

## PRQ III

### **INTRODUCCION:**

**Concepto:** Operaciones Unitarias estudia las operaciones comunes de todos los procesos con transformación de masa.

PRQ I → Viscosidad	} Parámetros de Transporte
PRQ II → Conductividad	
PRQ III → Difusividad	

Transferencia de calor en régimen laminar o molecular = Conducción

Transferencia de calor en régimen turbulento = Convección

Transferencia de masa en régimen laminar o molecular = Difusión

### **Temario:**

1. Difusividad en gases y en líquidos (Conductividad en materiales).
2. Transferencia de masa en régimen laminar o molecular (Difusión).
3. Transferencia de masa en régimen turbulento.
4. Transferencia a través de dos fases.
5. Absorción (Separación o incorporación de gases).
6. Destilación (Separación de una o varias sustancias a partir de una mezcla).
7. Secado.

**Capítulo N° 1****DIFUSIVIDAD EN GASES Y EN LIQUIDOS****1. Difusividad en gases y en líquidos****1.1. Definición de parámetros.****a) Parámetros de concentración.**

$\delta_i = \text{Densidad de componente } i$

$$\delta_i = \frac{m_i}{V} \quad \text{o} \quad \delta = \frac{m}{V}$$

$$\delta = \sum_{i=1}^n \frac{m_i}{V} = \frac{m_1}{V} + \frac{m_2}{V} + \frac{m_3}{V} + \dots + \frac{m_n}{V} = \frac{m}{V} = \sum \delta_i$$

$X_i = \text{Fracción masica en peso del componente } i :$

$$X_i = \frac{m_i}{m} = \frac{\delta_i}{\delta} \quad \Rightarrow \quad \delta_i = X_i \delta$$

$$\sum_{i=1}^n X_i = 1$$

$C_i = \text{Parametro de concentracion del componente } i :$

$$C_i = \frac{n_i}{V} \quad \text{y} \quad C = \frac{n}{V}$$

$$C = \frac{n_T}{V} = \frac{n_1}{V} + \frac{n_2}{V} + \frac{n_3}{V} + \dots + \frac{n_n}{V} = \frac{n_1 + n_2 + n_3 + \dots + n_n}{V} = \frac{n_T}{V}$$

$$C = \sum_{i=1}^n C_i$$

$X_i = \text{Fracción molar del componente } i :$

$$X_i = \frac{n_i}{n_T} = \frac{C_i}{C} \quad \Rightarrow \quad C_i = x_i C$$

$$C_i = \frac{\delta_i}{\bar{M}} \quad \Rightarrow \quad C_i = \frac{\frac{m_i}{V}}{\bar{M}} \quad \Rightarrow \quad C_i = \frac{n_i}{V}$$

Donde :  $\bar{M} = \text{Peso molecular.}$

$$\sum_{i=1}^n X_i = 1$$

$$X_i = \frac{\frac{m_i / m_T}{\bar{M}_i}}{\frac{m_i}{\bar{M}_i m_T} + \frac{m_j}{\bar{M}_j m_T} + \frac{m_k}{\bar{M}_k m_T} + \dots} \quad \text{Donde : Numero de moles } n = \frac{m}{\bar{M}}$$

$$\text{Despejando : } \bar{M} = \frac{m}{n}$$

$$X_i = \frac{\frac{n_i}{m_T}}{\frac{n_i}{m_T} + \frac{n_j}{m_T} + \frac{n_k}{m_T} + \dots} = \frac{\frac{n_i}{m_T}}{\frac{n_i + n_j + n_k + \dots}{m_T}} = \frac{n_i}{\sum n_i} = \frac{n_i}{n_{TOTAL}}$$

### b) Parámetros de velocidad.

Sea el ejemplo un río con un flujo de agua, que tiene y lleva consigo agua, arena, materia orgánica, y peces y un observador a la orilla del río se encuentra viendo o un bote (Componente i = Peces, arena, agua, etc.).

$v_i$  = Velocidad del componente i desde sus coordenadas fijas.

$$v = \frac{\sum_{i=1}^n \delta_i v_i}{\sum_{i=1}^n \delta_i} \quad \text{Velocidad media de "masa" de la mezcla,}$$

$$v = \frac{\sum_{i=1}^n \delta_i v_i}{\delta(Total)} \quad \text{Velocidad media masica (vel. del bote).}$$

$v^*$  = Velocidad media molar de la mezcla .

$$v' = \frac{\sum_{i=1}^n v_i C_i}{\sum_{i=1}^n C_i} = \frac{\sum_{i=1}^n v_i C_i}{C_{TOTAL}}$$

Velocidad de Difucion :

\*)  $v_i - v$  = Velocidad relativa del componente i respecto a la velocidad media masica, donde  $v$  = vel. del bote

\*)  $v_i - v^*$  = (Velocidad de cualquier componente medida desde el bote o respecto al bote).

\*)  $v_i - v^*$  = Velocidad relativa del componente i respecto a la velocidad media molar.

**c) Parámetros de flujo másico:**

$G_i$  = Densidad de flujo masa del componente  $i$ .

$$G_i = v_i \delta_i \left[ = \right] \frac{m}{seg} \frac{Kg.}{m^3} \left[ = \right] \frac{Kg.}{m^2 - seg} \quad \text{Medido desde coordenadas fijas.}$$

Cantidad del componente  $i$  medido en Kg. que atravieza a la seccion de  $1 m^2$  en un tiempo de un segundo.

$G_{Mi}$  = Densidad de flujo molar de  $i$ .

$$G_{Mi} = v_i C_i \left[ = \right] \frac{m}{seg} \frac{Kmol.}{m^3} \left[ = \right] \frac{Kmol.}{m^2 - seg}$$

Cantidad de moles que atraviesa una seccion de  $1 m^2 \perp$  a la corriente en un segundo

**RELACION ENTRE  $G_i$  y  $G_{Mi}$** 

$$G_i = v_i \delta_i = \frac{\delta_i}{\bar{M}_i}$$

$$G_{Mi} = \frac{v_i \delta_i}{\bar{M}_i}$$

$$G_i = \frac{G_{Mi}}{\bar{M}_i}$$

$G = v \delta$  Densidad de flujo masico total

$G_M = v_i \delta$  Densidad de flujo molar total

Medido desde coordenadas móviles:

$j_i = (v_i - v) \delta_i$  Densidad de flujo de masa del componente  $i$  respecto a la velocidad media másica.

$j_i^* = (v_i - v) C_i$  Densidad de flujo molar del componente  $i$  medido respecto a la velocidad media másica.

$J_i = (v_i - v^*) \delta_i$  Densidad de flujo de masico del componente  $i$  medido respecto a la velocidad media molar.

$J_i^* = (v_i - v^*) C_i$  Densidad de flujo de molar del componente  $i$  medido con respecto a la velocidad media molar.

**1.3. Ley de FICK (Primera ley de Fick de la difusión).**

1.) Existe cantidad de momento cuando existe diferencia de velocidad.

$$\tau = -\mu \nabla \circ v \quad \tau_{xy} = -\mu \frac{dv_x}{dy} \quad \text{Ley De Newton.}$$

Donde :  $\tau$  = Tensor

$\mu$  = Viscosidad

$\nabla \circ v$  = DiDivergente aplicado en vector.

2.) Existe transferencia de calor cuando existe diferencia de temperatura.

$$q = -K \nabla \circ T \quad q_x = -K \frac{dT}{dx} \quad \text{Ley De Fourier.}$$

Donde :  $q$  = Calor

$K$  = Coeficiente de conductividad termica

$\nabla \circ T$  = Gradiente de temperatura

3.) Existe transferencia de masa cuando existe diferencia de concentracion.

$$J_i^* = -D_{AB} \nabla \circ c_i \quad J_{ix}^* = -D_{AB} \frac{dc_i}{dy} \quad \text{Ley De Fick de la difusion.}$$

Donde :  $J_i^*$  = Densidad de flujo molar.

$D_{AB}$  = Difusividad de A respecto de B.

$\nabla \circ c_i$  = Gradiente de concentracion.

Definicion de  $J_i^*$ : La densidad de flujo molar es proporcional al gradiente de la concentracion, y ese factor de la proporcionalidad a la concentracion es la difusividad que sera en objeto de nuestro estudio en los siguientes capitulos.

$D_{iM}$  = Difusividad de componente i respecto de la mezcla.

$$\nabla = \frac{d}{dx} \hat{i} + \frac{d}{dy} \hat{j} + \frac{d}{dz} \hat{k} \quad [=] \quad \frac{1}{m}$$

$D_{Mi}$  = Difusividad molar con respecto al eje  $\hat{i}$  'se llama tambien parametro de transporte de masa.

$$D_{Mi} = \frac{J_i^*}{\nabla c_i} \quad [=] \quad \frac{\frac{Kmol}{m^2 \cdot seg.}}{\frac{1}{m} * \frac{Kmol}{m^3}} \quad [=] \quad \frac{m^2}{seg.}$$

Otra forma de expresar la Ley de Fick es :

$$J_i^* = -D_{iM} \frac{dc_i}{dz} = -D_{iM} c \frac{dx_i}{dz} \quad \text{Donde : } \frac{dc_i}{dx} = \frac{d}{dx}(cx_i) = c \frac{dx_i}{dz}$$

$$G_{Mi} = \left( \sum_{i=1}^n G_{Mi} \right) x_i - c D_{iM} \frac{dx_i}{dz} \quad \text{Ley de Fick para una mezcla de "n" componentes.}$$

$$G_{Mi} = (G_{MA} + G_{MB}) x_A - c D_{AB} \frac{dx_A}{dz} \quad \text{Ley de Fick para una mezcla "binaria".}$$

#### 1.4 Difusividad en mezclas gaseosas a baja densidad.

La Difusividad es un factor de proporcionalidad entre el gradiente de flujo entre la concentración. Como también se puede decir que es un parámetro de transporte de masa al igual que la transferencia de calor y de momento.

$$\text{Ley de Fick : } G_{Mi} = (G_{MA} + G_{MB}) x_A - c D_{AB} \frac{dx_A}{dz}$$

$$\frac{dx_A}{dz} = \text{Es la variación de la fracción molar de A respecto de } z$$

$$J_A^* = -c D_{AB} \frac{dx_A}{dz} = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$$

Donde :  $J_A^* = \text{Flujo molar o masico.}$

$D_{AB} = \text{Factor "Difusividad en compuestos puros.}$

#### NOTA:

1. En operaciones unitarias I, el parámetro equivalente de la transferencia de cantidad de movimiento es la viscosidad (Masa-Velocidad). Se puede decir que el mecanismo del factor proporcional entre el esfuerzo de corte y velocidad se llama viscosidad.
2. En operaciones unitarias II, el parámetro de transferencia de calor es la en régimen laminar o turbulento es el coeficiente de transferencia de calor (h), y todo el mecanismo se llama transferencia de masa en la ley de Fourier.
3. En operaciones unitarias III, el parámetro de transferencia de masa en régimen laminar tiene como factor a la Difusividad y todo el mecanismo se llama difusión. Por lo tanto el mecanismo de transporte en la ley de Fick se llama Difusividad.
- 4.

#### Unidades de la Difusividad:

$$D_{AB} [=] \frac{m^2}{seg.} [=] \frac{cm^2}{seg.}$$

#### ACLARACION:

Mezclas gaseosas → A baja densidad es cuando la presión es menor a 10 Atm.

Mezclas gaseosas → A alta densidad es cuando la presión es mayor a 10 Atm.

La Difusividad = f (T, P.)

$$D_{AB} \propto T^b \quad a \quad \text{Presión cte.} \quad \text{donde: } 1,5 \leq b \leq 2,5$$

**Formas de estudio de la Do en gases de baja densidad deduciendo de estas Leyes:**

- a) La ley de los estados correspondientes.
- b) La ley de la teoría cinética.

