

76.52 OPERACIONES UNITARIAS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA



**FACULTAD
DE INGENIERIA**
Universidad de Buenos Aires

A	24-05-2019	PRIMERA EMISIÓN	IPG	Xxxx
Rev	Fecha	Descripción	Por	Revisó
REV A	COMPENDIO DE TABLAS Y GRÁFICOS - NACHITÓN			

Índice

Introducción	6
Fundamentos de las operaciones difusionales	7
Selectividad del agente separador	7
Flujo de materia	7
Teoría de las dos películas	8
Absorción / Desorción	9
Relaciones de equilibrio	9
Mezclas ideales, ley de Raoult	9
Mezclas no ideales	9
Efectos de la temperatura y la presión	9
Contactado por etapas	10
Cocorriente	10
Corrientes cruzadas	10
Contracorriente	11
Soluciones concentradas	14
Condiciones límites de operación	14
Caudal mínimo de líquido	14
Caudal mínimo de gas	15
Eficiencia	15
Eficiencia global	15
Eficiencia de Murphree	15
Eficiencia puntual	16
Determinación del número real de etapas	16
Absorción no isotérmica	16
Método simplificado	16
Método generalizado	18
Absorción multicomponentes	19
Procedimiento para diseñar una torre de absorción	23
Selección del solvente	24
Equipos de absorción	24
Diseño hidráulico de torres de platos	26
Definiciones	26

Condiciones operativas	26
Diseño.....	27
Determinación de inundación por bajante	27
Verificación del tiempo de residencia en conducto de bajada	31
Verificación de lagrimeo	31
Verificación por arrastre	32
Columnas de relleno	34
Difusión	34
Coeficientes de transferencia de materia	34
Diseño de torres de relleno.....	34
Determinación del número de unidades de transferencia	35
Sistemas concentrados	37
Altura de la unidad de transferencia.....	38
Altura equivalente de plato teórico	38
Diámetro de la columna	38
Retención y peso de la torre	40
Absorción adiabática en columna de relleno.....	Error! Bookmark not defined.
Destilación de mezclas binarias	43
Relaciones de equilibrio	43
Destilación flash o de equilibrio	43
Armado de la recta de operación.....	44
Recta q.....	44
Rectificación	45
Agotamiento.....	46
Torre de destilación completa	47
Condiciones límites	47
Reflujo mínimo	47
Reflujo total.....	48
Reflujo óptimo.....	48
Condensadores.....	50
Reboilers.....	50
Vapor vivo	51
Líquido subenfriado	51

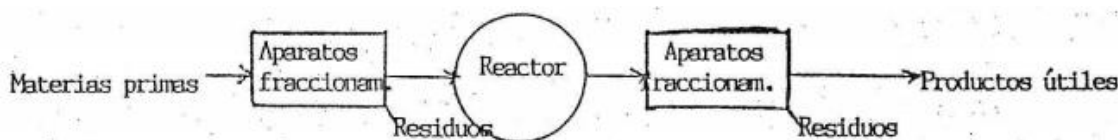
Vapor sobrecalentado	51
Alimentaciones múltiples	52
Extracciones laterales	52
Alimentaciones y Extracciones combinadas	53
Pérdidas de calor	53
Destilación multicomponente	Error! Bookmark not defined.
Destilación discontinua	Error! Bookmark not defined.
Destilación multicomponentes	54
Procedimiento de cálculo	55
Cálculo de la presión de operación de la torre	56
Condiciones de entrada	56
Número mínimo de platos y reflujo total por Fenske	58
Reflujo mínimo por Underwood	59
Distribución para reflujo operativo	61
Verificación de llaves por Shiras	61
Cálculo del número de platos	61
Localización aproximada de la alimentación	62
Cálculo del número de platos por Lewis-Matheson	Error! Bookmark not defined.
Extracción líquido líquido	63
Relaciones de equilibrio	63
Efecto de la temperatura y presión	63
Selección del solvente	64
Resolución de problemas con diagramas binarios	64
Resolución de problemas con diagramas triangulares	64
Resolución con otros diagramas	66
Equipos	66
Humidificación y enfriamiento de agua	70
Conceptos básicos	70
Humidificación no adiabática	72
Enfriamiento de agua	73
Determinación de la entalpía de la interfase H_i	74
Performance de una torre de enfriamiento de relleno	75
Evolución del aire en la torre: Método de Mickley	75

Utilidad del conocimiento del estado del aire en la torre	76
Deshumidificación	76
Equipos	77
Secado	79
Definiciones	79
Secado discontinuo	79
Tiempo de secado – Ecuación de diseño	80
Circulación tangencial del aire	80
Circulación transversal del aire	81
Secado continuo	81
Secado a alta temperatura	81
Secadores rotatorios	Error! Bookmark not defined.
Secado a bajas temperaturas en un secador túnel o de cinta	82
Equipos	83
Cristalización	88
Teoría de MIERS	89
Nucleación	89
Crecimiento	89
Ley del ΔL	91
Ley MSMR (Mixed Size Mixed Product Removal)	91
Equipos	92

Introducción

Etapas elementales de los procesos de la industria química:

- Transformaciones de especies químicas (reactores)
- Fraccionamientos de mezclas moleculares (aparatos de fraccionamiento)



División de las operaciones de separación de mezclas:

- Fracciones igualmente útiles y de valor económico comparable
- Eliminación de impurezas (purificación o refinamiento)
- Recuperación de un soluto diluido valioso

Además del aparato de fraccionamiento se requiere un agente separador:

- Líquido (absorción, extracción, disolución)
- Sólido (adsorción, intercambio iónico)
- Gas (desorción, secado)
- Calor (destilación, evaporación)

En todos los casos el agente separador debe ser selectivo.

Los componentes de la mezcla se repartirán entre las fases según su coeficiente de partición o volatilidad. (Factor de equilibrio termodinámico)

El flujo de materia de una fase a otra dependerá de muchos parámetros. (Factor cinético)

$$\text{Flujo} \left(\frac{\text{moles}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}} \right) = k * a * \text{Fuerza impulsora}$$

k = Coeficiente de transferencia de materia entre fases, limitado por la difusión molecular. Es función creciente de la energía disipada en el sistema. El coeficiente depende de las propiedades físicas, caudales, propiedades fluidodinámicas, etc.

a = Área interfacial específica, expresado comúnmente en unidades de área interfacial por unidad de volumen del equipo. Se busca aumentar este valor por pulverización, burbujeo o por escurrimiento de delgadas películas sobre rellenos.

$$\text{Fuerza impulsora} = \Delta y = (y - y_x^*) \quad \text{o} \quad \Delta x = (x_y^* - x) \quad \text{etc.}$$

Siendo x e y las concentraciones de operación y x^* e y^* las concentraciones en el equilibrio.

Fundamentos de las operaciones difusionales

Selectividad del agente separador

Los componentes de una mezcla se reparten entre las dos fases según su coeficiente de partición.

$$y_A^* = K_A * x_A \quad y_B^* = K_B * x_B$$

$$\alpha = K_A / K_B \neq 1$$

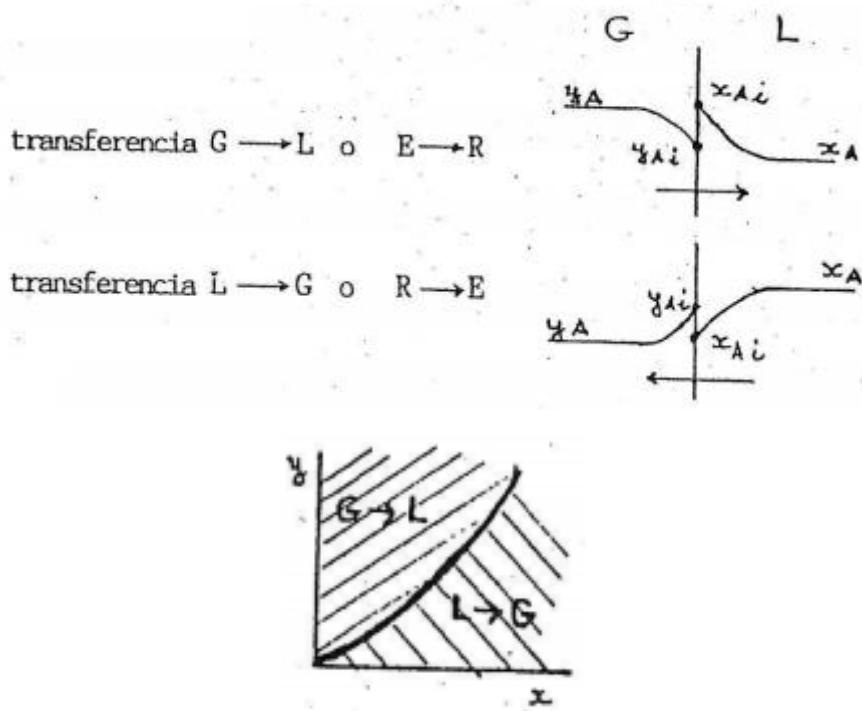
$$\alpha = \frac{Y_A/Y_B}{x_A/x_B} \text{ en eq.} \rightarrow y_A^* = \frac{\alpha * x_A}{1 + (\alpha - 1) * x_A}$$

Si la selectividad no alcanza para lograr el grado de separación deseado en una etapa, debe recurrirse a aparatos de fraccionamiento, ya sean de contactado continuo o de multietapas.

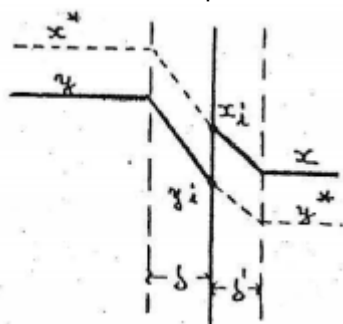
Flujo de materia

$$\text{Flujo} = \text{Coeficiente de transferencia} * \text{Fuerza impulsora}$$

$$N_A = k_y * (y_A - y_{Ai}) = k_x * (x_{Ai} - x_A)$$



Teoría de las dos películas

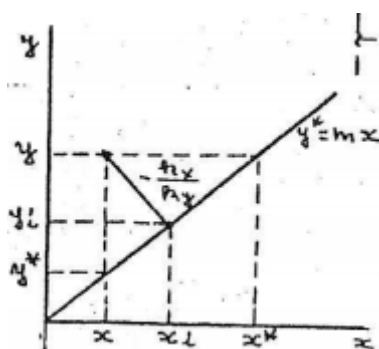


$$N_A = k_y (y - y_1) = k_x (x_1 - x)$$

$$N_A = K_y (y - y^*) = K_x (x^* - x)$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m k_y} + \frac{1}{k_x}$$



Cuando los valores de k_y y k_x se encuentran en el mismo orden de magnitud, se destacan dos casos particulares:

- Si A es muy soluble en el líquido (m pequeña), entonces la transferencia está controlada por el gas.
- Si A es poco soluble en el líquido (m grande), entonces la transferencia está controlada por el líquido.

Siempre se tratará que la fase de mayor resistencia sea la fase continua en el aparato de fraccionamiento, ya que es más fácil de controlar.

$$dN_A' \text{ (mol/h)} = K_y (y - y^*) dS = K_y a (y - y^*) dV = K_y a (y - y^*) S_o dZ = G' dy \quad [G' \text{ (mol/h)}]$$

$$Z = \frac{G'}{K_y a S_o} \int \frac{dy}{y - y^*} = \frac{G}{K_y a} \int \frac{dy}{y - y^*} \quad [G \text{ (mol/h m}^2\text{)}]$$

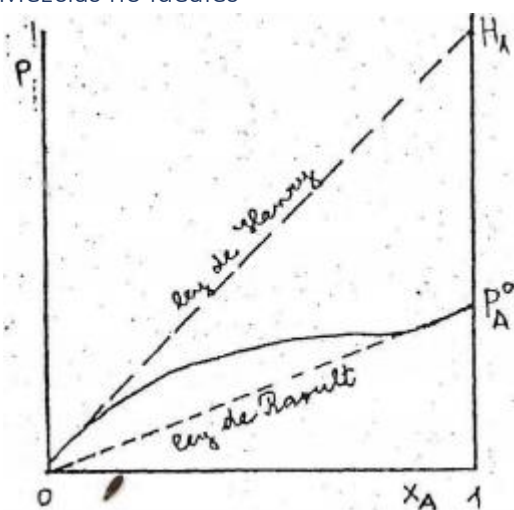
Absorción / Desorción

Relaciones de equilibrio

Mezclas ideales, ley de Raoult

$$\left. \begin{aligned} p_A^* &= x_A p_A^o \\ p_A &= y_A p_T \end{aligned} \right\} \quad y_A = \frac{p_A^o}{p_T} x_A = K_A x_A$$

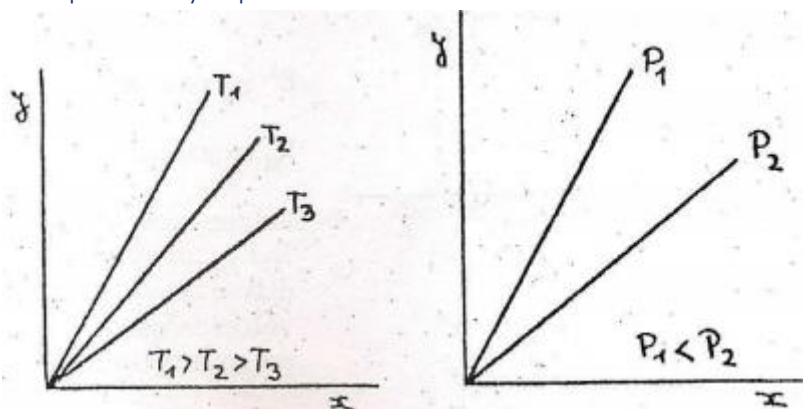
Mezclas no ideales



Ley de Henry:

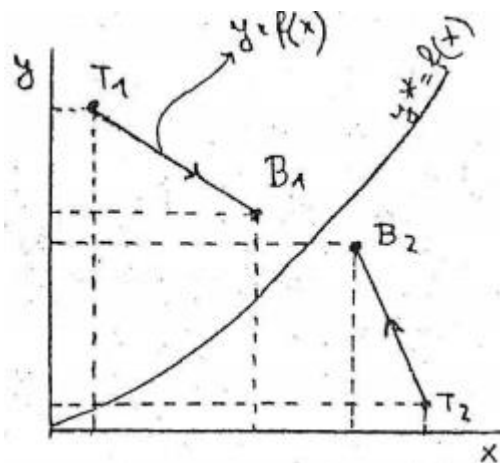
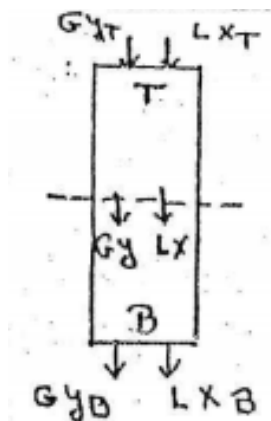
$$p_A^* \approx H_A x_A \Rightarrow y_A = \frac{H_A}{p_T} x_A \quad H_A = f(\text{conc.}, t, p_T)$$

Efectos de la temperatura y la presión



Contactado por etapas

Cocorrente



El balance de masa indica que:

$$G y_T + L x_T = G y + L x$$

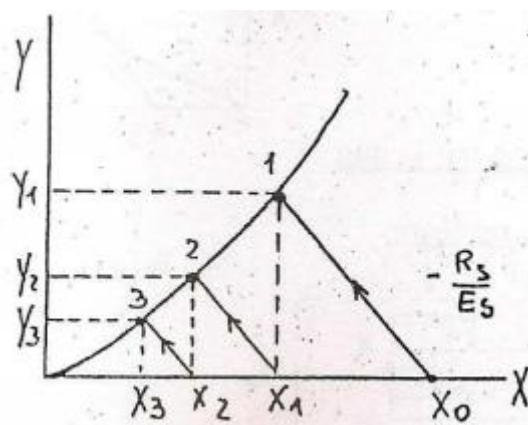
$$y = -\frac{L}{G}x + \left(y_T + \frac{L}{G}x_T\right)$$

$$y = -\frac{L}{G}x + \left(y_B + \frac{L}{G}x_B\right)$$

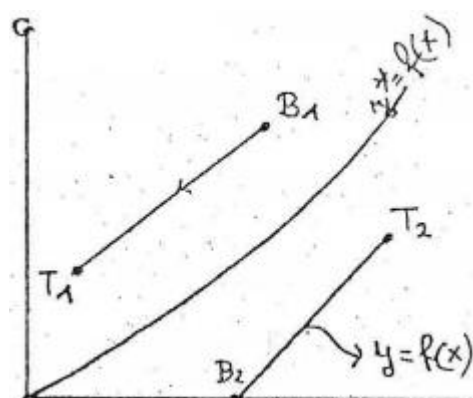
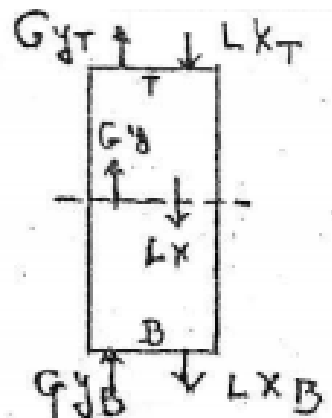
$$\frac{y_T - y}{x_T - x} = -\frac{L}{G}$$

No tiene sentido operar con multietapas en cocorrente ya que, teóricamente, después de la primera etapa se 'alcanza' el equilibrio.

Corrientes cruzadas



Contracorriente

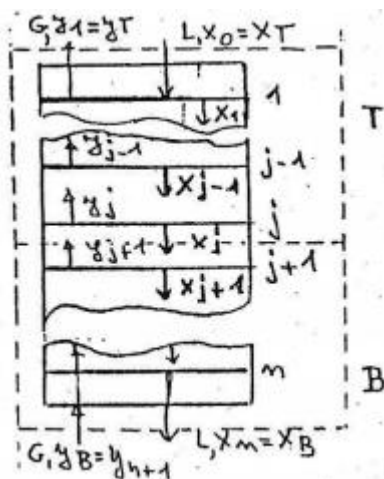


El balance de masa indica que:

$$y = \frac{L}{G}x + (y_T - \frac{L}{G}x_T)$$

$$y = \frac{L}{G}x + (y_B - \frac{L}{G}x_B)$$

$$\frac{y_T - y}{x_T - x} = \frac{L}{G} = \frac{R}{E}$$



Balance para la región B:

$$G y + L x_j = G y_{j+1} + L x_B$$

$$y_{j+1} = \frac{L}{G}x_j + y_B - \frac{L}{G}x_B$$

Para la región T:

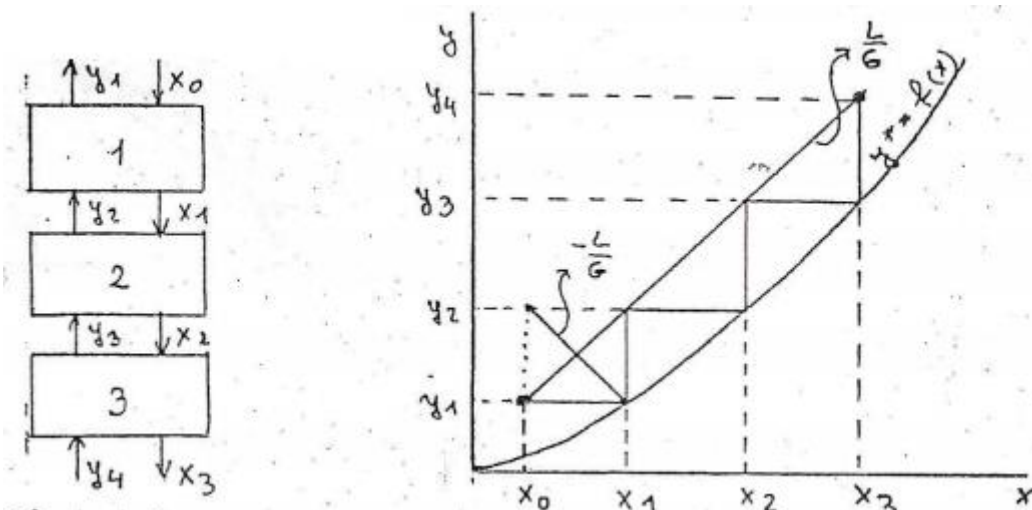
$$y_{j+1} = \frac{L}{G}x_j + y_T - \frac{L}{G}x_T$$

Etapas ideales

Un equipo de transferencia de materia tiene el poder separador de una etapa ideal cuando las corrientes que abandonan dicha etapa se encuentran en equilibrio. Gráficamente se visualiza cuando la recta que representa el balance de masa se encuentra con la curva de equilibrio.

Determinación del número de etapas ideales

- Método de Mc Cabe / Thiele



- Método de Lewis

Consiste en ir planteando analíticamente los balances de masa de cada etapa de contactado, junto con la ecuación del equilibrio.

$$\begin{cases} G(y_{j+1} - y_j) = L(x_j - x_{j-1}) \\ y_j = y_j^*(x_j) \end{cases}$$

De un balance se despejan los datos necesarios para el siguiente balance.

- Método de Kremser

Basado en las siguientes suposiciones:

$$\begin{cases} y^* = m x ; m = \text{cte} \\ \text{solución diluida; } L/G = \text{cte} \end{cases}$$

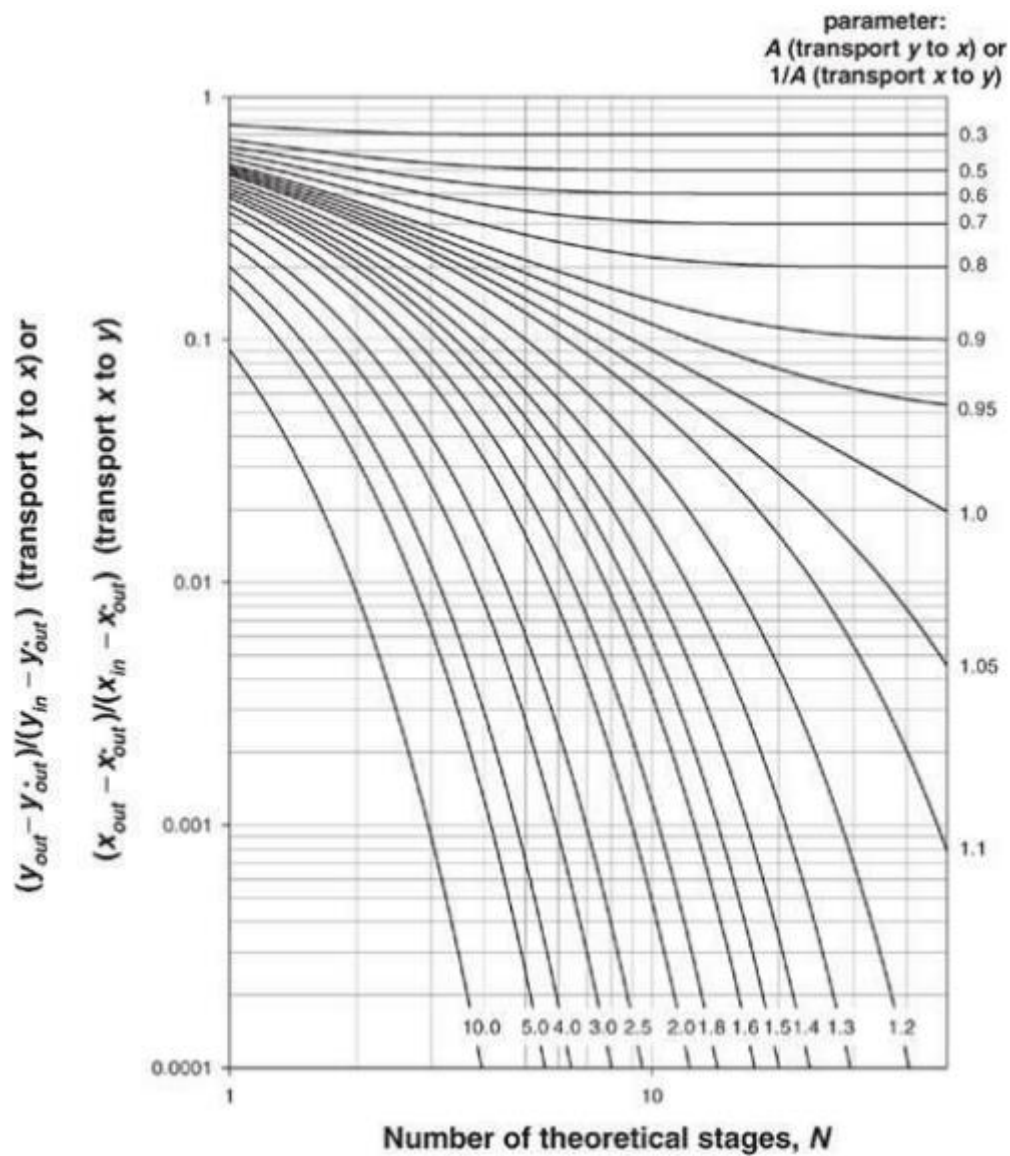
Plantea el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\left. \begin{aligned} \text{Relación de operación: } y_{j+1} &= \frac{L}{G} x_j + y_T - \frac{L}{G} x_T \\ \text{Relación de equilibrio: } y^* &= m x \\ \text{Factor de absorción: } A &= \frac{L}{m G} \\ \text{Balance para el equipo: } G(y_B - y_T) &= L(x_B - x_T) \end{aligned} \right\}$$

Y se llega a los siguientes parámetros

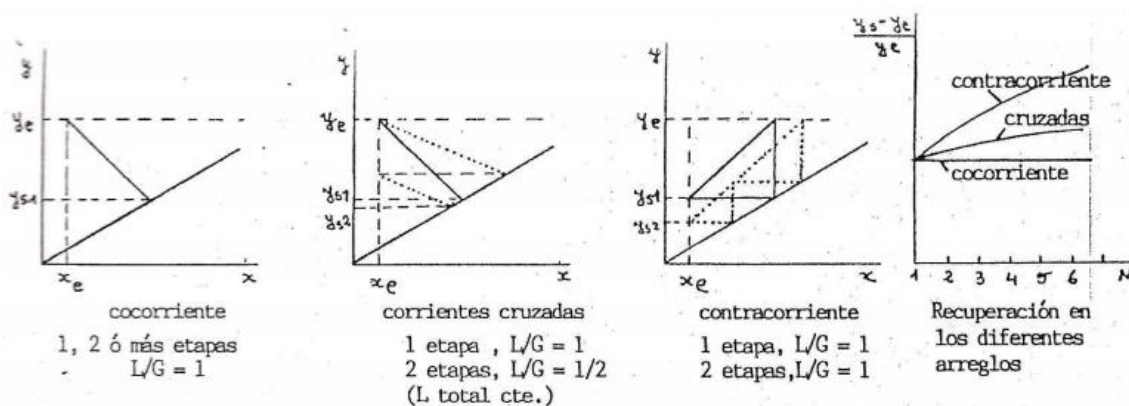
$$\phi = \frac{y_B - y_T}{y_B - m x_T} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1}$$

$$N = \frac{\ln \left[\frac{y_B - m x_T}{y_T - m x_T} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\ln A}$$



En el caso del contactado contracorriente y corrientes cruzadas, utilizando igual cantidad de agente separador se logra una mejor separación al aumentar el número de etapas.

El sistema multietapas en contracorriente es el más eficiente.



Soluciones concentradas

Se utilizan bases inertes, G_s y L_s , junto con las relaciones molares que las acompañan.

$$Y_A = \frac{\text{moles de A}}{\text{mol de } G_s} \quad X_A = \frac{\text{moles de A}}{\text{mol de } L_s}$$

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad X = \frac{x}{1-x} \quad y = \frac{Y}{1+Y} \quad x = \frac{X}{1+X}$$

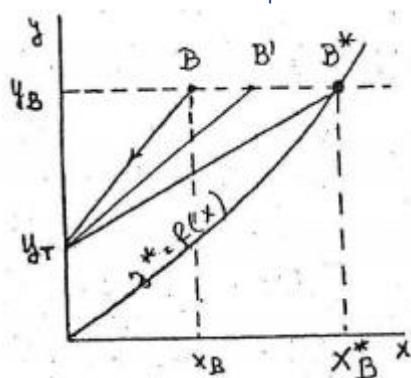
$$G_s = G(1-y) = \text{cte} \quad L_s = L(1-x) = \text{cte}$$

$$G y = G_s Y \quad L x = L_s X$$

$$y^* = m x \quad Y^* = \frac{m X}{1 - (m-1)X}$$

Condiciones límites de operación

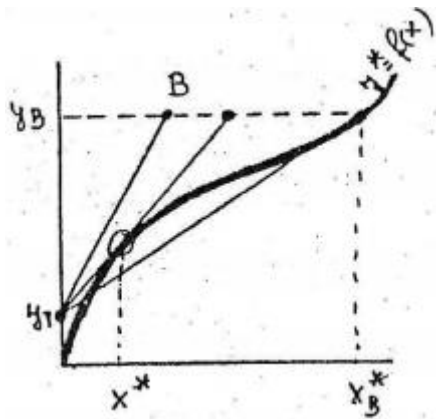
Caudal mínimo de líquido



$$G (y_B - y_T) = L (x_B - x_T)$$

$$G (y_B - y_T) = L_{\min} (x_B^* - x_T)$$

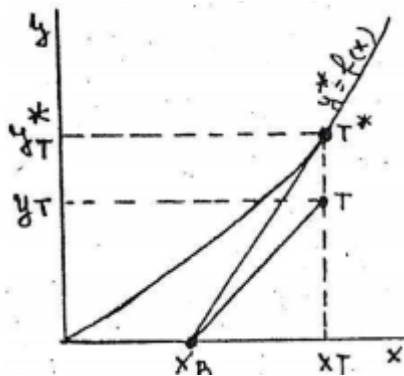
$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_B - y_T}{x_B^* - x_T}$$



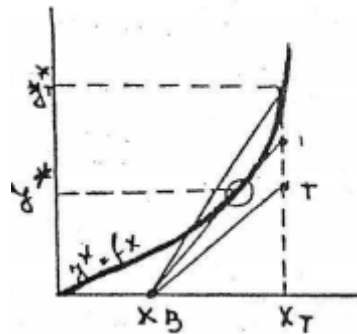
$$L = \beta L_{\min}$$

$$1,25 \leq \beta \leq 1,50$$

Caudal mínimo de gas



$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\max} = \frac{L}{G_{\min}} = \frac{y_T^* - y_B}{x_T - x_B}$$



Eficiencia

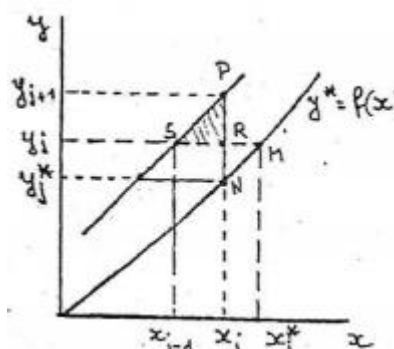
Dado que en la práctica se alcanza el equilibrio entre las corrientes que abandonan una etapa, hay que distinguir entre etapas reales y teóricas. A este efecto se definen varias eficiencias de etapa:

Eficiencia global

$$E_g = \frac{N^{\circ} \text{ de etapas teóricas}}{N^{\circ} \text{ de etapas reales}}$$

Eficiencia de Murphree

Esta eficiencia se puede aplicar tanto para el líquido como para el gas.



$$E_{MG} = \frac{y_{j+1} - y_j}{y_{j+1} - y_j^*(x_j)} = \frac{PR}{RN} \quad E_{ML} = \frac{x_j - x_{j-1}}{x_j^*(y_j) - x_{j-1}} = \frac{RS}{MS}$$

Eficiencia puntual

$$E' = \frac{y'_{j+1} - y'_j}{y'_{j+1} - y'^*(x'_j)}$$

E' se relaciona con E_g mediante correlaciones, gráficos, etc.

