, z_A, T_A, P_A, P_D
- Variables libres = $z_D, x_R, L_D/D, a_{\text{óptimo}}$
- Equilibrio $K = f(T)$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. A) Analíticos. Método de Lewis

1º $A = D + R$
 $A z_A = D z_D + R x_R$ D, R

2º $L_D = D (L_D/D)$; $L_D = L_n$
 $V_{M+N} = L_D + D$; $V_{M+N} = V_n$ L_n, V_n

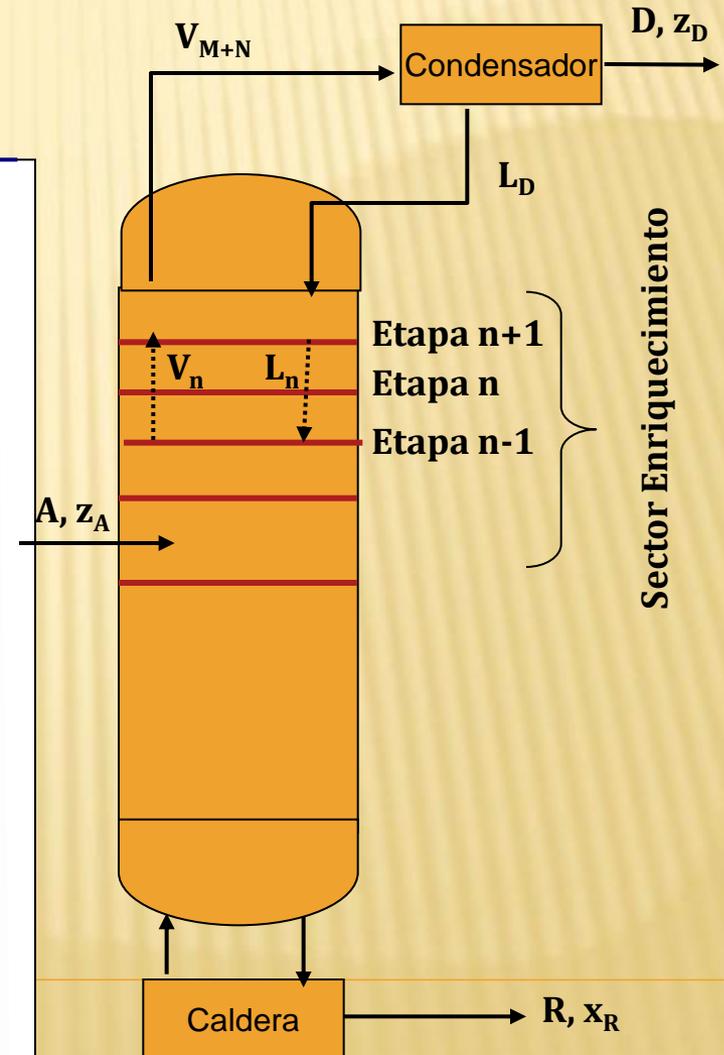
3º CONDENSADOR TOTAL: $x_D = y_{M+N}$; $T_{BURB} = T_D$ T_D, x_D
 CONDENSADOR PARCIAL: y_D ; $T_{ROCIO} = T_D$; $x'_D = y_D / K_D$ T_R, y_R
 CALDERA: x_R ; $T_{BURB} = T_R$; $y'_R = K_R x_R$

4º RECTA OPERATIVA DEL SECTOR DE ENRIQUECIMIENTO y_{M+N}
 $y_{M+N} = (L_D/V_{M+N}) x_D + (D/V_{M+N}) z_D$

5º y_{M+N} ; $T_{ROCIO} = T_{M+N}$; $x'_{M+N} = y_{M+N} / K_{M+N}$ T_{M+N}, x_{M+N}

6º REPETIR LOS PASOS 4º Y 5º HASTA LLEGAR AL PISO DE ALIMENTACION, ES DECIR, QUE LAS FRACCIONES MOLARES DE AMBOS COMPONENTES EN EL LÍQUIDO EN DOS PISOS SUCESIVOS SEAN RESPECTIVAMENTE MAYOR Y MENOR QUE LAS DE LA FRACCIÓN LIQUIDA DEL ALIMENTO q, T_{a+1}, x_{a+1}

7º $\bar{L}_{a+1} = L_n + q A$; $\bar{L}_{a+1} = L_m$ L_m, V_m
 $V_n = V_a + (1-q) A$; $V_a = V_m$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

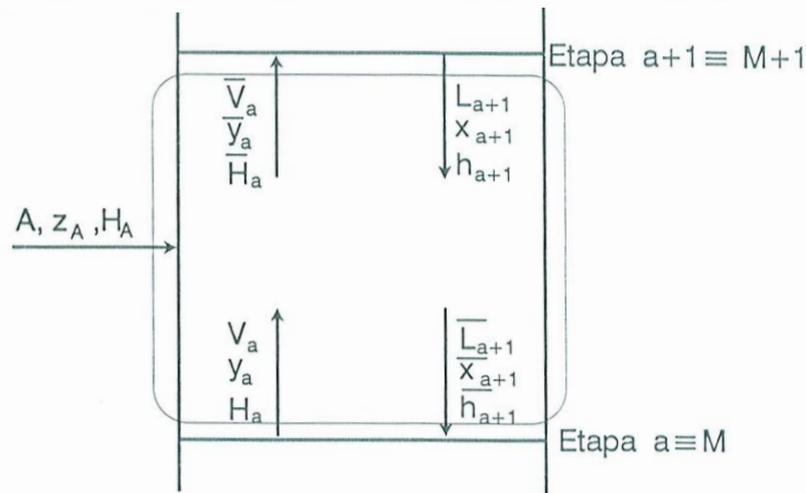
II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. A) Analíticos. Método de Lewis

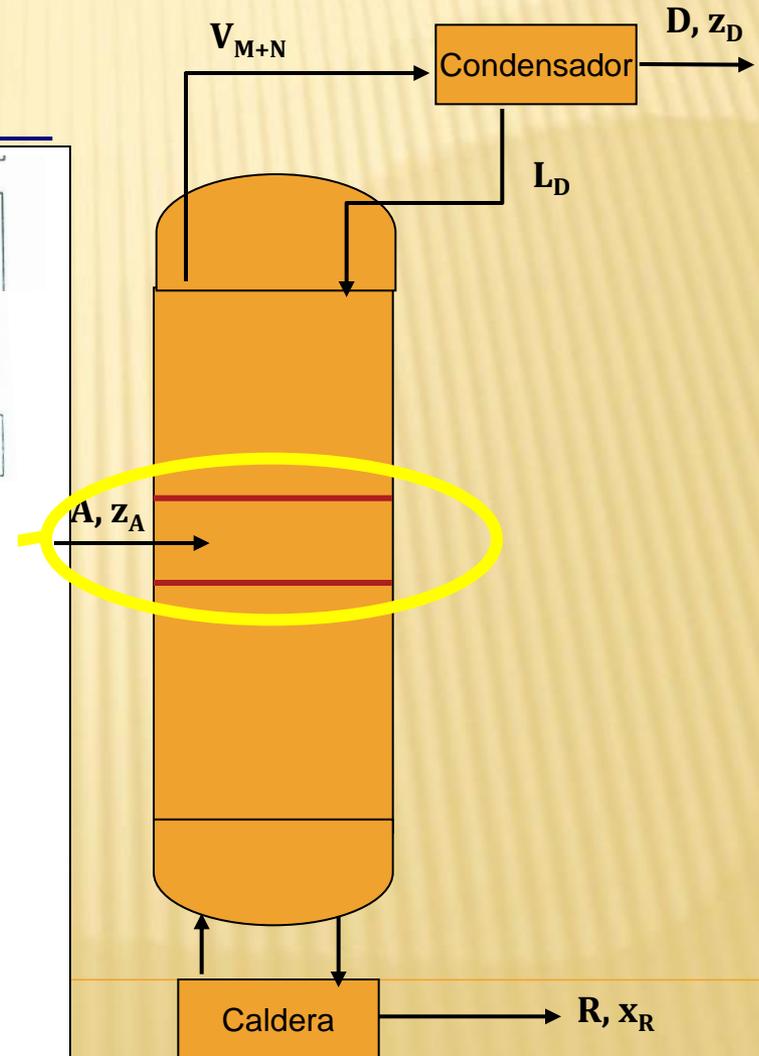
$$7^{\circ} \quad \begin{array}{l} \overline{L}_{a+1} = L_n + q A; \quad \overline{L}_{a+1} = L_m \\ V_n = V_a + (1-q) A; \quad V_a = V_m \end{array} \quad \boxed{L_m, V_m}$$

$$8^{\circ} \quad V_m y_a + (1-q) A y_A = L_n x_{a+1} + D z_D; \quad y_a = y_M \quad \boxed{y_M}$$

$$9^{\circ} \quad y_M: T_{\text{ROCIO}} = T_M; \quad x'_M = y_M / K_M \quad \boxed{T_M, x_M}$$



$$q = \frac{\text{Calor necesario para vaporizar 1 mol de alimento}}{\text{Calor latente de vaporización}}$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