**a) Mediante la ley de los estados correspondientes:**

Teniendo la ecuación empírica basado en la ley de los Estados Correspondientes.

$$\frac{D_{AB} P}{(P_{CA} P_{CB})^{1/3} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} (T_{CA} T_{CB})^{3/12}} = a \left( \frac{T}{\sqrt{T_{CA} T_{CB}}} \right)^b$$

En esta ecuación los parámetros tienen las siguientes unidades:

$$D_{AB} [=] \frac{cm^2}{seg.} \quad T [=] ^\circ K$$

$$P [=] Atm. \quad \bar{M} [=] \frac{g.}{mol}$$

A y B son constantes y esos valores están determinados para los siguientes casos:

1) Gases no polares

$$a = 2,745 \cdot 10^{-4}$$

$$b = 1,823$$

2) Gases no polares con el agua.

$$a = 2,745 \cdot 10^{-7}$$

$$b = 2,334$$

En el caso de que solo tuviéramos datos de la Difusividad a una  $T_1$  y  $P_1$  y quisiéramos calcular la Difusividad para una condición (2) que es  $T_2$  y  $P_2$ .

$$\frac{D_{AB2} P_2}{(P_{CA} P_{CB})^{1/3} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2} (T_{CA} T_{CB})^{3/12}} = a \left( \frac{T_2}{\sqrt{T_{CA} T_{CB}}} \right)^b \quad (1)$$

$$\frac{D_{AB1} P_1}{(P_{CA} P_{CB})^{1/3} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2} (T_{CA} T_{CB})^{3/12}} = a \left( \frac{T_1}{\sqrt{T_{CA} T_{CB}}} \right)^b \quad (2)$$

Dividiendo (1)/(2) tenemos :

$$\frac{D_{AB2} P_2}{D_{AB1} P_1} = \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^b \Rightarrow D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^b$$

- El grado de error de esta ecuación es de 5% a 19%

- Tabla B.1 parámetros críticos → Bird.

*Ejemplo :*

*Se tiene los siguientes datos :*

$$b = 2$$

$$D_{AB1} = 13 \cdot 10^{-2} \frac{\text{cm}^2}{\text{seg.}}$$

$$D_{AB2} = ?$$

$$T_1 = 0^\circ \text{C} = 273^\circ \text{K}$$

$$T_2 = 100^\circ \text{C} = 283^\circ \text{K}$$

$$P_1 = 1 \text{Atm.}$$

$$P_2 = 8 \text{Atm.}$$

*Calculamos :*

$$D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^b = 13 \cdot 10^{-2} \frac{\text{cm}^2}{\text{seg.}} \left( \frac{1 \text{Atm.}}{8 \text{Atm.}} \right) \left( \frac{283^\circ \text{K}}{273^\circ \text{K}} \right)^2$$

$$D_{AB2} = 0,01746 \frac{\text{cm}^2}{\text{seg.}}$$

#### **b) Mediante la teoría Cinética.**

$$\bar{c} = \bar{\mu} = \sqrt{\frac{8KT}{\pi m}} \quad \text{Donde : } \bar{c} = \text{Velocidad cinetica media}$$

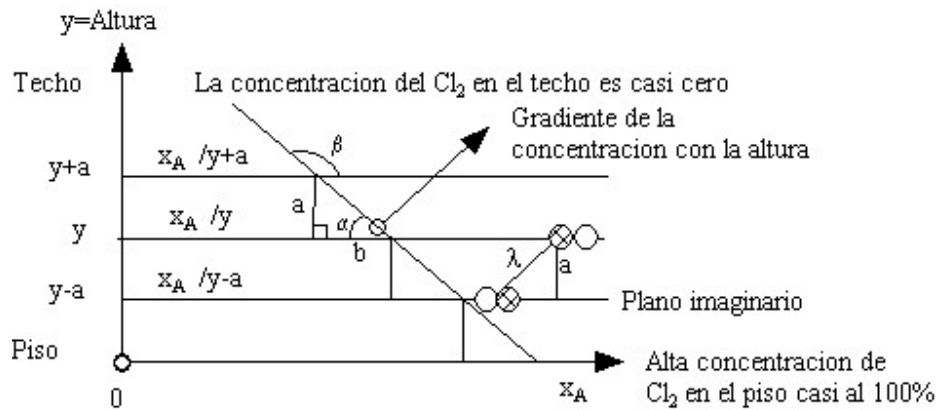
$$z' = \frac{1}{4} \bar{\mu} \frac{N^*}{N^o} \quad \text{Donde : } z' = \# \text{ de choques entre particulas sobre una superficie y un tiempo.}$$

$$\lambda = \frac{1}{\sqrt{2} \pi \sigma^2 N^*} \quad \lambda = \text{Campo libre medio choque entre dos particulas}$$

$N^* = \text{Conjunto de moleculas que atraviesan el plano por unidad de volumen (Cl}_2 + \text{Aire)}$

*La variación de la concentración de cloro con la altura en el aire Fig.1*





⊗ Esta partícula después de chocar con la partícula, choca con el plano.

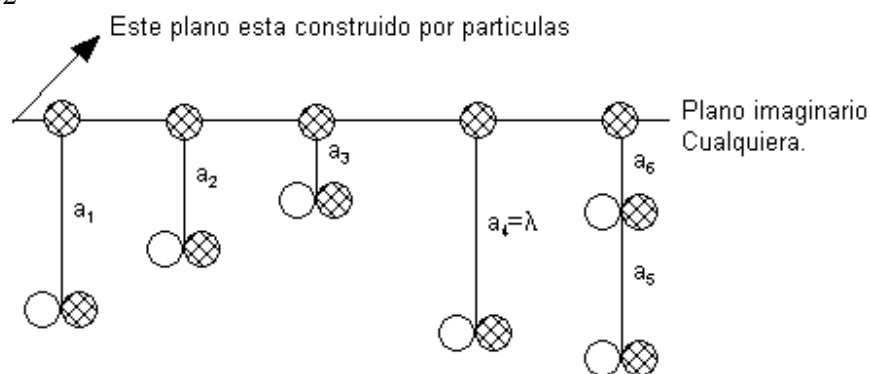
$\lambda$  = Es el camino libre medio

$a < \lambda$

$x_A$  = Fracción molar del  $\text{Cl}_2$  desprendido.

$x_A \approx 100\%$  En el piso.

Fig.2



$$a = \frac{a_1 + a_2 + a_3 + \dots + a_n}{n}$$

$a$  = Es la distancia promedio que recorre una partícula después de chocar con otra hasta un plano imaginario hasta un choque.

Si  $a \neq \lambda$

En no es choque entre moléculas si que es choque con el plano imaginario.

Si  $a > \lambda$

Antes de chocar con el plano choca con una partícula y luego con el plano.

Si  $a = \lambda$

Choca con una partícula en el aire.

Por definición:  $a = \frac{2}{3} \lambda$

**Analizando la Fig.1**

$$x_A / y - a = x_A / y + b \quad (1)$$

$$x_A / y + a = x_A / y - b \quad (2)$$

$$m = \tan \beta = \frac{dy}{dx_A}$$

$$\tan \alpha = \tan(180^\circ - \beta) = -\frac{dy}{dx_A} = \frac{a}{b}$$

$$b = -a \frac{dx_A}{dy} = -\frac{2}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy}$$

Remplazando en (1) y en (2) tenemos :

$$x_A / y - a = x_A / y - \frac{2}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy}$$

$$x_A / y + a = x_A / y + \frac{2}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy}$$

*El cloro se mueve tanto con el conjunto como con su movimiento propio.*

$G_{MA}$  = Flujo molar solamente del cloro

$$G_{MA} = \frac{\text{Particulas} / \text{cm}^3}{\text{Particulas} / \text{mol}} * \frac{\text{cm}}{\text{seg.}} * \frac{\text{mol A}}{\text{mol T}} [=] \frac{\text{Moles Cl}_2}{\text{m}^2 \text{seg.}}$$

*Es la cantidad de  $\text{Cl}_2$  que suben hacia arriba por unidad de area y tiempo.*

$$G_{MA} = \frac{N^*}{N^o} * v^* * x_A / y$$

$N^*$  = Conjunto de moleculas que atraviesan el plano por unidad de volumen ( $\text{Cl}_2$  + Aire), o tambien # de moles / unidad de volumen.

$N^o$  = Concentracion total

$$G_{MA} = \frac{N^*}{N^o} * v^* * x_A \Big|_y + \frac{1}{4} \bar{u} \frac{N^*}{N^o} x_A \Big|_{y-a} - \frac{1}{4} \bar{u} \frac{N^*}{N^o} x_A \Big|_{y+a}$$

$$G_{MA} = C * v^* * x_A \Big|_y + \frac{1}{4} C \bar{u} \left[ x_A \Big|_{y-a} - x_A \Big|_{y+a} \right]$$

$$G_{MA} = C * v^* * x_A \Big|_y + \frac{1}{4} C \bar{u} \left[ x_A \Big|_y - \frac{2}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy} - \left( x_A \Big|_y + \frac{2}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy} \right) \right]$$

$$G_{MA} = C * v^* * x_A \Big|_y + \frac{1}{4} C \bar{u} \left( -\frac{4}{3} \lambda \frac{dx_A}{dy} \right)$$

$$G_{MA} = C^* v^* x_A \Big|_Y - \frac{1}{3} C \bar{u} \lambda \frac{dx_A}{dy}$$

Aplicando la ley de Fick :

$$G_{MA} = (G_{MA} + G_{MB})x_A - C D_{AB} \frac{dx_A}{dy}$$

$$C D_{AB} \frac{dx_A}{dy} = \frac{1}{3} C \bar{u} \lambda \frac{dx_A}{dy} \Rightarrow D_{AB} = \frac{1}{3} \bar{u} \lambda$$

$$PV = nRT \Rightarrow PV = \frac{N}{N^o} RT \Rightarrow \frac{N}{V} = \frac{PN^o}{RT} \Rightarrow N^* = \frac{PN^o}{RT}$$

$$C = \frac{N^*}{N^o} = \frac{P}{RT}$$

$$D_{AB} = \frac{1}{3} \sqrt{\frac{8KT}{\pi m}} * \frac{1}{\sqrt{2} * \pi * \sigma_A^2 * \frac{P^* N^o}{RT}}$$

$$D_{AB} = \frac{2}{3} \left( \frac{R}{\pi} \right)^{3/2} * \frac{1}{N^o} * \frac{\sqrt{\frac{1}{M_A} * T^3}}{\sigma_A^2 * P} \quad (\text{Sustancia puro, no es una mezcla})$$

Donde :  $R, \pi \Rightarrow$  Son constantes, Autodifusion no toma en cuenta las fuerzas repulsion y atraccion.

$$\text{Donde : } d = \frac{2}{3} \left( \frac{R}{\pi} \right)^{3/2} * \frac{1}{N^o}$$

$$D_{AB} = d * \frac{\sqrt{\left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_A} \right) T^3}}{\sigma_{AB}^2 * P * \Omega_{D_{AB}}} \quad (\text{Formula para la mezcla de gases}).$$

$$D_{AB} = 0,0018583 * \frac{\sqrt{\left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_A} \right) T^3}}{\sigma_{AB}^2 * P * \Omega_{D_{AB}}}$$

Donde :  $\Omega_{D_{AB}} =$  toma en cuenta las fuerzas repulsion y atraccion.