La eficiencia depende en forma compleja de las propiedades físicas (temperatura, presión, composición, densidad, viscosidad, difusividad, tensión superficial), de factores hidrodinámicos (pérdida de carga, velocidades del líquido y del gas) y de otros factores tales como la turbulencia, tamaño de gota o burbuja, tiempo de contacto, formación de espuma, etc.

Determinación del número real de etapas

- Si se conoce la eficiencia global, entonces se cuentan etapas teóricas con Mc Cabe / Thiele y se calculan luego las etapas reales.
- Si se conoce la eficiencia de Murphree se construye una curva de pseudo-equilibrio entre la recta de operación y el equilibrio, transformando la eficiencia en 'distancia para llegar al equilibrio' (cuanto menor sea la eficiencia, más lejos se encontrará la pseudo-curva del equilibrio real). Luego se cuentan etapas con Mc Cabe / Thiele entre la recta de operación y el pseudo-equilibrio.
- En el método de Lewis se obtiene directamente las etapas reales si se reemplaza la relación de equilibrio por las siguientes expresiones, dependiendo si se calculan las etapas 'hacia arriba' o 'hacia abajo':

$$y_j = y_{j+1} - E_{MG} (y_{j+1} - y_j^*)$$

$$x_j = x_{j-1} + E_{ML} (x_j^* - x_{j-1})$$

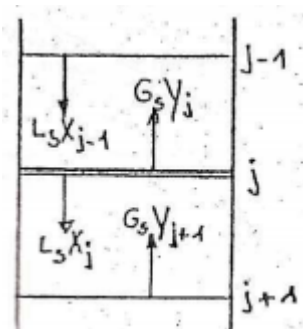
Absorción no isotérmica

Método simplificado

Suposiciones

$$\begin{cases} \text{capacidad térmica del gas despreciable} \\ L \cong L_s \quad ; \quad c_L \cong c_{Ls} \end{cases}$$

Se plantean entonces los balances de masa y energía para una etapa j



Transferencia de materia en la etapa j:

$$N_A = L_s (X_j - X_{j-1}) = G_s (Y_{j+1} - Y_j)$$

Transferencia de calor en la etapa j:

$$N_A q_a = L c_L (T_j - T_{j-1})$$

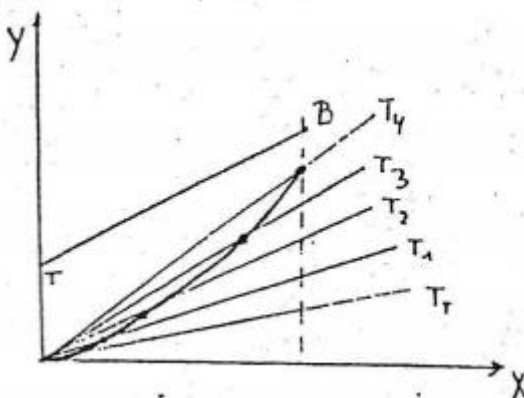
Combinando ambas ecuaciones:

$$q_a (X_j - X_{j-1}) = c_{L_s} (T_j - T_{j-1})$$

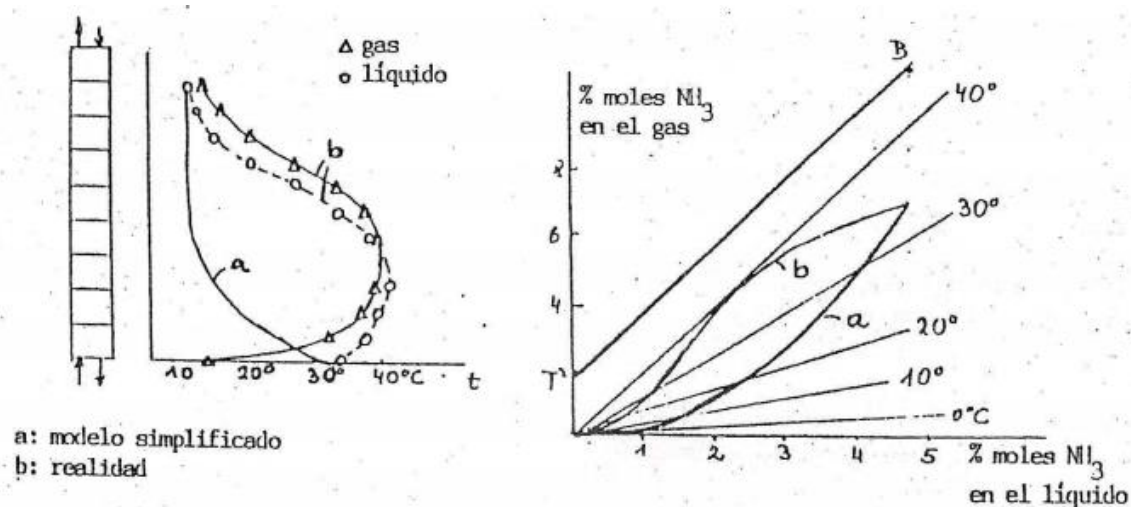
$$\therefore T_j = T_{j-1} + \frac{q_a}{c_{L_s}} (X_j - X_{j-1})$$

Es posible entonces construir una curva de equilibrio que tenga en cuenta la variación de la temperatura a lo largo del equipo y aplicar el método de McCabe y Thiele para resolverlo. Partiendo de un punto conocido:

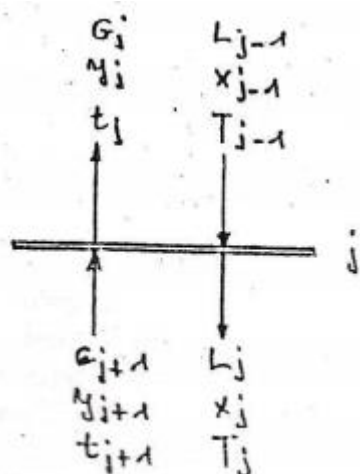
$$T = T_T + \frac{q_a}{c_{L_s}} (X - X_T)$$



Cuando se opera con solventes volátiles, a altas presiones o con sustancias muy solubles, deben utilizarse métodos más rigurosos:



Método generalizado



Balance total:

$$G_{j+1} + L_{j-1} = G_j + L_j$$

Balance para el componente que se transfiere:

$$(G y)_{j+1} + (L x)_{j-1} = (G y)_j + (L x)_j$$

Balance entálpico:

$$(G H_G)_{j+1} + (L H_L)_{j-1} = (G H_G)_j + (L H_L)_j$$

Del concepto de etapa teórica:

$$y_j = y_j^* = f(T_j, x_j)$$

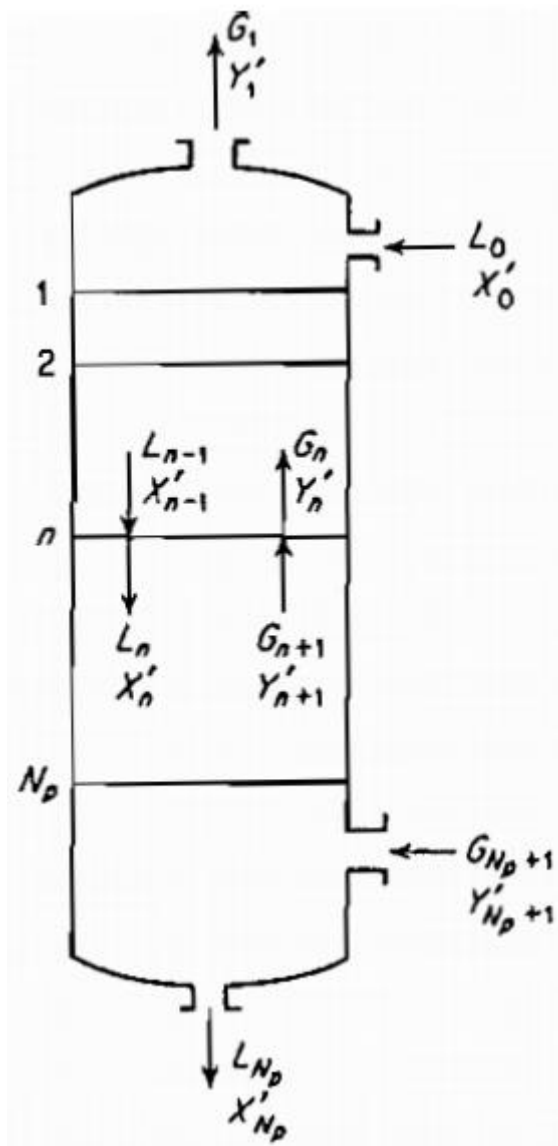
$$t_j = T_j$$

Además, se pueden definir las entalpías del gas y del líquido como:

$$H_G = f(t, y) = (1 - y)c_B (t - t_{ref}) + y \cdot c_{gA} (t - t_{ref}) + y\lambda$$

$$H_L = f(T, x) = (1 - x)c_{Ls} (T - t_{ref}) + x c_{lA} (T - t_{ref}) + \Delta H_s$$

Absorción multicomponentes



Como se pueden transferir todos los componentes dentro de las corrientes, no existe un caudal de inerte que se pueda utilizar como constante a lo largo de la torre. Es cómodo entonces definir todas las composiciones de gas y de líquido en relación con las composiciones de entrada. Así, definimos las composiciones del plato \$n\$ como:

$$X'_n = \frac{\text{moles component in } L_n/\text{time}}{L_0} = \frac{x_n L_n}{L_0}$$

$$Y'_n = \frac{\text{moles component in } G_n/\text{time}}{G_{N_p+1}} = \frac{y_n G_n}{G_{N_p+1}}$$

Considerando que la torre operará como absorbedora, se pueden plantear los balances de masa para cada compuesto en cada plato.

$$L_0(X'_n - X'_{n-1}) = G_{N_p+1}(Y'_{n+1} - Y'_n)$$

Suponiendo que el plato trabaja como una etapa ideal, entonces las concentraciones de salida están en equilibrio:

$$y_n = m_n x_n$$

Y escribiendo el equilibrio en función de las concentraciones definidas anteriormente:

$$Y'_n \frac{G_{N_p+1}}{G_n} = m_n X'_n \frac{L_0}{L_n}$$

Se puede hacer lo mismo para el plato $n - 1$, llegando a la siguiente expresión:

$$Y'_{n-1} \frac{G_{N_p+1}}{G_{n-1}} = m_{n-1} X'_{n-1} \frac{L_0}{L_{n-1}}$$

Metiendo estas expresiones en el balance de masa y reubicando se llega a:

$$Y'_n = \frac{Y'_{n+1} + A_{n-1} Y'_{n-1}}{1 + A_n}$$

Donde $A_n = L_n/m_n G_n$ y $A_{n-1} = L_{n-1}/m_{n-1} G_{n-1}$. Éstos son los factores de absorción.

Si se tiene una torre de un único plato, entonces las expresiones quedan como:

$$Y'_1 = \frac{Y'_2 + A_0 Y'_0}{1 + A_1}$$

$$Y'_0 = m_0 X'_0 \frac{L_0}{L_0} \frac{G_0}{G_{N_p+1}} = \frac{m_0 X'_0 G_0}{G_{N_p+1}}$$

$$A_0 Y'_0 = \frac{L_0}{m_0 G_0} \frac{m_0 X'_0 G_0}{G_{N_p+1}} = \frac{L_0 X'_0}{G_{N_p+1}}$$

$$Y'_1 = \frac{Y'_2 + L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{1 + A_1}$$

Si la torre tiene dos platos, en cambio, se llega a la siguiente expresión:

$$Y'_2 = \frac{(A_1 + 1)Y'_3 + A_1 L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 + A_2 + 1}$$

Y con tres platos:

$$Y'_3 = \frac{(A_1 A_2 + A_2 + 1)Y'_4 + A_1 A_2 L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 A_3 + A_2 A_3 + A_3 + 1}$$

Ahora, generalizando el ejemplo para una torre con N_p platos, se llega a la siguiente expresión:

$$Y'_{N_p} = \frac{(A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p-1} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p-1} + \cdots + A_{N_p-1} + 1) \times Y'_{N_p+1} + A_1 A_2 \cdots A_{N_p-1} L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1}$$

El próximo paso es eliminar el Y'_{N_p} , que es una composición interna de la torre. Para ello, planteamos un balance global del componente:

$$L_0(X'_{N_p} - X'_0) = G_{N_p+1}(Y'_{N_p+1} - Y'_1)$$

Y con su relación de equilibrio:

$$Y'_{N_p} = m_{N_p} X'_{N_p} \frac{L_0}{L_{N_p}} \frac{G_{N_p}}{G_{N_p+1}} = \frac{L_0 X'_{N_p}}{A_{N_p} G_{N_p+1}}$$

Resolviendo las ecuaciones, se llega a la siguiente expresión:

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \frac{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p}}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1} - \frac{L_0 X'_0}{G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}} \frac{A_2 A_3 A_4 \cdots A_{N_p} + A_3 A_4 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1}$$

De manera similar, para una torre desorbedora, se llega a la siguiente expresión:

$$\frac{X'_0 - X'_{N_p}}{X'_0} = \frac{S_1 S_2 \cdots S_{N_p} + S_1 S_2 \cdots S_{N_p-1} + \cdots + S_1}{S_1 S_2 \cdots S_{N_p} + S_1 S_2 \cdots S_{N_p-1} + \cdots + S_1 + 1} - \frac{G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}}{L_0 X'_0} \frac{S_1 S_2 \cdots S_{N_p-1} + S_1 S_2 \cdots S_{N_p-2} + \cdots + S_1 + 1}{S_1 S_2 \cdots S_{N_p} + S_1 S_2 \cdots S_{N_p-1} + \cdots + S_1 + 1}$$

Para poder utilizar estas ecuaciones, se necesita conocer la relación L/G y la temperatura de cada plato, para poder calcular los factores de absorción o desorción. De manera adicional, si la mezcla no es ideal, se necesitan conocer las composiciones de cada plato para el cálculo de los m .

Como aproximación, se puede asumir que la absorción fraccionaria es la misma para cada plato. De esta manera:

$$\frac{G_n}{G_{n+1}} \approx \left(\frac{G_1}{G_{N_p+1}} \right)^{1/N_p}$$

$$G_n \approx G_{N_p+1} \left(\frac{G_1}{G_{N_p+1}} \right)^{(N_p+1-n)/N_p}$$

Y para desorbedoras:

$$L_n \approx L_0 \left(\frac{L_{N_p}}{L_0} \right)^{n/N_p}$$

Si los calores latentes y las capacidades caloríficas de los componentes son similares y se desestima el calor de disolución, entonces el cambio de temperatura es proporcional al caudal de gas absorbido:

$$\frac{G_{N_p+1} - G_{n+1}}{G_{N_p+1} - G_1} \approx \frac{t_{N_p} - t_n}{t_{N_p} - t_0}$$

Y de manera similar para una desorción:

$$\frac{L_0 - L_n}{L_0 - L_{N_p}} \approx \frac{t_0 - t_n}{t_0 - t_{N_p}}$$

Para seguir simplificando las ecuaciones, Edmister definió un factor de absorción efectivo, para desligarse de los factores de cada plato. La ecuación queda como:

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \left(1 - \frac{L_0 X'_0}{A' G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}} \right) \frac{A_E^{N_p+1} - A_E}{A_E^{N_p+1} - 1}$$

$$A' = \frac{A_{N_p} (A_1 + 1)}{A_{N_p} + 1}$$

$$A_E = [A_{N_p}(A_1 + 1) + 0.25]^{0.5} - 0.5$$

Y para desorción, la expresión queda como:

$$\frac{X'_0 - X'_{N_p}}{X'_0} = \left(1 - \frac{G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}}{S' L_0 X'_0} \right) \frac{S_E^{N_p+1} - S_E}{S_E^{N_p+1} - 1}$$

$$S' = \frac{S_1(S_{N_p} + 1)}{S_1 + 1}$$

$$S_E = [S_1(S_{N_p} + 1) + 0.25]^{0.5} - 0.5$$

Procedimiento para diseñar una torre de absorción

- Selección del solvente -> Datos de equilibrio
- Caudal de solvente: Determinado en base al caudal mínimo y a la concentración a la salida del líquido
- Sección de la columna: Determinada en base al caudal total de gas

$$G' \text{ (Kg/h)} = \rho_g S_o v_{\text{opt.}}$$

La velocidad óptima se especifica para cada diseño de plato, para evitar:

- Arrastre de líquido
 - Inundación del plato
 - Lagrimeo
 - Bajo tiempo de contacto
- Números de platos de la columna:
 - Método gráfico de McCabe Thiele
 - Método analítico de Lewis
 - Método de Kremser
- Eficiencias
 - Eficiencia global
 - Eficiencia de Murphree
 - Eficiencia puntual
- Altura de la columna de platos: Depende de:
 - Distancia entre platos
 - Velocidad del gas
 - Propiedades físicas del líquido
- Diseño del plato

Diámetro de torre, ft

4 o menos
4-10
10-12
12-24

Distancia entre platos, in

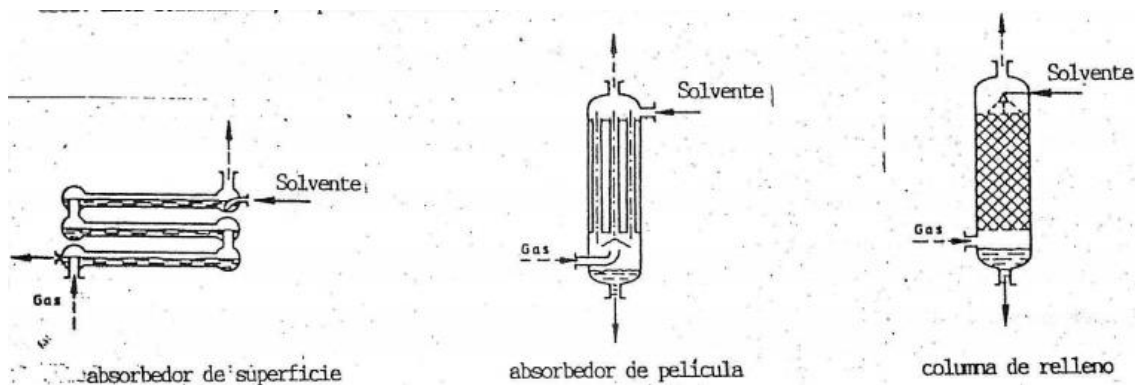
6 in mínimo
18-20
24
30
36

Selección del solvente

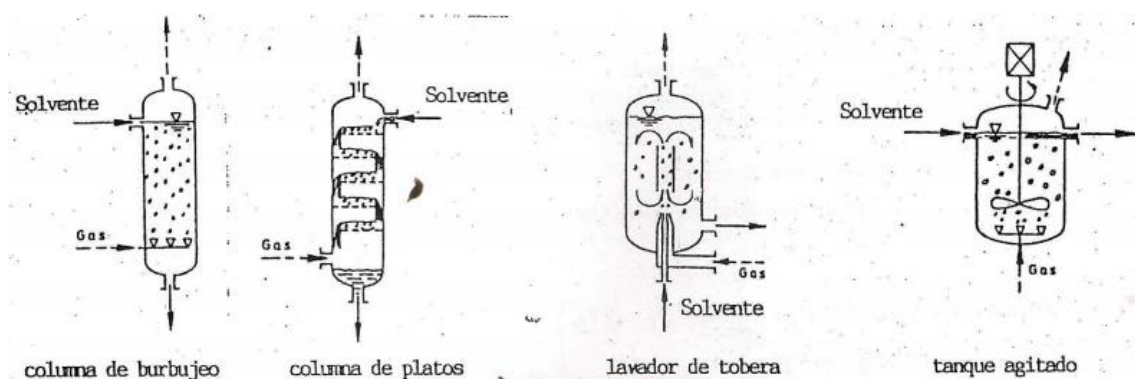
- Costo
- Alta solubilidad del gas
- Selectividad
- Fácil regeneración
- Baja volatilidad (pérdidas y contaminación)
- Baja viscosidad
- No tóxico
- No corrosivo
- Disponibilidad

Equipos de absorción

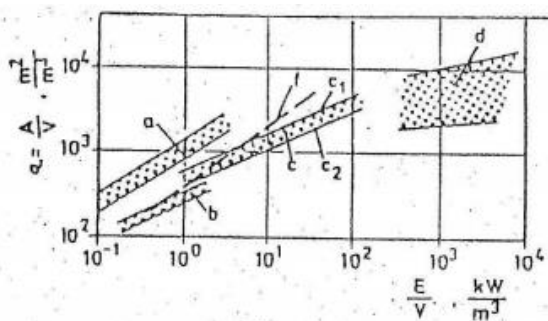
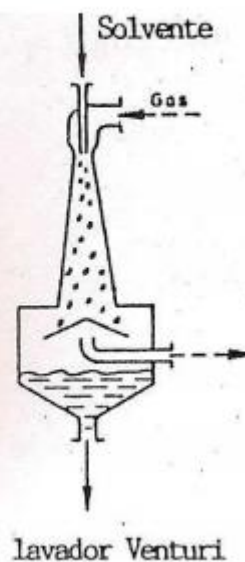
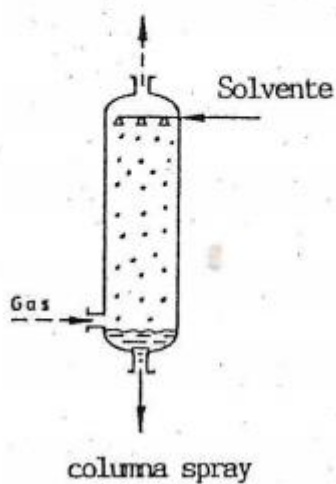
- a) Tanto el gas como el líquido forman fases continuas. Se usan para compuestos de alta solubilidad, líquidos corrosivos, alta relación L/G



- b) El líquido como fase continua. Se utiliza cuando los gases son poco solubles, cuando el control está en la fase líquida o en una absorción química



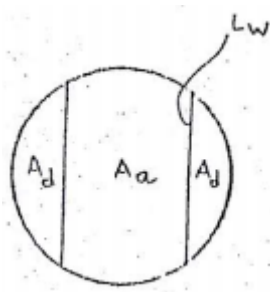
- c) El líquido es dispersado en el gas. Útiles cuando los gases son poco solubles y hay una baja relación L/G



- a lavador de tobera
- b columna de burbujeo
- c columna de relleno en cocorriente
- c₁ anillos Raschig
- c₂ esferas
- d lavador Venturi
- f tanque agitado

Diseño hidráulico de torres de platos

Definiciones



A_d : área del conducto de bajada

A_a : área activa

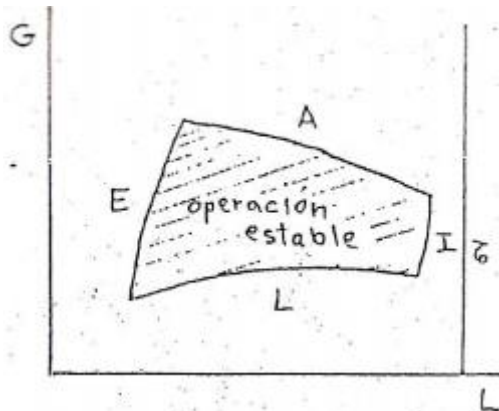
A_t : área total $A_t = A_a + 2A_d$

A_n : área neta $A_n = A_a + A_d = A_t - A_d$

L_w : longitud del rebosadero

t : distancia entre platos

Condiciones operativas



A: inundación por arrastre excesivo

E: arrastre fraccionario

I: inundación líquida

L: lagrimeo. Éste fenómeno sólo importa en platos con orificios

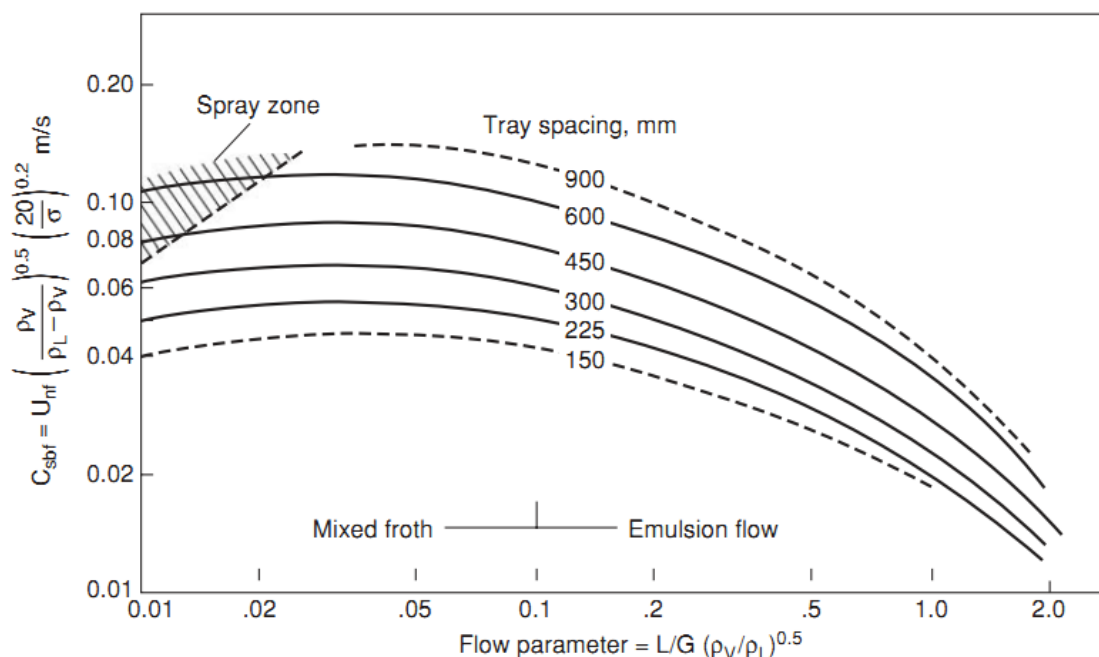
τ : tiempo de residencia, puede condicionar el caudal de líquido máximo

Un plato se diseña por arrastre excesivo, y luego se verifican las otras condiciones limitantes. Usualmente se conocen los caudales operativos y las condiciones operativas (T y P) que permiten determinar las propiedades de los compuestos intervinientes. Para platos existentes, en cambio, se verifican todas las condiciones y se grafican las curvas operativas para ver el rango de utilización.

Diseño

Se elige el espaciado entre platos. Para torres de hasta 1.5 m de diámetro se trabaja con 18'; para torres más grandes suele utilizarse 24'. También existen columnas más pequeñas con un espaciado de tan solo 6'.

Luego, se determina la velocidad neta de inundación U_{nf}

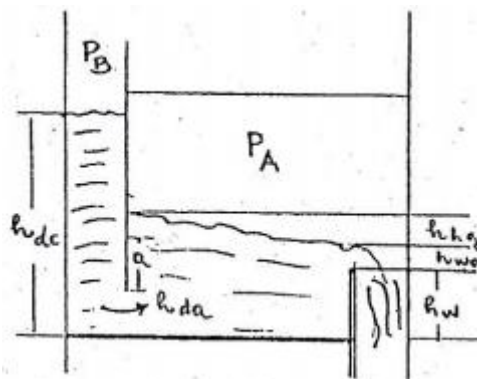


Este gráfico tiene un error de aproximadamente 10% y sólo puede aplicarse a sistemas no espumosos.

A mayor espaciado de platos puede aumentarse el valor del caudal de inundación, pero esto aumenta el tamaño de la torre. En general se suele trabajar con un caudal entre un 70% y un 80% del que se lee del gráfico. Con este valor de caudal operativo se puede obtener el valor del área neta necesaria para el plato ($A_n = Q_{vap}/U_n$). Sabiendo que normalmente el área del downcomer está entre un 10% y un 12% del área neta, se puede calcular entonces el área total del plato.