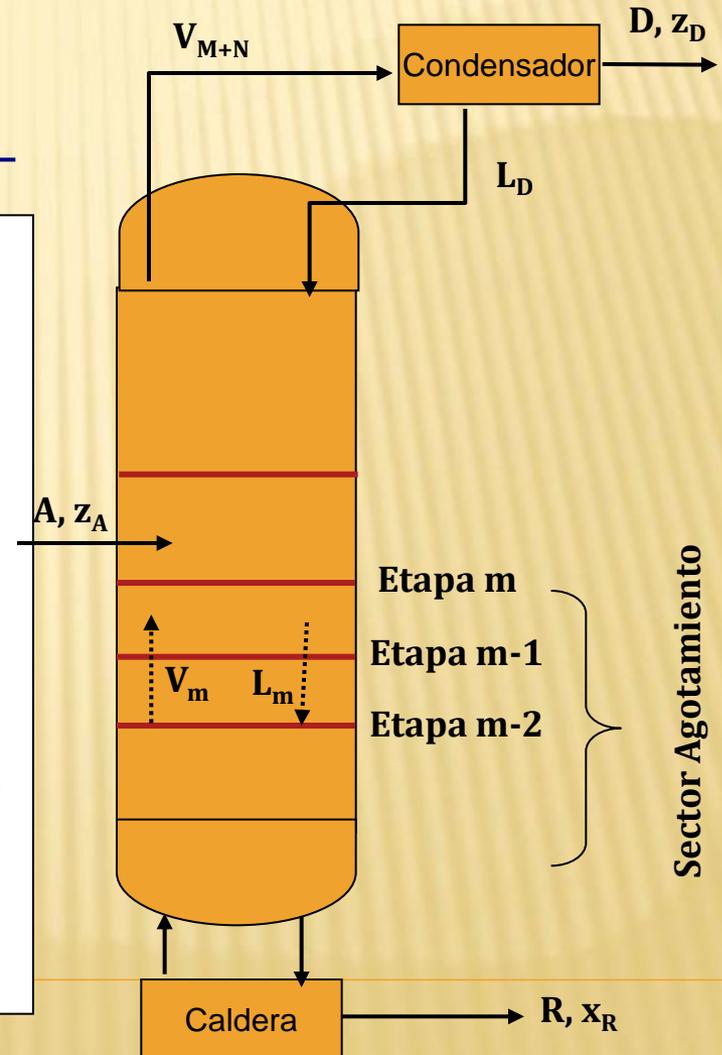
SIMPLIFICADOS. A) Analíticos. Método de Lewis

10º RECTA OPERATIVA DEL SECTOR DE AGOTAMIENTO y_{M-1}

$$y_{M-1} = (L_m / V_m) x_M - (R / V_m) x_R$$

11º $y_{M-1} : T_{\text{ROCIO}} = T_{M-1} ; x'_{M-1} = y_{M-1} / K_{M-1}$ T_{M-1}, x_{M-1}

12º REPETIR LOS PASOS 10º Y 11º HASTA LLEGAR A LA CALDERA, ES DECIR, QUE LAS FRACCIONES MOLARES EN EL LÍQUIDO EN DOS PISOS SUCESIVOS SEAN RESPECTIVAMENTE MAYOR Y MENOR QUE LAS DEL RESIDUO



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Datos de partida:

- Variables fijas = A, z_A, T_A, P_A, P_D
- Variables libres = $z_D, x_R, L_D/D, a_{\text{óptimo}}$
- Curva de Equilibrio

Recta operativa Sector Enriquecimiento

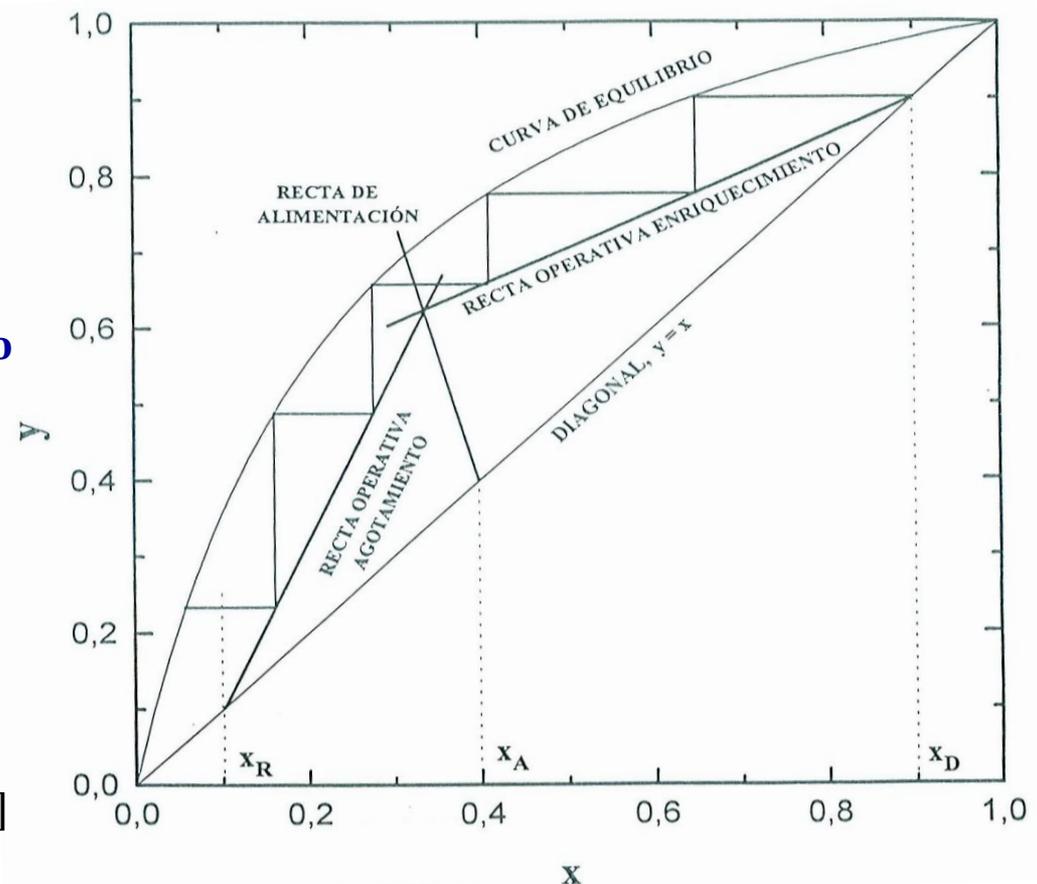
$$y_n = \frac{L_n}{V_n} \cdot x_{n+1} + \frac{D \cdot x_D}{V_n} \quad [39]$$

Recta de Alimentación

$$y_n = \frac{q}{q-1} \cdot x_{n+1} - \frac{z_A}{q-1} \quad [40]$$

Recta operativa Sector Agotamiento

$$y_m = \frac{L_m}{V_m} \cdot x_{m+1} - \frac{R \cdot x_R}{V_m} \quad [41]$$



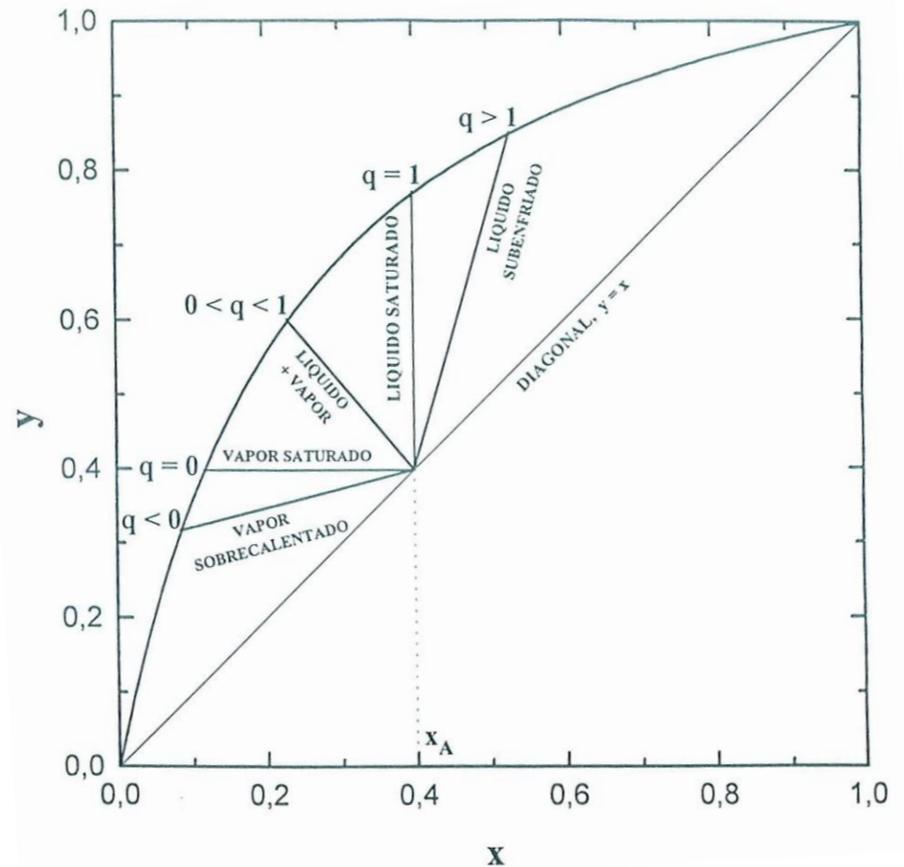
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Condición térmica del alimento