Unidades :

$$D_{AB} [=] \frac{cm^2}{seg.}$$

$$\bar{M}_i [=] \frac{g.}{mol.}$$

$$T [=] ^\circ K$$

$$P [=] Atm.$$

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \Rightarrow (En \ tablas \ B-1)$$

$$\Omega_{D_{AB}} = f\left(\frac{KT}{\varepsilon_{AB}}\right) = f(T, \varepsilon_{AB}) \Rightarrow (En \ tablas \ B-2)$$

$$\varepsilon_{AB} = \sqrt{\varepsilon_A * \varepsilon_B} \text{ Energia maxima de atraccion molecular}$$

En el caso de que solo tuviéramos datos de la Difusividad a una  $T_1$  y  $P_1$  y quisiéramos calcular la Difusividad para una condición (2) que es  $T_2$  y  $P_2$ .

$$D_{AB2} = 0,0018583 * \frac{\sqrt{(1/M_A + 1/M_B) T_2^3}}{\sigma_{AB}^2 * P_2 * \Omega_{D_{AB2}}} \quad (1)$$

$$D_{AB1} = 0,0018583 * \frac{\sqrt{(1/M_A + 1/M_B) T_1^3}}{\sigma_{AB}^2 * P_1 * \Omega_{D_{AB1}}} \quad (2)$$

Dividiendo (1)/(2) tenemos :

$$D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} \left( \frac{\Omega_{D_{AB1}}}{\Omega_{D_{AB2}}} \right)$$

Para hallar  $D_{AB}$  Calculamos :  $\frac{KT}{\varepsilon_{AB}}$ , Pero  $\varepsilon_{AB}$  No hay en tablas B-2 y B-1.

$$\text{Entonces : } \frac{\varepsilon_A}{K} \text{ y } \frac{\varepsilon_B}{K} \Rightarrow \text{Hay en tablas } \frac{\varepsilon_{AB}}{K} = \sqrt{\frac{\varepsilon_A}{K} * \frac{\varepsilon_B}{K}}$$

$$\frac{KT}{\varepsilon_{AB}} = \frac{T}{\frac{\varepsilon_{AB}}{K}} \Rightarrow \frac{\varepsilon_{AB}}{K} \Big| \Omega_D \Rightarrow \text{En tablas se puede leer el valor de } \Omega_D.$$

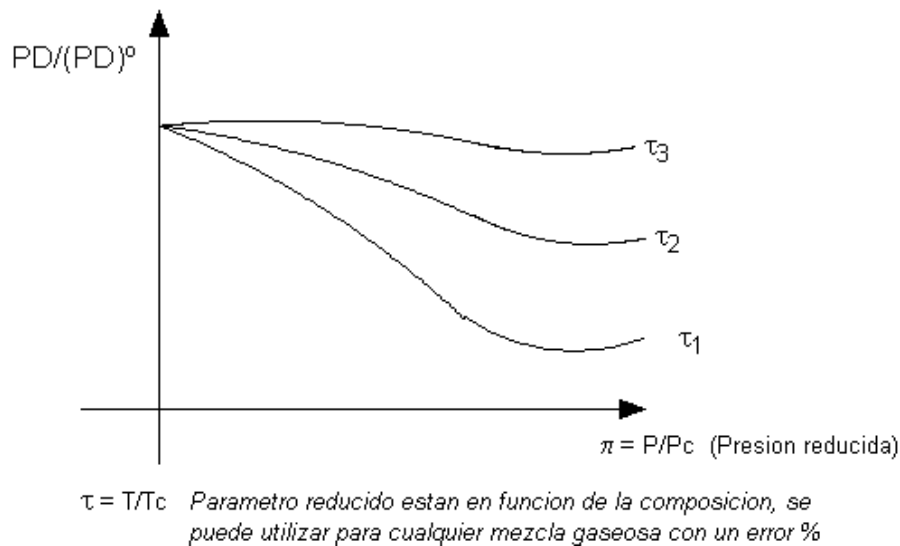
### 1.5) Difusividad en mezclas gaseosas a alta densidad.

La difusión en gases alta densidad significa que la presión es mayor a los 10 Atm. ( $P > 10 \text{ Atm.}$ ).

**Auto difusión:** Partículas marcadas isotópicamente y se hace dividir con partículas no marcadas.

$PD = PD_{AA} = \text{Autodifusión} \Rightarrow$  La presión por la Difusividad  
a una temperatura en condiciones del problema

**Grafica** para auto difusión  $\rightarrow$  Nitrógeno en Nitrógeno o con respecto al Nitrógeno.



$$\frac{PD_{AB}}{(PD_{AB})^{\circ}} = a$$

El numerador de esta relación es el producto de la presión alta por la difusividad a una temperatura cualquiera, y el denominador es el producto de una presión baja o multiplicada por la difusividad a la presión baja y a una temperatura igual a la difusividad del numerador.

### Problema:

Hallar la difusividad del  $\text{CO}_2$  respecto al aire a una presión de 20Atm. Y una temperatura de  $100^{\circ}\text{C}$ , la fracción molar del en la mezcla es de 0,4 y la del aire es de 0,6. Los datos de la tabla nos indican que la difusividad del respecto al aire a  $25^{\circ}\text{C}$  y 1 Atm es de  $0,06\text{ cm}^2/\text{seg.}$ . Los parámetros críticos encontrados en la tabla son:

### SOLUCION:

Datos :

$$\left( \begin{array}{ll} T_{c_{\text{CO}_2}} = 31^{\circ} & P_{c_{\text{CO}_2}} = 48\text{Atm.} \\ T_{c_{\text{AIRE}}} = 120^{\circ} & P_{c_{\text{AIRE}}} = 50\text{Atm.} \end{array} \right) \text{De tablas :}$$

$b = 1,823$  Para gases no polares con el aire.

$$D_{AB2} = ?$$

$$D_{AB1} = 0,06 \frac{cm^2}{seg}$$

$$T_1 = 25^\circ C$$

$$P_1 = 1Atm.$$

*Nota : CO<sub>2</sub> respecto al Aire.*

*Corregimos la difusividad con la temperatura del dato : P = 1Atm, pero con T = 100° C*

$$D_{AB} = 0,06 * \left( \frac{373}{298} \right)^{1,823} = 0,09 \left( \frac{cm^2}{seg.} \right) \text{ a una temperatura de } 100^\circ C$$

$$P'_C = \sum P'_{Ci} x_i = 48(0,4) + 50(0,6) = 49,200 Atm. \text{ Presion pseudocritica.}$$

$$T'_C = \sum T'_C x_i = 304(0,4) + 393(0,6) = 357,400^\circ K \text{ Temperatura pseudocritica.}$$

$$\left. \begin{aligned} \pi_2 &= \frac{P}{P'_C} = \frac{20}{49,200} = 0,407 \\ \tau_2 &= \frac{T}{T'_C} = \frac{373}{357,400} = 1,044 \end{aligned} \right\} \text{ Ir a la grafica y hallamos "a" que es un numero}$$

$$\frac{P_2 D_{AB2}}{(PD_{AB})^0} = a_2 \Rightarrow P_2 D_{AB2} = a_2 (PD_{AB})^0$$

$$D_{AB2} = \frac{a_2 (PD_{AB})^0}{P_2} = \frac{a_2 (1)(0,090)}{20} = \frac{cm^2}{seg.}$$

### 1.6) Variación de la difusividad en líquidos con presión y temperatura.

Deduciendo por las leyes de Stock, Eiring y Nerst.

#### **Ley de Wilke:**

*Difusividad de un liquido respecto a otro :*

$$D_{AB} = 7,4 * 10^{-8} \frac{(\varphi_B M_B)}{\mu \bar{V}_A^{0,6}} \quad [=] \quad \frac{cm^2}{seg.}$$

$\varphi_B$  = Parametros de asociacion del solvente sin unidades, significa  
cuan asociados estan las moleculas de los liquidos de la solucion.

*Estas asociaciones dependen de las Fuerzas intermoleculares de las moleculas del solvente.*

$M_B$  = Parametro del peso molecular del solvente.

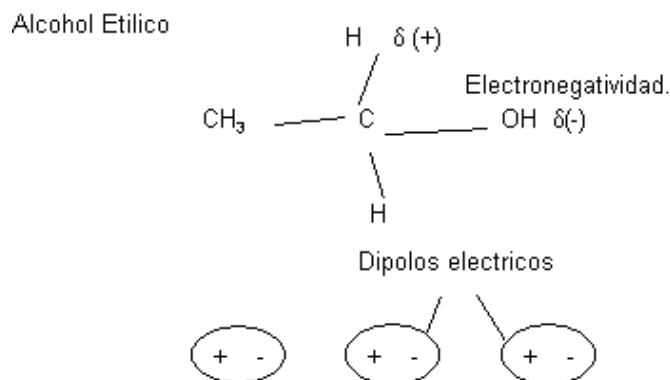
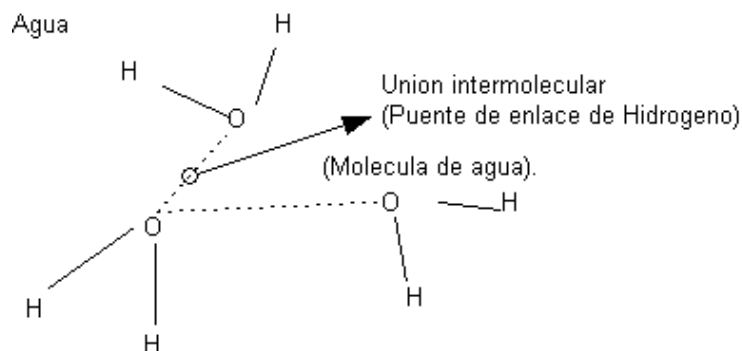
$T$  = Temperatura de la disolucion de la mescla en ° K

$\mu$  = Viscosidad de la solucion (Poise) g./cm/seg.

$\bar{V}_A$  = Volumen molar del soluto  $\text{cm}^3/\text{mol}$  a la temperatura normal de ebullicion y a la presion del problema.

Para pasar de líquido a gas, se tiene que verificar 2 tipos de fases.

Existe una fuerza intermolecular o fuerza de gravedad, e ínter actuación molecular, Las más fuertes son las de los puentes de los hidrógenos, ejemplo: el agua.



$\text{NaCl}_4 \rightarrow$  Son débilmente asociados no forman dipolos, si no que tan solo Fuerzas de Vander Waalls.

**Tabla: Del parámetro de asociación de algunas sustancias conocidas.**

$\Phi$  Alcohol Metílico = 1,4

$\Phi$  Alcohol Etílico = 1,5

$\Phi$  Benceno Na Cl4 (No asociado) = 1,0

**Problema de examen:** Derivar una ecuación para calcular la difusividad de un líquido A respecto a otro B, a la temperatura  $T_2$  suponiendo que se conoce la difusividad de

A respecto de B ( $D_{AB}$ ), para el mismo liquido respecto al mismo solvente.  $T_1$  y  $P_1$  obtendrá en Tablas.

$T_2 = \text{Temperatura cualquiera}$

$$D_{AB2} = a \frac{(\varphi_B M_B)^{1/2} T_2}{\mu_2 \bar{V}_A^{0,6}} \quad (1)$$

$$D_{AB1} = a \frac{(\varphi_B M_B)^{1/2} T_1}{\mu_1 \bar{V}_A^{0,6}} \quad (2)$$

Dividiendo (1)/(2) tenemos :

$$D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{T_2}{T_1} \right) \left( \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \quad \text{Pero : } \left( \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) = e^{-\Delta E (\text{vis cos } o) \left( \frac{1}{R^* T_1} - \frac{1}{R^* T_2} \right)}$$

Reemplazando :

$$D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{T_2}{T_1} \right) e^{-\Delta E (\text{vis cos } o) \left( \frac{1}{R^* T_1} - \frac{1}{R^* T_2} \right)}$$



**Capítulo N° 2****TRANSFERENCIA DE MASA EN REGIMEN LAMINAR (Difusión)****2.1. Introducción.-**

En este capítulo tocaremos:

- El balance de masa (Total y parcial).
- Casos de difusión que existen.
- $v \rightarrow C_A = f(z)$  o  $X_A = f(x, y, z)$  Concentración en función a la distancia.
- $\dot{q} \rightarrow G_{MA}$  Difusividad de flujo molar.
- Promedio  $\rightarrow \bar{X}_A$  o  $\bar{C}_A$ .