Determinación de inundación por bajante

Se produce inundación por bajante si la altura de la columna de líquido en el conducto de bajada es insuficiente para impulsar al líquido a través del plato. Haciendo un balance de presiones entre dos platos se llega a la siguiente ecuación:



$$p_B + h_{dc} = p_A + h_w + h_{ow} + h_{hg} + h_{da}$$

$$p_A - p_B = h_t = \text{pérdida de carga total en el plato, } f(L, G)$$

- h_w : altura del rebosadero ($\approx 2''$)
- h_{ow} : cresta del rebosadero, $f(L)$
- h_{hg} : gradiente hidráulico, $f(L, G)$
- h_{dc} : líquido claro en conducto de bajada, $f(L)$
- h_l : altura de líquido claro, $f(L)$
- h_d : pérdida de carga en plato seco, $f(L)$
- h_{da} : pérdida de carga por expansión, $f(L)$
- β : factor de aereación
- U_a : velocidad del vapor en A_a

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{hg} + h_{da}$$

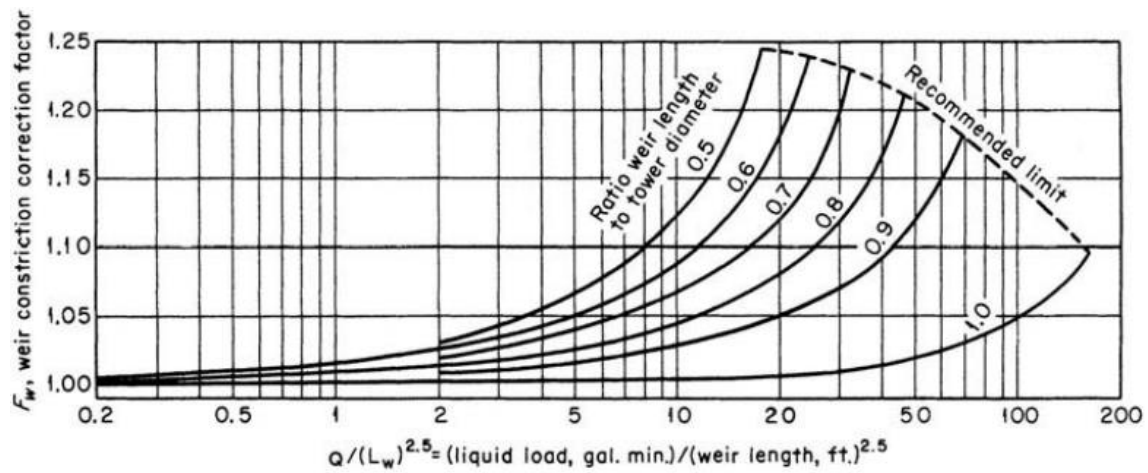
$$h_t = h_d + \beta h_l = h_d + \beta (h_w + h_{ow} + 1/2 h_{hg})$$

En platos de orificios $h_{hg} \approx 0$. En platos con válvulas a veces es importante (dato del fabricante). En platos de campanas este valor se torna muy importante.

h_{ow} depende del diseño del rebosadero. Por ejemplo, para la forma de segmento circular se puede usar la siguiente ecuación:

$$h_{ow} = 664 (q/L_w)^{2/3} F_w$$

q = caudal líquido, m^3/s

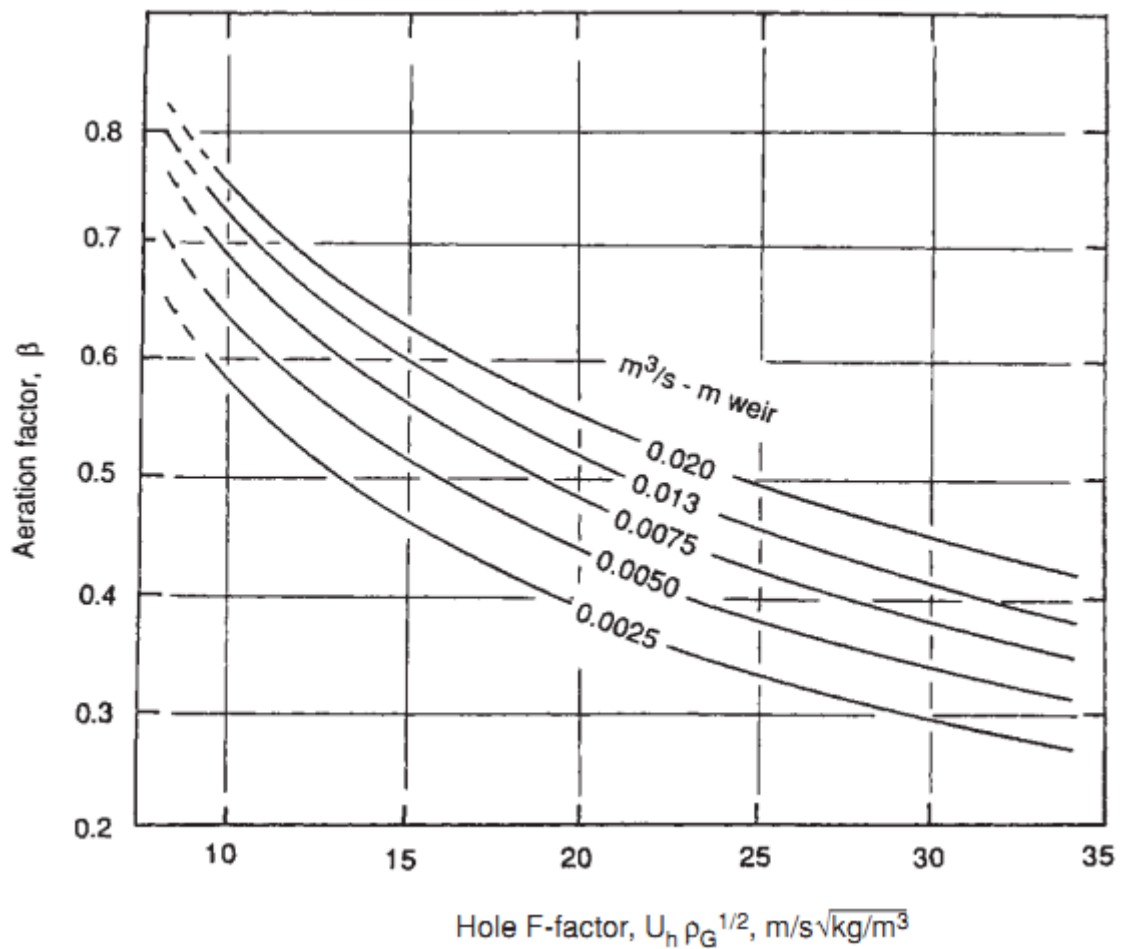


h_d depende del tipo de plato y es función de la velocidad del gas en el orificio, U_h

$$h_d = K_1 + K_2 \frac{\rho_g}{\rho_l} U_h^2$$

La otra parte necesaria para poder calcular h_t es la pérdida de carga a través del líquido aireado (h_1).

$$h_1 = \beta (h_w + h_{ow} + 1/2 h_{hg})$$

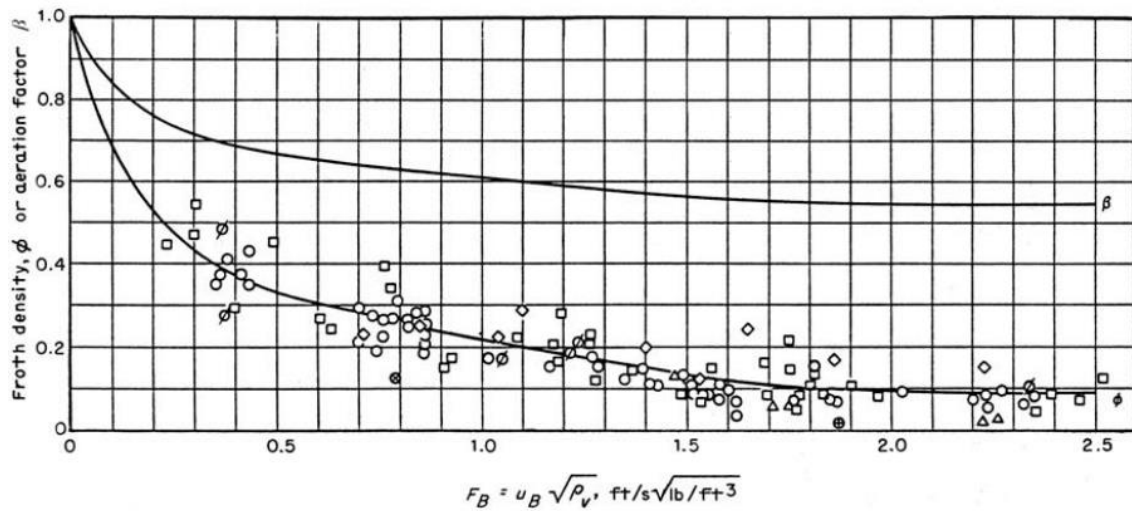


Por último, h_{da} representa la expansión brusca que sufre el líquido al pasar del conducto de bajante al plato en sí. Depende del caudal de líquido y del área disponible para el paso del fluido.

$$h_{da} = 165,2 \left(q/A_{da} \right)^2$$

El último paso es corregir el valor de h_{dc} obtenido por la espuma que puede producir el fluido dentro del conducto de bajante.

$$h'_{dc} = h_{dc}/\phi$$



Si $h'_{dc} \leq t$ entonces el plato no se inunda.

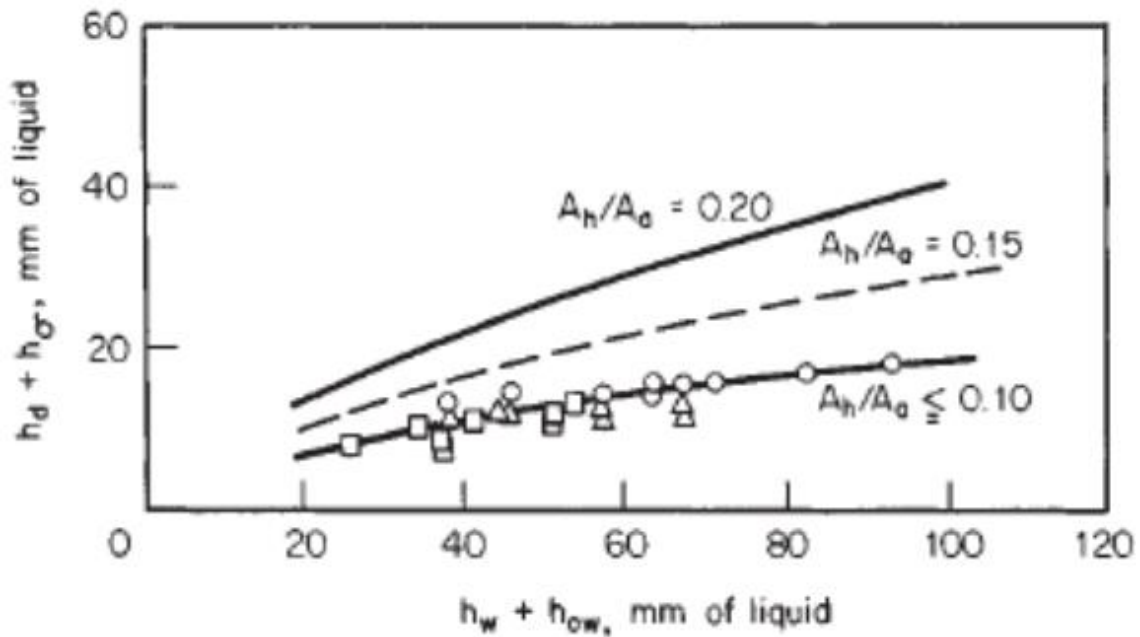
Verificación del tiempo de residencia en conducto de bajada

Asegura que no llegue líquido lleno de burbujas al plato inferior y que se logre una buena transferencia en el plato. EL tiempo de residencia debe ser mayor que 3 o 4 segundos, pero en la práctica se toma como valor seguro 8 segundos.

$$\tau = \frac{A_d \cdot (t + h_w)}{q} \gg 8 \text{ s}$$

Verificación de lagrimeo

Es importante en platos de orificios. El caudal de gas debe ser suficientemente grande para evitar que el líquido gotee por los edificios.



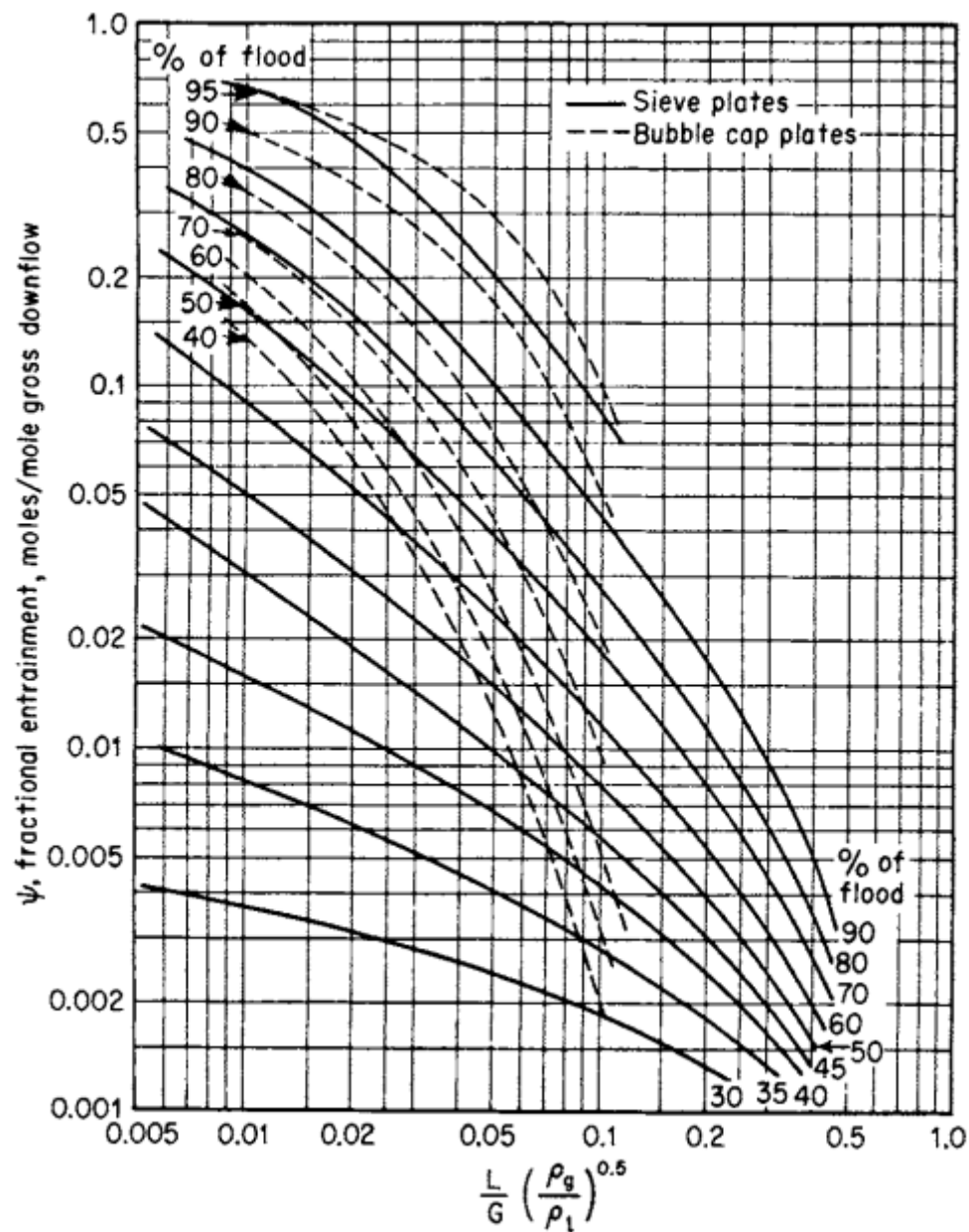
$$h_{\sigma} = 409 \left(\frac{\sigma}{\rho_l} d_h \right)$$

h_g : pérdida de carga debido a la formación de burbujas

Se calculan ambos ejes y se ubica el punto en el gráfico. Si el punto operativo cae por debajo de la curva representativa del plato, entonces hay lagrimeo excesivo. En este caso, en la práctica se pueden tapar algunos orificios para así aumentar la velocidad del gas a través de los orificios libres.

Verificación por arrastre

ψ representa la fracción de líquido acarreada por el vapor hacia un plato superior. Afecta la eficiencia del plato y lleva un líquido de menor volatilidad al plato superior, diluyendo el fraccionamiento allí ocurrido. Generalmente se supone adecuado un arrastre fraccionario de $\psi = 0.1$.



Columnas de relleno

Difusión

En equipos de contactado continuo se tiene transferencia de materia por difusión entre fases. Para una mezcla binaria:

$$N_A = -D_{AB}C \nabla x_A + x_A(N_A + N_B)$$

En caso de contradifusión equimolar (destilación) el segundo término se cancela, mientras que si se trabaja con una difusión unimolecular (absorción) la expresión queda:

$$N_A = -\frac{D_{AB}C \nabla x_A}{1 - x_A}$$

Para sistemas diluidos las expresiones coinciden.

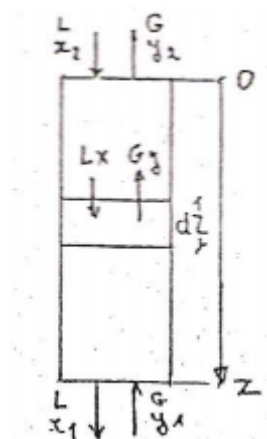
Coeficientes de transferencia de materia

$$N_A = k_y (y_A - y_{Ai})$$

$$N_A = k_x (x_{Ai} - x_A)$$

$$k_y = \frac{D_{AB}C}{\delta}$$

Diseño de torres de relleno



En un diferencial de z se puede plantear un balance de masa:

$$d(Gy) = d(Lx) = N_A a dV = N_A a S_o dZ$$

Y N_A a su vez se puede reemplazar por las expresiones anteriores, llegando por ejemplo a la siguiente ecuación:

$$Z = \int_0^Z dZ = \int_{x_2}^{x_1} \frac{d(Lx)}{K_x a S_o (x^* - x)}$$

Para contradifusión equimolar y para sistemas diluidos se puede suponer que L y G son constantes. Se llega entonces a:

$$Z = \frac{L}{K_x a S_o} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x}$$

$$Z = H_{OL} N_{OL}$$

De manera similar, tomando las distintas maneras de expresar el flujo, se llega a distintas expresiones de Z.

$$Z = H_{OL} N_{OL} = H_{OG} N_{OG} = H_L N_L = H_G N_G$$

‘N’ se llama ‘número de unidades de transferencia’. Expresa la dificultad para lograr la separación: es tanto mayor cuanto mayor sea la diferencia de concentraciones deseada entre la entrada y salida del equipo y cuanto menor sea la fuerza impulsora para la transferencia.

‘H’ es la ‘altura de una unidad de transferencia’. Esto quiere decir que representa la altura de relleno necesario para producir la separación de una unidad de transferencia. Depende del sistema, del relleno y de los caudales. Cuanto menor sea su valor, más eficiente será el relleno.

Determinación del número de unidades de transferencia

- Integración directa

Puede aplicarse cuando para el rango de operación considerado las relaciones de operación y de equilibrio son lineales.

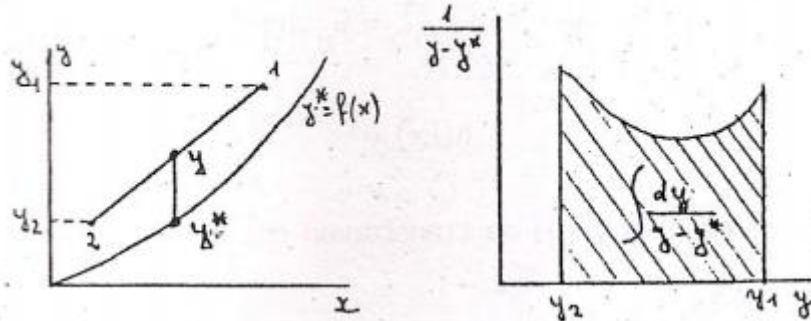
$$\left. \begin{aligned} y^* &= mx + r \\ y &= L/G (x - x_2) + y_2 \end{aligned} \right\} \quad y - y^* = qx + s$$

Se reemplazan estas expresiones en la expresión de N correspondiente y se integra de manera analítica, entre la entrada y salida de la torre:

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{G} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{qx + s} = \frac{L}{Gq} \ln \frac{(qx + s)_1}{(qx + s)_2} = \frac{y_1 - y_2}{(x_1 - x_2)q} \ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{\ln}} \ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2}$$

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{\ln}}$$

- Integración numérica



- Integración numérica

Aplicando el método de trapecios o la regla de Simpson.

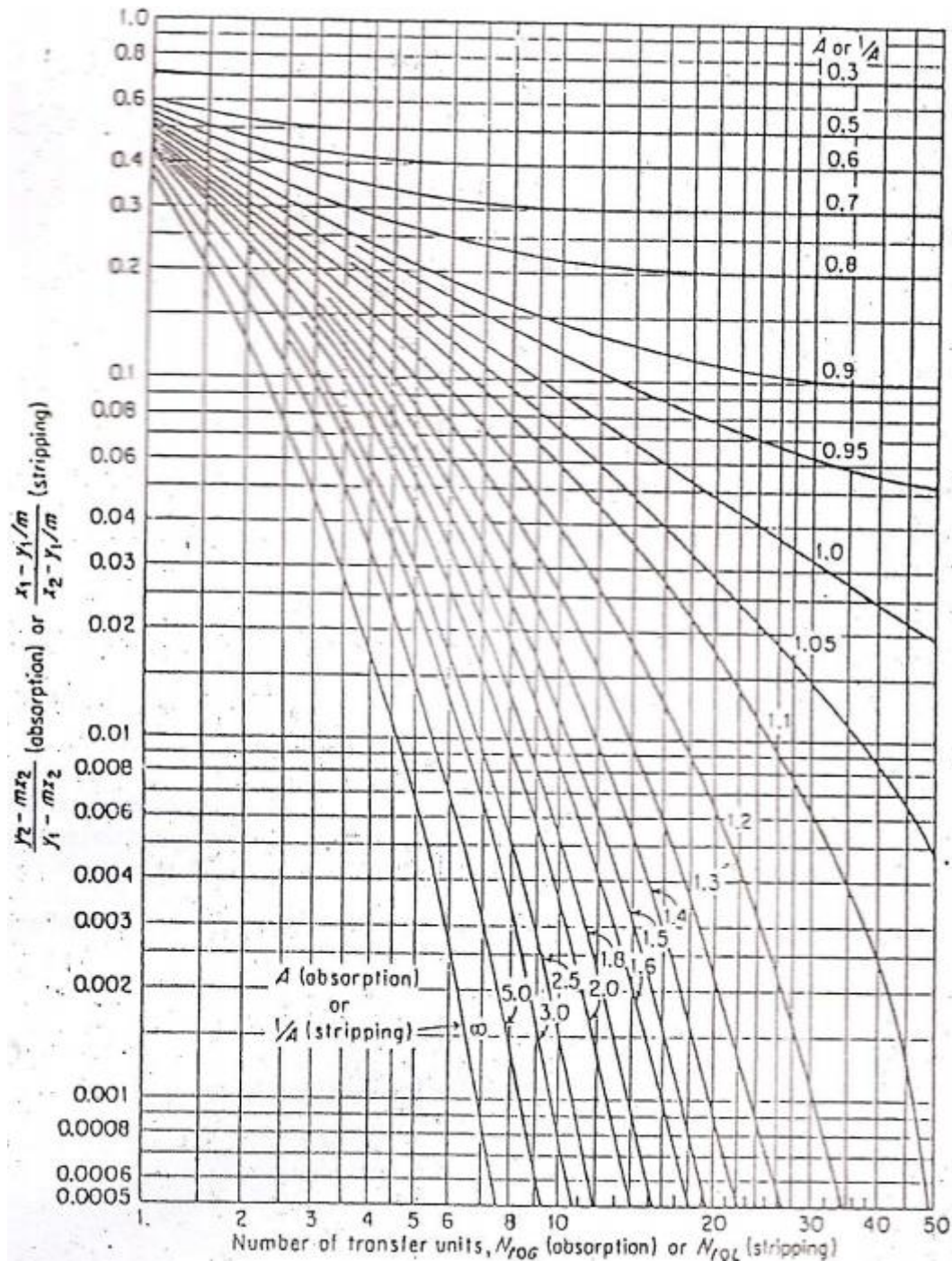
- Método de Baker
- Método de Collburn

Si se cumple con la ley de Henry y la curva de operaciones es recta, entonces se introduce el factor de absorción:

$$A = \frac{L}{m G}$$

Y se obtiene:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - m x_2}{y_2 - m x_2} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$



Sistemas concentrados

En este caso, L y G varían a lo largo de la columna, por lo que no se pueden quitar afuera de la integral como se realizó previamente. Las expresiones quedan de la siguiente manera:

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{L}{K'_x a S_o} \frac{dx}{(1-x)(x^* - x)} \quad [7]$$

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G}{K'_y a S_o} \frac{dy}{(1-y)(y - y^*)}$$

Estas integrales se resuelven gráficamente o numéricamente teniendo en cuenta que L y G varían punto a punto y que los coeficientes de transferencia de materia dependen de las composiciones.

Altura de la unidad de transferencia

Si se conoce el coeficiente de transferencia de materia o el mismo puede ser obtenido a partir de correlaciones, se calcula la altura de la unidad de transferencia directamente:

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a S_o}$$

Si se conocen coeficientes peliculares, en cambio, se podrán obtener los coeficientes globales y luego calcular la altura de la misma manera:

$$K_y = [1/k_y + m/k_x]^{-1} \quad K_x = [1/k_x + 1/(m k_y)]^{-1}$$

También existen gráficos específicos para sistemas y rellenos determinados, que dan la altura en función de los caudales L y G . A su vez, cada fabricante puede aportar directamente los valores, ya que se trata de una determinación experimental.

Altura equivalente de plato teórico

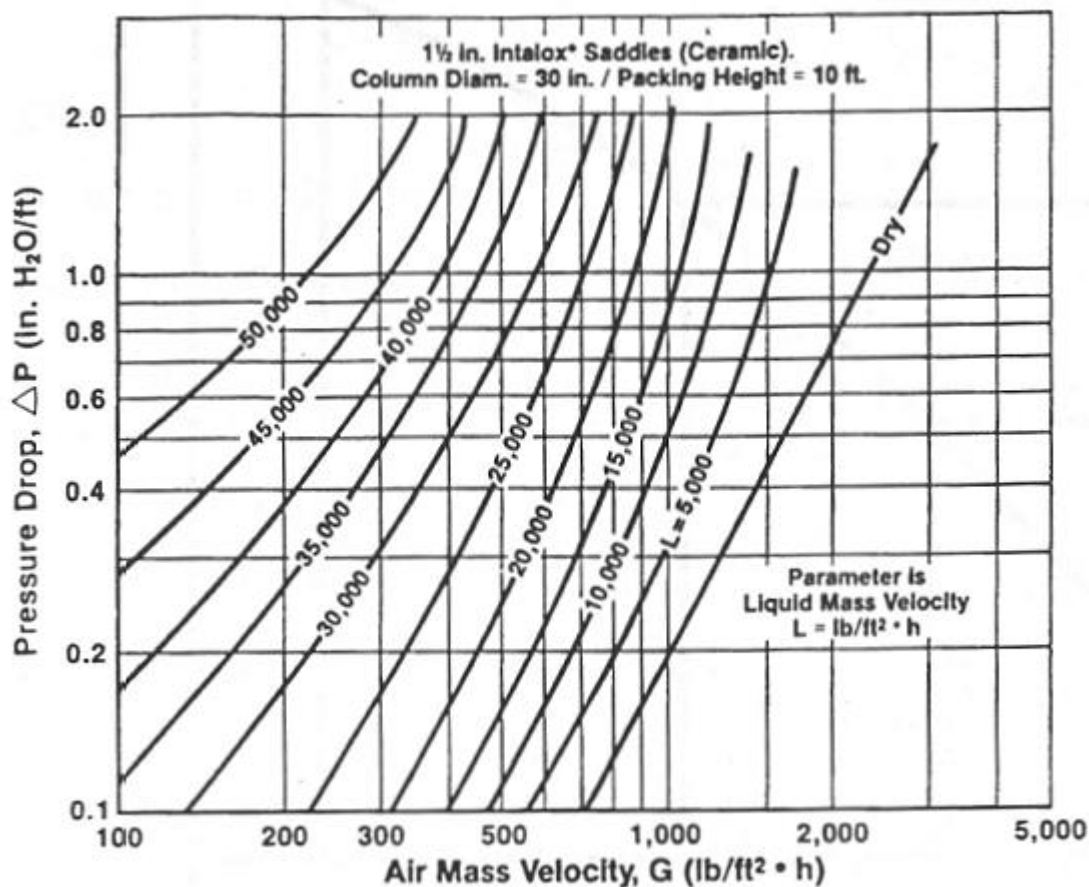
La altura equivalente de un plato teórico equivale a la altura de relleno necesaria para producir un cambio de concentraciones igual al producido por un plato teórico. Este es un dato que permite calcular la altura de la torre como:

$$Z = N_t H_{ETP}$$

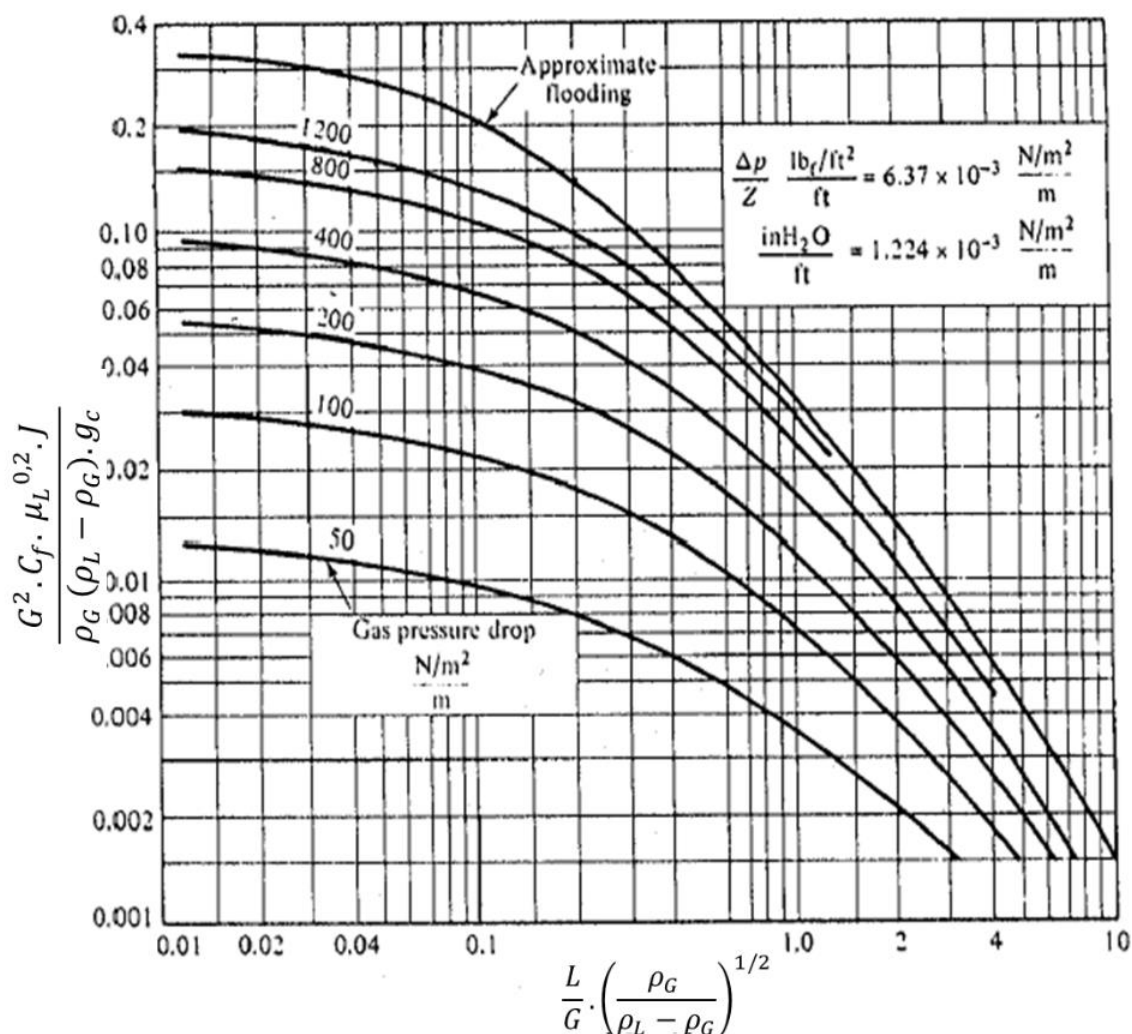
Donde N_t se puede calcular con cualquiera de los métodos vistos para torres con platos.