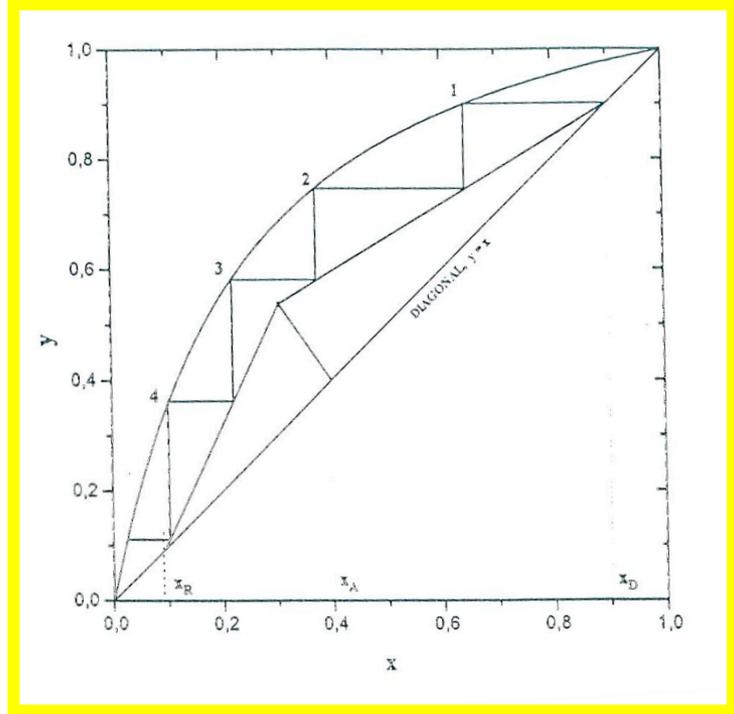
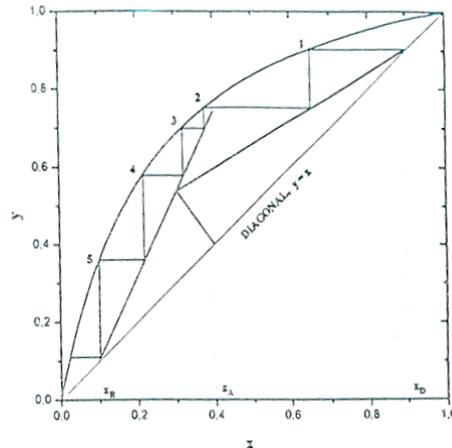
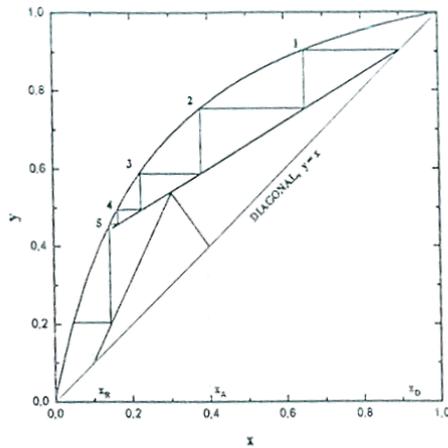
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Posición óptima del piso de alimentación



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

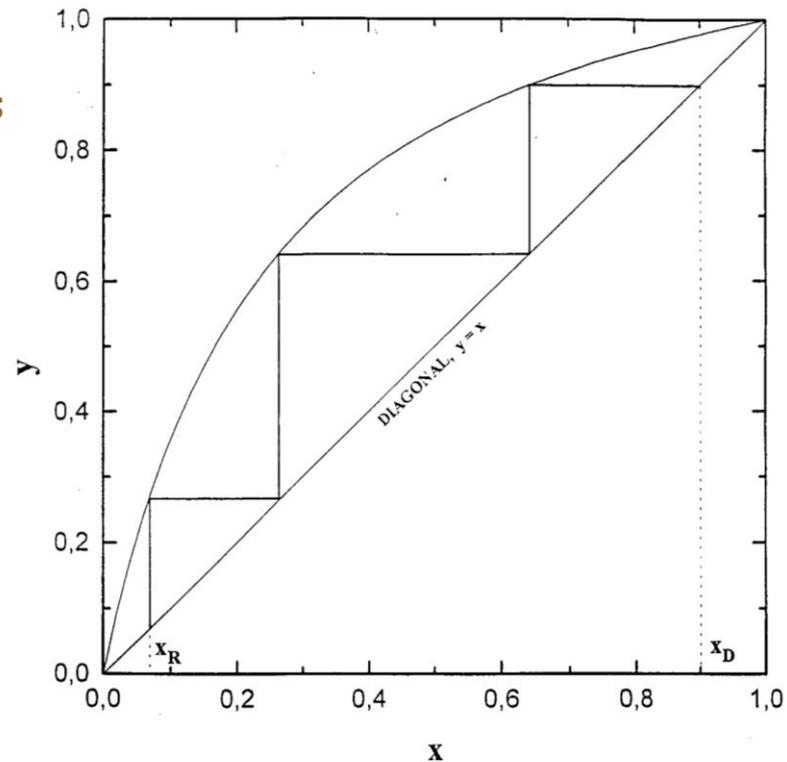
II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Condiciones de operación límite

Número mínimo de pisos

$$\frac{L_D}{D} = \infty \Rightarrow D = 0 \Rightarrow L_D = V_{M+N} \Rightarrow \frac{L_D}{V_{M+N}} = 1$$



2.3. Rectificación

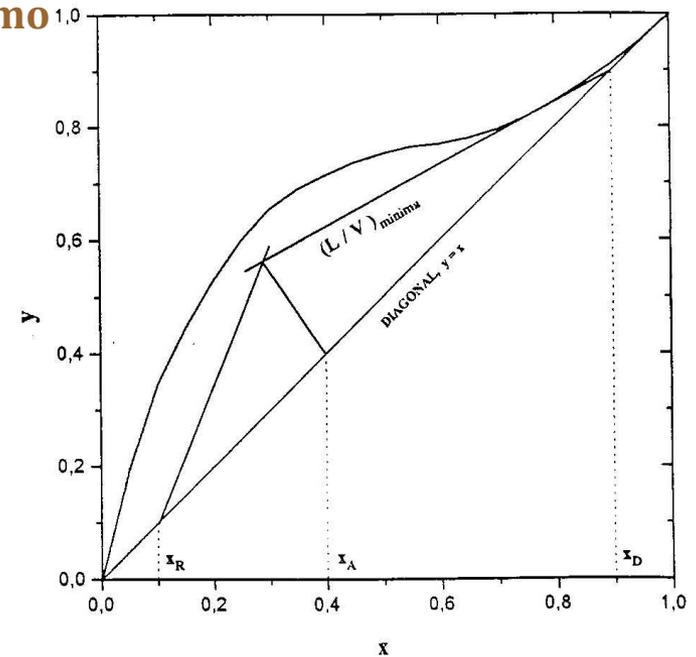
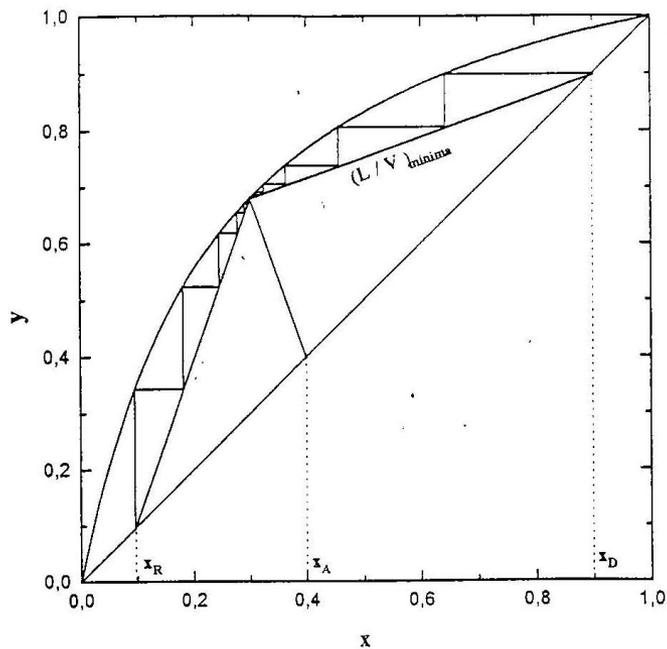
2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Condiciones de operación límite

Razón de reflujo mínima



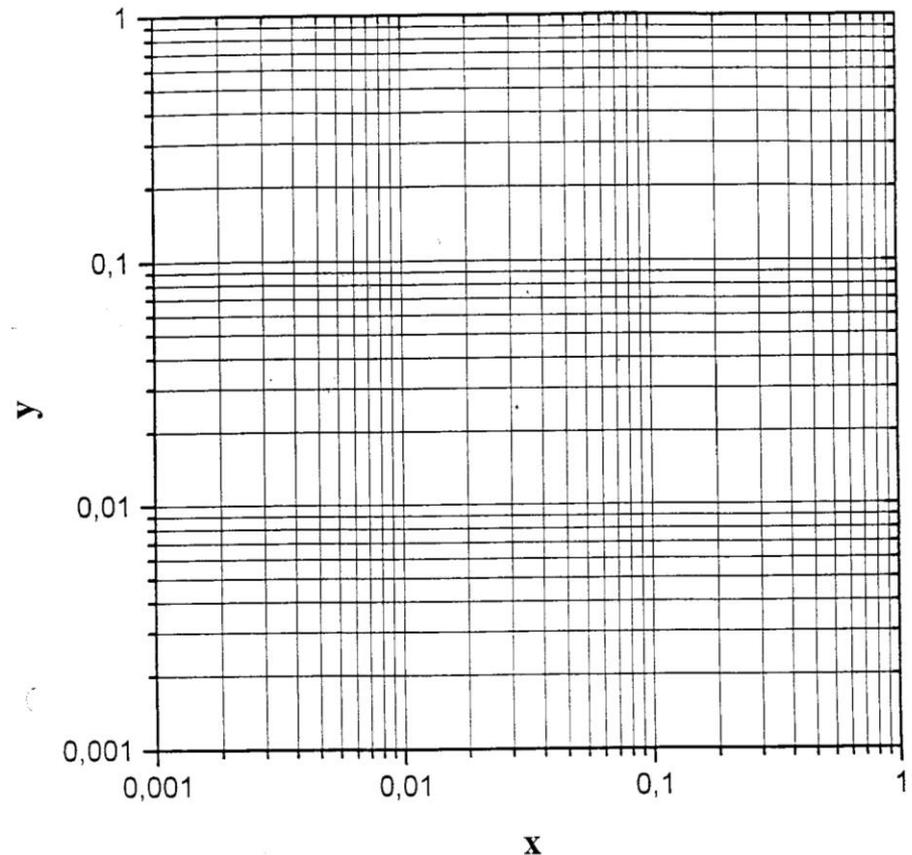
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

PAPEL LOGARÍTMICO: Se utiliza cuando las purezas de los componentes son extremos (X_D ó X_R 99,9%). Las rectas operativas se transforman en curvas por lo que necesitaremos varios puntos para su representación. Los escalones serán rectos.