**2.2. Balance de masa.** (Se trabaja para mezclas).

Es para una mezcla binaria (entre dos soluciones).

*BMT = Balance de masa total.*

*BMA = Balance de masa la solución A* } *Linealmente independientes*

*BMB = Balance de masa la solución B* } *Linealmente dependiente, se calcula BMT y BMA.*

*Si se contara con las 3 ecuaciones sería linealmente dependientes.*

$$BMA: \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de entrada} \\ \text{de masa de A.} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de salida de} \\ \text{masa de A.} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de producción} \\ \text{de masa de A} \end{array} \right\} \\ = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{acumulación de A} \end{array} \right\}$$

*Donde: Velocidad de producción de masa de A es cero, por que no hay reacción química.*

**Sistema en régimen estable:** Llamado también sistema no transientes, este sistema no cambian en el tiempo, o que no dependen del tiempo (Velocidad de acumulación = 0).

**Sistema transientes:** Este sistema cambian en el tiempo, o que dependen del tiempo.

**Ejemplo:** Piscina  $\rightarrow$  Mientras la piscina se llena existe velocidad de acumulación el sistema transientes, una vez llena el sistema se convierte en estable o Sist. no transientes.

**NOTA:** En una reacción química siempre hay reaccionantes y productos, si se pierde el reactante entonces se gana un producto, la materia prima no se crea ni se destruye.

Transferencia de masa en régimen laminar  $\rightarrow$  Difusión.

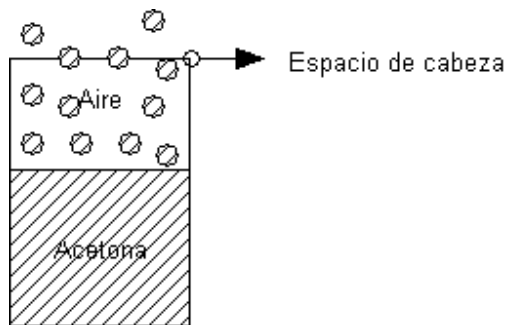
Transferencia de calor en régimen laminar  $\rightarrow$  conducción.

Transferencia de cantidad de movimiento en régimen laminar  $\rightarrow$  Transporte viscoso.

**2.3. Difusión a través de una película estancada (No existe mov.).**

Es la transferencia de masa en régimen laminar a través de una partícula estancada.

**Ejemplo:** El azúcar se va disolviendo a través de un líquido estancado que es agua, de tal forma que se va difundiendo el azúcar hasta que no haya diferencia de concentraciones (Diferencia de concentraciones = Fuerza impulsora).



Con la altura se va determinando diferencia de concentraciones, de modo que habrá transferencia de masa (difusión) a través del aire la acetona se va difundiendo.

Aire = Estático  $\rightarrow G_{MA} \neq 0$  Acetona

Acetona = Móvil.  $\rightarrow G_{MB} = 0$  Aire.

$G_{MB} = 0$  Debido a que existe diferencia de

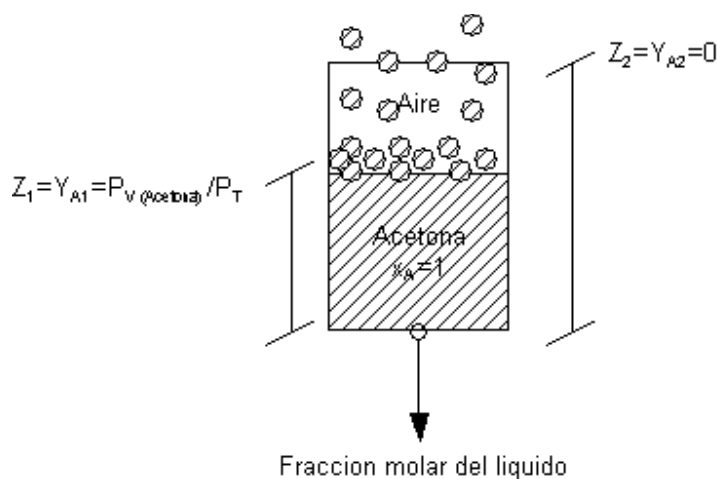
concentración en la acetona.

**Movimiento global de conjunto - Movimiento individual = 0**

$$\underbrace{G_{MB}}_{\text{Densidad de flujo molar}} = \underbrace{(G_{MA} + G_{MB})}_{\text{Movimiento global}} X_A - \underbrace{c * D_{AB}}_{\text{Diferencia de concentracion}} \frac{dx}{dz} = 0$$

**Película estancada:** el aire se mueve a velocidad tal que la velocidad global la iguala por eso es que:  $G_{MB} = 0$

*Sea el ejemplo:*



**$P_v$  = Presión de vapor de la acetona.**

$P_T$  = Presión total

$H = P_A/P_B$  Humedad

Si:  $P_A = P_B \rightarrow H = 100\%$

$$G_{MA} = ?$$

$$C_A = f(z)$$

$$X_A = f(z)$$

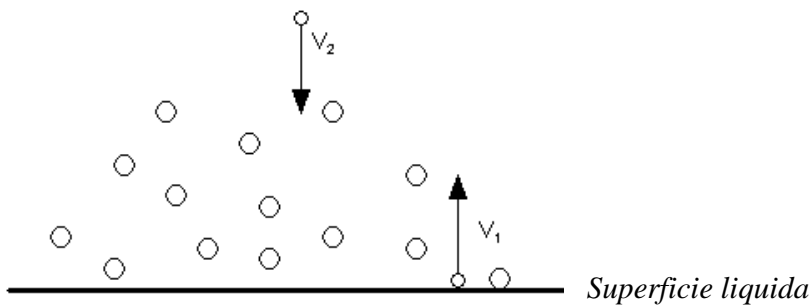
$$\bar{X}_A = ? \text{ concentracion del gas.}$$

$$\bar{X}_B = ? \text{ concentracion del aire.}$$

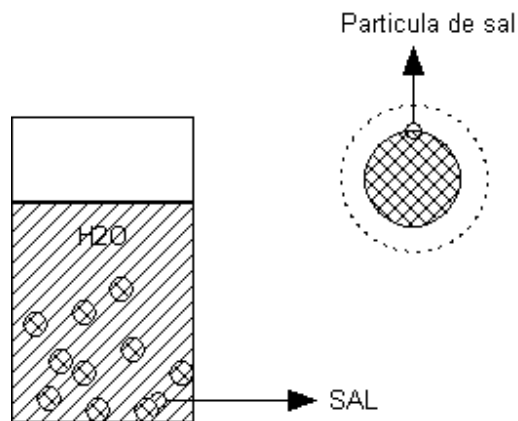
**Presión de vapor:** Es la presión que ejerce las partículas de vapor en la película gaseosa próxima al líquido.

$v_1 = v_2$  En equilibrio

$v_1 > v_2$  Se condensa, supera a la presión de vapor



Ejemplo: Sal + H<sub>2</sub>O



En la película del líquido que rodea a la sal, concentración de sal es igual a la concentración de saturación.

**Concentración de saturación:** Es la cantidad de sal que se disuelve en un líquido que por encima de la concentración no acepta más soluto.

**NOTA:**

- La humedad se mide con hidrómetro.
- La presión atmosférica se mide con barómetro.
- La presión manométrica se mide con manómetro.
- El flujo de gas se mide con el anemómetro (Anema=Aspas).

Cálculos:

$X \rightarrow$  fracción molar en la fase líquida.

$Y \rightarrow$  fracción molar en la fase gaseosa.

$$G_{MA} = \left( G_{MA} + \overbrace{G_{MB}}^{\text{Flujo molar del aire}=0} \right) Y_A - c^* D_{AB} \frac{dY_A}{dz} = 0 \quad \text{Ley de Fick.}$$

$$G_{MA} - G_{MA} Y_A = -c^* D_{AB} \frac{dY_A}{dz}$$

$$G_{MA} (1 - Y_A) = -c^* D_{AB} \frac{dY_A}{dz}$$

$$G_{MA} dz = -\frac{c^* D_{AB} dY_A}{(1 - Y_A)}$$

$$\int_{Z_1}^{Z_2} G_{MA} dz = -c^* D_{AB} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{1 - Y_A}$$

Donde:  $S = \text{Area Cilindro} = \pi r^2 = \text{cte.}$

$$\frac{G_{MA}^0}{S} \int_{Z_1}^{Z_2} dz = -c^* D_{AB} \left. \ln(1 - Y_A) \right|_{Y_{A1}}^{Y_{A2}}$$

$$G_{MA} (Z_2 - Z_1) = c^* D_{AB} \ln \left( \frac{1 - Y_{A2}}{1 - Y_{A1}} \right)$$

$$G_{MA} = \frac{c^* D_{AB} \ln \left( \frac{1 - \overbrace{Y_{A2}}^0}{1 - Y_{A1}} \right)}{(Z_2 - Z_1)}$$

$$c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT} \quad \begin{cases} Y_{A2} \approx 0 \\ Y_{A1} \approx \frac{P_v}{P_T} \end{cases}$$

$$G_{MA} = \frac{P}{RT} \frac{D_{AB} \ln \left( \frac{1}{1 - \frac{P_v}{P_T}} \right)}{(Z_2 - Z_1)}$$

$$G_{MA} = \frac{P}{RT} \frac{D_{AB} \ln \left( \frac{P}{P - P_v} \right)}{\Delta Z}$$

Expresar de tal forma que haya una fuerza impulsora.

$$G_{MA} = \frac{c D_{AB}}{\Delta Z} \frac{\left( \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{Y_{A1} - Y_{A2}} \right)}{\ln \left( \frac{1 - Y_{A2}}{1 - Y_{A1}} \right)} \quad \text{Arbitrario}$$

$$G_{MA} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{\frac{(1 - Y_{A2}) - (1 - Y_{A1})}{\ln\left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}}\right)}}$$

$$G_{MA} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \frac{(Y_{A1} - Y_{A2})}{\frac{(Y_{B2} - Y_{B1})}{\ln\left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}}\right)}}$$

Sabemos que:  $T_{ml} = \frac{T_2 - T_1}{\ln\left(\frac{T_2}{T_1}\right)}$  (Temperatura media logaritmica)

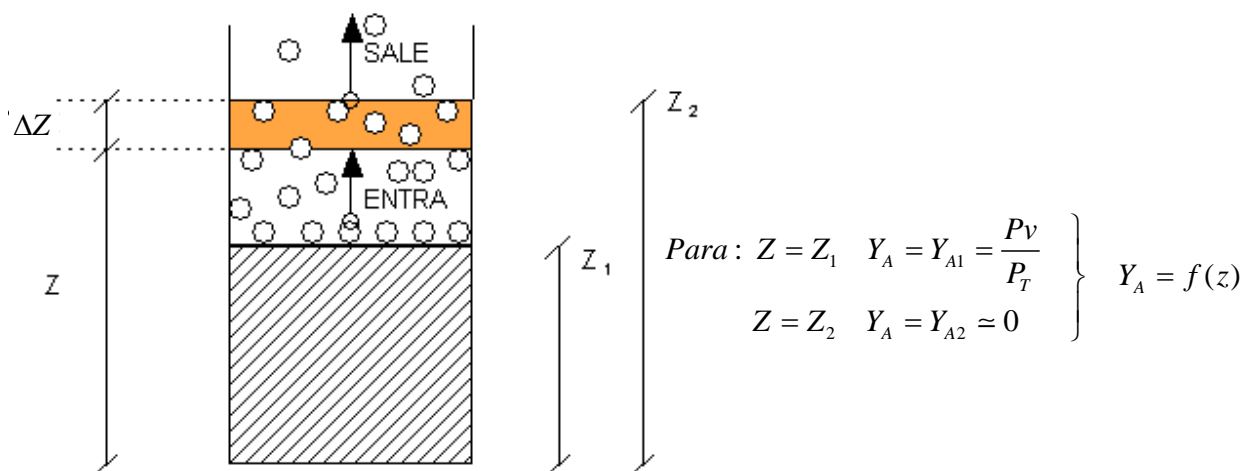
$$G_{MA} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z * Y_B ml.} * \Delta Y_A$$

$$G_{MA} = k'_Y * \overbrace{\Delta Y_A}^{\text{Fuerza impulsora}} \quad \text{en transferencia de calor es } q_z = h \overbrace{\Delta T}^{\text{Fuerza impulsora}}$$

$$k'_Y = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z * Y_B ml.} \quad \text{Transferencia masa en regimen laminar y solo "laminar"}$$