Diámetro de la columna

Se determina en base al caudal total de gas o vapor que debe circular bajo determinadas condiciones fluidodinámicas. Para un relleno y sistema gas-líquido dado, se determina la pérdida de carga, variando los caudales. Así se obtiene el gráfico de Leva:



Las curvas a distintos caudales de líquido comienzan rectas al aumentar el caudal de gas, para luego entrar en la zona de carga, donde la caída de presión comienza a aumentar más rápidamente. Las curvas entran finalmente en una zona de inundación, donde el gas burbujea sobre el líquido, ofreciendo poca eficiencia para la transferencia de materia. Se suele trabajar entre un 60% y un 80% del caudal de inundación.



El gráfico de Eckert permite realizar una estimación rápida sobre el diámetro de la torre. El gráfico muestra el caudal de inundación en función de los caudales, propiedades físicas de los fluidos y características del relleno. Se diseña para las condiciones más desfavorables (L/G mayores) y se aplica un factor de seguridad sobre el caudal de inundación. Esto permite calcular el diámetro que deberá tener la torre rellena.

Retención y peso de la torre

Existen correlaciones que permiten conocer la retención dinámica y estática de líquido por la torre. Esto ayudará a calcular el peso que la misma debe soportar y con ello la fuerza que deberá soportar la estructura de la torre.

TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density,* kg/m ³	Area, m ² /m ³	% voids	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
					Normal <i>F_p</i> [†]	Dry <i>F_{pd}</i> [‡]	
Metals							
Pall rings	16	510	360	92	256	262	Various
(also Flexi-rings,	25	325	205	94	183	174	
Ballast rings, P-rings)	38	208	130	95	131	91	
	50	198	105	96	89	79	
	90	135	66	97	59	46	
Metal Intalox (IMTP)	25	224	207	97	134	141	Koch-Glitsch [Sulzer, Amistco, Rauschert, Montz] [§]
[also I-rings, AHPP,	40	153	151	97	79	85	
RSMR, MSR] [§]	50	166	98	98	59	56	
	70	141	60	98	39	—	
Nutter rings	#0.7	177	226	98	—	128	Sulzer
	#1	179	168	98	98	89	
	#1.5	181	124	98	79	66	
	#2	144	96	98	59	56	
	#2.5	121	83	98	52	49	
	#3.0	133	66	98	43	36	
Raschig Super-ring	#0.5	275	250	98	—	—	Raschig
	#0.7	185	175	98	—	—	
	#1	220	160	98	82	—	
	#1.5	170	115	98	59	—	
	#2	155	98	99	49	—	
	#3	150	80	98	36	—	
Cascade mini-rings (CMR)	#1	389	250	96	131	102	Koch-Glitsch
	#1.5	285	190	96	95	—	
	#2	234	151	97	72	79	
	#2.5	195	121	97	62	—	
	#3	160	103	98	46	43	
	#4	125	71	98	33	32	
	#5	108	50	98	26 [†]	—	
Fleximax	#300	—	141	98	85	—	Koch-Glitsch
	#400	—	85	98	56	—	
Jaeger Tripacks (Top-Pak)	#1	223	118	96	85	—	Raschig
	#2	170	75	98	46	—	
VSP	25	352	206	98	105 [†]	—	Raschig
	50	296	112	96	69	—	
Rahn-rings	25	310	215	98	157 [†]	—	Raschig
	38	260	135	97	92 [†]	—	
	50	200	105	98	66 [†]	—	
Hiflow	25	298	203	96	—	—	Rauschert
	50	175	92	98	52	—	
Hy-Pak, K-Pak, AIPR	#1	262	174	97	148	—	Koch-Glitsch, Amistco
	#1.5	180	118	98	95	—	
	#2	161	92	98	85	—	
	#3	181	69	98	52	—	
Raschig rings (1/16 in wall)	19	1500	245	80	722	—	Various
	25	1140	185	86	472	492	
	50	590	95	92	187	223	
	75	400	66	95	105	—	
Ceramics							
Berl saddles	6	900	900	60	—	2950	Various
	13	865	465	62	790	900	
	25	720	250	68	360	308	
	38	640	150	71	215	154	
	50	625	105	72	150	102	
Intalox, Flexi-saddles, Torus-saddles, Novalox	6	864	984	65	—	2720	Various
	13	736	623	71	660	613	
	25	672	256	73	302	308	
	50	608	118	76	131	121	
	75	576	92	79	72	66	
Raschig rings	6	960	710	62	—	5250	Various
	13	880	370	64	1900	1705	
	25	670	190	74	587	492	
	50	660	92	74	213	230	
	75	590	62	75	121	—	
Pall ring	25	620	220	75	350	—	Raschig
	38	540	164	78	180	—	
	50	550	121	78	142	—	
	80	520	82	78	85 [†]	—	

TABLE 14-13 Characteristics of Random Packings (Concluded)

Name	Size, mm, or no. (#)	Bed density* kg/m ³	Area, m ² /m ³	% voids	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
					Normal <i>F_p</i> [†]	Dry <i>F_{pd}</i> [‡]	
Ceramics							
Hiflow rings	38	409	108	83	121	—	Rauschert
	50	405	89	82	95	—	
	70	333	52	86	49	—	
Plastics							
Pall rings	15	95	350	87	320	348	Various
	25	71	206	90	180	180	
	40	70	131	91	131	131	
	50	60	102	92	85	82	
	90	43	85	95	56	39	
Super Intalox, Flexi-saddles, Super-Torus, Novalox	25	83	207	90	131	131	Various
	50	60	108	93	92	85	
	75	48	89	96	59	46	
Cascade mini-rings (CMR)	#1A	53	185	97	98	92	Koch-Glitsch
	#2A	46	115	97	59	—	
	#3A	40	74	98	39	33	
Raschig Super-ring	#0.6	62	205	96	105 [†]	—	Raschig
	#2	55	100	96	49	—	
Ralu-ring	15	80	320	94	230 [†]	—	Raschig
	25	56	190	94	135	—	
	38	65	150	95	80	—	
	50	60	110	95	55	—	
	90	40	75	96	38	—	
	125	30	60	97	30 [†]	—	
Snowflake	—	51	92	97	43	—	Koch-Glitsch
Nor-Pac	25	72	180	92	102	—	NSW
	38	61	144	93	69	—	
	50	53	102	94	46	—	
Tri-Packs (Hacketten)	#1	67	158	93	53 [†]	—	Raschig
	#2	53	125	95	39 [†]	43	
Ralu-Flow	#1	55	165	95	67 [†]	—	Raschig
	#2	54	100	95	38 [†]	—	
Hiflow	25	63	192	92	138	—	Rauschert
	50	59	110	93	66	—	
	90	34	65	97	30	—	
Lanpac	90	67	148	93	46	—	Lantec
Impac	#3	83	213	91	49	—	
Tellerettes	25	112	180	87	—	131	Ceilcote
	50	59	125	93	—	—	

*Values are approximate and may not be consistent. Actual number depends on wall thickness and material.

[†]Packing factor F_p , from Kister, *Distillation Design*, McGraw-Hill, 1992; Kister, Larson, and Gill, paper presented at the Houston AIChE meeting, March 19–23, 1995; Strigle, *Packed Tower Design and Applications*, 2d ed., Gulf Publishing Co., Houston, Tex., 1994; Kister et al., in *Distillation 2007*, Topical Conference Proceedings, 2007 AIChE Spring National Meeting, Houston, Tex.

[‡]Dry packing factor F_{pd} from Robbins, *Chem. Eng. Progr.*, **87**(1), 19 (1990).

[§]The bracketed packings are similar to, but not the same as, the Koch-Glitsch IMTP. Some of them have holes that the IMTP do not have, and others have sizes that are different and are made by different dies.

^{††}Packing factor supplied by packing vendor.

Vendors: Koch-Glitsch LLP, Wichita, Kansas; Raschig GmbH, Ludwigshafen/Rhein, Germany; Sulzer Chemtech Ltd., Winterthur, Switzerland; Rauschert Verfahrenstechnik GmbH, Steinwiesen, Germany; Amistco Separation Products Inc., Alvin, Texas; Julius Montz GmbH, Hilden, Germany; Ceilcote Co., Berea, Ohio; NSW Corp., Roanoke, Virginia; Lantec Products Inc., Agoura Hills, California.

Destilación de mezclas binarias

Relaciones de equilibrio

- Ley de Raoult:

$$\left. \begin{aligned} p_A &= p_{vA} x_A \\ p_B &= p_{vB} (1 - x_A) \end{aligned} \right\} p_T = p_A + p_B$$

- Ley de Dalton:

$$y_A = p_A / p_T \quad y_A = (p_{vA} / p_T) x_A = K_A x_A$$

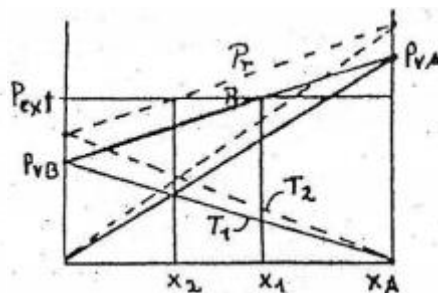
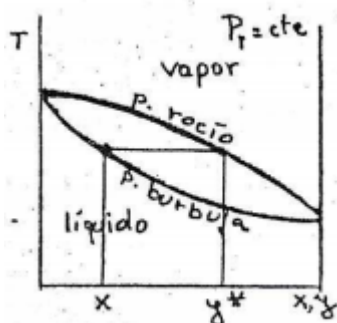
$$K_A = f(p_T, T)$$

$$y_A^* = \frac{p_{vA} x_A}{p_{vA} x_A + p_{vB} (1 - x_A)}$$

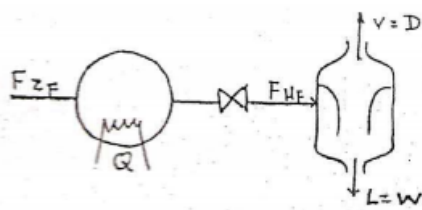
- Volatilidad relativa:

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B} = \frac{p_{vA}}{p_{vB}} = f(T, p_T) \quad \alpha = \frac{y_A / (1 - y_A)}{x_A / (1 - x_A)}$$

$$y_A^* = \frac{x_A \alpha}{1 + (\alpha - 1) x_A}$$



Destilación flash o de equilibrio



$$F = L + V = W + D \quad (1)$$

$$F z_F = D y_D + W x_W \quad (2)$$

$$q = L/F \quad L = q F; \quad V = (1-q) F$$

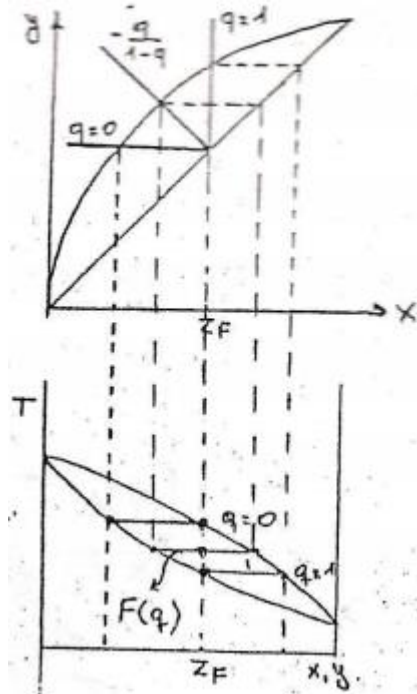
$$F z_F = (1-q) F y_D + q F x_W \quad (3)$$

$$y_D = y^*(x_W)$$



Armado de la recta de operación

Recta q



de (1) y (2):
$$\frac{y_D - z_F}{x_W - z_F} = -\frac{W}{D}$$

de (3):
$$y_D = -\frac{q}{1-q} x_W + \frac{z_F}{1-q}$$
 para $\begin{cases} x_W = z_F \\ y_D = z_F \end{cases}$

$W = 0 ; q = 0$ vapor saturado
 $D = 0 ; q = 1$ líquido saturado

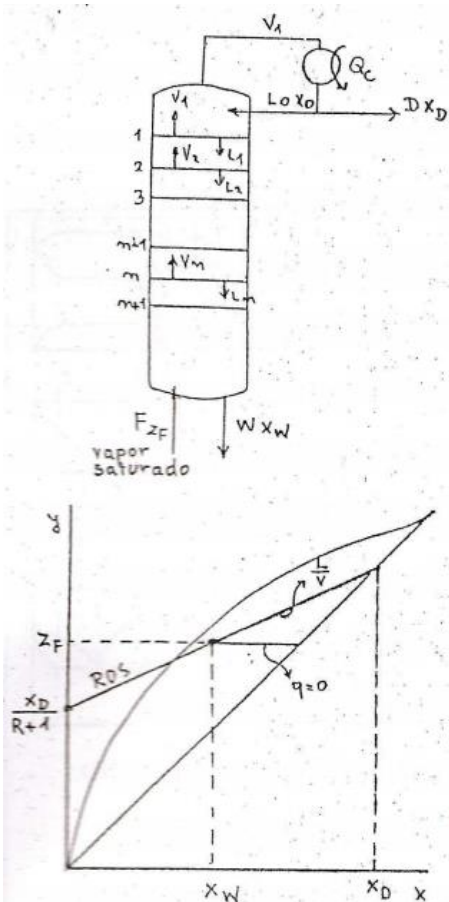
Planteando el balance entálpico se llega a otra expresión de la recta q

$$F H_F = D H_D + W H_W$$

$$F H_F = (1-q)F H_D + qF H_W$$

$$q = \frac{H_D - H_F}{H_D - H_W}$$

Rectificación



$$F = D + W$$

$$F z_F = W x_W + D x_D$$

$$F z_F - W x_W = D x_D = V_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n$$

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

$$\left. \begin{array}{l} \text{Si } L_0 = L_1 = L_2 = L_n = \dots = W \\ \text{y } V_1 = V_2 = V_3 = V_{n+1} = \dots = F \end{array} \right\} \frac{L}{V} = \text{cte.}$$

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \quad \text{Recta de operaciones superior ROS}$$

$$\text{para } \begin{cases} x_n = x_D \\ y_{n+1} = x_D \end{cases}$$

$$L/V = R_1 = \text{reflujo interno}$$

$$L_0/D = L/D = R_2 = \text{reflujo externo}$$

$$y_{n+1} = R_1 x_n + (1 - R_1) x_D$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad \text{para } \begin{cases} x_n = 0 \\ y_{n+1} = \frac{x_D}{R+1} \end{cases}$$

Suposiciones simplificantes para que \$L = \text{cte}\$ y \$V = \text{cte}\$.

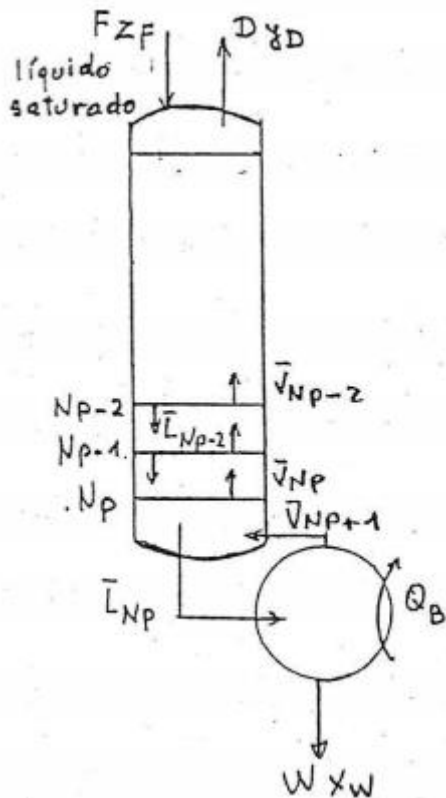
$$\lambda_A = \lambda_B$$

$$Q_p = 0$$

$$\Delta H_s = 0$$

$$c_s \text{ pequeños}$$

Agotamiento



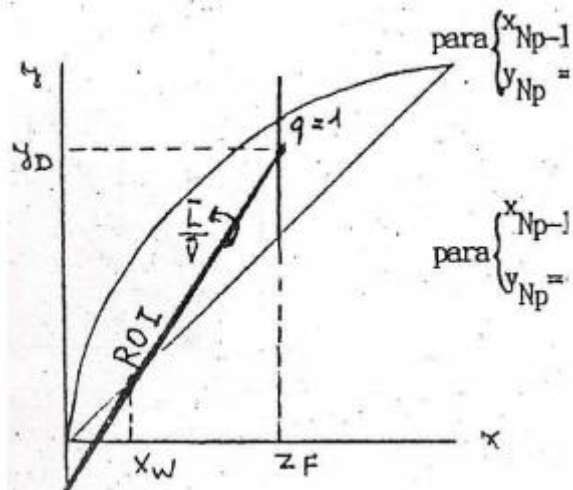
$$F = D + W$$

$$F z_F = D y_D + W x_W$$

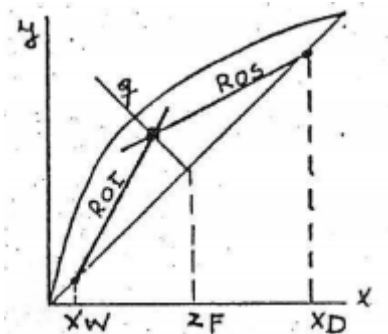
$$F z_F - D y_D = W x_W = \bar{L}_{Np-1} x_{Np-1} - \bar{V}_{Np} y_{Np} = \bar{L}_{Np} x_{Np} - \bar{V}_{Np+1} y_{Np+1}$$

$$\text{si } \bar{L}_{Np} = \bar{L}_{Np-1} = \dots = F \quad \left. \begin{array}{l} \text{y } \bar{V}_{Np+1} = \bar{V}_{Np} = \dots = D \end{array} \right\} \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \text{cte}$$

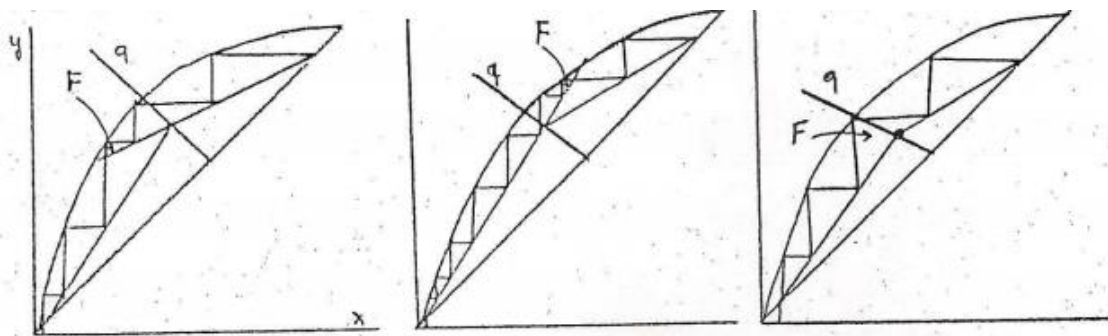
$$y_{Np} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_{Np-1} - \frac{W}{\bar{V}} x_W \quad \text{recta de operación inferior ROI}$$



Torre de destilación completa

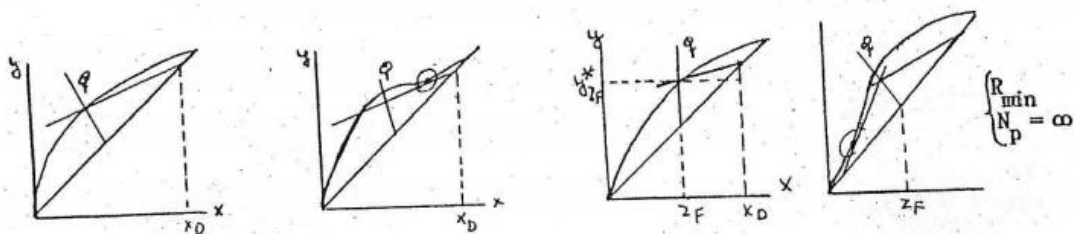


La ubicación óptima de la alimentación es el plato más cercano a la intersección entre la ROS, la ROI y la recta q.



Condiciones límites

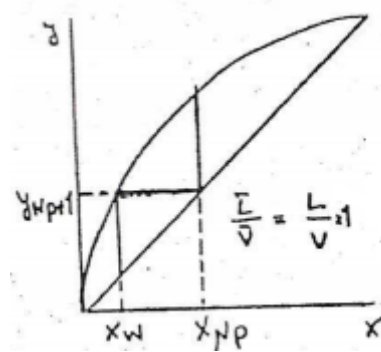
Reflujo mínimo



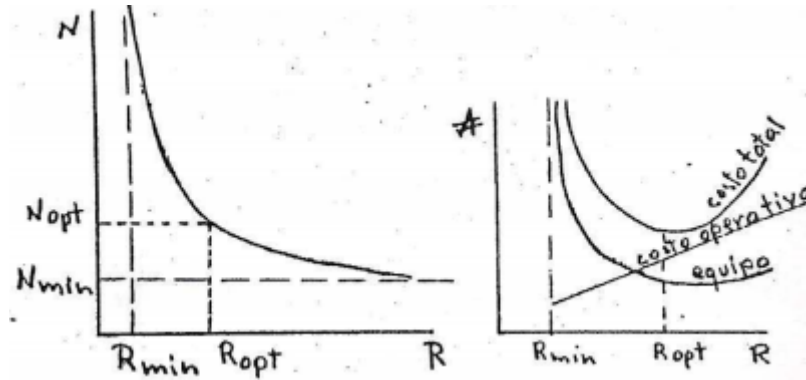
En el caso de que la alimentación sea un líquido saturado se puede hallar analíticamente la expresión del reflujo mínimo:

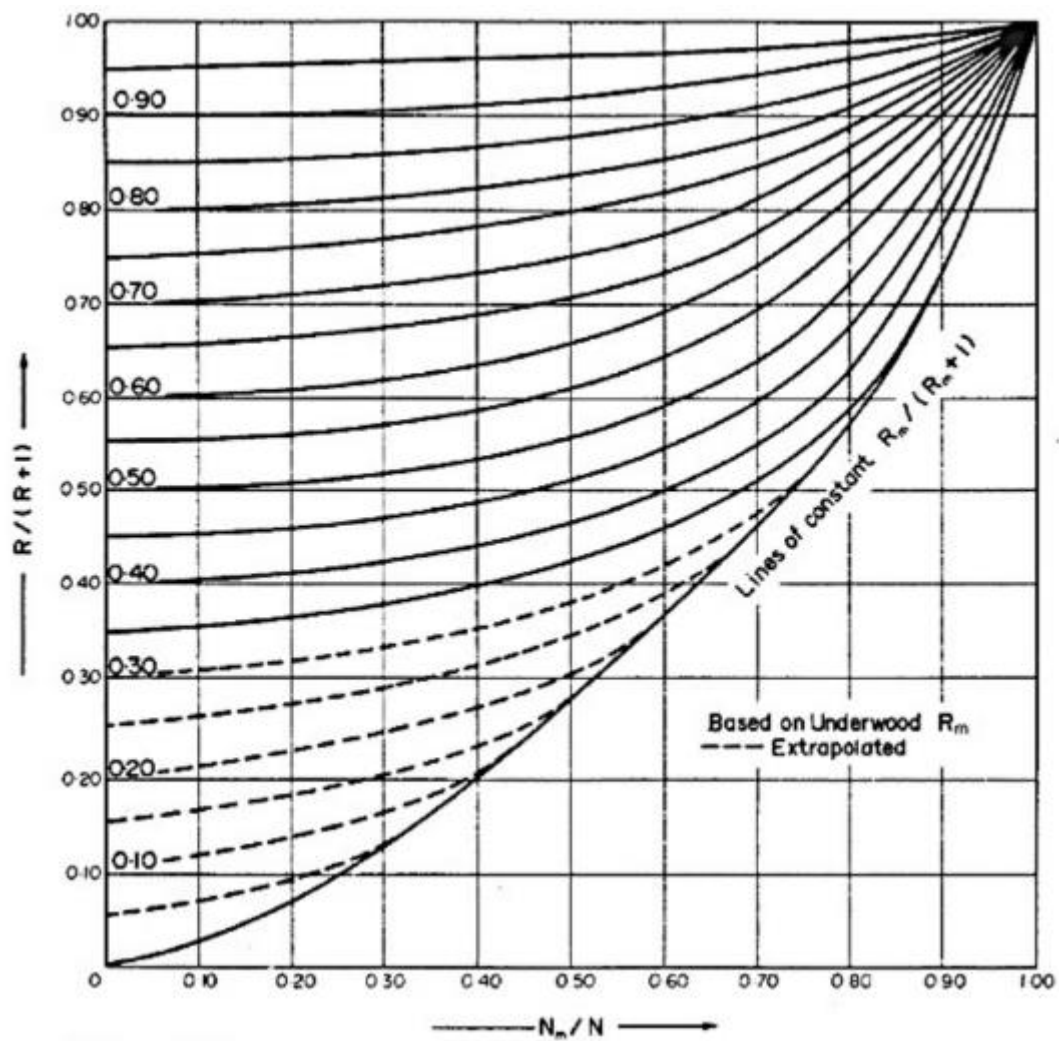
$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x} \quad R = \frac{R_1}{1 - R_1} \quad R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{x_D - z_F} \quad R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{z_F} - \alpha \frac{1 - x_D}{1 - z_F} \right]$$

Reflujo total

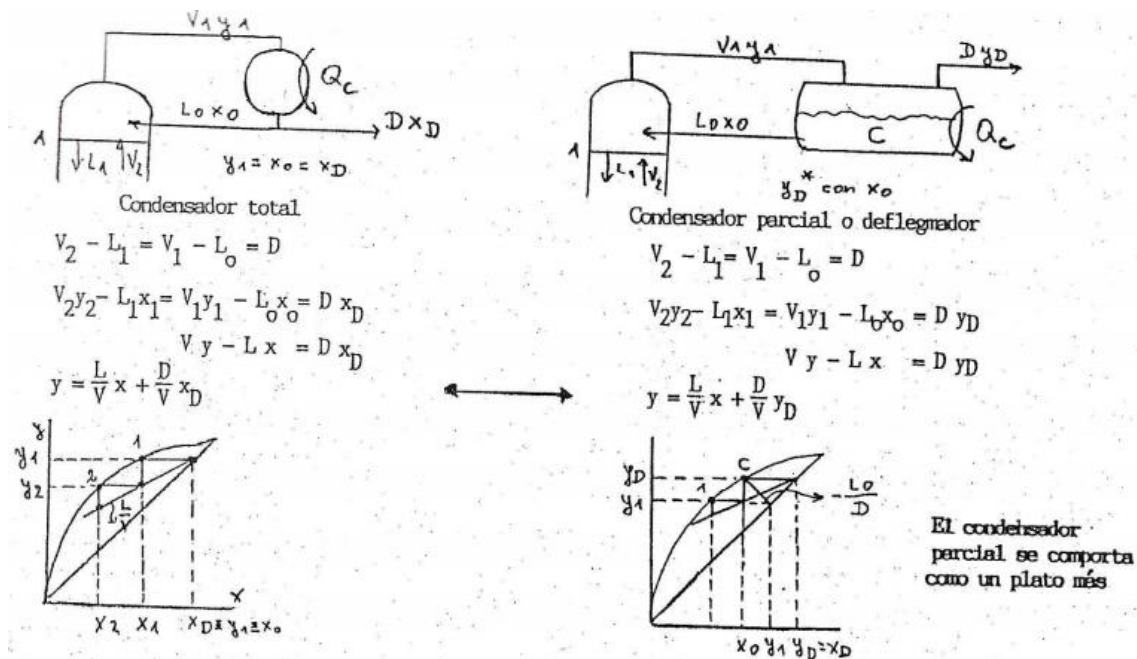


Reflujo óptimo

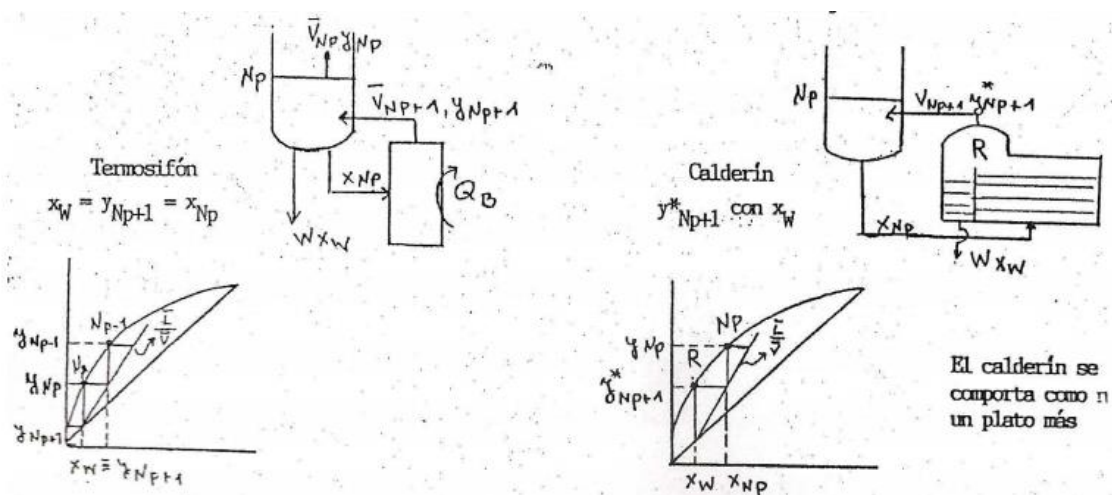




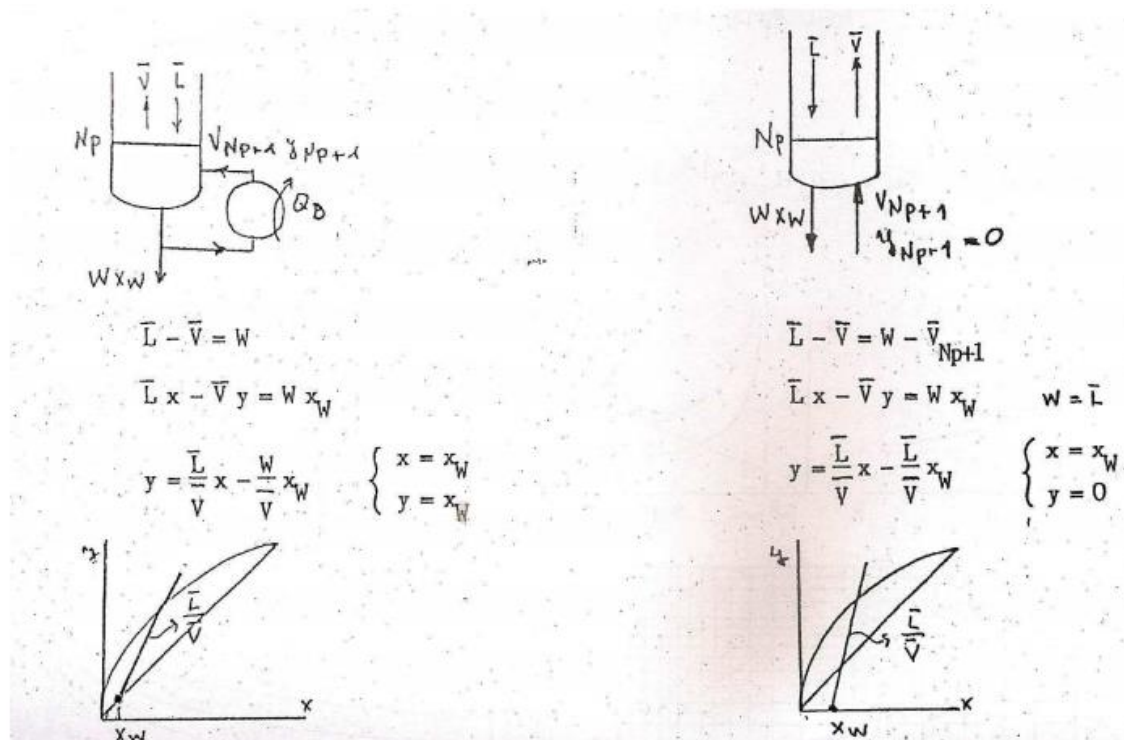
Condensadores



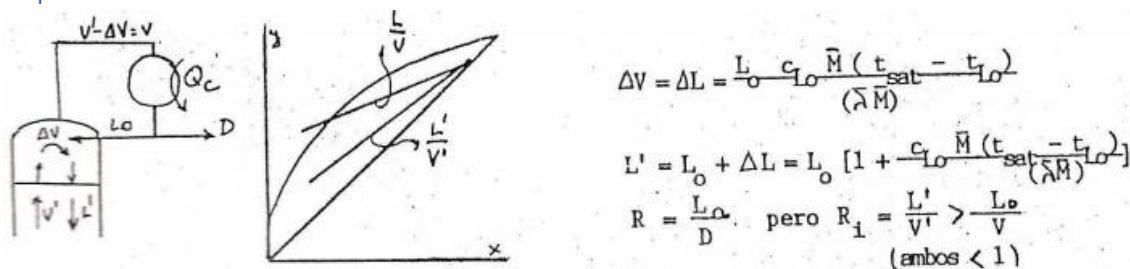
Reboilers



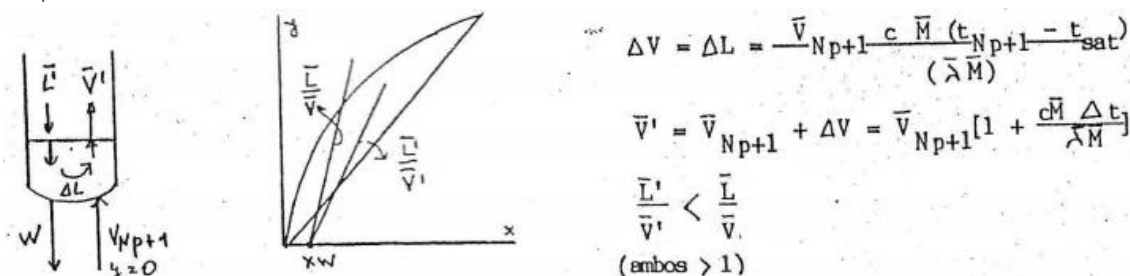
Vapor vivo



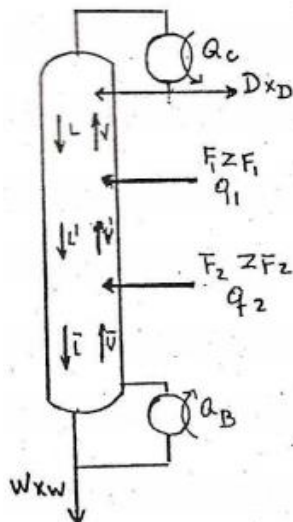
Líquido subenfriado



Vapor sobrecalentado



Alimentaciones múltiples



$$F_1 + F_2 = D + W$$

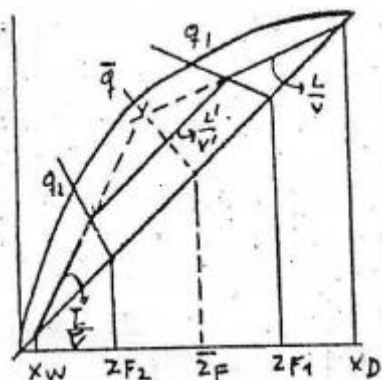
$$F_1 z_{F1} + F_2 z_{F2} = D x_D + W x_W$$