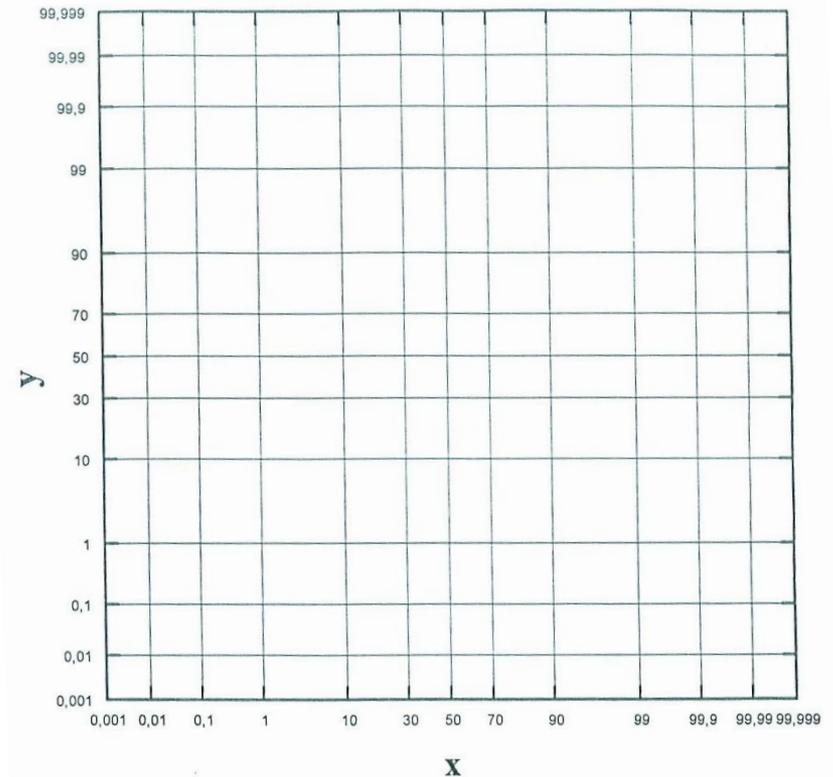
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

PAPEL PROBABILÍSTICO: Permite representar simultáneamente concentraciones altas y bajas.



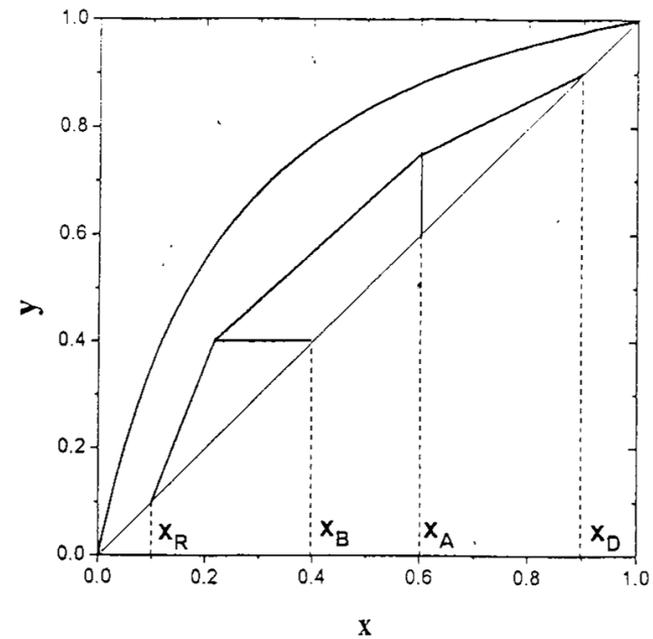
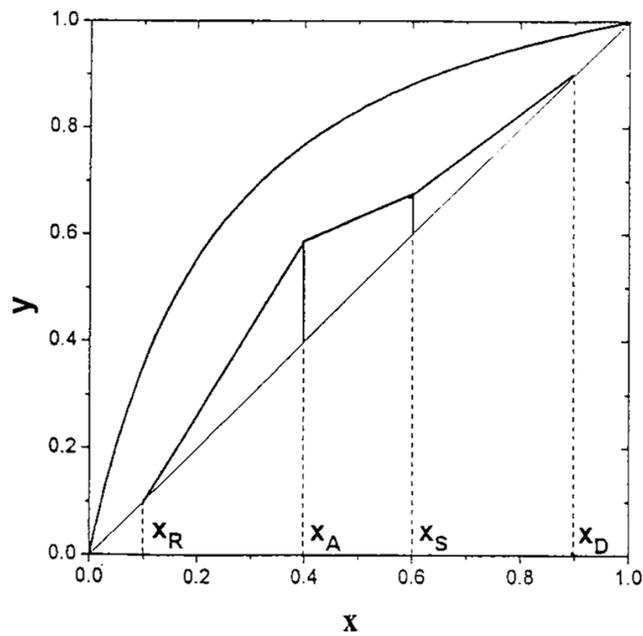
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Corrientes laterales, alimentaciones múltiples



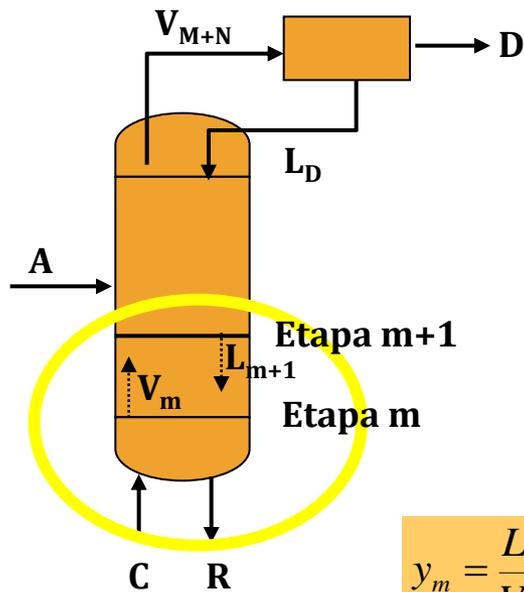
2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

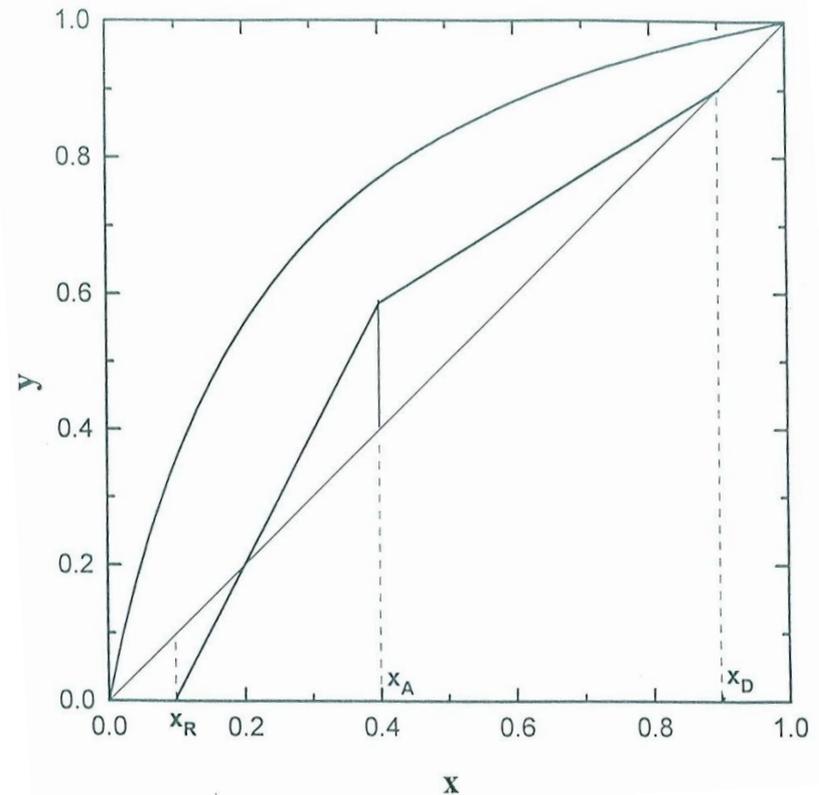
II. Métodos de cálculo

SIMPLIFICADOS. B) Gráficos. Método de McCabe-Thiele

Vapor directo como agente de calefacción



$$y_m = \frac{L_m}{V_m} \cdot x_{m+1} - \frac{R \cdot x_R - C \cdot y_C}{V_m}$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. A) Analítico. Método de Sorel

Datos de partida:

- Variables fijas = A, z_A, T_A, P_A, P_D
- Variables libres = $z_D, x_R, L_D/D, a_{\text{óptimo}}$
- Datos de equilibrio a distintas presiones
- Datos entálpicos

1.	$A = D + R$ $A z_A = D z_D + R x_R$	D, R
2.	$L_D = D (L_D/D); L_D \neq L_n$ $V_{M+N} = L_D + D; V_{M+N} \neq V_n$	L_D, V_{R+D}
3.	CONDENSADOR TOTAL: $x_D = y_{M+N}; T_{\text{BURB}} = T_D; h_D$ CONDENSADOR PARCIAL: $y_D; T_{\text{ROCIO}} = T_D; h_D, H_D; x_D = y_D / K_D$ CALDERA: $x_R; T_{\text{BURB}} = T_R; h_R, H_R; y_R = K_R x_R$	T_D, x_D, h_D, H_D T_R, y_R, h_R, H_R

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. A) Analítico. Método de Sorel