Donde:  $k' = \text{cte. en regimen laminar contra diferencia equimolar.}$

**Sistema permanente:**



- i.) Tomar un elemento diferencial.
- ii.) Aplicar un balance de masa al elemento diferencial.
- iii.) La ecuación diferencial que se obtenga del balance de masa se tiene que combinar con la ley de Fick.
- iv.) Luego integrar la ecuación diferencial.

$$\overbrace{G_{MA} * S}^{\substack{\# \text{ de mol} \\ \text{que entra}}}\bigg|_Z - G_{MA} * S\bigg|_{Z+\Delta Z} = 0 \quad \text{Dividiendo entre } \left(-\frac{1}{S * \Delta Z}\right)$$

Donde  $S$  es la seccion evaluada a una altura  $Z$ .

$$\frac{G_{MA}\big|_{Z+\Delta Z} - G_{MA}\big|_Z}{\Delta Z} = 0 \quad \text{Aplicando limites.}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \left( \frac{G_{MA}\big|_{Z+\Delta Z} - G_{MA}\big|_Z}{\Delta Z} \right) = \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} 0$$

Se convierte en :  $\frac{dG_{MA}}{dZ} = 0$  Donde :  $G_{MA}$  es una cte. fisicamente.

$$G_{MA} = \left( G_{MA} - \overbrace{G_{MB}}^0 \right) Y_A - cD_{AB} \frac{dY_A}{dZ}$$

$$G_{MA} = -\frac{cD_{AB}}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ}$$

$$\frac{dG_{MA}}{dZ} = -cD_{AB} \frac{d}{dZ} \left( \frac{1}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ} \right)$$

$$\text{Donde : } \frac{d}{dZ} \left( \frac{1}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ} \right) = 0 \quad \Rightarrow \quad \int d \left( \frac{1}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ} \right) = 0$$

$$\frac{1}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ} = C_1 \quad \Rightarrow \quad \int \frac{dY_A}{1 - Y_A} = \int C_1 dZ$$

$$-Ln(1 - Y_A) = C_1 Z + C_2$$

Aplicando condiciones de contorno tenemos :

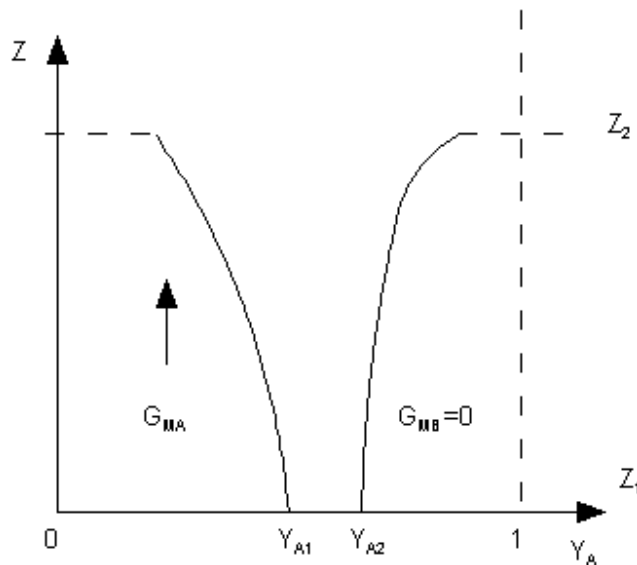
$$\text{Para : } Z = Z_1 \quad Y_A = Y_{A1} = \frac{P_V}{P_T}$$

$$Z = Z_2 \quad Y_A = Y_{A2}$$

$$\left. \begin{aligned} -\ln(1 - Y_{A1}) &= C_1 Z_1 + C_2 & (1) \\ -\ln(1 - Y_{A2}) &= C_1 Z_2 + C_2 & (2) \end{aligned} \right\} \text{ Resolver esta ecuacion.}$$

Sabemos que:  $Y_A + Y_B = 1 \Rightarrow Y_B = 1 - Y_A$  Reemplazando tenemos :

$$\boxed{\frac{Y_B}{Y_{B2}} = \left( \frac{Y_{B1}}{Y_{B2}} \right)^{\frac{Z - Z_1}{Z_2 - Z_1}}}$$



Si la f.o. de distribución es una recta se aplica media aritmética.

Si la f.o. de distribución es cuadrática se aplica media geométrica.

Si la f.o. de distribución es logarítmica se aplica media logarítmica.

Tabla de datos  
hallar la ecuacion grafica } Utilizar una media que este adecuado a la f.o. de la distribucion

$$\left( \frac{\bar{Y}_B}{Y_{B2}} \right) = \frac{\int \left( \frac{Y_B}{Y_{B1}} \right) dz}{\int dz}$$

$$\text{Pero : } \bar{x} = \frac{\iiint x f(x, y, z) dx dy dz}{\iiint f(x, y, z) dx dy dz}$$

$$\left(\frac{\bar{Y}_B}{Y_{B2}}\right) = \frac{\int_{Z_1}^{Z_2} \left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)^{\frac{Z-Z_1}{Z_2-Z_1}} dz}{\int_{Z_1}^{Z_2} dz}$$

*Haciendo cambio de variable :*

$$\left. u \right|_0^1 = \left. \frac{Z - Z_1}{Z_2 - Z_1} \right|_{Z_1}^{Z_2}$$

$$dv = \frac{dZ}{Z_2 - Z_1}$$

*Reemplazando tenemos :*

$$\left(\frac{\bar{Y}_B}{Y_{B2}}\right) = \frac{\int_0^1 \left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)^v (Z_2 - Z_1) dv}{(Z_2 - Z_1)}$$

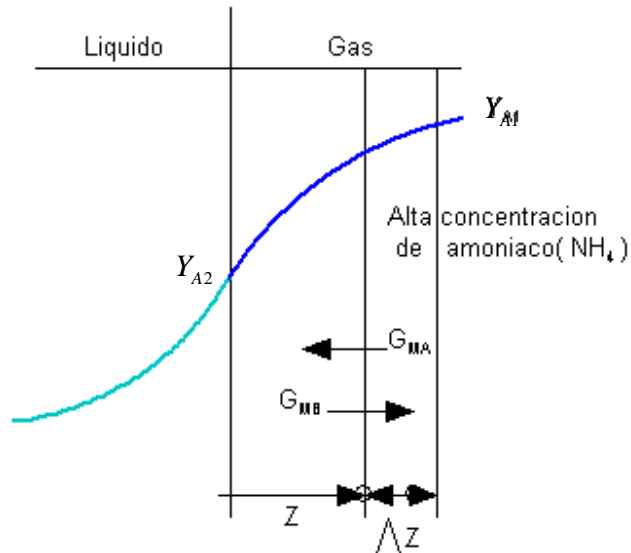
$$\left(\frac{\bar{Y}_B}{Y_{B2}}\right) = \int_0^1 a^u dv = \left. \frac{\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}}{Ln\left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)} \right|_0^1 = \frac{1}{Ln\left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)} \left[ \frac{Y_{B1}}{Y_{B2}} - 1 \right] = \frac{Y_{B1} - Y_{B2}}{Y_{B2} Ln\left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)}$$

$$\boxed{\bar{Y}_B = \frac{Y_{B1} - Y_{B2}}{Ln\left(\frac{Y_{B1}}{Y_{B2}}\right)}}$$



**2.3. Transferencia de masa en régimen laminar en contra difusión equimolar.**

Ambos se mueven con la misma magnitud pero en sentido contrario.



$$G_{MA} = ?$$

$$Y_A = f(z)$$

$$\bar{Y}_A = ?$$

$$G_{MA} = \overbrace{(G_{MA} - G_{MB})}^0 Y_A - cD_{AB} \frac{dY_A}{dz}$$

$$\int_{Z_1}^{Z_2} G_{MA} dz = - \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} cD_{AB} \frac{dY_A}{dz}$$

$$G_{MA} (Z_2 - Z_1) = -cD_{AB} (Y_{A2} - Y_{A1})$$

$$G_{MA} = \frac{cD_{AB}}{(Z_2 - Z_1)} (Y_{A1} - Y_{A2})$$

$$G_{MA} = k_Y' \Delta Y \quad \text{Donde: } \Delta Y = \text{Fuerza impulsora}$$

$$k_Y' = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \quad \text{Ctte. para la contradifusion molecular en regimen laminar}$$

$$\overbrace{G_{MA} * S|_Z}^{\substack{\# \text{ de mol} \\ \text{que entra}}} - G_{MA} * S|_{Z+\Delta Z} = 0 \quad \text{Dividiendo entre } \left( -\frac{1}{S * \Delta Z} \right)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left( \frac{G_{MA}|_{Z+\Delta Z} - G_{MA}|_Z}{\Delta Z} \right) = \lim_{\Delta z \rightarrow 0} 0$$

$$\text{Se convierte en: } \frac{dG_{MA}}{dZ} = 0$$

$$G_{MA} = -cD_{AB} \frac{dY_A}{dZ}$$

$$\frac{dG_{MA}}{dz} = -cD_{AB} \frac{d}{dz} \frac{dY_A}{dz} = 0$$

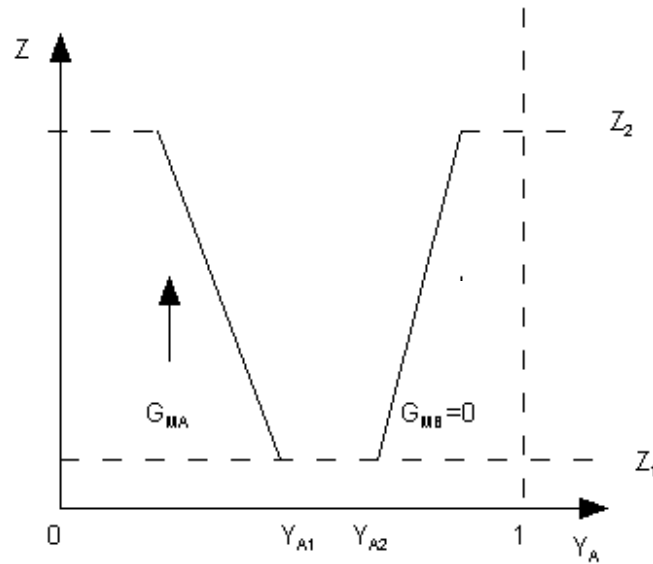
$$\int d\left(\frac{Y_A}{dZ}\right) = \int 0 \Rightarrow \frac{dY_A}{dZ} = C_1$$

$$\int \frac{dY_A}{dZ} = \int C_1 dZ \Rightarrow Y_A = C_1 Z + C_2$$

$$\text{Para: } \begin{array}{ll} Z = Z_1 & Y_A = Y_{A1} \\ Z = Z_2 & Y_A = Y_{A2} \end{array}$$

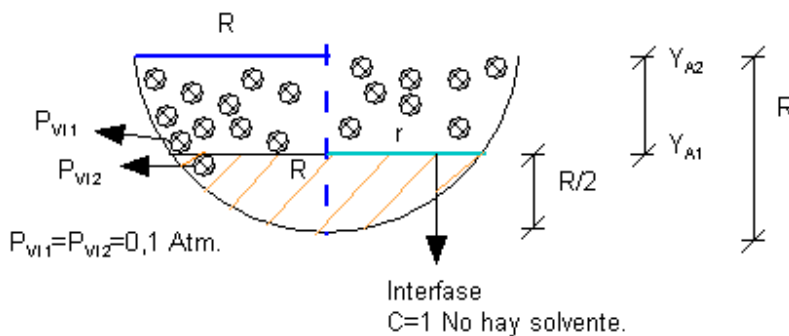
$$Y_A - Y_{A1} = \left( \frac{Y_{A2} - Y_{A1}}{Z_2 - Z_1} \right) (Z - Z_1)$$

**Graficando la siguiente ecuación tenemos:**



**Ejercicio:**

Un recipiente semiesférico de radio  $R$ , se halla con un solvente cubierto hasta una altura  $R/2$ . El solvente tiene una difusividad  $D_{AB} = D_0$  a una presión de 1 Atm. y a una temperatura de  $25^\circ\text{C}$ , el recipiente se halla en condiciones ambientales. La presión de vapor a esta temperatura es 0,1 Atm. Calcular la velocidad inicial en Kmoles por hora con la que se evapora el solvente y el tiempo en el que la altura del liquido desde la base es  $1/4 R$ .