$$\left. \begin{aligned} L' &= L + q_1 F_1 \\ V' &= V - (1 - q_1) F_1 \end{aligned} \right\} \frac{L'}{V'}$$

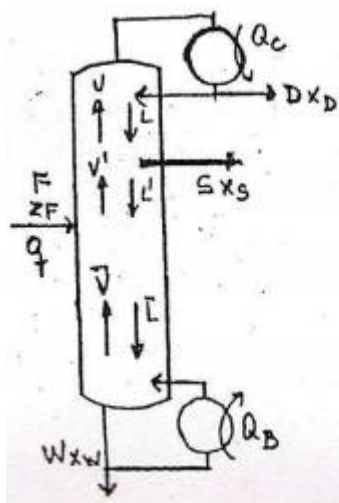
$$\left. \begin{aligned} \bar{L} &= L' + q_2 F_2 \\ \bar{V} &= V' - (1 - q_2) F_2 \end{aligned} \right\} \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$$

$$\bar{F} = F_1 + F_2$$

$$\bar{z}_F = \frac{z_1 F_1 + z_2 F_2}{F_1 + F_2}, \quad \bar{q} = \frac{q_1 F_1 + q_2 F_2}{F_1 + F_2}$$



Extracciones laterales

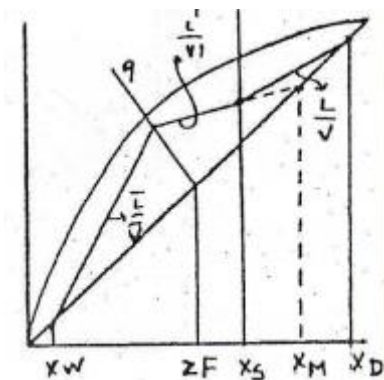


$$F = D + S + W$$

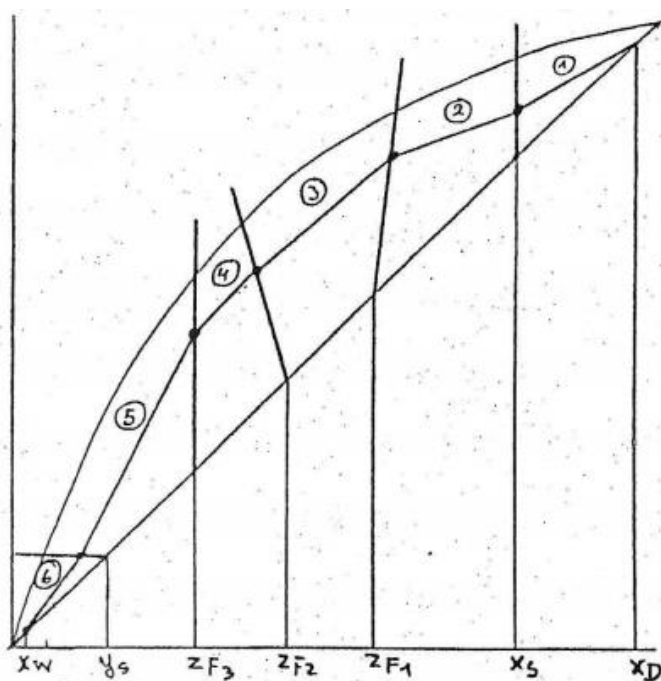
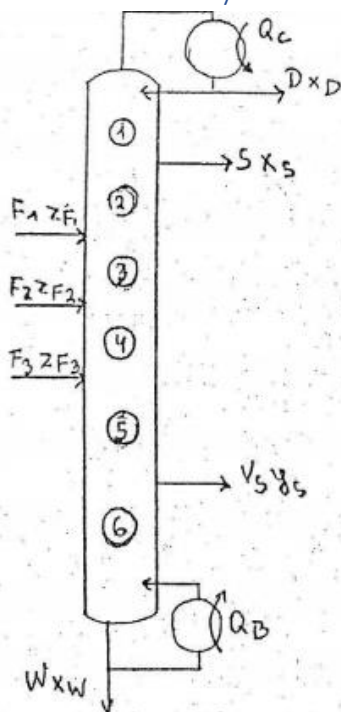
$$F z_F = D x_D + S x_S + W x_W$$

$$M = D + S$$

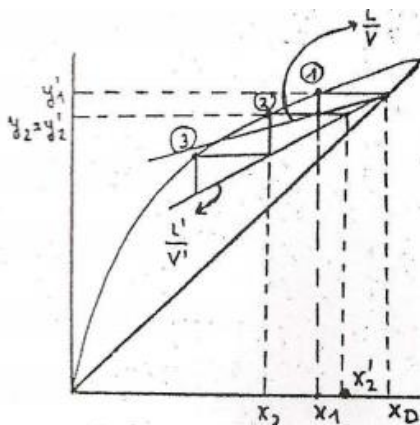
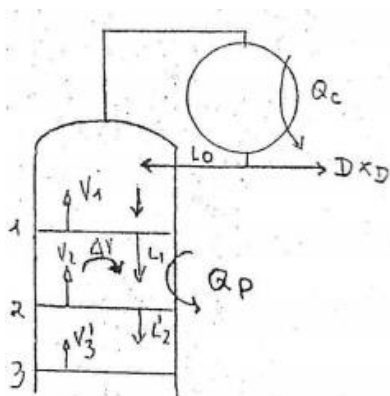
$$x_M = \frac{D x_D + S x_S}{D + S}$$



Alimentaciones y Extracciones combinadas



Pérdidas de calor



$$Q_p = \lambda \Delta V$$

$$L' = L + \frac{Q_p}{\lambda}$$

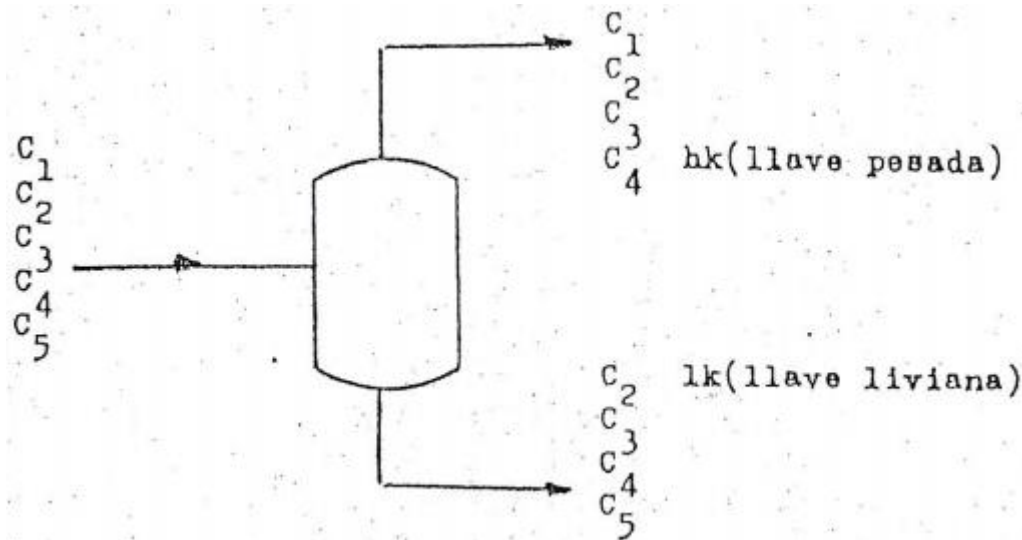
$$V' = V + \frac{Q_p}{\lambda}$$

$$\frac{L'}{V'} > \frac{L}{V}$$

$$y_2 = y'_2$$

$$x_2 < x'_2$$

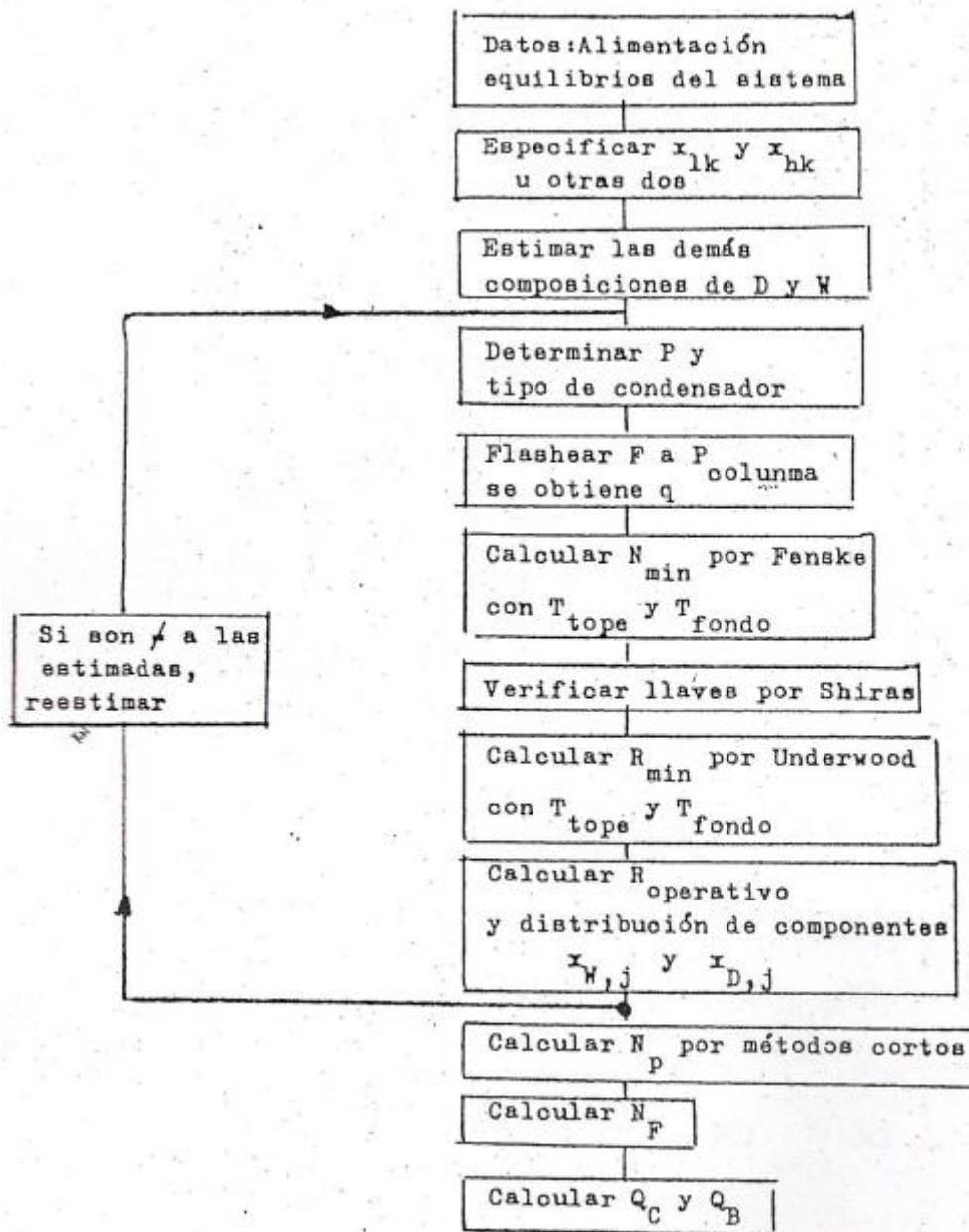
Destilación multicomponentes



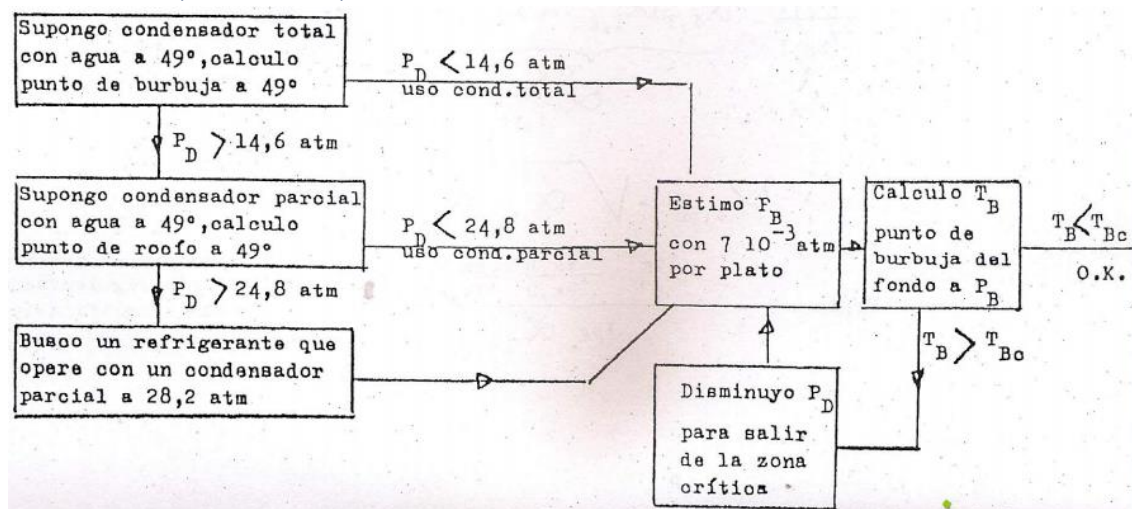
Para resolver los casos de destilación multicomponentes es necesario introducir el concepto de los componentes 'llave'. La llave pesada es el componente más pesado con composición significativa en el destilado. De manera similar, la llave liviana es el componente más liviano con composición significativa en la corriente de residuo. La definición de las llaves en un problema de destilación dependerá de los requisitos de la torre en sí, y de la naturaleza de los componentes en cuestión.

El procedimiento de cálculo por el método aproximado nos permite una estimación bastante correcta del número de platos de nuestra torre. Los métodos rigurosos parten de manera inversa: conocimiento el número de platos de la torre y planteando balances de masa y energía para cada plato, parten de un perfil inicial de dos variables estimadas y luego por cálculos iterativos se logran los perfiles correctos de éstas y de las demás variables en juego. Ésta es la manera en que operan los simuladores.

Procedimiento de cálculo



Cálculo de la presión de operación de la torre

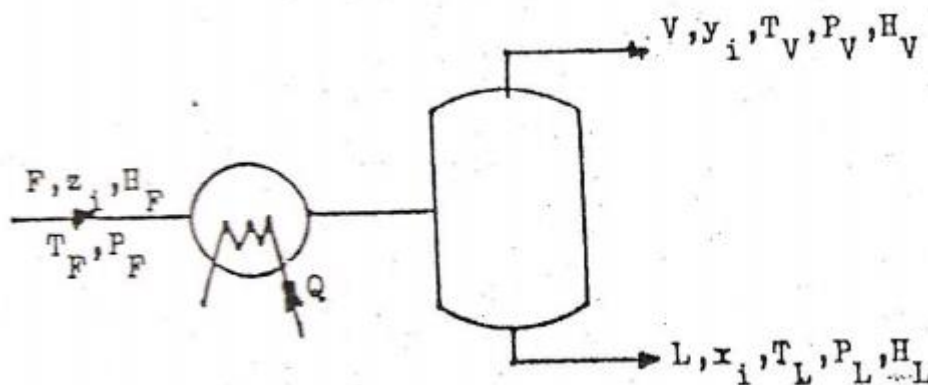


Condiciones de entrada

Si las condiciones de la corriente de alimentación no están fijas, entonces se puede realizar una estimación luego de realizar el cálculo de la presión de operación. La idea es poder brindar condiciones de presión y temperaturas de ingreso, junto con la fracción de vapor.

Destilación flash

Un flash es una etapa única de destilación en la cual una corriente de alimentación es vaporizada parcialmente para obtener una corriente de vapor más rica en el componente más volátil.



Se presentan entonces la cantidad de variables y de ecuaciones que reflejan al sistema:

F	1	$P_V = P_L$	1
L	1	$T_V = T_L$	1
V	1	$y_i = K_i x_i$	C
z_i	C	$Fz_i = Vy_i + Lx_i$	C-1
x_i	C	$F = V + L$	1
y_i	C	$H_F F + Q = V H_V + L H_L$	1
T_F	1	$\sum z_i = 1$	1
T_V	1	$\sum x_i = 1$	1
T_L	1	$\sum y_i = 1$	1
P_V	1		
P_L	1		
P_F	1		
Q	1		
N° var = 3C + 10		N° ecuaciones = 2C + 6	

Quedan entonces $C + 4$ grados de libertad en el sistema. Por lo general se conoce la alimentación, que representa $C + 2$ variables. Para poder resolver el sistema, entonces, es necesario definir dos variables más. Los sistemas más habituales son:

P_L (o P_V) y T_L (o T_V)	: flash isotérmico
P_L (o P_V) y $Q=0$	: flash adiabático
P_L (o P_V) y V/F (o L/F)	: % de vaporización (de condensación)

Flash isotérmico

Cuando K es independiente de las composiciones, se utiliza el procedimiento de Rachford-Rice.

$$Fz_i = Vy_i + Fx_i - Vx_i$$

$$VK_i x_i + Fx_i - Vx_i = Fz_i$$

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

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

Y definiendo $\theta = V/F$ se llega a la siguiente expresión:

$$\sum x_1 - \sum y_1 = 0$$

$$\sum_{i=1}^C \frac{z_i (1 - K_i)}{\psi (K_i - 1) + 1} = 0$$

Esta ecuación permite, conociendo la temperatura del sistema (considerando que el flash opera de manera isotérmica) poder obtener la fracción de vapor. Esto, a su vez, permite cerrar los balances de masa parciales de cada componente y obtener las variables deseadas.

Esta ecuación permite también el cálculo de las temperaturas de rocío y de burbuja. Teniendo en cuenta de que la fracción de vapor queda definida en estos casos ($\theta = 0$ en el punto de burbuja y $\theta = 1$ en el punto de rocío) la variable de esta ecuación es la temperatura que se encuentra metida adentro de las K de cada compuesto. Su resolución será más o menos compleja dependiendo de la ecuación de estado elegida.

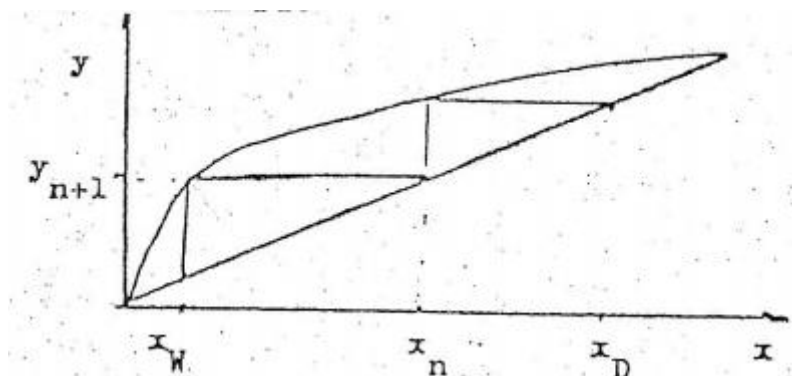
Flash adiabático

Para resolverlo, se supone una temperatura de trabajo del flash y se resuelve como si el mismo fuera isotérmico. Una vez que se tienen las distribuciones de salida, se verifica la temperatura con un balance de energía, en el cual el calor Q tiene que ser nulo.

Número mínimo de platos y reflujo total por Fenske

El método se desarrolla con las hipótesis en que L/V se mantiene constante y que las volatilidades no cambian demasiado dentro de la torre.

Haciendo analogía con un sistema de destilación binaria trabajando a reflujo total:



Se ve que $y_{n+1} = x_n$. En multicomponentes, teniendo en cuenta que las volatilidades relativas se especifican siempre en función del componente llave pesada:

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{hk}}$$

Y con la condición de reflujo máximo:

$$\alpha_{i,n} = \frac{y_{i,n} / y_{hk,n}}{x_{i,n} / x_{hk,n}}$$

Se comienza entonces el análisis por el fondo de la torre y se comienzan a agregar platos, hasta llegar al tope.

$$\alpha_{i,W} = \frac{y_{i,W} / y_{hk,W}}{x_{i,W} / x_{hk,W}}$$

$$\alpha_{i,Np} = \frac{y_{i,Np} / y_{hk,Np}}{x_{i,Np} / x_{hk,Np}}$$

$$\frac{y_{i,Np}}{y_{hk,Np}} = \alpha_{i,Np} \alpha_{i,W} \frac{x_{i,W}}{x_{hk,W}}$$

En el primer plato entonces se llega a la siguiente expresión:

$$\frac{y_{i,1}}{y_{hk,1}} = \underbrace{\alpha_{i,1} \alpha_{i,2} \dots \alpha_{i,Np} \alpha_{i,W}}_{\alpha_{i,pr}^{N_{min}+1}} \frac{x_{i,W}}{x_{hk,W}} = \frac{x_{i,D}}{x_{hk,D}}$$

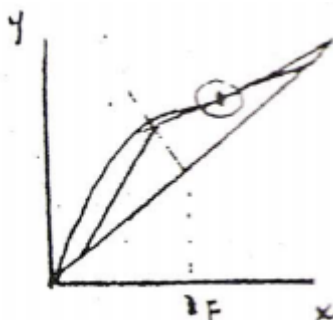
Conde la volatilidad primaria se calcula como el promedio geométrico de las volatilidades conocidas:

$$\alpha_{i,pr} = \sqrt{\alpha_{i,1} \alpha_{i,W}}$$

Para realizar el cálculo primero se calculan las temperaturas de tope y del fondo de la torre, para poder obtener los valores de las volatilidades correspondientes. Luego, con la distribución de las llaves conocidas puedo despejar de la ecuación la cantidad mínima de platos. Por último, con este valor puedo calcular la distribución de los componentes entre llave si la torre operara a reflujo total. Si estas distribuciones son demasiado distintas a las utilizadas para calcular las temperaturas, entonces las mismas se deben recalcular.

Reflujo mínimo por Underwood

Underwood supone las mismas hipótesis que Fenske, solamente que ahora existen dos valores de L/V dentro de la torre (uno para la zona de enriquecimiento y otro para la zona de agotamiento). Volviendo al caso binario, cuando se trabaja a reflujo mínimo se puede ver la aparición de una zona de pinch:



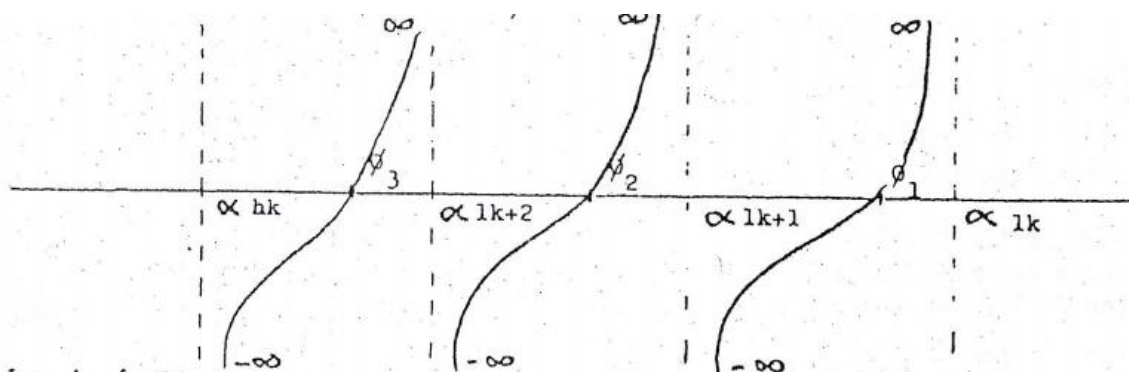
En esta zona las composiciones tanto del vapor como del líquido permanecen constantes. Teniendo esto en cuenta y planteando los balances de masa para la zona de enriquecimiento, se llega a la siguiente expresión:

$$\sum_{i=1}^{hk} \frac{\alpha_i x_{i,D}^D}{\alpha_i - \phi} = D (R_{\min} + 1)$$

Si los balances se plantean, en cambio, para la torre completa, se llega a la siguiente expresión:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{i,F} F}{\alpha_i - \phi} = F (1 - q)$$

En la segunda ecuación las incógnitas son los valores de ϕ . Graficando la expresión se puede ver que hay infinitos valores que cumplen la igualdad:

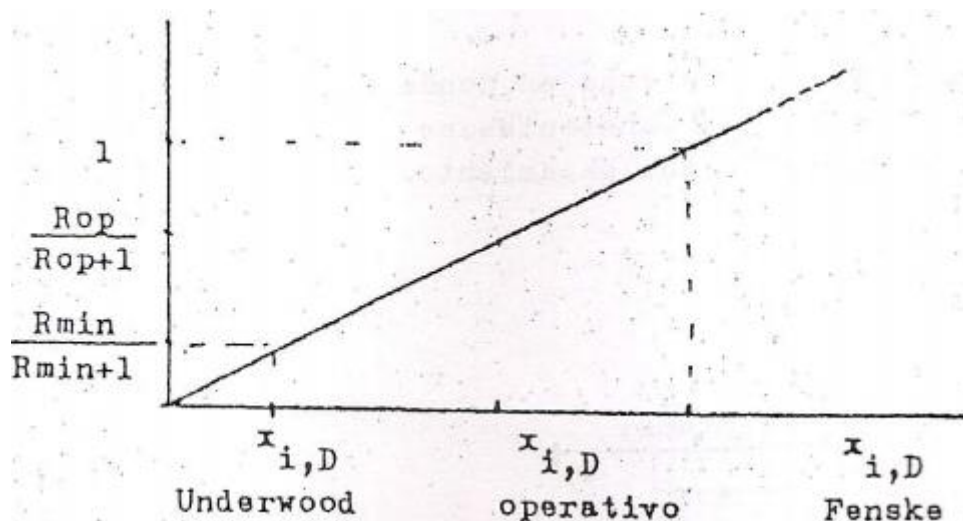


Sin embargo, se utilizarán como resultado los valores de ϕ reales, positivos y que se encuentren entre las volatilidades relativas de las llaves escogidas. El número de resultados obtenidos será la cantidad de componentes entre llaves más uno.

Con la segunda ecuación resuelta, se pueden utilizar los valores hallados en la primera ecuación. Las incógnitas en este caso serán el reflujo mínimo y la distribución de los compuestos entre llaves cuando la torre trabaja a reflujo mínimo. De esta manera se tienen (*componentes entre llaves + 1*) incógnitas y cada valor de ϕ genera una ecuación nueva.

Distribución para reflujo operativo

Una vez calculado el reflujo mínimo, tomando un margen para poder operar la torre, se pueden calcular la distribución de los componentes entre llaves para este nuevo reflujo. Estos valores obtenidos serán comparados con los valores que se utilizaron al comienzo de los cálculos, y de no coincidir, se deberá repetir el proceso.