4.	RECTA OPERATIVA DEL SECTOR DE ENRIQUECIMIENTO $y_{M+N} = (L_D / V_{M+N}) x_D + (D / V_{M+N}) z_D$	y_{M+N}	
5.	$y_{M+N} : T_{\text{ROCIO}} = T_{M+N} ; h_{M+N} ; H_{M+N}$ $x_{M+N} = y_{M+N} / K_{M+N}$	T_{M+N}, x_{M+N} h_{M+N}, H_{M+N}	
5.1	$(D + L_D) H_{M+N} - L_D h_D = D M_D = D H_D + Q_D$	M_D, Q_D	
5.2	$A H_A = (D H_D + Q_D) + (R h_R - Q_R) = D M_D + R M_R$	M_R, Q_R	
5.3	$V_{M+N-1} - L_{M+N-1} = D$ $V_{M+N-1} y_{M+N-1} - L_{M+N-1} x_{M+N-1} = D z_D$ $V_{M+N-1} H_{M+N-1} - L_{M+N-1} h_{M+N-1} = D M_D$	4 incógnitas 3 ecuaciones $H = j(T, y)$	V_{M+N-1}, y_{M+N-1} T_{M+N-1}, H_{M+N-1} L_{M+N}
5.4	$y_{M+N-1}, T_{M+N-1} : x_{M+N-1} = y_{M+N-1} / K_{M+N-1} ; h_{M+N-1}$	x_{M+N-1}, h_{M+N-1}	

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. A) Analítico. Método de Sorel

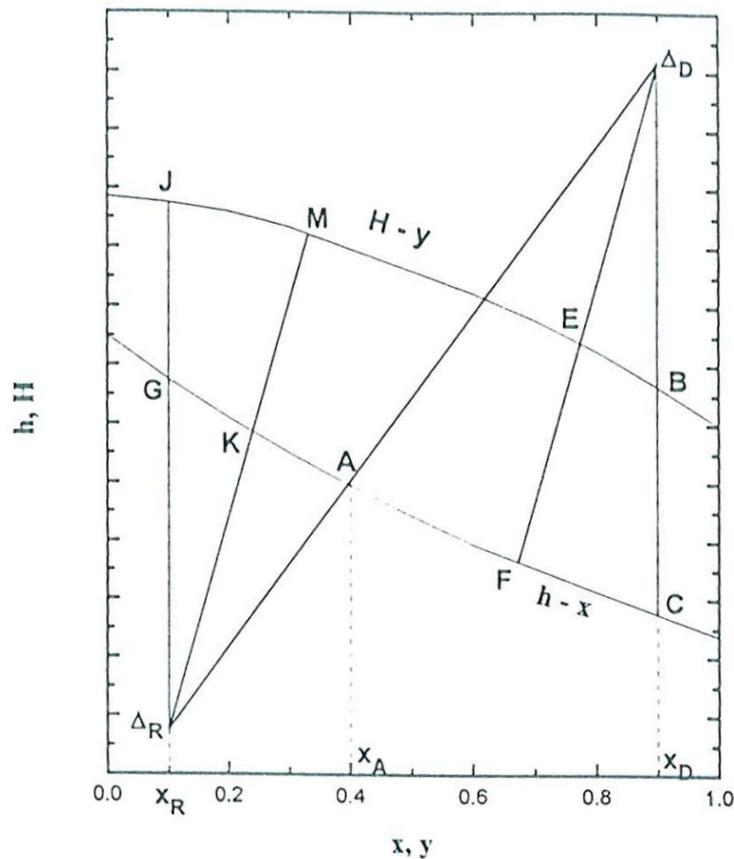
6. Repetir los pasos 5.3 y 5.4 hasta llegar al PISO DE ALIMENTACIÓN, es decir hasta que las fracciones molares de ambos componentes en el líquido en dos pisos sucesivos sean, respectivamente, mayor y menor que las de la fracción líquida del alimento
- 7.
- 8.
- | | |
|--|--|
| $\begin{aligned} \bar{V}_a &= V_a + (1 - q) A \\ \bar{V}_a y_a &= V_a y_a + (1 - q) A y_A \\ \bar{V}_a H_a &= V_a H_a + (1 - q) A H_A \end{aligned}$ | $\begin{aligned} &4 \text{ incógnitas} \\ &3 \text{ ecuaciones} \\ &H = j(T, y) \end{aligned}$ |
|--|--|
- Si $q = 0$: $y_A = z_A$; $H_A = j(T_A, y_A)$; sistema resoluble
 Si $q = 1$: $y_A = 0$; $H_A = 0$; sistema resoluble
 Si $0 < q < 1$: MÉTODO APROXIMADO: Recta de alimentación
 Datos de equilibrio
 Datos entálpicos
- $$\begin{aligned} q, V_M &= V_a; y_M = y_a \\ T_M &= T_a; H_M = H_a \end{aligned}$$
- MÉTODO DE TANTEOS
9. $y_M, T_M : x_M = y_M / K_M ; h_M$ x_M, h_M
- 10.
- | | |
|--|--|
| $\begin{aligned} L_M - V_{M-1} &= R \\ L_M x_M - V_{M-1} y_{M-1} &= R x_R \\ L_M h_M - V_{M-1} H_{M-1} &= R M_R \end{aligned}$ | $\begin{aligned} &4 \text{ incógnitas} \\ &3 \text{ ecuaciones} \\ &H = j(T, y) \end{aligned}$ |
|--|--|
- $$\begin{aligned} &V_{M-1}, y_{M-1} \\ &T_{M-1}, H_{M-1} \\ &L_M \end{aligned}$$
11. $y_{M-1}, T_{M-1} : x_{M-1} = y_{M-1} / K_{M-1} ; h_{M-1}$ x_{M-1}, h_{M-1}
12. Repetir los pasos 10. y 11. hasta llegar a la CALDERA, es decir, hasta que las fracciones molares en el líquido en dos pisos sucesivos sean, respectivamente, mayor y menor que las del residuo

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. B) Gráfico. Método de Ponchon-Savarit



- Δ_D = caudal neto de energía en sector superior
- Δ_R = caudal neto de energía en sección inferior
- Recta $\Delta_D - \Delta_R$: **recta polar**

$$\frac{L_D}{D} = \frac{M_D - H_{M+N}}{H_{M+N} - h_D} = \frac{\overline{\Delta_D B}}{BC} \quad [42]$$

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

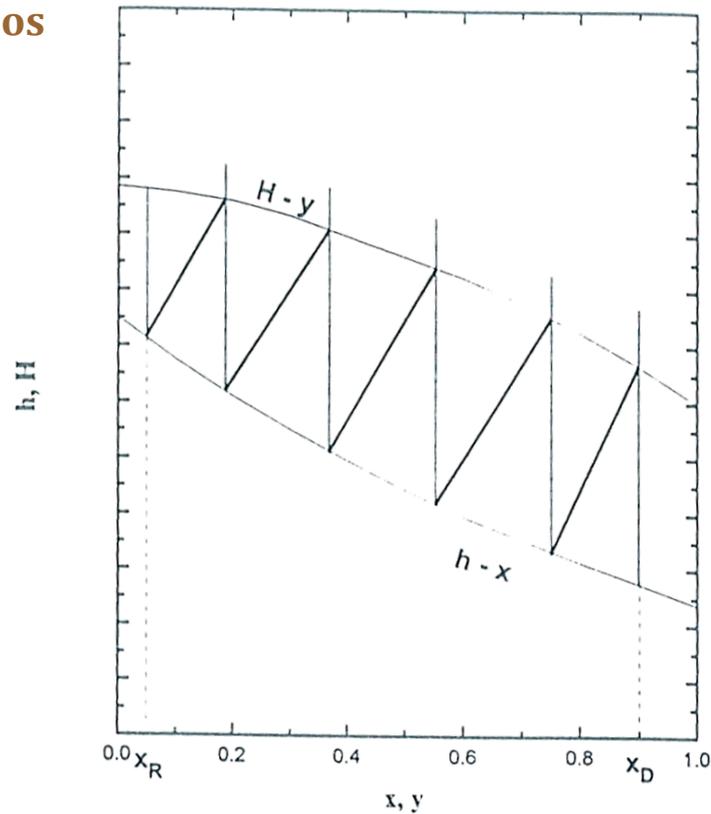
RIGUROSOS. B) Gráfico. Método de Ponchon-Savarit