En la parte superior de la semiesfera se evapora

$\Rightarrow$  Existe  $\Delta$ Concentración del soluto.

Donde:  $c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT}$

Datos:

$P_v = 0,1 \text{ Atm.}$

$P_v = 1 \text{ Atm.}$

$T = 25^\circ\text{C} = 298\text{K}$

$D_{AB} = D_0$

Solución Resumen:

- $G_{MA} \rightarrow$  Aplicando la ley de Fick.
- $\Delta c \rightarrow$  Balance de masa.
- $^{\circ}T \rightarrow$  De acuerdo a la ecuación logarítmica.

a)  $G_{MA} = ? \Rightarrow$  Aplicando la ley de Fick.

$$G_{MA} = (G_{MA} - \overbrace{G_{MB}^0})Y_A - cD_{AB} \frac{dY_A}{dz} \quad (\text{Película estancada porque el aire no se mueve})$$

$$G_{MA} = -\frac{cD_{AB}}{1-Y_A} \frac{dY_A}{dz}$$

$$G_{MA} dz = -\frac{cD_{AB}}{1-Y_A} dY_A$$

$$\int_{R/2}^R G_{MA} dZ = -\frac{cD_{AB}}{1-Y_A} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{1-Y_A} \quad (1)$$

Si existe transferencia de masa  $\Rightarrow$  existe  $\Delta c$ .

Sabemos que :

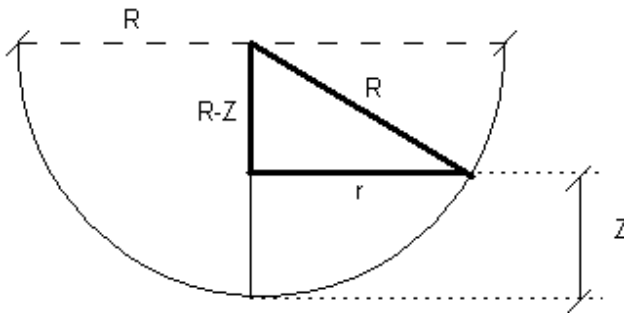
$$Y_{A1} = Y_{Ai} = \frac{P_V}{P}$$

$$G_{MA} = \frac{G_{MA}^\circ}{S} \quad (2) \quad \text{Donde : } G_{MA} \text{ es } \perp \text{ a la seccion.}$$

$$S = \pi r^2 \quad (3)$$

Tenemos que expresar  $S$  en funcion de  $Z$ .

**Graficando geométricamente se tiene:**



Aplicando pitagoras tenemos :

$$\begin{aligned} R^2 &= r^2 + (R-Z)^2 \\ r^2 &= R^2 - (R-Z)^2 \\ r^2 &= R^2 - (R^2 - 2RZ + Z^2) \\ r^2 &= 2RZ - Z^2 \end{aligned} \quad (4)$$

Reemplazando (4) en (3).

$$S = \pi(2RZ - Z^2) \quad (5)$$

Reemplazando (2) y (5) en (1).

$$\begin{aligned} \int_{R/2}^R \frac{G_{MA}^\circ}{\pi(2RZ - Z^2)} dZ &= -\frac{cD_{AB}}{1-Y_A} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{1-Y_A} \\ \frac{G_{MA}^\circ}{\pi} \int_{R/2}^R \frac{dZ}{Z(2R-Z)} &= -\frac{cD_{AB}}{1-Y_A} \ln(1-Y_A) \Big|_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \end{aligned}$$

Integrando por partes :

$$\frac{1}{Z(2R-Z)} = \frac{A}{Z} + \frac{B}{2R-Z} = \frac{A(2R-Z) + BZ}{Z(2R-Z)}$$

Por lo tanto :

$$1 = A(2R-Z) + BZ$$

$$\text{Para } Z = 0 \quad 1 = A(2R) \Rightarrow A = \frac{1}{2R}$$

$$\text{Para } Z = 2R \quad 1 = B(2R) \Rightarrow B = \frac{1}{2R}$$

$$\frac{G_{MA}^\circ}{\pi} \int_{R/2}^R \left( \frac{1}{2R} \frac{dZ}{Z} + \frac{1}{2R} \frac{dZ}{(2R-Z)} \right) = -cD_{AB} \ln \frac{(1-Y_{A1})}{(1-Y_{A2})}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln Z - \ln(2R - Z) \right]_{R/2}^R = cD_{AB} \ln \frac{(1 - Y_{A2})}{(1 - Y_{A1})}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln R - \ln(2R - R) - \ln \left( \frac{R}{2} \right) - \ln(2R - R/2) \right] = cD_{AB} \ln \frac{(1 - Y_{A2})}{(1 - Y_{A1})}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln \left( \frac{3}{2} R \right) - \ln \left( \frac{1}{2} R \right) \right] = cD_{AB} \ln \frac{(1 - Y_{A2})}{(1 - Y_{A1})}$$

Reemplazando  $c$ ,  $D_{AB}$ ,  $Y_{A1}$  y  $Y_{A2}$  tenemos:

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln \left( \frac{3/2R}{1/2R} \right) \right] = \frac{P}{R'T} D_0 \ln \frac{(1-0)}{(1-0,1)} \quad \text{Sea } R' = \text{Ctte. de los gases}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} [\ln 3] = \frac{PD_0}{R'T} \ln \frac{(1-0)}{(1-0,1)}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} = \frac{PD_0}{R'T \ln 3} \ln \left( \frac{1}{0,9} \right)$$

$$G_{MA}^{\circ} = \frac{2R\pi PD_0}{R'T \ln 3} \ln \left( \frac{1}{0,9} \right) \quad \text{Velocidad a la que se evapora inicialmente.}$$

b.) Primeramente debemos saber cuanto de solvente se evapora en la fase gaseosa.

**Solamente cambian los límites de la integral de  $Z$  a  $R$**

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \int_Z^R \left( \frac{dZ}{Z} + \frac{dZ}{(2R-Z)} \right) = \frac{P}{R'T} D_0 \ln \frac{(1-0)}{(1-0,1)}$$

$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln Z - \ln(2R - Z) \right]_Z^R = \frac{P}{R'T} D_0 \ln(0,9)$$

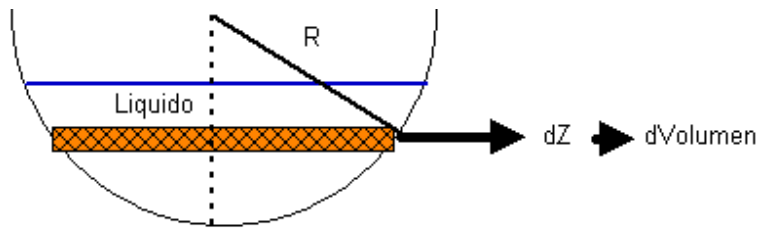
$$\frac{G_{MA}^{\circ}}{2R\pi} \left[ \ln \left( \frac{R}{Z} \right) - \ln \left( \frac{R}{2R - Z} \right) \right] = \frac{P}{R'T} D_0 \ln \left( \frac{1}{0,9} \right)$$

$$G_{MA}^{\circ} = \frac{PD_0 \ln \left( \frac{1}{0,9} \right) 2\pi R}{R'T \ln \left( \frac{2R - Z}{Z} \right)} \quad \text{Esto es que ocurre por encima del líquido}$$

**Esto es la velocidad variable que dependerá de  $Z$**


Haora hay que hacer un balance de masa en el líquido.

La disminución del número de moles en el líquido con respecto al tiempo en el líquido es igual a la que se evapora al aire en ese tiempo y esta se expresa de la siguiente manera.



$$-\frac{dn_e}{dt} = G_{MA}^0$$

$$dV = \pi r^2 dZ$$

 Disco de espesor dZ Y radio Variable.

$$\left(-\frac{dn_e}{dt}\right) = -\frac{d}{dt}\left(\frac{m_e}{M}\right) = -\frac{1}{M}\frac{dm_e}{dt} = -\frac{1}{M}\left(\frac{d\delta V}{dt}\right) = -\frac{\delta}{M}\left(\frac{dV}{dt}\right) = -\delta\pi r^2 \frac{dZ}{dt}$$

$$\left(-\frac{dn_e}{dt}\right) = -\frac{\delta\pi}{M}(2RZ - Z^2)\frac{dZ}{dt} = G_{MA}^0$$

$$-\frac{\delta\pi}{M}(2RZ - Z^2)\frac{dZ}{dt} = \frac{PD_0}{R'T} \frac{\ln\left(\frac{1}{0,9}\right)2\pi R}{\ln\left(\frac{2R-Z}{Z}\right)}$$

*Esta integral no se puede resolver por integración analítica, a menos que se utilice un método analítico (Ronge Kuta).*

*Para ello primero podemos reemplazar  $G_{MA}$*

$$-\delta\pi r^2 \frac{dZ}{dt} =$$

$$\frac{G_{MA}^0}{\pi} \int \frac{dZ}{r^2} = cD_{AB} \ln\left(\frac{1}{0,9}\right)$$

$$\int_{R/2}^{R/4} -\frac{\delta\pi}{M} \frac{(2RZ - Z^2)}{2\pi R} \ln\left(\frac{2R-Z}{Z}\right) dZ = \int_0^t \frac{PD_0}{R'T} \ln\left(\frac{1}{0,9}\right) dt$$

$$-\frac{\delta\pi}{M} \int_{R/2}^{R/4} (2RZ - Z^2) \ln\left(\frac{2R-Z}{Z}\right) dZ = \frac{PD_0}{R'T} \ln\left(\frac{1}{0,9}\right) t$$

*De esta ecuación despejamos t*

*Otra forma para poder calcular el tiempo es de la siguiente manera:*

De tablas :  $V = \frac{\pi}{6} Z \left( \frac{3}{4} (2X)^2 + Z^2 \right)$  Volumen de una sección esférica.

$$\text{Si } Z = \frac{R}{2}: \Rightarrow X^2 = 2R\left(\frac{R}{2}\right) - \frac{R^2}{4} = R^2 - \frac{R^2}{4} = \frac{3R^2}{4}$$

$$V = \frac{\pi}{6} \frac{R}{2} \left( \frac{3}{4} \left( 2 \frac{3R^2}{4} \right)^2 + \left( \frac{R}{2} \right)^2 \right) = \frac{10\pi R^3}{48} \Rightarrow V_0 = \frac{5\pi R^3}{24}$$

$$\delta_0 = \frac{m}{V} \Rightarrow m = \delta_0 \left( \frac{5\pi R^3}{24} \right)$$

$$v = \frac{d}{t} \Rightarrow t = \frac{d}{v} \text{ No se puede aplicar regla de 3 simple por solo se aplica cuando es cte. y lineal}$$

$$V = \frac{\pi}{6} Z \left( \frac{3}{2} (2X)^2 + Z^2 \right)$$

$$X^2 = 2RZ - Z^2$$

Reemplazando en  $X^2$  en  $V$ .