Verificación de llaves por Shiras

Una manera de verificar que las llaves escogidas fueron consistentes durante todo el cálculo es con el método propuesto por Shiras.

$$\frac{x_{i,D} \cdot D}{z_{i,F} \cdot F} = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{lk,D} \cdot D}{z_{lk,F} \cdot F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{hk,D} \cdot D}{z_{hk,F} \cdot F}$$

El método dice que se calcule el coeficiente $\frac{x_{i,D} \cdot D}{z_{i,F} \cdot F}$ para cada compuesto según la fórmula anterior. Si el resultado es menor que 0.01 o mayor que 1.01, entonces ese compuesto es probable que no distribuya. En caso que el resultado esté entre 0.01 y 0.99, entonces el mismo distribuye.

Cálculo del número de platos

Con el balance de masa cerrado, se pueden calcular el número de platos que necesitará la torre. Distintos autores presentaron distintas maneras, desde gráficas hasta ecuaciones. Algunas de ellas son las siguientes:

Eduljee: $Y = 0.75 (1 - X^{0.5668})$

Molokanov: $Y = 1 - \exp \left(\left(\frac{1 + 54.4 X}{11 + 117.2 X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right)$

donde $Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$ $X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$



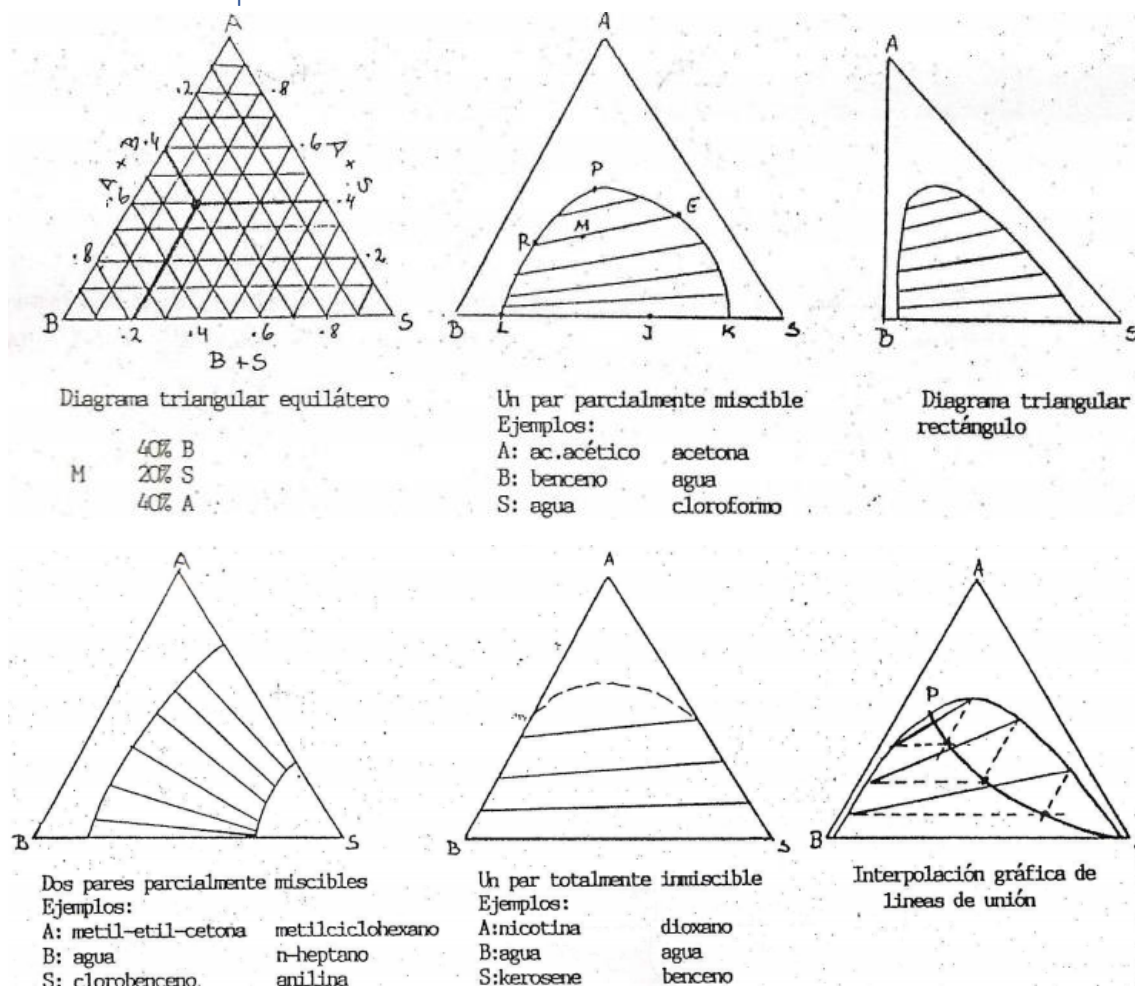
Localización aproximada de la alimentación

LOCALIZACION APROXIMADA DEL PLATO DE ALIMENTACION

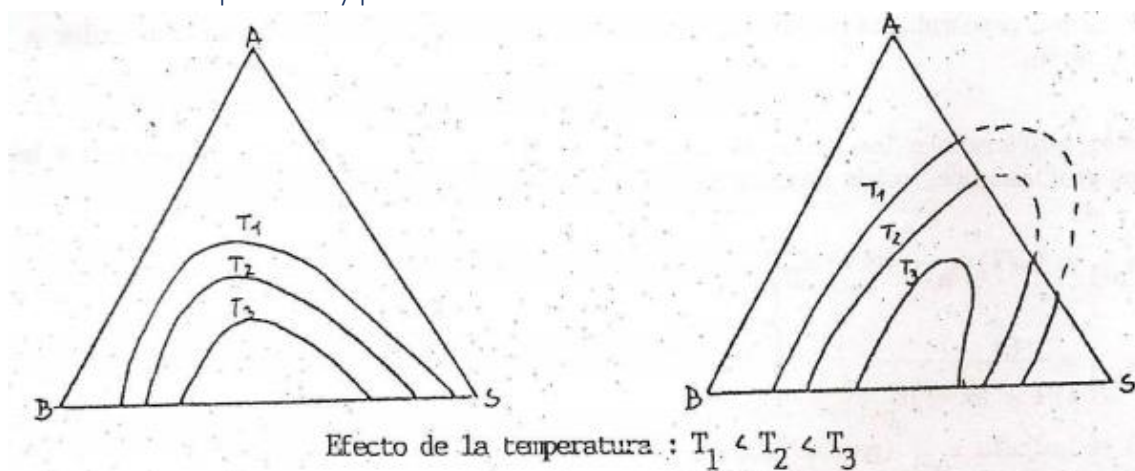
Ec de Kirkbride: $\frac{N_r}{N_s} = \frac{N_{p \text{ enriq.}}}{N_{p \text{ agot.}}} = \left(\left(\frac{z_{hk,F}}{z_{lk,F}} \right) \cdot \left(\frac{x_{lk,W}}{x_{hk,D}} \right)^2 \cdot \left(\frac{W}{D} \right) \right)^{0.206}$

Extracción líquido líquido

Relaciones de equilibrio



Efecto de la temperatura y presión



Si se piensan los líquidos como incompresibles, entonces las variaciones de presión no afectan al equilibrio líquido-líquido.

Selección del solvente

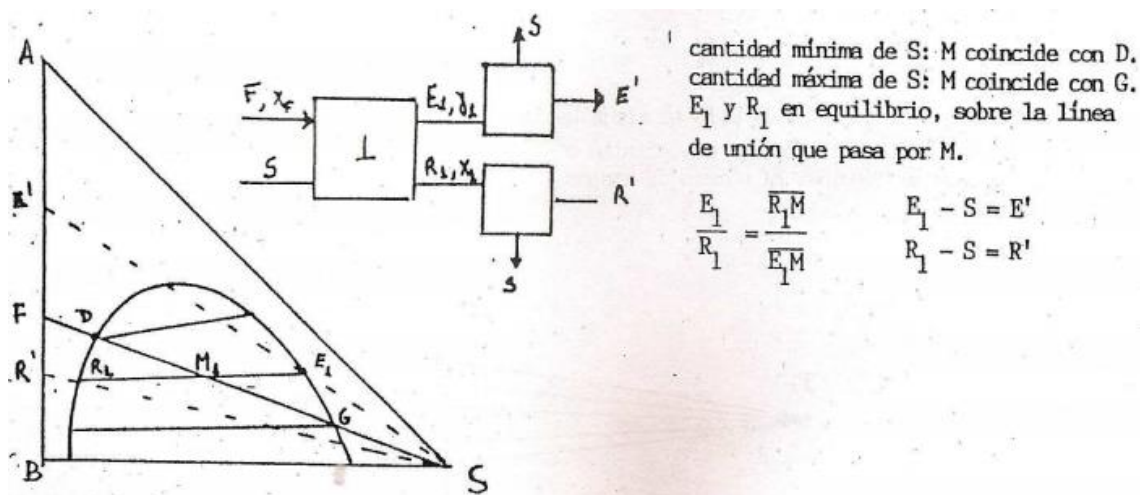
- Bajo costo
- Gran diferencia de densidad
- Alto coeficiente de distribución
- Adecuada tensión superficial
- Baja viscosidad
- Baja volatilidad
- Estabilidad química y térmica
- Baja corrosividad
- Baja toxicidad
- Baja inflamabilidad
- Disponibilidad
- Fácil regeneración
- Alta inmiscibilidad con B

Resolución de problemas con diagramas binarios

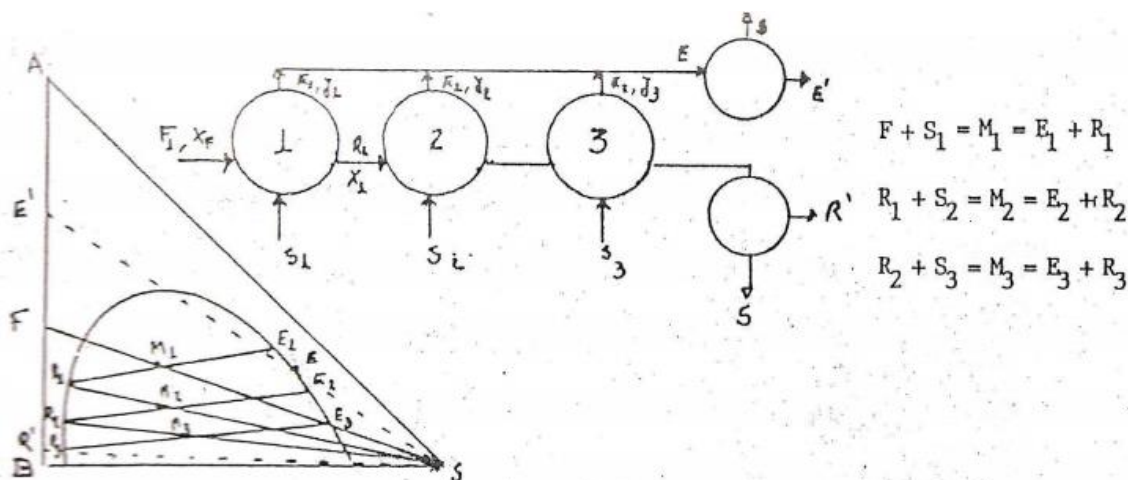
Si B y S son totalmente inmiscibles, se opera con los inertes $E_s=S$ y $R_s=B$ y las relaciones molares Y y X. En caso de ser el coeficiente de distribución independiente de la concentración, $Y=k'X$, puede aplicarse el método de Kremser o de McCabe-Thiele. Lo mismo ocurre para soluciones diluídas

Resolución de problemas con diagramas triangulares

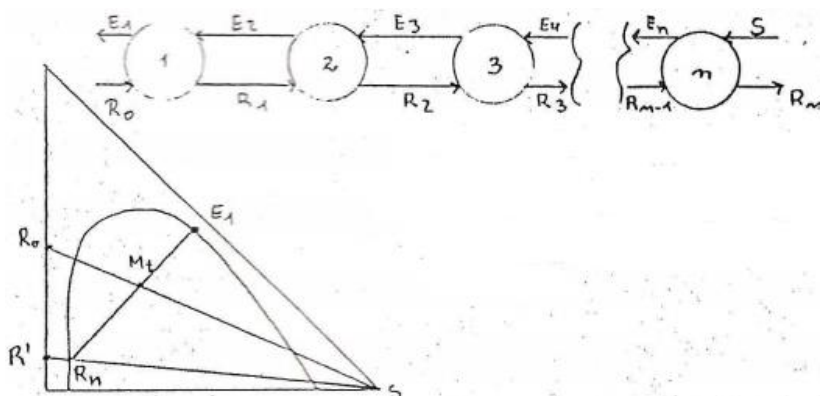
1) Extracción en una sola etapa



2) Extracción en múltiples etapas, corrientes cruzadas



3) Extracción en múltiples etapas, contracorriente



Balance de masa para cada etapa:

$$1: R_0 + E_2 = R_1 + E_1 = M_1$$

$$R_0 - E_1 = R_1 - E_2 = D$$

$$2: R_1 + E_3 = R_2 + E_2 = M_2$$

$$R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = D$$

$$n: R_{n-1} + E_{n+1} = R_n + E_n = M_n$$

$$R_{n-1} - E_n = R_n - E_{n+1} = D$$

- La diferencia entre las corrientes de cualquier inter-etapa es constante y está representada por un único punto "diferencia D", llamado polo de extracción.

- Las corrientes que salen de cada etapa están en equilibrio, se hallan sobre una línea de unión.

- Con ayuda de M_t para toda la planta se ubican las corrientes terminales y el polo de extracción.

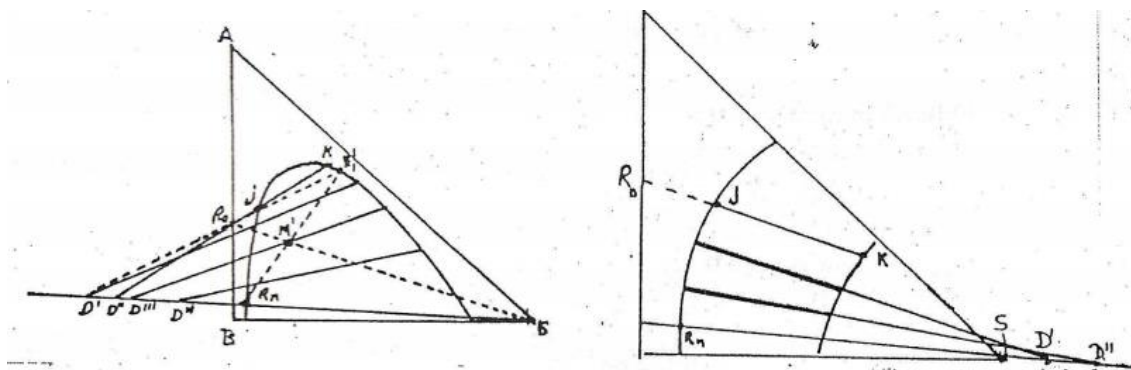
- Se trazan alternadamente líneas de unión y líneas al polo.

i) Aumento de S

El punto mezcla M_t se desplaza hacia S, haciendo que el polo se aleje hacia la izquierda. El mismo puede llegar hasta el infinito o aparecer a la derecha. El número de etapas disminuye

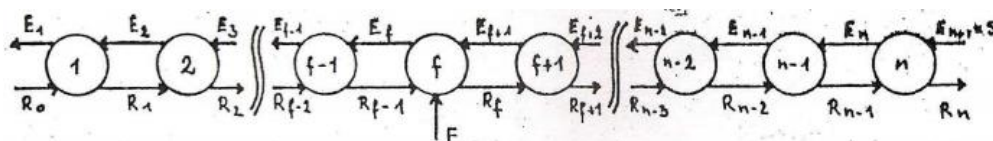
ii) Caudal de S mínimo

En caso de coincidir una línea desde el polo con una línea de unión, las composiciones de corrientes de interetapa corresponden al equilibrio y se requerirá infinitas etapas. La posición de D en este caso corresponde a la mínima relación solvente/alimentación y se encuentra prolongando las líneas de unión hasta cortar la recta que pasa por R_n y S.



D_{min} corresponderá a la intersección más lejana de S si se produce a la izquierda del diagrama, y corresponderá a la más cercana a S si la intersección se produce a la derecha. Prolongando $D_{min}-R_0$ se obtiene E_1 correspondiente sobre la curva de extractos. M_t para este caso dará la relación $(S/R_0)_{min}$.

4) Extracción en contracorriente con dos alimentaciones



a) De los balances para la sección de entrada de R_0 :

$$E_1 - R_0 = E_2 - R_1 = \dots = E_f - R_{f-1} = Q$$

b) De los balances para la sección de salida de R_n :

$$R_n - S = R_{n-1} - E_n = \dots = R_f - E_{f+1} = Q'$$

c) Balance para la etapa de alimentación intermedia:

$$F + R_{f-1} + E_{f+1} = R_f + E_f$$

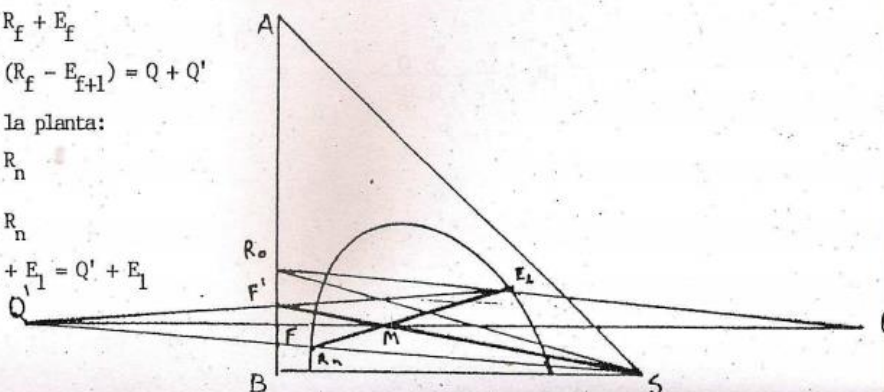
$$F = (E_f - R_{f-1}) + (R_f - E_{f+1}) = Q + Q'$$

d) Balance para toda la planta:

$$R_0 + F + S = E_1 + R_n$$

$$F' + S = E_1 + R_n$$

$$F' = (R_n - S) + E_1 = Q' + E_1$$

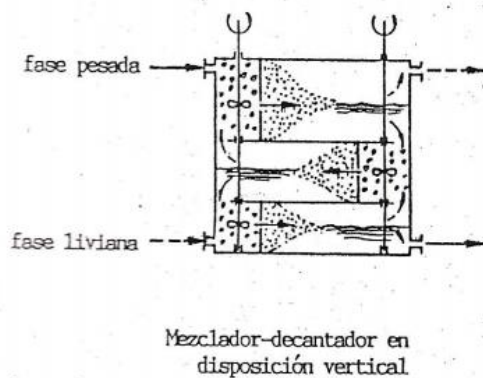
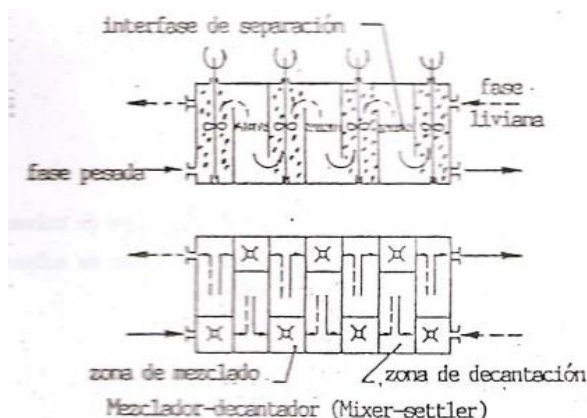


5) Extracción en contracorriente con reflujo

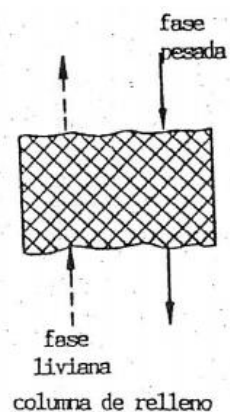
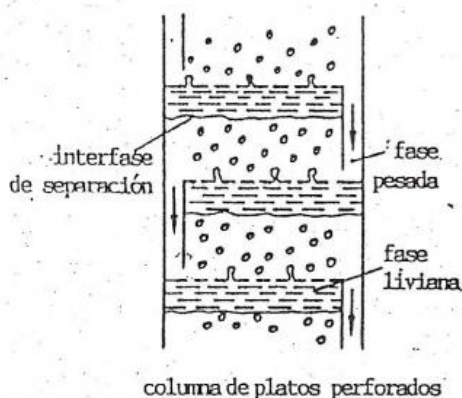
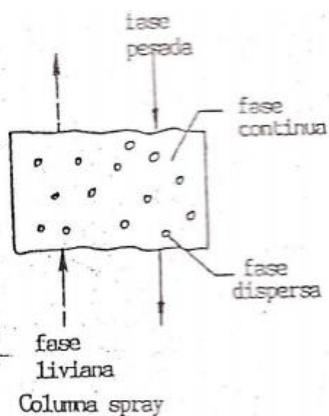
Resolución con otros diagramas

Equipos

1) Principio de mezclado y decantación

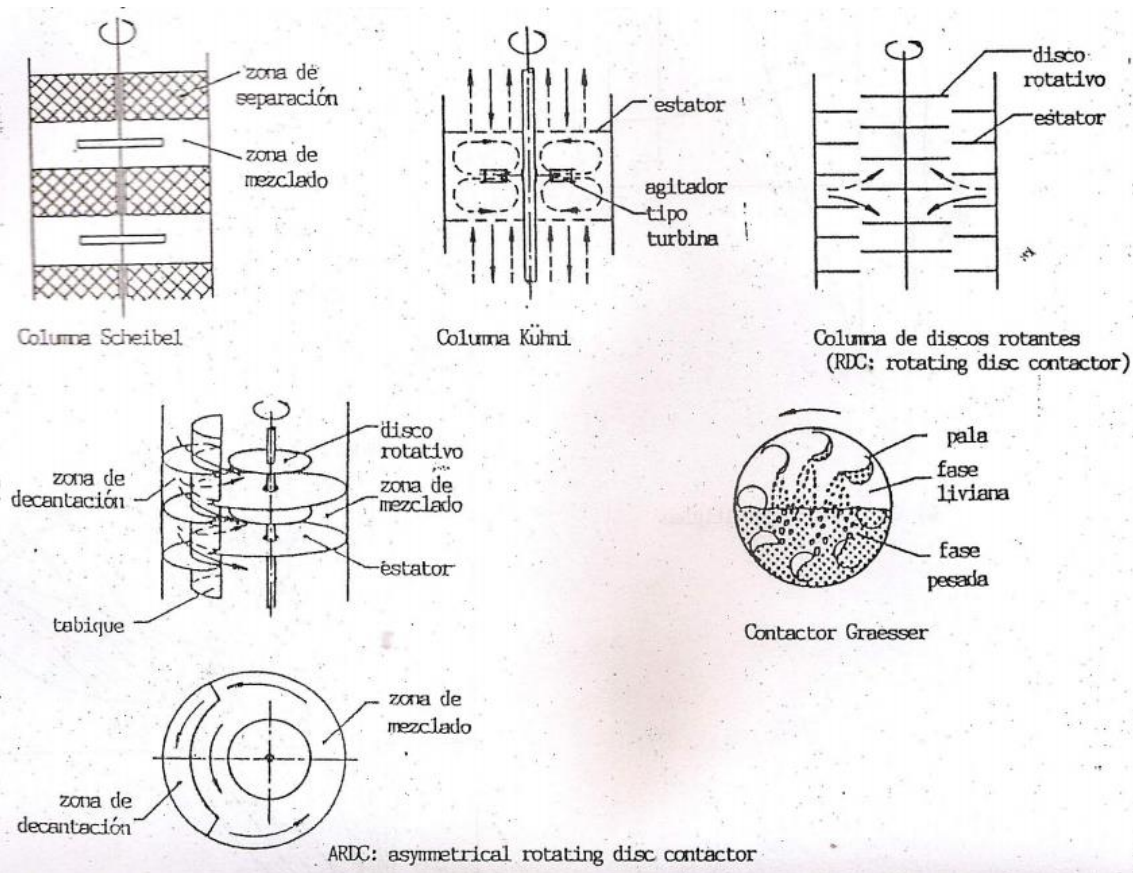


2) Principio de contactado continuo sin aporte de energía mecánica

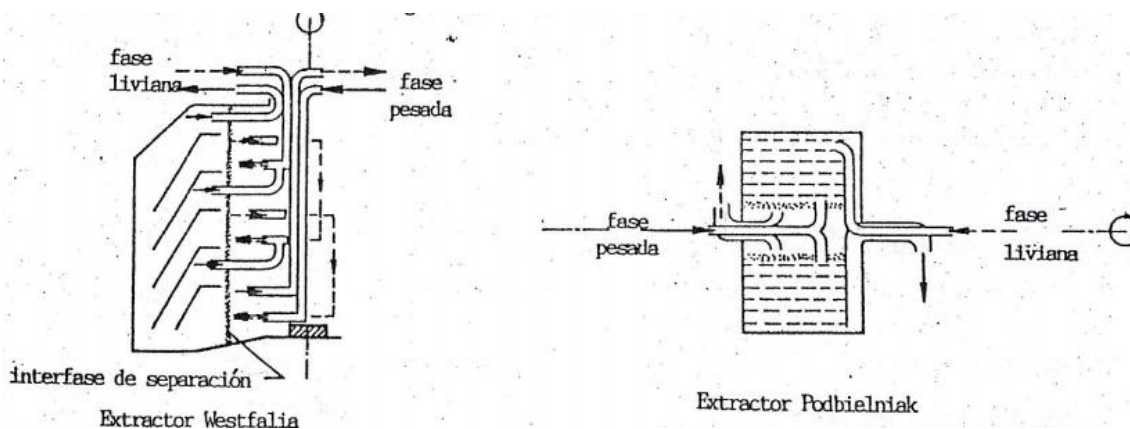


3) Principio de contactado continuo con activación de la transferencia por aporte de energía mecánica

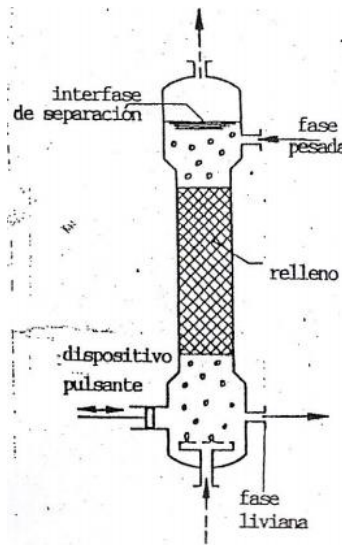
a) Con ayuda de elementos rotatorios



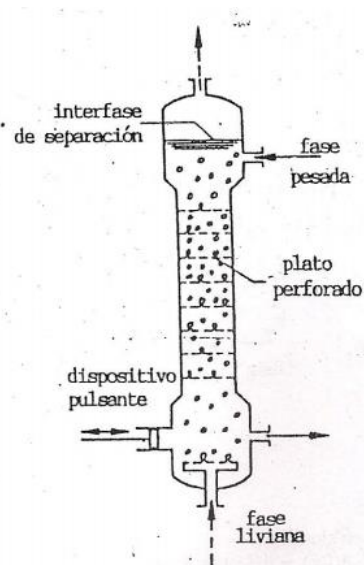
b) Con ayuda de fuerzas centrífugas



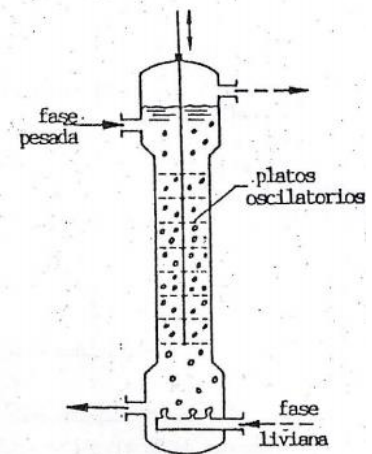
c) Por impulsos



Columna pulsante de relleno



Columna pulsante de platos perforados



Columna de platos oscilantes



Humidificación y enfriamiento de agua

Conceptos básicos

- Humedad absoluta molar: moles de vapor por mol de gas

$$Y = \frac{y_v}{y_a} = \frac{n_v}{n_a} = \frac{p_v}{p_a} = \frac{p_v}{P - p_v}$$

- Humedad absoluta: masa de vapor por unidad de masa de aire seco

$$Y' = \frac{M_v}{M_a} \frac{p_v}{P - p_v} = \frac{18}{29} \frac{p_v}{P - p_v} = 0,62 \frac{p_v}{P - p_v}$$

- Humedad de saturación: humedad del aire en equilibrio con agua a la temperatura del aire

$$Y'_s = Y'^* = 0,62 \frac{p_{vs}}{P - p_{vs}} = f(t)$$

- Calor específico del aire húmedo o calor húmedo:

$$c_s = c_a + Y' c_v$$

$$c_s = 1,00 + 1,88 Y' \quad (\text{kJ/kg aire seco } ^\circ\text{C})$$

- Entalpía de la mezcla aire-vapor: es la entalpía de 1 Kg de aire seco más la entalpía del vapor de agua que contiene. Tomando como estado de referencia aire y agua líquida a t_0 :

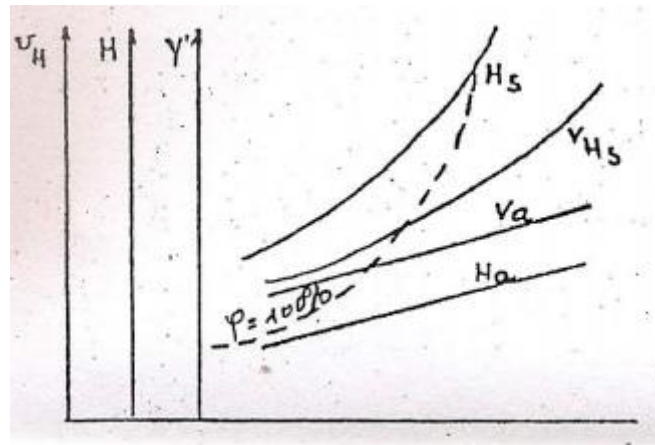
$$H = c_s (t - t_0) + Y' \lambda_0 = (1,00 + 1,88 Y') (t - t_0) + Y' \lambda_0 \quad (\text{kJ/kg aire seco})$$