Condiciones de operación límite

Número mínimo de pisos

$$\frac{L_D}{D} \mapsto \infty$$

$$M_D \mapsto \infty$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

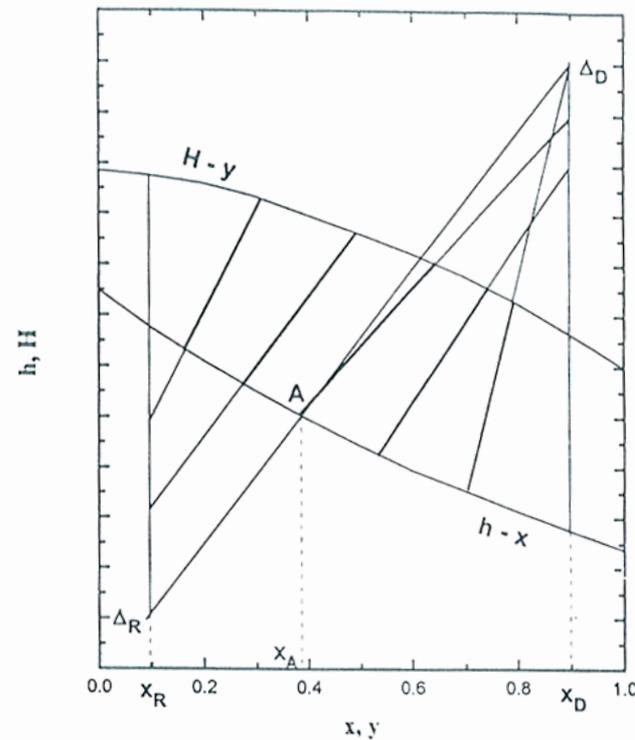
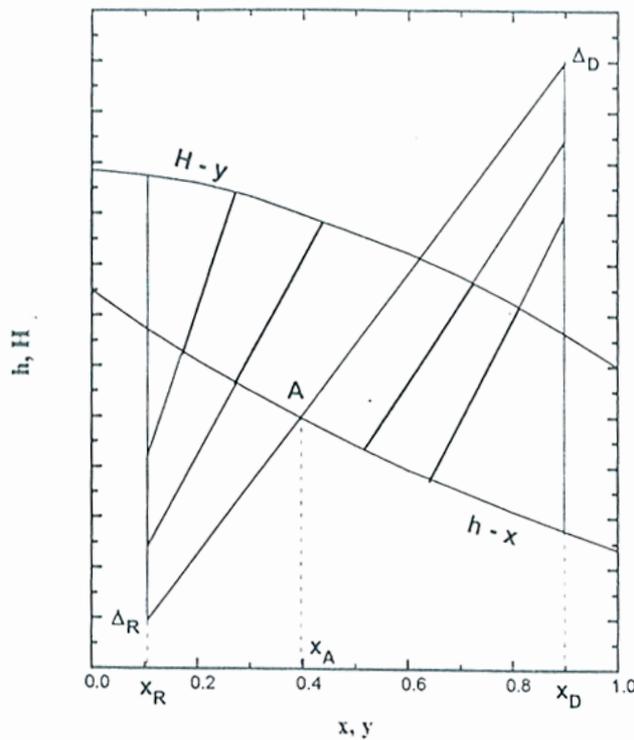
II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. B) Gráfico. Método de Ponchon-Savarit

Condiciones de operación límite

Razón de reflujo mínima

$$[42] \longrightarrow \left(\frac{L_D}{D}\right)_{\min} = \frac{(M_D)_{\min} - H_{M+N}}{H_{M+N} - h_D} = \frac{(\Delta_D)_{\min} \overline{B}}{\overline{BC}}$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS BINARIAS

II. Métodos de cálculo

RIGUROSOS. B) Gráfico. Método de Ponchon-Savarit

Extracciones laterales o alimentaciones múltiples

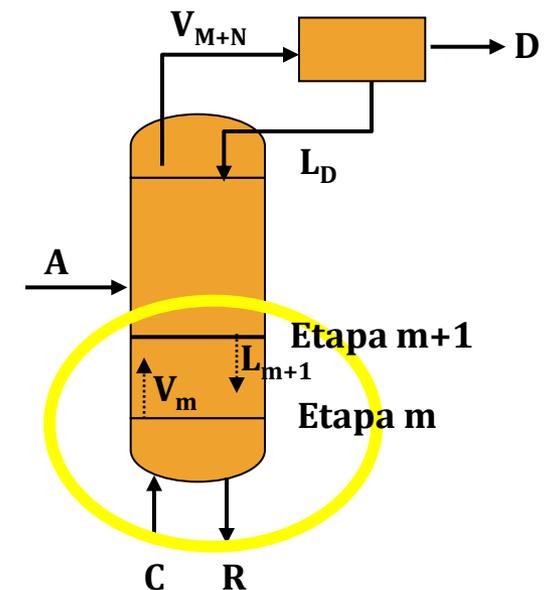
- N^o polos = N^o secciones de columna
- N^o rectas polares = N^o secciones de columna - 1
- Polos de secciones consecutivas están alineados a través de la corriente lateral que los separa

Vapor directo como agente de calefacción

$$\bullet T = R - C = L_{m+1} - V_m = A - D \quad [43]$$

$$\bullet T \cdot z_T = R \cdot x_R \quad [44]$$

$$\bullet \Delta_C = T \cdot H_T = R \cdot h_R - C \cdot H_C \quad [45]$$



2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo

A) APROXIMADOS. Basados en:

A.1) Condiciones límite de operación

- Fenske: Reflujo Total. Estimación del número mínimo de etapas de contacto de equilibrio
- Underwood: Relación de reflujo mínima. Estimación de la relación de reflujo mínima
- Gilliland: Estimación del número de etapas de contacto de equilibrio
- Kirkbride: Estimación de la localización de la etapa de alimentación

“Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química”. E.J. Henley y J.D. Seader.

A.2) Factores de absorción-desorción efectivos: Método de Edmister

“Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química”. E.J. Henley y J.D. Seader.

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo

B) SIMPLIFICADOS. Basados en:

Resolución del sistema de ecuaciones formado por los balances de materia, las relaciones de equilibrio y las relaciones de identidad, asumiendo caudales constantes en cada sector de la columna solamente alterados por una entrada/salida de materia o energía

C) RIGUROSOS. Basados en:

Al sistema de ecuaciones anterior se añaden los balances entálpicos en cada etapa de contacto, lo que permite estimar la variación de los caudales de vapor y líquido entre etapas dentro de cada sector.

- Basados en el cálculo etapa por etapa: Lewis-Matheson, Thiele-Geddes
- Basados en el cálculo por componentes: Amundson-Pontinen, Bubble-Point (BP), Sum-Rates (SR), Newton-Raphson.

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo. APROXIMADOS

MÉTODO DE FENSKE: Reflujo total con etapas de contacto en equilibrio

$$N_{\min} = \frac{\operatorname{Ln} \left(\frac{\left(\frac{x_{CL}}{x_{CP}} \right)_D}{\left(\frac{x_{CL}}{x_{CP}} \right)_R} \right)}{\operatorname{Ln}(\alpha_{CL,CP}^m)} \quad [46]$$

$$\alpha_{CL,CP}^m = \sqrt{\left(\alpha_{CL,CP} \right)_D \cdot \left(\alpha_{CL,CP} \right)_R} \quad [48]$$

Distribución de los componentes no clave

$$N_{\min} = \frac{\operatorname{Ln} \left(\frac{\left(\frac{d_{CL}}{d_{CP}} \right)_D}{\left(\frac{d_{CL}}{d_{CP}} \right)_R} \right)}{\operatorname{Ln}(\alpha_{CL,CP}^m)} \quad [47]$$

$$\left. \begin{aligned} a_i &= d_i + r_i \\ \frac{d_i}{r_i} &= \frac{d_r}{r_r} \cdot (\alpha_{i,r})^{N_{\min}} \end{aligned} \right\} r_i = \frac{a_i}{1 + \left(\frac{d_r}{r_r} \right) \cdot (\alpha_{i,r})^{N_{\min}}} \quad [49]$$

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo. APROXIMADOS

MÉTODO DE UNDERWOOD: Condiciones de reflujo mínimo

- ❑ En mezclas binarias la localización de la etapa más restrictiva para definir una posible zona pinch es la alimentación.
- ❑ En el caso de mezclas binarias con comportamiento no ideal esa etapa puede estar en el sector de enriquecimiento o en el sector de agotamiento
- ❑ En el caso de mezclas multicomponentes, si hay especies que no se distribuyen en ambos sectores puede haber zonas pinch tanto en el sector de enriquecimiento como en el de agotamiento:
 - Compuestos no-clave pesados que no se distribuyen: pinch en el sector de enriquecimiento
 - Compuestos no-clave ligeros que no se distribuyen: pinch en el sector de agotamiento

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo. APROXIMADOS

MÉTODO DE UNDERWOOD: Condiciones de reflujo mínimo

1º. Determinar θ :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,r} \cdot z_i^F}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 - q \quad [50]$$

2º. Determinar $(L_D/D)_{\min}$:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,r} \cdot x_i^D}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 + \left(\frac{L_D}{D} \right)_{\min} \quad [51]$$

Cuando no existen componentes interclave:

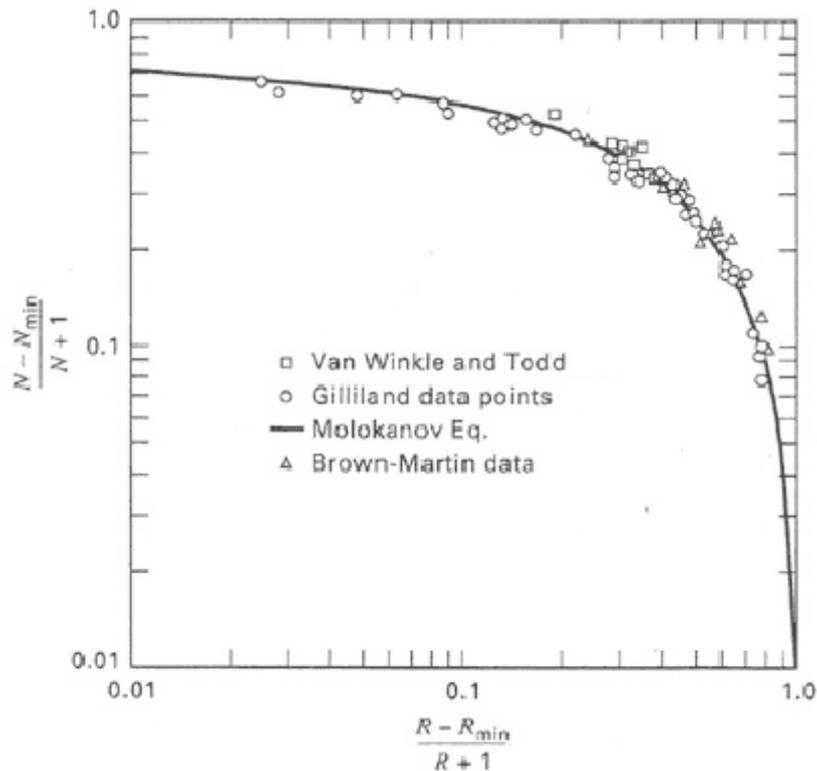
$$\alpha_{CP,CP} < \theta < \alpha_{CL,CP}$$

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo. APROXIMADOS

MÉTODO DE GILLILAND: Cálculo del número de etapas de contacto de equilibrio teóricas