$$V = \frac{\pi}{6} Z \left( \frac{3}{2} (2(2RZ - Z^2))^2 + Z^2 \right)$$

$$V = \frac{\pi}{3} Z^2 (6R - Z) \Rightarrow dV = (2\pi RZ - \pi Z^2) dZ$$

Diferencial de masa que se va perdiendo (-) en el liquido que es igual al numero de Kmoles que se van evaporando.

$$-\frac{dm}{dt} = G_{AZ}^0;$$

$$m = \delta V \Rightarrow \frac{dm}{dt} = \delta \frac{dV}{dt}$$

$$-\frac{1}{M} \frac{dm}{dt} = -\frac{\delta}{M} \frac{dV}{dt} = G_{MA}^0$$

$$-\frac{\delta}{M} (2\pi RZ - \pi Z^2) \frac{dZ}{dt} = \frac{cD_0 2\pi R}{\ln((2R - Z)/Z)} \ln(4/3)$$

$$-\frac{\delta}{M} (2RZ - Z^2) \ln\left(\frac{2R - Z}{Z}\right) dZ = 2cD_0 R \ln(4/2) dt$$

$$-\frac{\delta}{M} \int_{R/2}^0 (2RZ - Z^2) \ln\left(\frac{2R - Z}{Z}\right) dZ = 2cD_0 R \ln(4/2) t$$

$$t = \frac{-\frac{\delta}{M} \int_{R/2}^0 (2RZ - Z^2) \ln\left(\frac{2R - Z}{Z}\right) dZ}{2cD_0 R \ln(4/2)}$$

**Capítulo N° 3****TRANSFERENCIA DE MASA EN REGIMEN TURBULENTO****3.1.) Introducción.**

La transferencia de masa en régimen turbulento no tiene un nombre específico, este capítulo estudia la humidificación del aire seco que pasa a través de un tubo de papel mojado, entra el aire seco o en algunos casos con porcentaje de vapor y sale un aire húmedo con un porcentaje mayor al que a entrado, la transferencia de agua al aire es axial; radialmente se mueve el agua y el aire en forma longitudinal es decir que no se mueve en forma radial.

Estudiaremos la transferencia de masa turbulento para luego unificar con el laminar.

También tocaremos los siguientes puntos:

- Determinación de coeficientes de transferencia de masa por método Experimental.
- Determinación de coeficientes de transferencia de masa por método del número Adimensional.

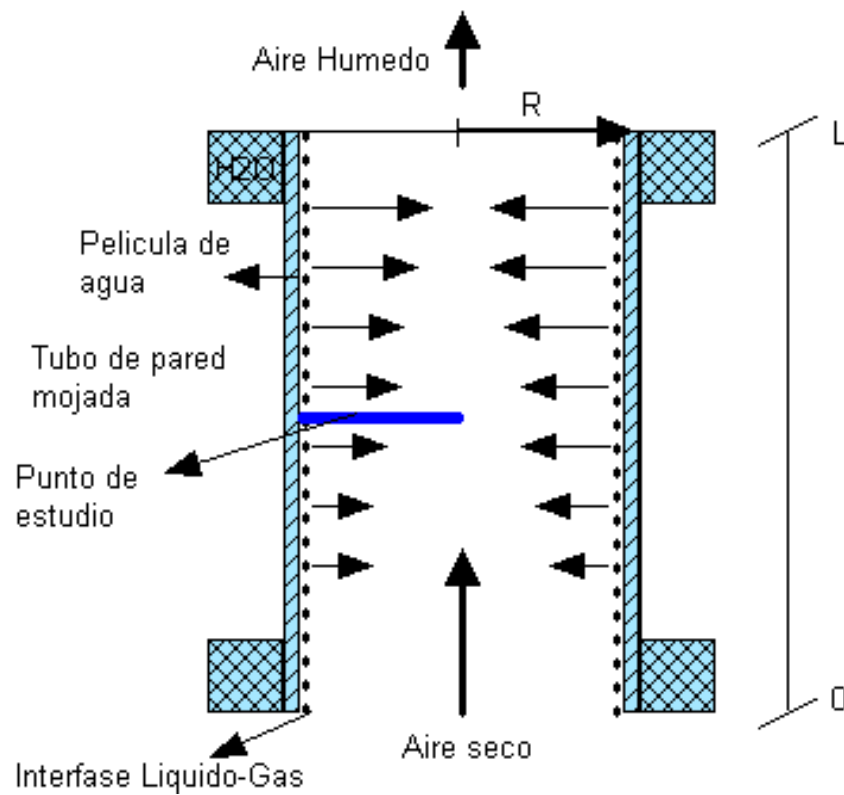
**3.2.) Transferencia de masa en la humidificación.**

Estudiaremos el método para humidificar el aire, el cual es muy utilizado en la industria.

A continuación mencionaremos algunos usos del vapor por ejemplo:

- Secado del queso (Transforma los aminoácidos en proteínas. Hidrólisis → Vuelve al queso mas cremoso).
- Secado de frutas (Plátano, manzana, uvas, duraznos, etc. Para exportar a otros continentes).
- Secado de la madera (para acelerar el secado sin que se resquebraje).
- Secado de los cerámicos (Tejas, azulejos, ladrillos, otros.).
- Para el proceso de germinar la cebada (La cebada simula estar bajo la tierra, esto para fabricación de la cerveza por ejemplo TAQUINÁ).



**Procedimiento de humidificación del aire.**

Existe transferencia de masa de la pared al centro debido a una diferencia de concentración, en la parte inferior existe menor cantidad de vapor, el componente de transferencia de masa es en el gas, (se estudiara la transferencia de masa desde la película hasta el centro del cilindro).

La velocidad del aire en la interfase del gas y la película de agua es cero.

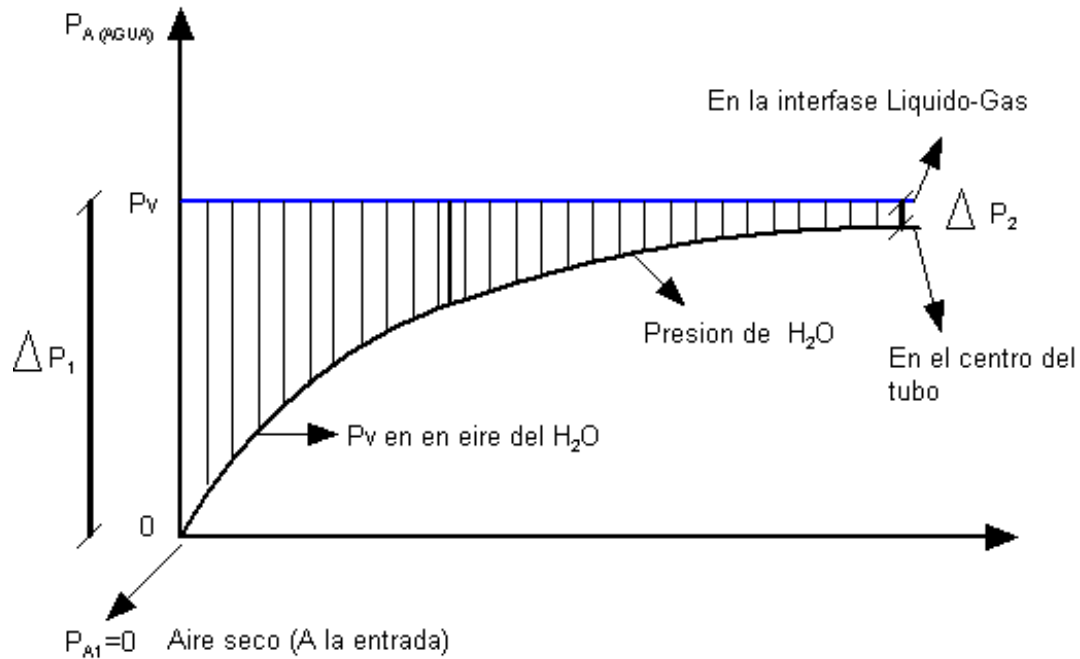
**Presión del agua:**

$P_A$  = Presión del agua en el centro del tubo.

En la parte inferior:  $P_A = 0$

En la parte superior:  $P_A \gg 0$

A continuación se muestra en la fig. siguiente:

**Graf. 1**

Como la grafica tiene un comportamiento de  $\Delta P_{ml}$  entonces se cumple la siguiente ecuación.

$$G_{MA} = k_g \Delta P_{ml}$$

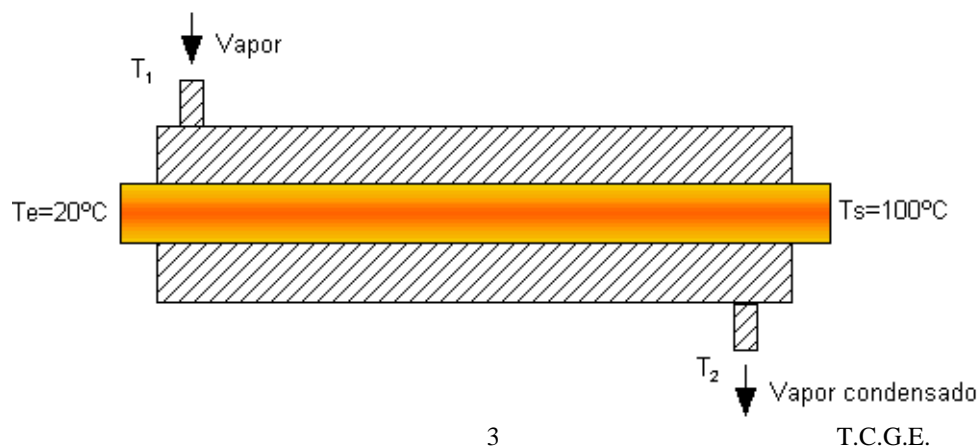
En la interfase  $X = P_v / P_T$  Donde:  $P_{H_2O} = P_v$

$P_v - P_{agua} = \text{Diferencia de concentracion.}$

Se puede observar en el graf.1 que la presión de agua en el centro del tubo en la parte más baja es  $P_{agua} = 0$ , y en la parte más alta del tubo  $P_{agua} \neq P_v$ ;  $P_{agua} < P_v$

El grafico 1 es similar al grafico de la transferencia de calor en 2 tubos concéntricos que en el interior del tubo circula el aceite, y en el exterior vapor de agua caliente (Intercambiador).