λ_0 = calor de vaporización del agua a la temperatura de referencia t_0

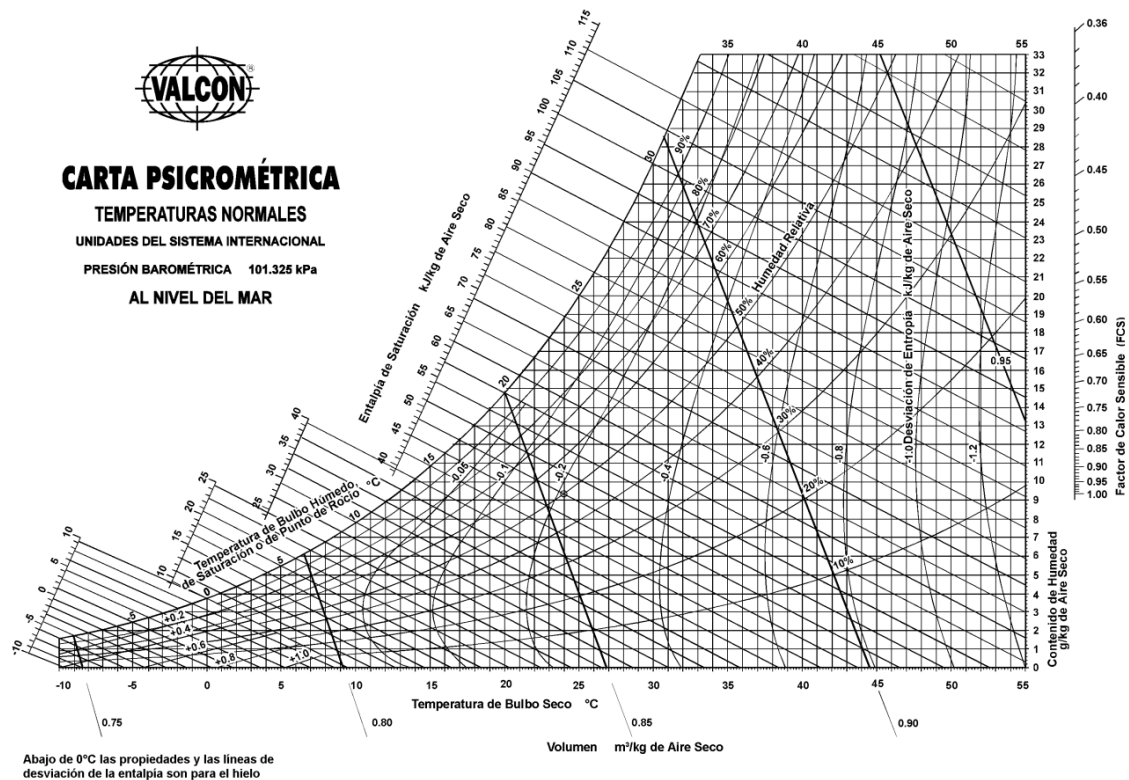
- Volumen húmedo: volumen ocupado por $(1+Y')$ kg de aire húmedo

$$\left. \begin{aligned} p_a v_H &= \frac{1}{29} RT \\ p_v v_H &= \frac{Y'}{18} RT \end{aligned} \right\} (p_a + p_v) v_H = P v_H = RT \left(\frac{1}{29} + \frac{Y'}{18} \right)$$

$$v_H = \frac{RT}{P} \left(\frac{1}{29} + \frac{Y'}{18} \right)$$



- Diagrama psicrométrico



- Temperatura de rocío: es la temperatura a la cual un dado aire húmedo se vuelve saturado cuando se lo enfría a humedad y presión constante. Enfriamientos posteriores producen condensación.
- Temperatura de saturación adiabática: en una cámara térmicamente aislada se pone en contacto una cantidad definida de aire no saturado con una gran cantidad de agua reciclada. El aire se enfría mientras se evapora agua. Si se alcanza el equilibrio, el aire saldrá saturado con la humedad al 100% y a la temperatura de saturación adiabática. Si la aislación es ideal, el proceso será entonces isoentálpico.
- Temperatura de bulbo húmedo: cuando una gran cantidad de aire no saturado entra en contacto con una pequeña cantidad de agua en condiciones adiabáticas y estacionarias, el agua alcanza la temperatura de bulbo húmedo. Se rodea el bulbo de un termómetro

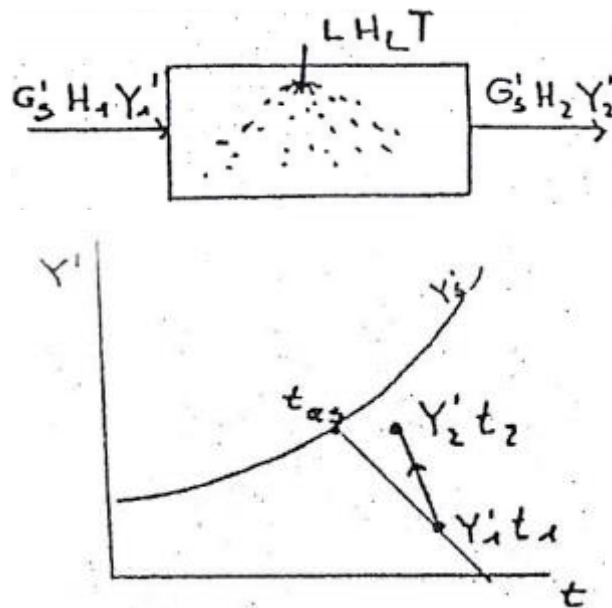
con un paño mojado y se coloca en una corriente de aire no saturado. El aire, en flujo turbulento, prácticamente no cambia su humedad y temperatura, pero el agua se evapora enfriando el paño, dando lugar a una transferencia de calor del aire al bulbo. En régimen estacionario el calor de vaporización es igual al calor recibido por convección.

- Número de Lewis:

$$Le = \frac{h}{k_Y c_s} \approx 1$$

Humidificación no adiabática

- Agregado de agua a temperatura distinta que la temperatura de saturación adiabática

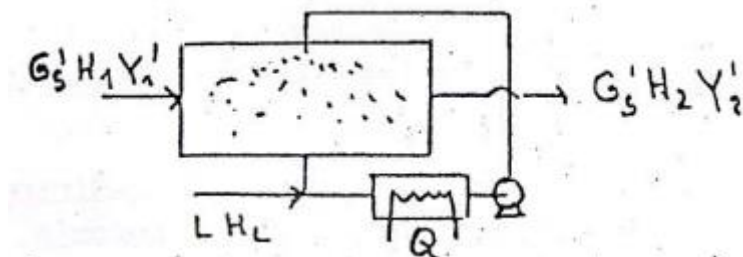


De los balances sale:

$$\begin{aligned} G'_s H_1 + L H_L &= G'_s H_2 \\ G'_s Y'_1 + L &= G'_s Y'_2 \end{aligned}$$

$$\frac{H_2 - H_1}{Y'_2 - Y'_1} = \frac{\Delta H}{\Delta Y'} = H_L$$

- Agregado de calor adicional





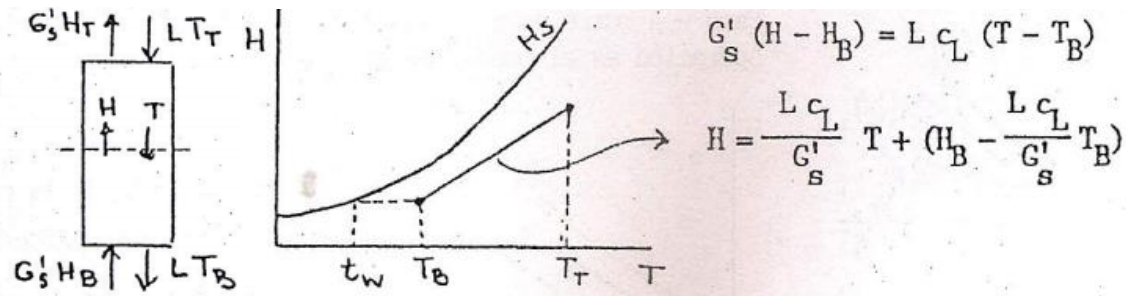
$$G'_s (H_2 - H_1) = L H_L + Q$$

$$G'_s (Y'_2 - Y'_1) = L$$

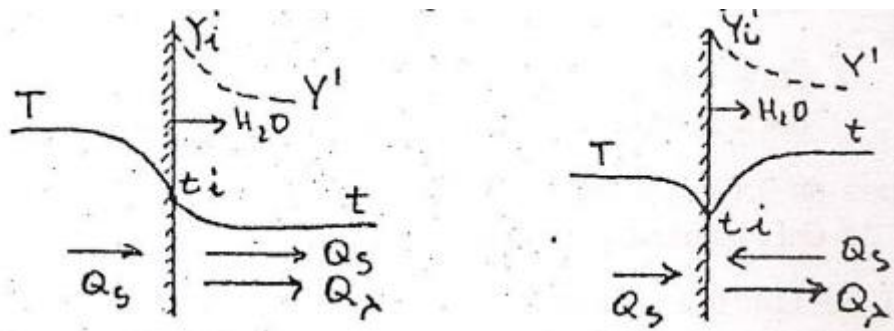
$$\frac{H_2 - H_1}{Y'_2 - Y'_1} = H_L + \frac{Q}{L}$$

Enfriamiento de agua

Se logra poniendo en contacto el agua con aire no saturado de manera que éste se humidifica, haciendo que el agua pierda calor sensible y latente. Como condición límite el agua podría alcanzar la temperatura de bulbo húmedo del aire.



- Grado de enfriamiento: $\Delta T = T_T - T_B$
- Aproximación de bulbo húmedo: $\Delta t_w = T_B - t_w$
- Perfiles de temperatura dentro de la torre



- Suposiciones para el diseño:
 - $T_{ref} = 0^\circ\text{C}$
 - El caudal de líquido permanece constante (en la práctica varía del 1 al 3%)
 - Las variaciones de λ , C_s y C_L con la temperatura son desestimables
 - $Le = 1$

Balance entálpico diferencial para un dV de la torre

$$dQ = L c_L dT = G'_s dH = \underbrace{h a (t_i - t)}_{\text{calor transferido al aire}} dV + \underbrace{k_Y a \lambda (Y'_i - Y')}_{\text{calor por convección al aire}} dV + \underbrace{k_Y a \lambda (Y'_i - Y')}_{\text{calor aportado por el líquido evaporado}} dV$$

Con $Le=1$ y suponiendo que las áreas específicas para la transferencia de calor y de materia son iguales (relleno totalmente mojado):

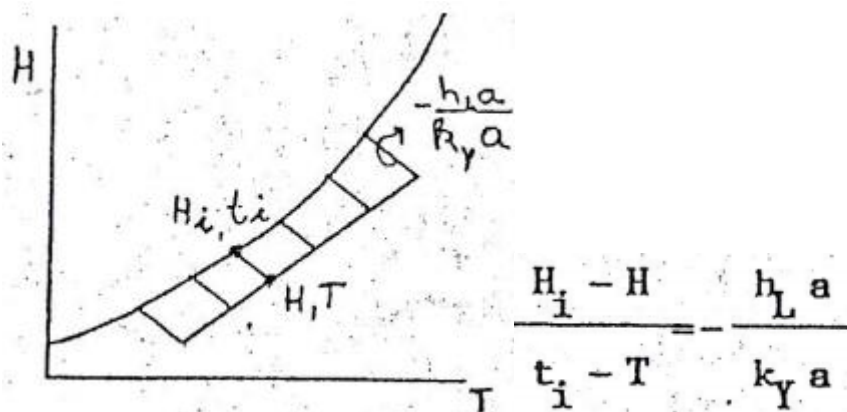
$$dQ = L c_L dT = G'_s dH = k_Y a dV [c_s (t_i - t) + \lambda (Y'_i - Y')] = k_Y a dV [(c_s t_i + \lambda Y'_i) - (c_s t + \lambda Y')] = k_Y a dV (H_i - H)$$

$$Z = \frac{G'_s}{k_Y a S_o} \int_{H_B}^{H_T} \frac{dH}{H_i - H} = H_{tG} N_{tG}$$

Determinación de la entalpía de la interfase H_i

Viendo la transferencia de calor en la fase líquida:

$$dQ = L c_L dT = h_L a (T - t_i) dV = k_Y a (H_i - H) dV$$



Para torres con pulverización del líquido la pendiente varía entre 1.3 y 5. Para torres donde el líquido escurre por rellenos formando películas la pendiente varía desde 10 hasta 160.

Las condiciones reinantes en la interfase dependen de las condiciones de ambas fases y de la velocidad de transferencia de calor y materia.

Resistencia a la transferencia de calor infinita en el líquido implica una pendiente nula y la temperatura de la interfase se iguala a la temperatura de bulbo húmedo.

Si la resistencia a la transferencia de calor es desestimable, en cambio, la pendiente tiene a infinito y la fuerza impulsora es máxima.



En torres con lluvia la diferencia entre estos dos casos es muy apreciable. Sin embargo, la diferencia se acorta notablemente cuando la torre trabaja con relleno. Es por esto que para un primer diseño para el último caso se puede utilizar el caso de fuerza impulsora máxima.

Performance de una torre de enfriamiento de relleno

$$\frac{k_Y a V}{L} = \text{característica disponible o factor de performance}$$

Es entregado por el fabricante o se calcula.

$$\int_{T_B}^{T_T} \frac{c_L dT}{H^* - H} = C_\infty \approx C = \text{característica necesaria}$$

Depende de las condiciones de operación de la torre.

Para que la torre cumpla con los requisitos deseados, la característica disponible debe ser igual a la necesaria.

Variaciones de la característica necesaria:

- El grado de enfriamiento aumenta
- El caudal de líquido a enfriar aumenta
- La aproximación de bulbo húmedo disminuye

Para una torre dada y una cantidad de agua a procesar, la variable de operación es el caudal de gas.

Evolución del aire en la torre: Método de Mickley

Calor total transferido: $dQ = G'_s dH = k_Y a (H_1 - H) dV$

Calor sensible transferido al aire: $dQ_s = G'_s c_s dt = h a (t_1 - t) dV$

Dividiendo ambas expresiones:

$$\frac{dH}{c_s dt} = \frac{k_Y a}{h a} \frac{H_1 - H}{t_1 - t}$$

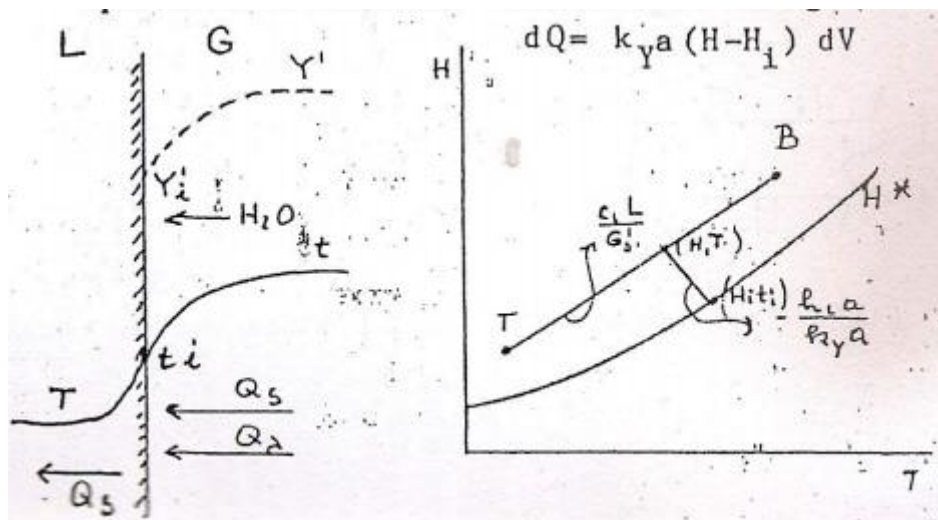
Como $Le = 1$, $h/k_Y c_s = 1$

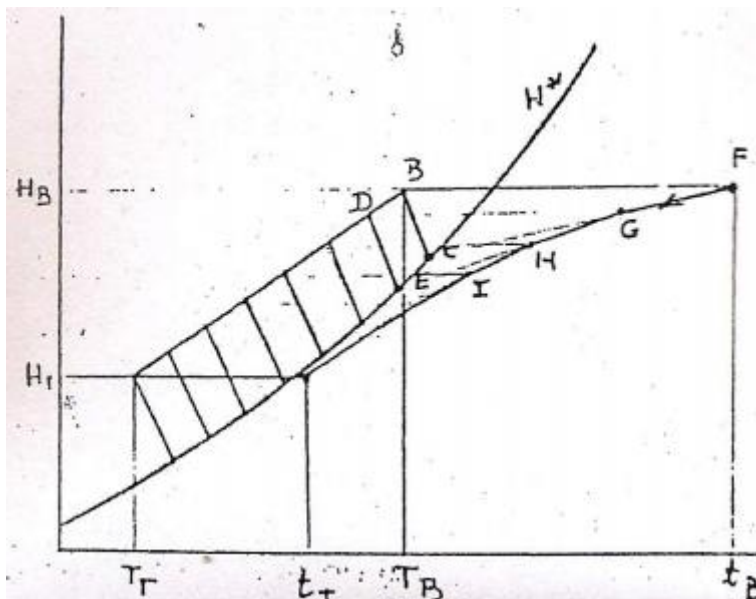
$$\frac{dH}{dt} = \frac{H_1 - H}{t_1 - t}$$

pendiente de la curva entalpía vs temperatura del gas.

Se ubica en el diagrama el punto representativo de las condiciones de entrada del aire F. La recta auxiliar de pendiente $-\frac{h_L a}{k_Y a}$ trazada a partir del punto B da las condiciones de la interfase correspondientes (punto C). El aire evolucionará entonces mediante la representación de la recta FC.

Un diferencial de torre más arriba las condiciones de operación cambian y son representadas por el punto D, al que le corresponden las condiciones de interfase del punto E. El aire evolucionará entonces según la recta GE. El proceso se repite hasta llegar al otro lado de la torre.





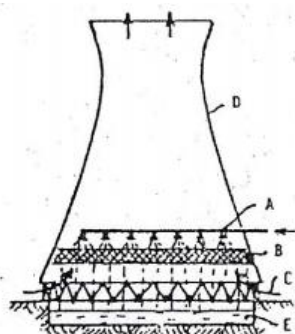
Equipos

Clasificación

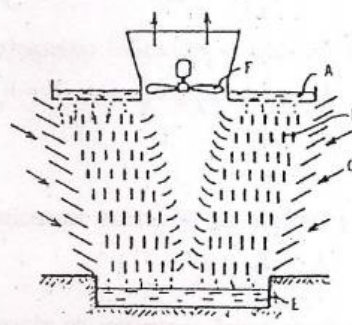
- Según el tipo de tiraje
 - Atmosférico (por acción del viento)
 - Natural
 - Mecánico
 - i. Forzado
 - ii. Inducido
- Según el tipo de flujo
 - Cruzado
 - Contracorriente

Comparación entre tipos de torres

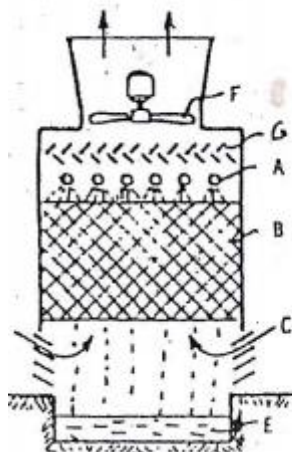
	Tiro mecánico	Tiro natural
Ubicación	problemas con aire de entrada, niebla en el aire de salida y el ruido se deben ubicar distantes de otros procesos, oficinas, etc.	Se colocan a 1,5 diámetros de otras áreas
Materiales de construcción	madera, metal o concreto. Deben resistir sismo, viento, vibraciones	Láminas delgadas de concreto. La forma colabora a la resistencia
Inversión inicial	La torre en si es más barata Hay que considerar los motores y ventiladores	Materiales más caros (concreto preformado)
Costos de operación y mant.	Altos: energía para ventiladores, motores, transmisión, etc.	Bajos: no consumen energía (sólo bomba de agua) Muy escaso mantenimiento
Recirculación, niebla	Deben considerarse en la ubicación, orientación según vientos	Son muy altas, no hay problemas
Aplicaciones	Capacidades relativamente pequeñas y zonas de condiciones ambientales poco favorables	Grandes capacidades. Sólo con condiciones favorables.
	Tiro forzado	Tiro inducido
Recirculación	Baja velocidad de descarga del aire húmedo; recircula hacia la entrada	Se descarga aire húmedo a alta velocidad, ayudado por difusores. Se evita la recirculación
Niebla	Importante a nivel del piso	Baja
Corrosión	El ventilador mueve aire ambiente	Se impulsa aire húmedo y caliente
Flujo de aire	Menos uniforme	Más uniforme



Torre de tiro natural



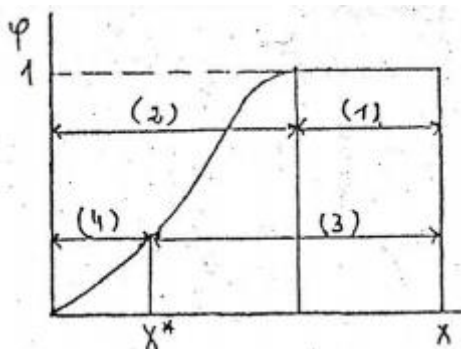
Torre de tiro inducido con flujo cruzado



Torre de tiro forzado

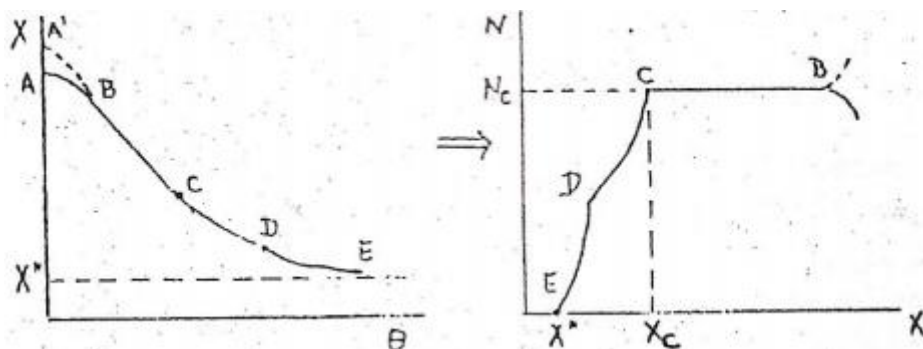
Secado

Definiciones



- Humedad en base seca: $X = \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de sólido seco}}$
- Humedad en base húmeda: $x = \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de sólido húmedo}} = \frac{X}{1+X}$
- Humedad no ligada (1): humedad que ejerce una presión de vapor de equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.
- Humedad ligada (2): humedad que ejerce una presión de vapor de equilibrio menor a la del líquido puro a la misma temperatura.
- Humedad libre (3): humedad que está en exceso sobre la humedad de equilibrio. Sólo la humedad libre se puede evaporar.
- Humedad de equilibrio (4): humedad de un sólido que se halla en equilibrio con un gas de una dada presión parcial de vapor o de una dada humedad relativa.

Secado discontinuo



L_s : masa de sólido seco

A : área expuesta al secado
ó sección transversal del lecho

N : velocidad de secado $= \frac{L_s}{A} \frac{dX}{d\theta} =$
 $= \frac{\text{kg agua evaporada}}{\text{m}^2 \text{ h}}$

X_c : humedad crítica = humedad del sólido
para la cual termina el período cte.

X^* : humedad de equilibrio (punto E)

Cuando un sólido es secado bajo condiciones de gas constantes y se determina la humedad en función del tiempo de secado, se obtiene la curva de cinética de secado (tanto tangencial como transversal).

Zonas de los gráficos:

- A-B: Ajuste inicial. A los fines del análisis de tiempo de secado se desestima.
- B-C: período de velocidad de secado constante y máxima. Se elimina la humedad no ligada. La evaporación tiene lugar exclusivamente en la superficie del sólido.
- C-E: período de secado postcrítico o de velocidad de secado decreciente.
 - C-D: Secado de humedad no ligada y comienzo de secado de humedad ligada. El área efectiva de secado disminuye por aparición de manchas secas. Esto produce que la velocidad de secado disminuya.
 - D-E: Secado de humedad ligada. La superficie se ha secado y la evaporación tiene lugar en un frente que avanza al interior del sólido.

Tiempo de secado – Ecuación de diseño

Por definición de velocidad de secado se sabe que:

$$N = - \frac{L}{A^s} \frac{dX}{d\theta}$$

$$\theta = \int d\theta = \frac{L}{A^s} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{N}$$

Dependiendo de la zona en la que se encuentre, la velocidad de secado tomará distintas funcionalidades con la humedad del sólido, y el tiempo total de secado será la suma de los aportes de cada una de estas zonas.

- Período pre-crítico: La velocidad se mantiene constante y máxima hasta la humedad crítica. Debido a esto puede salir fuera de la integral y se llega a la siguiente expresión:

$$\theta_c = \frac{L}{A^s} \frac{(X_1 - X_2)}{N_c}$$

- Período post-crítico: N depende ahora del mecanismo de migración de humedad dentro del sólido. Generalmente se recurre a una de las dos aproximaciones siguientes:
 - Capilaridad: Se puede suponer que la velocidad de secado varía linealmente con la humedad
 - Difusión: El proceso es regido por la ley de Fick:

$$\frac{\partial X}{\partial \theta} = D \nabla^2 X$$

$$\theta_d = \frac{4}{\pi^2} \frac{z_s^2}{D} \ln \left[\frac{8}{\pi^2} \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right]$$

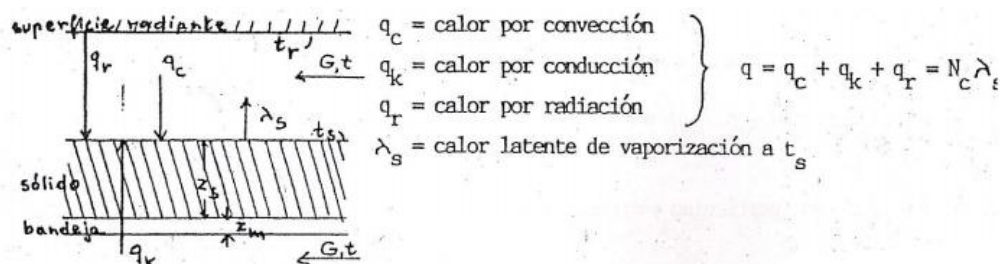
Circulación tangencial del aire

Si el calor necesario para la evaporación del agua es aportado exclusivamente por el aire, por convección desde el gas:

$$N_c = k_Y (Y'_w - Y')$$

$$\lambda N_c = h (t - t_w) \implies N_c = \frac{h}{\lambda} (t - t_w) = k_Y (Y'_w - Y')$$

Si hay varios mecanismos paralelos de transferencia de calor, la temperatura del sólido será distinta de la temperatura de bulbo húmedo.



Correlaciones para 'h'

Se obtienen experimentalmente y se dan generalmente como función del caudal de gas.

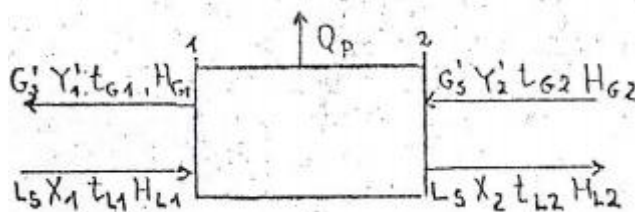
$$h = 14,3 G^{0,8} \text{ (para arena, secado en bandejas)}$$

$$h = 24,2 G^{0,37} \text{ (para aire incidiendo perpendicularmente)}$$

$$h = 5,90 G^{0,71} / d_{eq}^{0,24} \text{ (para flujo paralelo; } d_{eq} = \text{diámetro equivalente del espacio para el flujo de aire)}$$

Circulación transversal del aire

Secado continuo



Balance de masa: $L_s (X_1 - X_2) = G'_s (Y'_1 - Y'_2)$

Balance de energía:

$$L_s (H_{L2} - H_{L1}) + Q_p = G'_s (H_{G2} - H_{G1})$$

Entalpía del sólido húmedo (kJ/kg sólido seco):

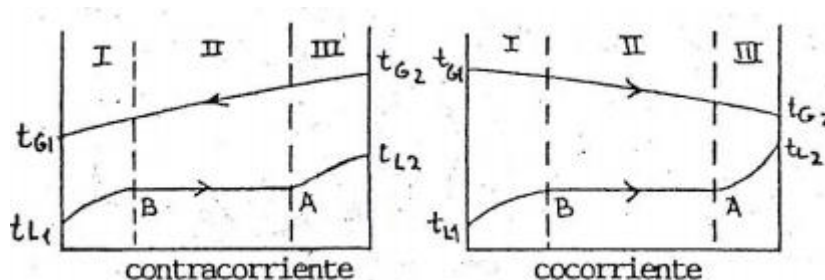
$$H_L = c_{sol.} (t_L - t_o) + X c_X (t_L - t_o) + \Delta H_A$$

$$\Delta H_A = \text{calor de adsorción o hidratación}$$

Si el sólido entra y sale al secador sobre carritos u otros soportes, el calor sensible del soporte también debe incluirse en el balance.

Secado a alta temperatura

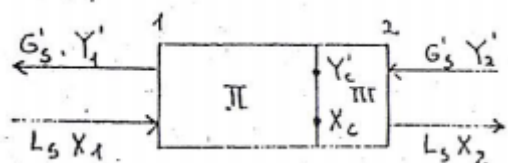
La temperatura de secado es mayor que la temperatura de ebullición del agua.



- Zona I: precalentamiento (no se considera secado)
- Zona II: la temperatura del sólido permanece constante mientras exista humedad no ligada superficial. Esto dura hasta que se alcanza la humedad crítica.
- Zona III: secado de superficie con manchas secas y de humedad ligada, aumentando la temperatura del sólido y disminuyendo la velocidad de secado.

En los secados a baja temperatura no existe la primera de las zonas involucradas. Un análisis sobre las pérdidas de calor previo puede llevar a desestimaciones en el cálculo del secador.