$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4 \cdot X}{11 + 117,2 \cdot X} \right) \cdot \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \quad [52]$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \quad [53]$$

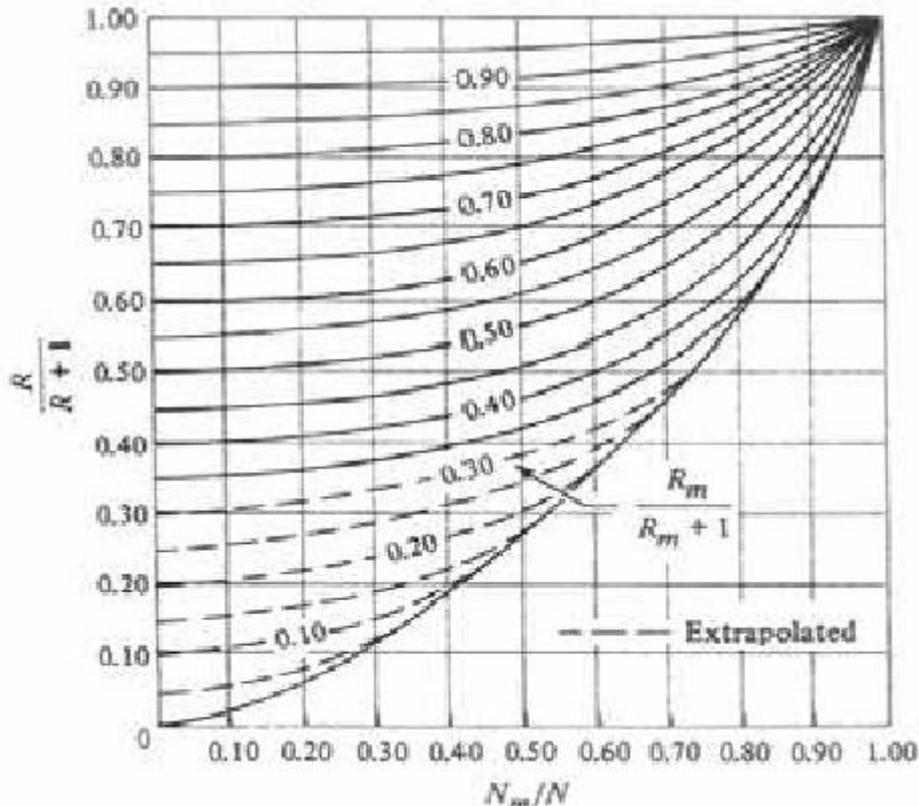
$$X = \frac{\left(\frac{L_D}{D} \right) - \left(\frac{L_D}{D} \right)_{min}}{\left(\frac{L_D}{D} \right) + 1} \quad [54]$$

2.3. Rectificación

2.3.2 RECTIFICACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES

I. Métodos de cálculo. APROXIMADOS

MÉTODO DE ERBAR-MADDOX: Cálculo del número de etapas de equilibrio teóricas



*Erbar-Maddox correlation between reflux ratio and number of stages (R_m based on Underwood method). [From J. H. Erbar and R. N. Maddox, *Petrol. Refiner.*, 40(5), 183 (1961)]. With permission*

Contenido

2.1. Introducción

2.2. Destilación súbita o flash

2.3. Rectificación

→ 2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

- a) Capacidad de la columna**

 - b) Caída de presión**

 - c) Costes**

 - d) Facilidad de operación**
 - **Formación de espumas**
 - **Anegamiento**
 - **Mala distribución del líquido**
 - **Goteo**

 - e) Eficacia de la columna**
-

2.4. Diseño de columnas de pisos

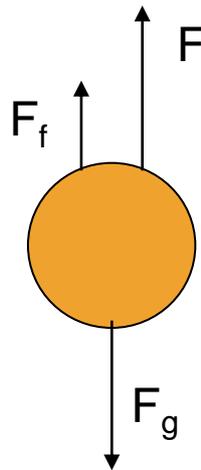
2.4.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

Límites de operación estable de pisos



2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA



$$\sum F = F_g - F_f - F_r = 0$$

$$F_f = \rho_V \cdot \left[\frac{\Pi \cdot d_P^3}{6} \right] \cdot g$$

$$F_r = C_R \cdot \left[\frac{\Pi \cdot d_P^2}{4} \right] \cdot \frac{V_g^2}{2} \cdot \rho_V$$

$$F_g = \rho_L \cdot \left[\frac{\Pi \cdot d_P^3}{6} \right] \cdot g$$

$$V_g = C_{SB} \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad [55]$$

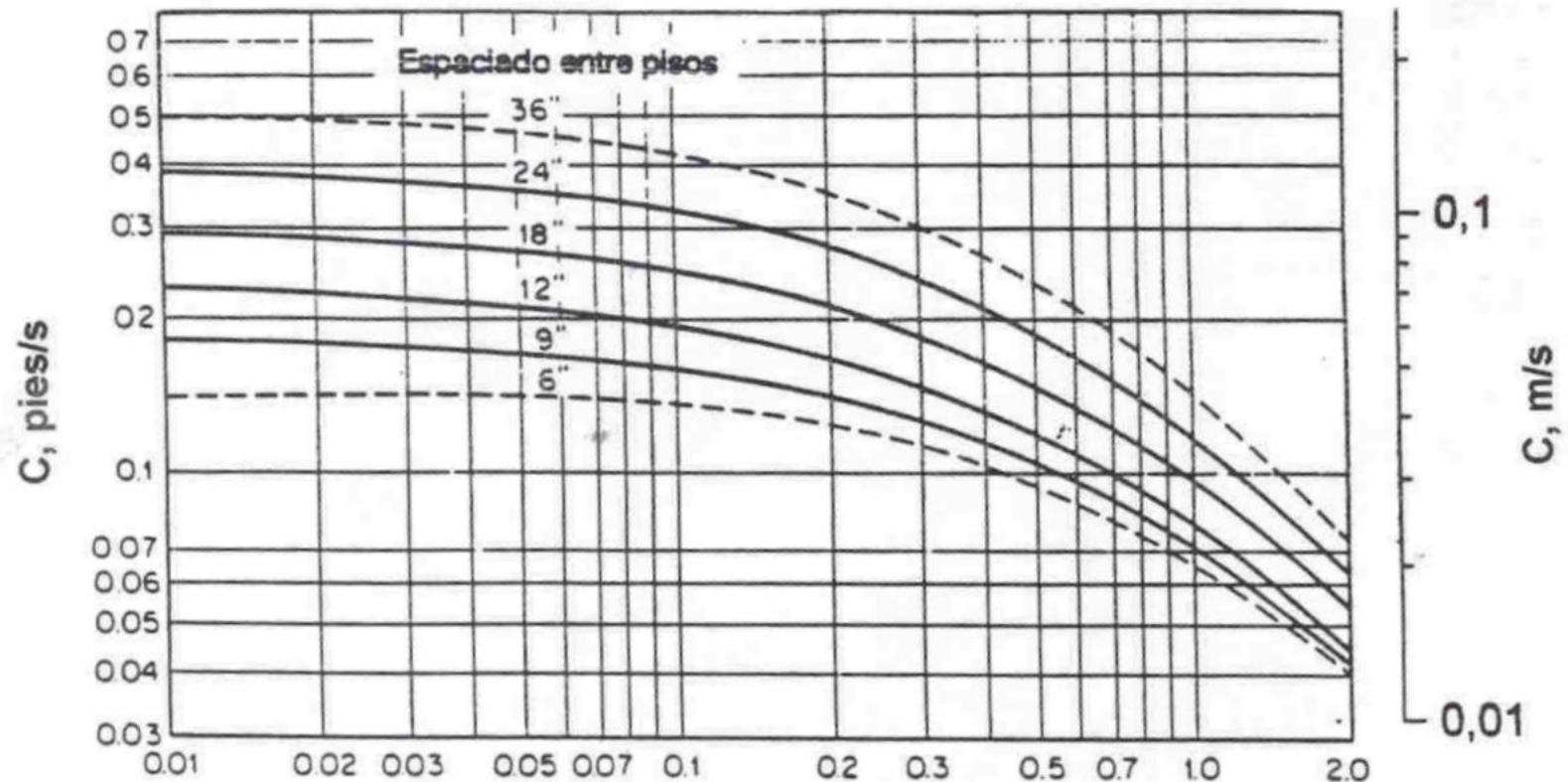
$$C_{SB} = \left(\frac{4 \cdot d_P \cdot g}{3 \cdot C_R} \right)^{0,5} \quad [56]$$

C_{SB} : Parámetro de capacidad de Souders y Brown

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Límites de anegamiento para pisos de campanas de burbujeo y pisos perforados



$$Fr_v = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Correlación de Fair

$$C_{SB} = C \cdot F_{TS} \cdot F_E \cdot F_{VA}$$

F_{TS} = Factor de tensión superficial

$$F_{TS} = \left(\frac{\sigma \left(\frac{\text{dinas}}{\text{cm}} \right)}{20} \right)^{0,2} \quad [57]$$

F_E = Factor de espuma

$F_E = 1$ (sistemas no espumantes)

$F_E > 0,75$ (sistemas espumantes, absorbedores)

F_{VA} = relación entre orificios de paso del vapor y área activa de plato

$$F_{VA} = 1$$

para

$$\frac{A_v}{A_a} > 0,1$$

$$F_{VA} = 5 \cdot \left(\frac{A_v}{A_a} \right) + 0,5$$

para

$$0,1 > \frac{A_v}{A_a} > 0,06$$

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

1. Localizar el piso con caudales de L y V máximos (L_p y V_p).
2. Suponer un espaciado entre pisos : $H_v \sim 15-25$ in
3. Estimar la densidades de líquido y vapor (ρ_L y ρ_V).
4. Calcular la velocidad límite de arrastre (V_g)
5. Estimar una velocidad para calcular el diámetro de la columna (V_v):
 - Sistemas espumantes: $V_v = 70-75 \% V_g$
 - Sistemas no espumantes: $V_v = 80-85 \% V_g$
6. Determinar el área neta de flujo del vapor:

$$A_a = Q_v / V_v$$

7. Seleccionar el tipo de piso en función del caudal de líquido en m^3/h (Tabla 12.1)
8. Seleccionar un valor del área de vertedero como porcentaje del área de la columna, correspondiente al diámetro de la columna seleccionado (Tabla 12.2).

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

9. Calcular el área de la columna:

$$A_{Col} = \frac{Aa}{(\% A_{Col})_V} \quad [58]$$

$$A_{Col} = A_a + A_{vert} + A_{dl} + A_{no_útil} \quad [59]$$

10. Calcular el diámetro de la columna:

$$D_{Col} = \left[\frac{4}{\pi} A_{Col} \right]^{1/2} \quad [60]$$

11. Comprobar que el espaciado entre pisos está dentro de los límites recomendados para el diámetro de la columna calculado:

- $D_{Col} = 0,78 - 1,5 \text{ m} \rightarrow H_v = 18 \text{ in } (0,4572 \text{ m})$
- $D_{Col} = 1,5 - 7,5 \text{ m} \rightarrow H_v = 24 \text{ in } (0,6096 \text{ m})$
- Flujo cruzado: $Q_L \leq 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$ por metro de diámetro
- Resto: $Q_L \leq 0,032 \text{ m}^3/\text{s}$ por metro de longitud de presa

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Tabla 9.1: Selección de tipo de piso en función del caudal de líquido (m³/h)

Diámetro columna, m	Flujo invertido	Flujo cruzado	Flujo de paso doble	Flujo en cascada, con paso doble
0.9	0-7	7-45	-	-
1.2	0-9	9-70	-	-
1.8	0-11	11-90	90-160	-
2.4	0-11	11-115	115-180	-
3.0	0-11	11-115	115-205	205-320
3.7	0-11	11-115	115-230	230-360
4.6	0-11	11-115	115-250	250-410
6.1	0-11	11-115	115-250	250-455



2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.2 CAPACIDAD Y DIÁMETRO DE LA COLUMNA

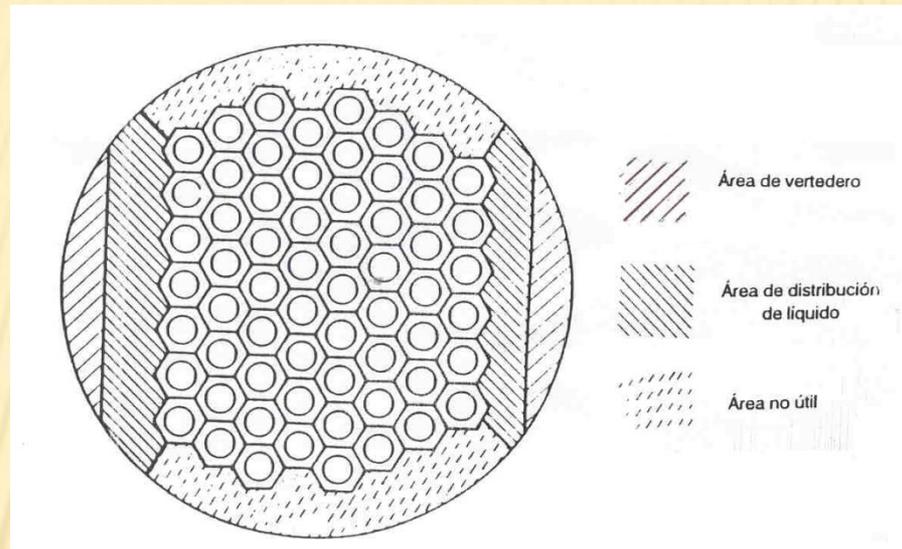


Tabla 9.2: Distribución aproximada de áreas como porcentaje del área de la

Diámetro de columna, m	Área de vertedero		Área de distribución del líquido			Área no útil
	Flujo cruzado	Flujo de paso doble	Flujo cruzado	Flujo de paso doble	Flujo en cascada	
0.9	10-20	-	10-25	-	-	10-30
1.2	10-20	-	8-20	-	-	7-22
1.8	10-20	20-30	5-12	15-20	-	5-18
2.4	10-20	18-27	4-10	12-16	-	4-15
3.0	10-20	16-24	3-8	9-13	20-30	3-12
3.7	10-20	14-21	3-6	8-11	15-25	3-10
4.6	10-20	12-18	2-5	6-9	12-20	2-8
6.1	-	10-15	-	5-7	9-15	2-6



2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.3 CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

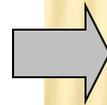
$$H = H_{\min} + H_V \cdot N \quad [61]$$

$$H_{\min} = 3 \cdot H_V \quad [62]$$

2.4.4 EFICACIA DE LA COLUMNA

Variables que influyen sobre la eficacia de piso

- Sistema gas-líquido
- Tipo de piso
- Diámetro del piso
- Altura del líquido en el piso
- Espaciado entre pisos
- Viscosidad del líquido
- Tensión superficial del líquido
- Volatilidad relativa de los componentes clave
- etc.



- FLUJO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVÉS DEL GAS
- FLUJO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVÉS DEL LÍQUIDO
- GRADO DE MEZCLA DEL LÍQUIDO
- ARRASTRE DE LÍQUIDO POR EL GAS

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.4 EFICACIA DE LA COLUMNA

Eficacia global

$$E_T = \frac{N_{teórico}}{N_{real}} \quad [63]$$

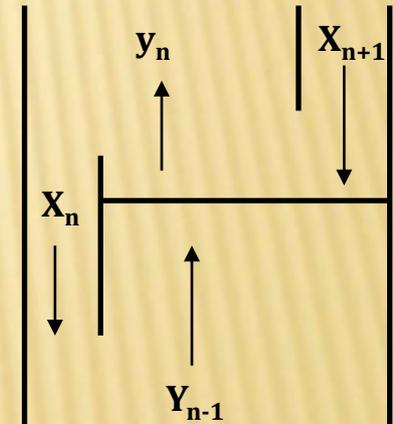
Eficacias individuales de Murphree

Composición uniforme de L y V en piso

$$E_{MG} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_{ne} - y_{n-1}}$$

$$E_{ML} = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_{ne}}$$

[64]



Eficacias puntuales

Composición no uniforme de L y V en piso

$$E_{GT} = \frac{y - y_{n-1}}{y_e - y_{n-1}}$$

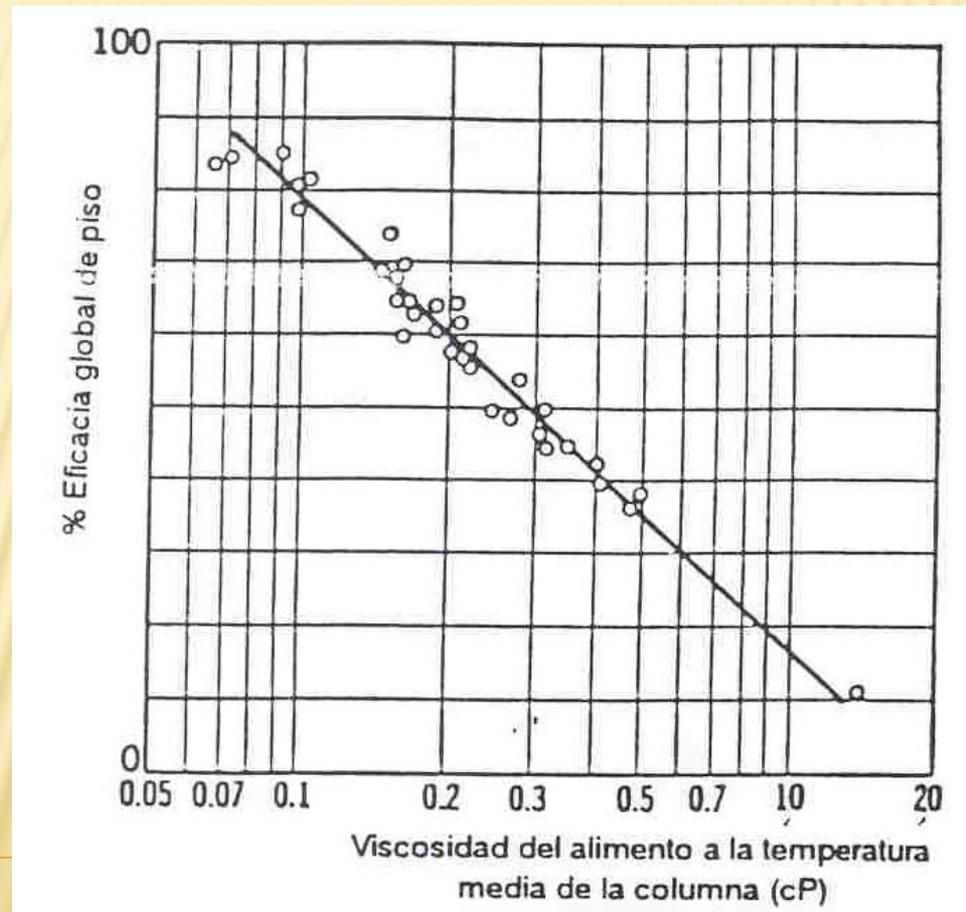
$$E_{LT} = \frac{x_{n+1} - x}{x_{n+1} - x_e}$$

[65]

2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.4 EFICACIA DE LA COLUMNA. Eficacia Global

Correlación de Drickamer-Bradford



2.4. Diseño de columnas de pisos

2.4.4 EFICACIA DE LA COLUMNA. Eficacia Global

MÉTODO A.I.Ch.E. PARA EL CÁLCULO DE LA EFICACIA DE PISO