Secado a bajas temperaturas en un secador túnel o de cinta



$$\theta = \theta_{II} + \theta_{III} = \frac{L_s}{A} \left[\int_{X_c}^{X_1} \frac{dX}{N} + \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N} \right]$$

Zona II:

$$X > X_c \text{ y } N = N_c = k_Y (Y_s' - Y')$$

$$\text{Balance de masa: } G_s' dY' = L_s dX \implies dX = \frac{G_s'}{L_s} dY'$$

$$\theta_{II} = \frac{G_s'}{L_s} \frac{L_s}{A} \frac{1}{k_Y} \int_{Y_c'}^{Y_1'} \frac{dY'}{Y_s' - Y'}$$

Si no existe radiación ni conducción, entonces $Y_s' = Y_w' = cte$ (secador adiabático).

$$\theta_{II} = \frac{G_s'}{L_s} \frac{L_s}{A} \frac{1}{k_Y} \ln \frac{Y_{s1}' - Y_c'}{Y_{s1}' - Y_1'}$$

Zona III:

Si se supone que la velocidad de secado decrece linealmente:

$$N = \frac{N_c (X - X^*)}{(X_c - X^*)} = \frac{k_Y (Y_s' - Y') (X - X^*)}{(X_c - X^*)}$$

$$\theta_{III} = \frac{L_s}{A} \frac{(X_c - X^*)}{k_Y} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{(Y_s' - Y') (X - X^*)}$$

Se puede atar la humedad del sólido con la humedad del aire mediante un balance de masa:

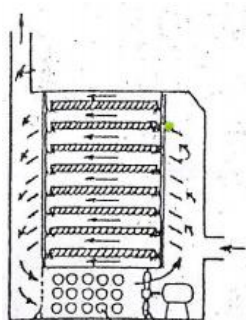
$$Y' = Y_2' + (X - X_2) L_s / G_s'$$

Y entonces se llega a la expresión final:

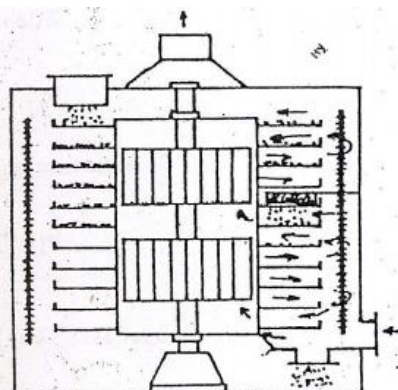
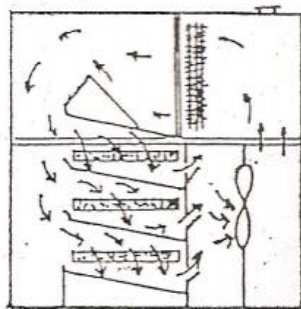
$$\theta_{III} = \frac{G_s'}{L_s} \frac{L_s}{A} \frac{X_c}{k_Y} \frac{1}{(Y_s' - Y_2') G_s' / L_s + X_2} \ln \frac{X_c (Y_s' - Y_2')}{X_2 (Y_s' - Y_c')}$$

Equipos

- 1) – Continuos: el secado se lleva a cabo en régimen estacionario. El contacto entre sólido y medio de secado puede ocurrir en cocorriente (producto sensible a altas temperaturas), contracorriente (producto húmedo requiere secado suave y más uniforme) o corrientes cruzadas (cuando se requiere un secado rápido y eficiente).
- Discontinuos: son de construcción sencilla y el secado se regula fácilmente. Sus principales desventajas son la mayor mano de obra, el mayor consumo energético y la obtención de un secado menos uniforme.
- 2) - A presión atmosférica: la mayoría de los equipos opera a presión atmosférica.
- Al vacío: Para secar sustancias termosensibles, para recoger vapores separados del sólido que sean valiosos o tóxicos. Se reducen las pérdidas de calor. Estos equipos trabajan de manera discontinua y son de construcción más compleja. La transferencia de calor tiene lugar por conducción y por radiación solamente.
- 3) – Contacto directo con el medio secante: es el más común. El aire caliente, gases de combustión o vapor sobrecalentado circulan por encima del material o lo atraviesan. Son más baratos y se evitan más fácilmente sobrecalentamientos del sólido.
- Secado indirecto: Es más bien un proceso de evaporación de agua por entrefa de calos por conducción. El material a secar está separado del medio calefactor (agua caliente, vapor, humos, resistencias eléctricas) por una pared conductora. Contaminación y producción de polvos mínima.
- 4) – Material agitado: El secado es muy eficiente puesto que se renueva constantemente la superficie de contacto con el medio secante.
- Material sin movimiento relativo de las partículas: Se usa cuando debe preservarse la forma del material o se requiere control estricto de condiciones y tiempo de secado, o cuando el material no puede ser subdividido fácilmente (pastas).
- 5) Según el material a secar: Líquidos, suspensiones, barros suficientemente fluidos para ser bombeados se secarán con secadores de spray o rodillos. Pastas se secan con equipos especiales como los secadores de cinta, o se licuan agregando agua y se tratan como líquidos o se agrega producto seco y se tratan como sólidos. Sólidos granulares podrán secarse en varios equipos, dependiendo la selección de la humedad, tamaño, forma, etc.

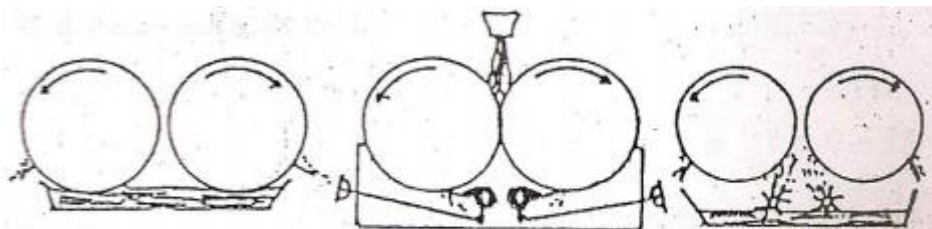


Secadores de bandeja discontinuos

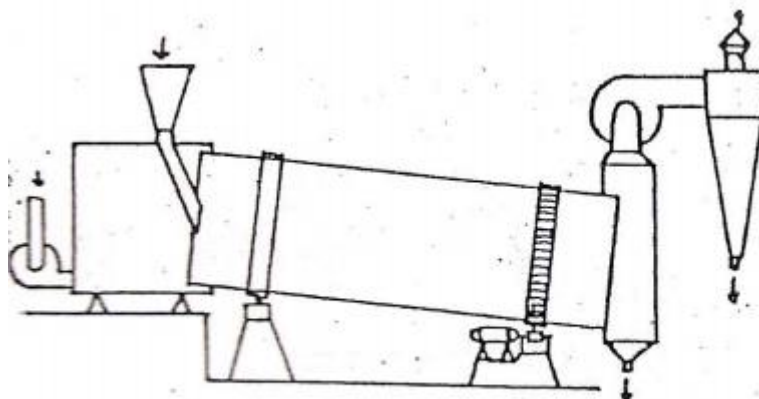


Secador de bandeja continuo

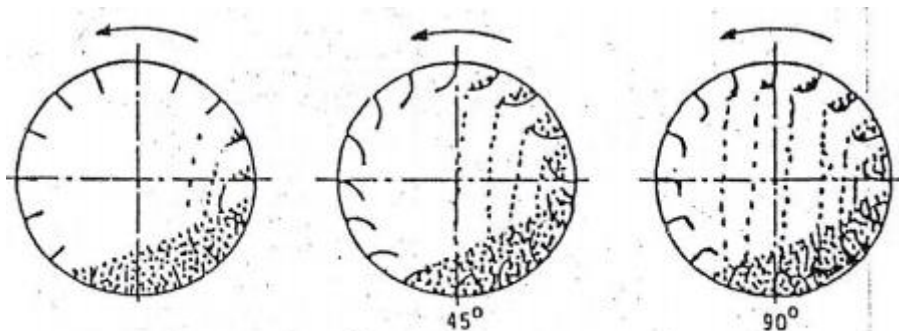
Secador "Turbo"



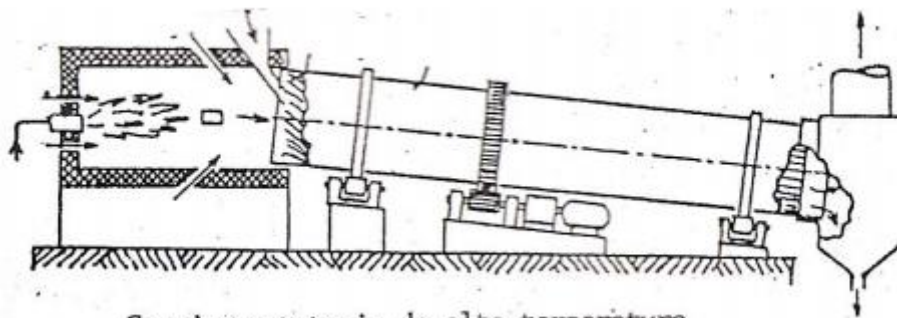
Secadores de rodillos



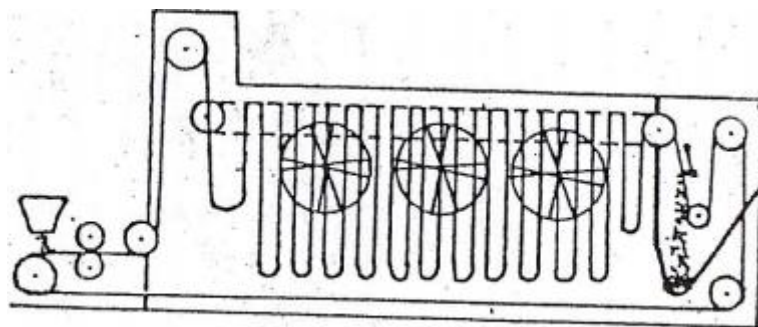
Secador rotatorio



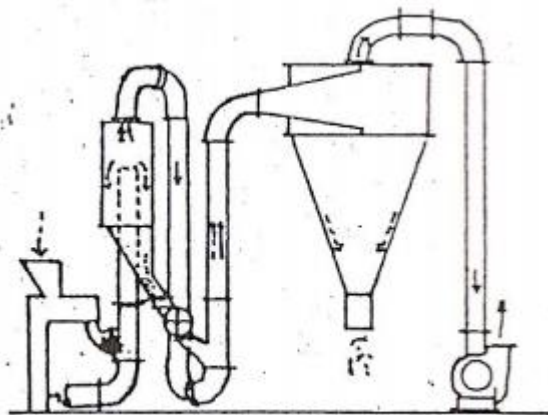
Dispositivos internos para distribuir y mezclar el sólido



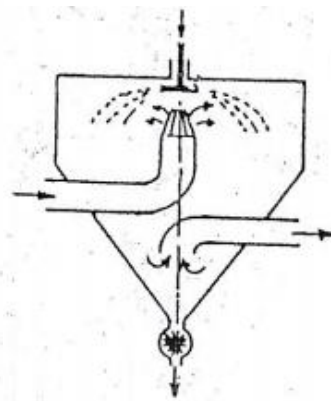
Secador rotatorio de alta temperatura



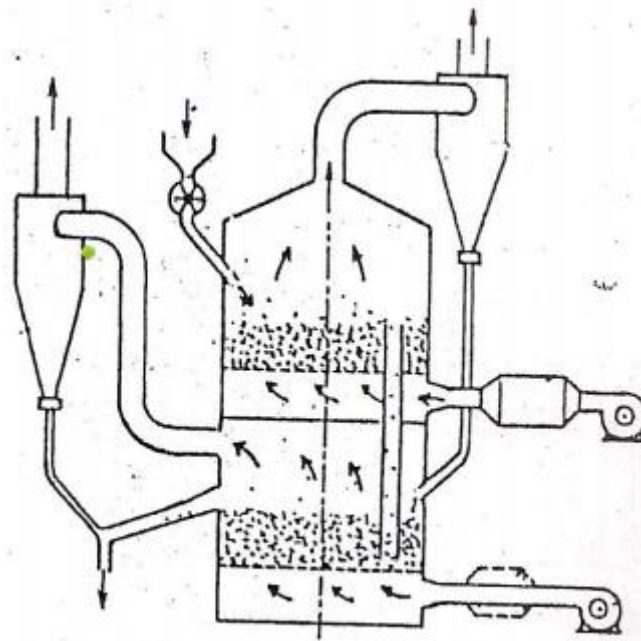
Secador de cinta (malla metálica) para pastas



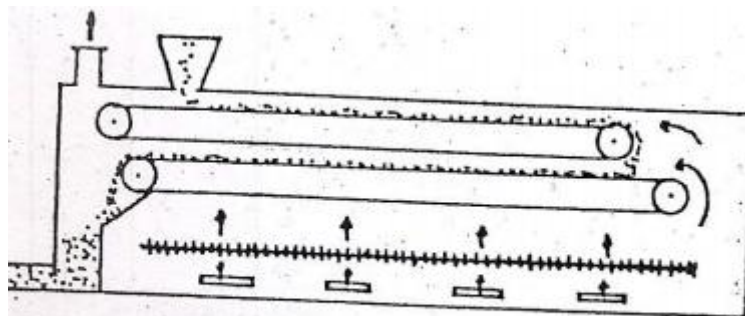
Secador neumático



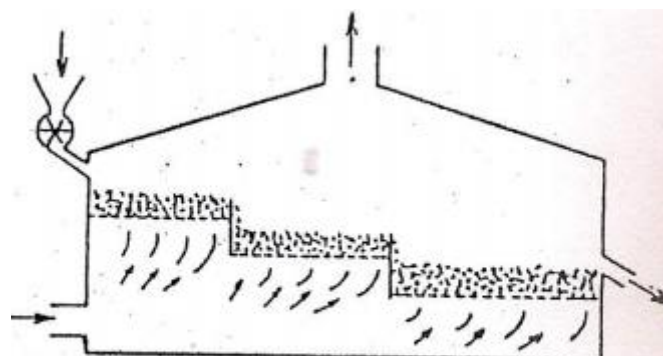
Secador spray (con atomizador rotante)



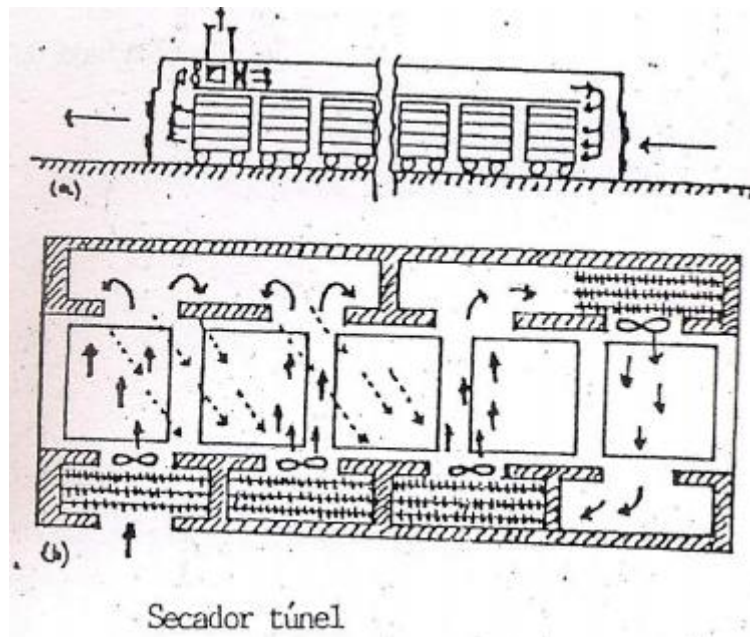
Secador de lecho fluidizado de 2 etapas



Secador de cinta para materiales granulados



Cascada de lecho fluidizado

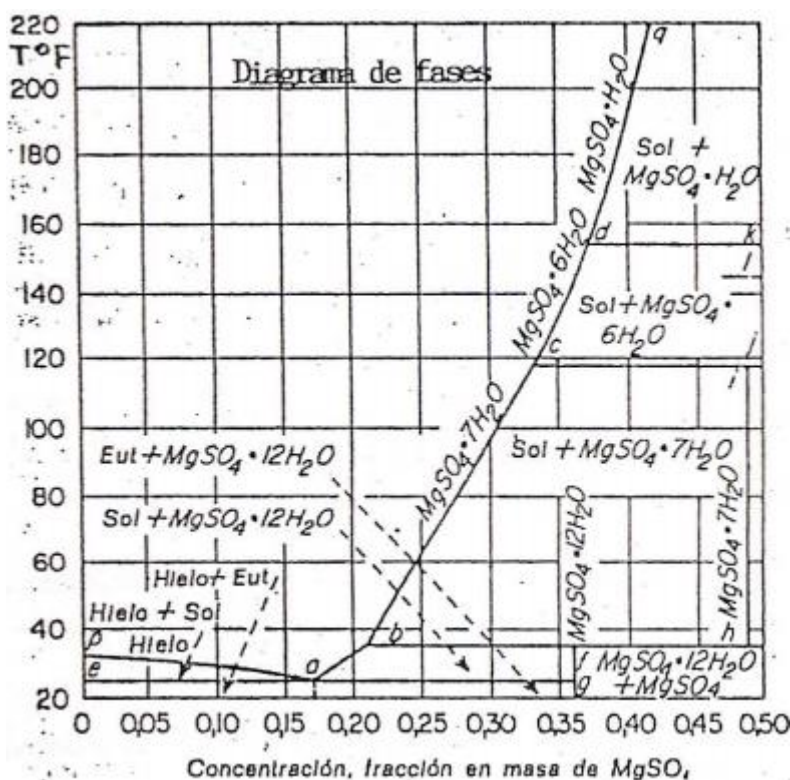


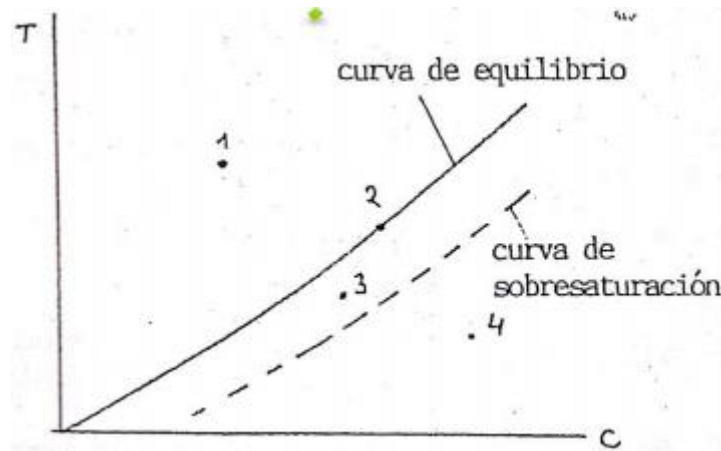
Cristalización

Es la formación de partículas sólidas a partir de una fase homogénea (fase gaseosa, mezcla fundida o solución). La cristalización a partir de soluciones es la de mayor importancia industrial. Provee un método práctico para obtener sustancias químicamente puras en condiciones satisfactorias para el envasado, almacenamiento y comercialización.

La cristalización es una operación de separación. Un cristal formado de una solución impura es puro (salvo que se formen cristales mixtos). El proceso consiste en un primer nacimiento o formación de los cristales (nucleación) y luego el crecimiento del cristal. Ambas etapas son función de la sobresaturación. La misma se expresa como relación de sobresaturación ($S = \frac{c}{c_{eq}}$) o como sobresaturación absoluta ($\Delta c = c - c_{eq}$).

La sobresaturación se puede generar por enfriamiento (cuando la solubilidad del soluto aumenta con la temperatura), evaporación de parte del solvente (cuando la solubilidad es relativamente independiente de la temperatura) o con el agregado de un tercer componente (alta solubilidad). Las relaciones de equilibrio se dan como datos de solubilidad en función de la temperatura, en tablas, diagramas de fases o curvas de solubilidad. Existen algunos diagramas entálpicos.





Teoría de MIERS

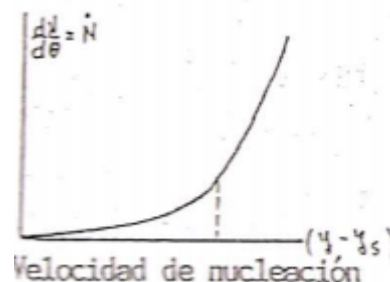
- Zona 1: solución no saturada, el cristal se disuelve
- Zona 2: solución saturada, equilibrio dinámico
- Zona 3: zona metaestable. A pesar de la sobresaturación no se forman cristales (no hay nucleación). Los cristales ya presentes crecen
- Zona 4: zona hábil. Se produce nucleación a altas velocidades

Mientras que la curva de saturación depende de los componentes y de la temperatura, la sobresaturación es función además de otros factores como agitación, presencia de partículas, etc.

Nucleación

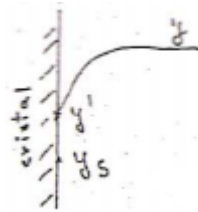
Unión de átomos, moléculas y iones para formar un núcleo estable. Depende de numerosos factores: velocidad con que se produce la sobresaturación, agitación, presencia de pequeñas partículas, peso molecular del soluto, etc. Así, un enfriamiento brusco produce cristales muy finos con superficies mal desarrolladas.

La nucleación puede ser homogénea (a partir de soluciones puras) o heterogénea (la más común). La nucleación varía con la sobresaturación de forma exponencial.



Crecimiento

Es un proceso difusional modificado por efectos de superficie. Se distinguen dos etapas en serie: las moléculas o iones disueltos llegan a la superficie por difusión y luego son aceptados y orientados dentro de la red cristalina.



Y = concentración en la solución

Y' = concentración en la interfase

Y_s = concentración de saturación

$$\frac{dm_i}{A_i d\theta} = k_y (y - y') = k_{si} (y' - y_s) = K_i (y - y_s) \frac{1}{K_i} = \frac{1}{k_y} + \frac{1}{k_{si}}$$

Sea $A_i = \alpha_i A$

α_i relación de área de cada cara al área total.
 K_i variable para cada cara.

$$\frac{dm_i}{d\theta} = \alpha_i A K_i (y - y_s) \implies \frac{dm}{d\theta} = \sum \frac{dm_i}{d\theta} = A (y - y_s) (\alpha_1 K_1 + \alpha_2 K_2 + \dots) = A \bar{K} (y - y_s)$$

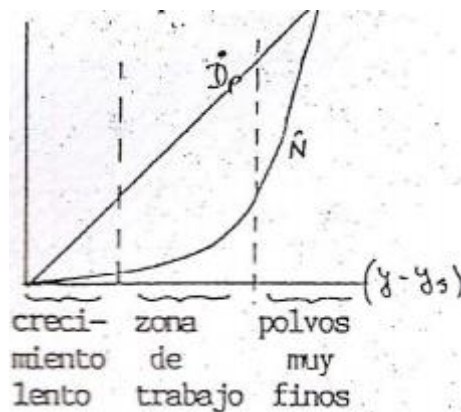
Expresando el área y volumen de los cristales en función de factores de forma y una longitud característica

$$\begin{aligned} A &= a D_p^2 \\ V &= b D_p^3 \end{aligned} \quad m = b D_p^3 \rho_s \implies \frac{dm}{d\theta} = 3 b D_p^2 \rho_s \frac{dD_p}{d\theta} = a D_p^2 (y - y_s) \bar{K}$$

$$\dot{D}_p = \frac{dD_p}{d\theta} = c \bar{K} (y - y_s)$$

Se ve que el crecimiento del cristal varía con la sobresaturación de forma lineal.

Para encontrar la zona de trabajo (compromiso entre la nucleación y el crecimiento) se elige, dentro de la zona metaestable, la de mayor sobresaturación posible.



Ley del ΔL

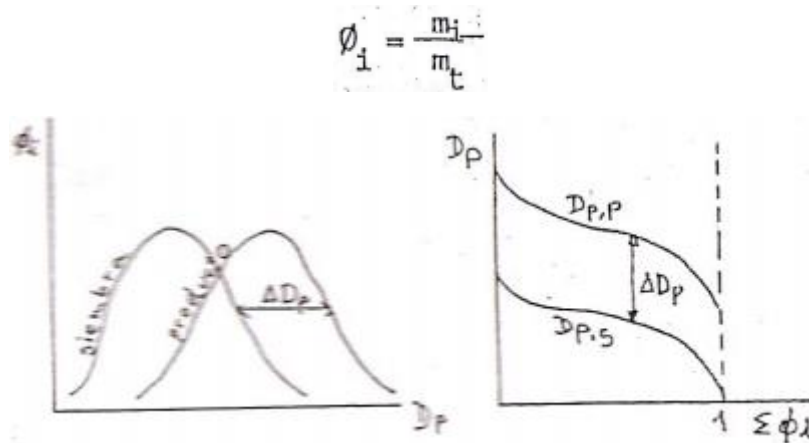
Todos los cristales tendrán igual crecimiento absoluto. El crecimiento es independiente del tamaño, haciendo que todos los cristales crezcan a la misma velocidad.

Esta teoría se basa sobre las siguientes hipótesis:

- Todos los cristales tienen la misma forma geométrica y la misma permanece constante durante el crecimiento
- La sobresaturación es pareja y constante en todo el equipo
- No hay nucleación, solo crecimiento

En la práctica cristales grandes poseen mayor velocidad de crecimiento.

Si se conoce la distribución de tamaños de siembra, puede conocerse la distribución de tamaños del producto, ya que el ΔD_p es constante.



En la práctica es imposible evitar la nucleación.

Ley MSMPR (Mixed Size Mixed Product Removal)

Hipótesis:

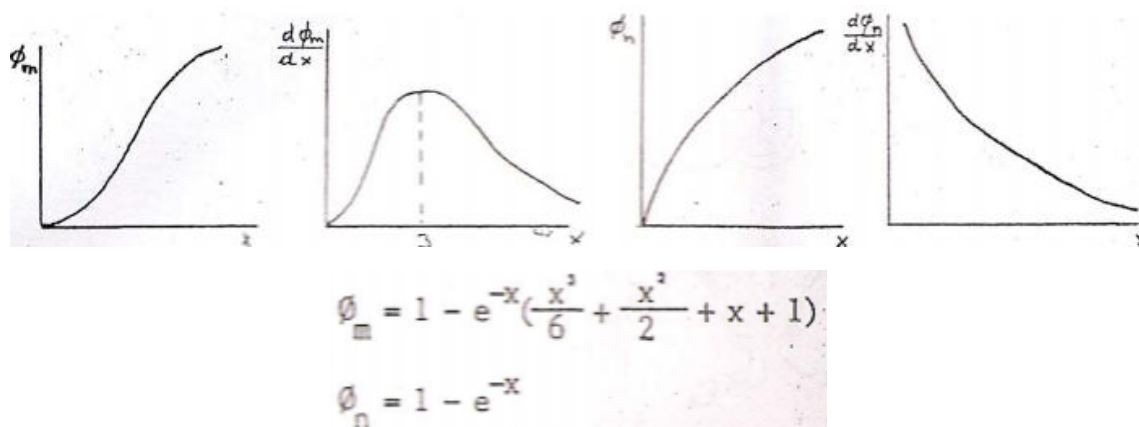
- Sobresaturación uniforme en todo el equipo
- Se cumple la ley del ΔL
- Suspensión bien mezclada
- No hay destrucción de finos
- La velocidad de la nucleación sólo depende de la sobresaturación
- El producto sale en equilibrio con la solución

Este modelo permite calcular varias cantidades de interés:

ϕ_m : Fracción acumulativa de masa de cristales hasta cierto tamaño

ϕ_n : Fracción acumulativa de población de cristales hasta cierto tamaño

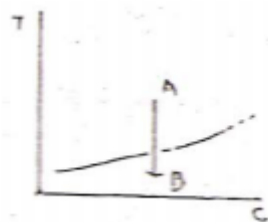
Así, el modelo permite construir estos gráficos en función de un diámetro adimensional.



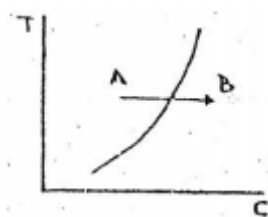
Equipos

Pueden operar de manera continua o discontinua. Se clasifican según la forma de producir la sobresaturación y según la forma de poner en contacto la solución sobresaturada con los cristales.

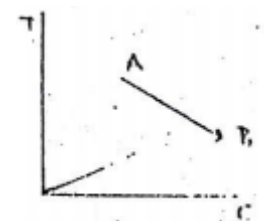
- Según la forma de producir la sobresaturación: El medio utilizado para crear la sobresaturación es función del tipo de curva de solubilidad del soluto
 - Enfriamiento sin evaporación apreciables



- Evaporación sin enfriamiento apreciable



- Enfriamiento y evaporación combinados

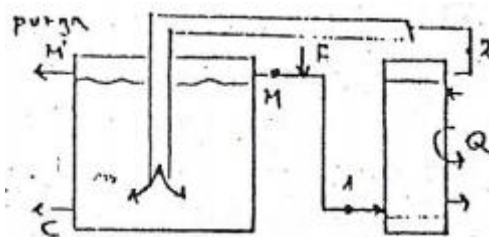


- Según el funcionamiento
 - Con líquido circulante: Una corriente de solución sobresaturada pasa a través de un lecho (fluidizado o no) de cristales en crecimiento

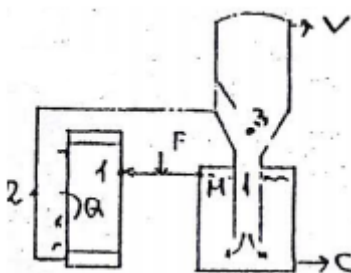
- Con magma circulante: Todo el magma (solución y cristales) se hace circular por las etapas de sobresaturación y cristalización sin separar líquido y sólido

A continuación, se presentarán distintos equipos de cristalización usados en la industria

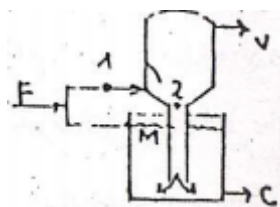
- Cristalizadores tanque: Tanques rectangulares abiertos. El enfriamiento se produce por convección natural o equipo auxiliar



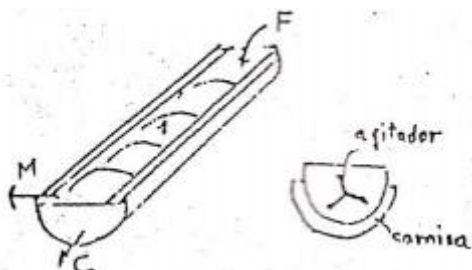
- Cristalizadores-evaporadores: Flasheo del líquido proveniente del intercambiador. El vapor se retira por eyector. Los cristales crecen en la cámara.



- Cristizador adiabático de vacío: El vacío se logra mediante el uso de eyectores.



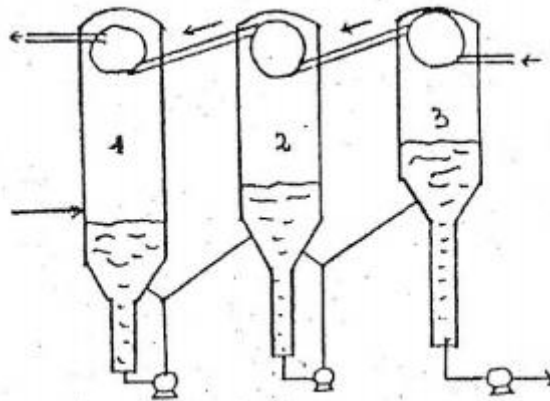
- Swenson-Walker



- Cristalizadores al vacío de múltiple efecto: El primer efecto es alimentado con la solución concentrada y caliente. Por evaporación y enfriamiento simultáneo se forman cristales. La suspensión es transportada al equipo siguiente con una bomba centrífuga. Parte de la suspensión vuelve al mismo efecto para evitar la formación de cristales demasiado



finos. Los vapores son condensados en condensadores de superficie conectados en serie (o con eyectores).



- Cristalizador con destrucción de finos