#### Intercambiador de calor:



$$T_e \neq T_s$$

$$T_1 = T_2$$

$$q = h\Delta T m l \quad (\text{media logaritmica})$$

$$q = h\Delta T m l = m_{V(\text{Condensado})} * \lambda_v = \frac{\left[ m * c_p \overbrace{(T_s - T_e)}^{\text{Del aceite}} \right]}{A}$$

*Ecuacion de balance energia del aceite*

*Balance de Transferencia de calor : (en regimen permanente).*

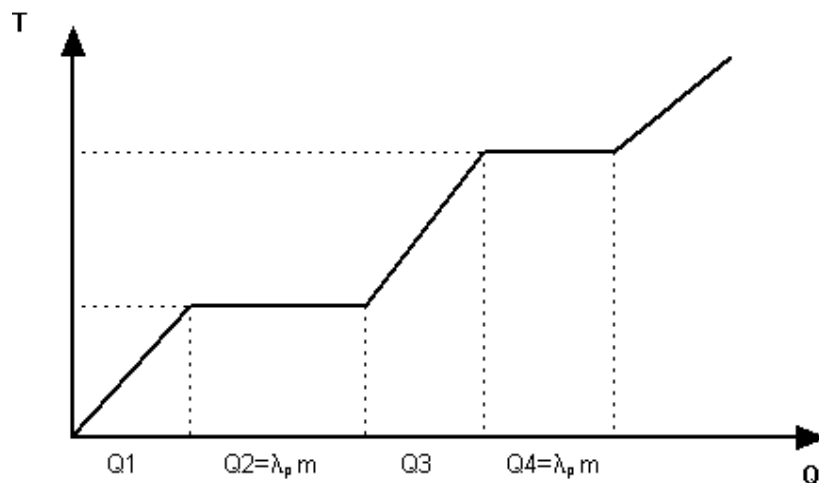
$$m_a c_p (T_s - T_o) + q_i A_i - m c_p (T_s - T_o) = 0 \quad \text{donde } T_o = 0 \text{ (Temperatura de referencia)}$$

*Ecuacion de transferencia :*

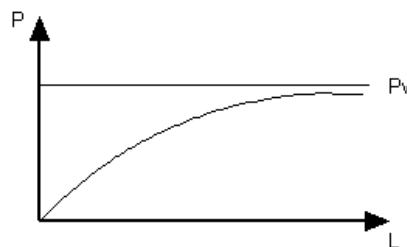
$$q_i A_i = m c_p (T_s - T_o) \quad \text{donde } q_i = h\Delta T m l$$

$$h\Delta T m l A_i = m c_p (T_s - T_o)$$

Diagrama de transferencia de calor:

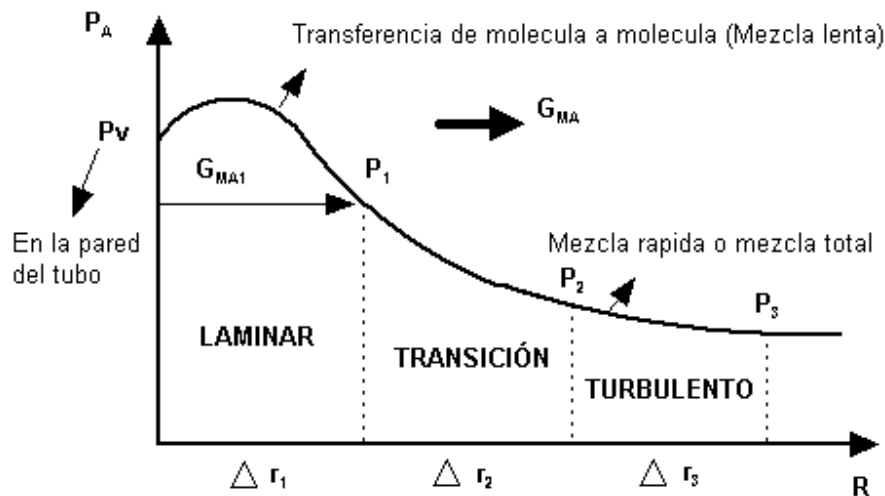


En consecuencia el grafico de la presión del vapor era el siguiente:



La grafica es o cumple como una distribución logarítmica, por lo tanto se dice que el flujo de masa es la siguiente:

$$G_{MA} = k_g \Delta P m l$$

**Analizando en el punto de estudio:**

- **Laminar** → Existe transferencia de molécula a molécula del agua-aire.
- **Transición** → Forma intermedio entre laminar y turbulento el agua va hacia el centro y viceversa el aire.
- **Turbulento** → Existe una mezcla total o muy rápida entre el agua – aire, avanzan racimos de agua y racimos de agua.

*Laminar :*

$$\left. \begin{aligned} G_{ML} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_1 P_B ml} (P_v - P_1) \\ G_{Mt} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_2 P_B ml} (P_1 - P_2) \\ G_{MT} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_3 P_B ml} (P_2 - P_3) \end{aligned} \right\} \begin{aligned} &\text{En los tres casos es difícil de calcular el flujo por que} \\ &\text{faltan datos.} \\ &\text{Las tres ecuaciones son iguales por el flujo es molar} \\ &\text{Considero que es turbulento por que la} \\ &\text{transferencia de masa esta dominada por turbulencia.} \end{aligned}$$

$$G_{MA} = k_g \Delta P$$

$\Delta P$  No es media logarítmica por que estamos analizando en un solo punto y la presión no varia.

**EN LA FASE GASEOSA:**

$$G_{MA} = k_g \Delta P_A ml \} \text{ Si es total } \Delta P ml, \text{ si es un punto } \Delta P.$$

$$G_{MA} = k_Y \Delta Y_A ml \} \text{ Si es total } \Delta Y ml, \text{ si es un punto } \Delta Y.$$

**EN LA FASE LIQUIDA:**

*Siempre se usa  $\Delta C_A ml$  y  $\Delta X_A ml$*

$$G_{MA} = k_c \Delta C_A ml$$

$$G_{MA} = k_x \Delta X_A ml$$

Las equivalencias se encuentran en la tabla 3.1 del (Traybal).

$$G_{MA} = k'_g \Delta P_A ml$$

$$G_{MA} = k'_y \Delta Y_A ml$$

$$G_{MA} = k'_c \Delta C_A ml \quad \text{En caso de contra difusión equimolecular.}$$

$$G_{MA} = k'_x \Delta X_A ml$$

$$G_{MT} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z Y_B ml} \Delta Y_A ml$$

$$G_{MT} = K_y \Delta Y_A ml$$

$$K_y = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z Y_B ml} \Rightarrow \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} = K_y Y_B ml$$

$$\text{Sabemos que } k'_y = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z}$$

$$G_{MT} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \Delta Y_A ml = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \left( \frac{P_{A1}/P - P_{A2}/P}{\left( \frac{Y_{B2} - Y_{B1}}{\ln(Y_{B2}/Y_{B1})} \right)} \right) \quad \text{Donde } Y_A = P_A / P$$

$$G_{MT} = \frac{cD_{AB}}{P \Delta Z} \frac{(P_{A1} - P_{A2})}{\left( \frac{P_{B2}/P - P_{B1}/P}{\ln(P_{B2}/P - P_{B1}/P)} \right)} \quad \text{Donde } G_{MA} = \frac{cD_{AB} \Delta P_A ml}{\Delta Z * P_B ml}$$

$$K_g = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z * P_B ml} \Rightarrow \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} = K_g P_B ml$$

$$\text{Igualando } \frac{cD_{AB}}{\Delta Z}$$

$$K_y Y_B ml = K_g P_B ml \Rightarrow K_y = \frac{K_g P_B ml}{Y_B ml} = \frac{K_g P_B ml}{\frac{P_B ml}{P}} = K_g P \quad ; \quad \text{Donde } Y_B ml = \frac{P_B ml}{P}$$

$$K_y = K_g P$$

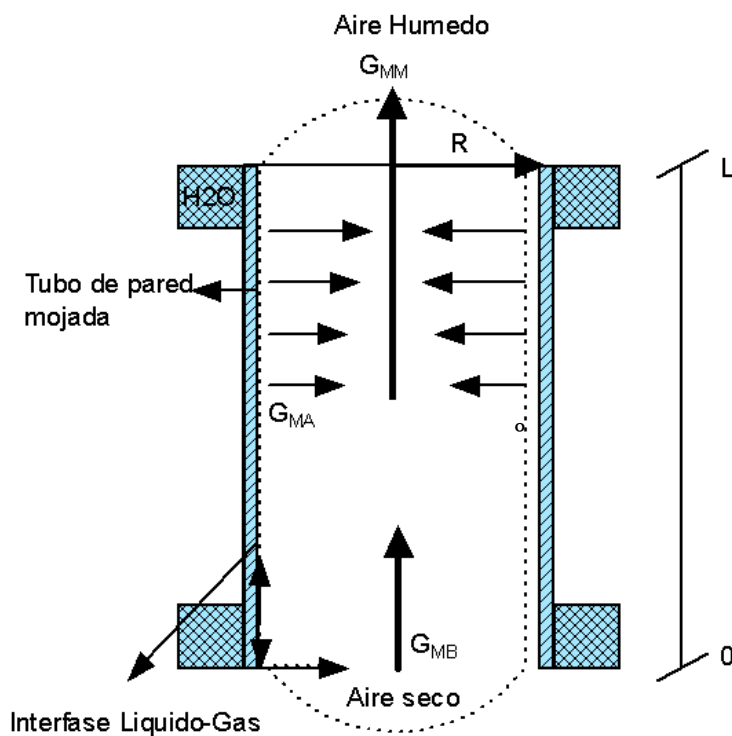
$$G_{MA} = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \Delta Y_A \Rightarrow k'_y = \frac{cD_{AB}}{\Delta Z} \Rightarrow K_y = \frac{k'_y}{Y_B ml}$$

**Determinación del coeficiente de transferencia de masa:****A) Método experimental.-**

En este método:

- Es necesario un equipo de transferencia de calor para hallar  $h$  (Intercambiador).
- Es necesario un equipo de transferencia de masa para hallar  $k$  (Humidificador).

En este caso nos interesa hallar  $k$ .



$$\begin{aligned} \text{Para } Z = 0 \quad Y_A &= 0 \quad P_A = 0 \\ \text{Para } Z = L \quad Y_A &= Y_{A2} \quad P_A = P_{A2} \\ \text{Para } r = 0 \quad P_A &= P_v \\ G_{MA}^0 [=] &= \frac{\text{mol}}{t}, \frac{\text{masa}}{t} \end{aligned}$$

*Primeramente convertir el flujo de aire a flujo molar:*

$$G_{MB}^0 = \frac{G_B^0}{\bar{M}_{\text{Aire}}} \quad [=] \frac{\text{Kg} / h}{\text{Kg} / \text{Kmol}}$$

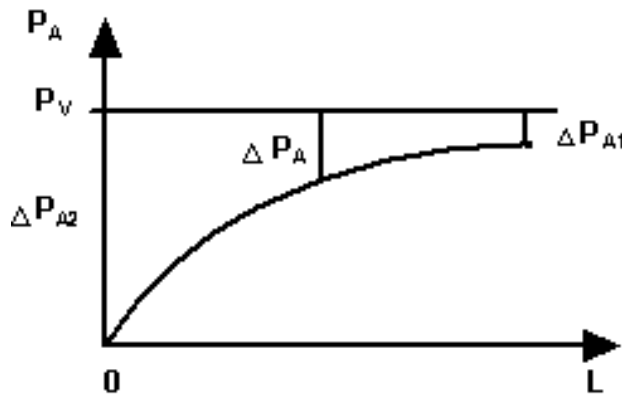
**Balance de masa:**

$$\text{BMT :} \quad G_{MB}^0 + G_{MA} \overbrace{\pi DL}^{\text{Area lateral del cilindro}} = G_{MM} \overbrace{\frac{\pi D^2}{4}}^{\text{Area } \perp \text{ al flujo de la mezcla}} \left[ \frac{\text{mol}}{t} \right] \quad (1)$$

$$\text{BMA :} \quad G_{MA} \pi DL + G_{MA} \frac{\pi D^2}{4} = G_{MM} \frac{\pi D^2}{4} * \left( \frac{P_{A2}}{P} \right) \quad \text{Donde : } \frac{P_{A2}}{P} = Y_{A2} \quad (2)$$

$$\text{T.T} \quad G_{MA} = k_g \Delta P_A ml \quad \text{T.T.} = \text{Transferencia de masa radial turbulenta} \quad (3)$$

**Sabemos que:**



$$\Delta P_A ml = \frac{\Delta P_{A2} - \Delta P_{A1}}{\ln \left( \frac{\Delta P_{A2}}{\Delta P_{A1}} \right)}$$

$$\Delta P_A ml = \frac{(P_v - 0) - (P_v - \Delta P_{A2})}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)}$$

$$\Delta P_A ml = \frac{P_{A2}}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)}$$

$$G_{MA} \pi DL = (G_{MB}^0 + G_{MA} \pi DL) = G_{MM} * \frac{P_{A2}}{P}$$

$$G_{MA} \pi DL - G_{MA} \pi DL \frac{P_{A2}}{P} = G_{MB}^0 \frac{P_{A2}}{P}$$

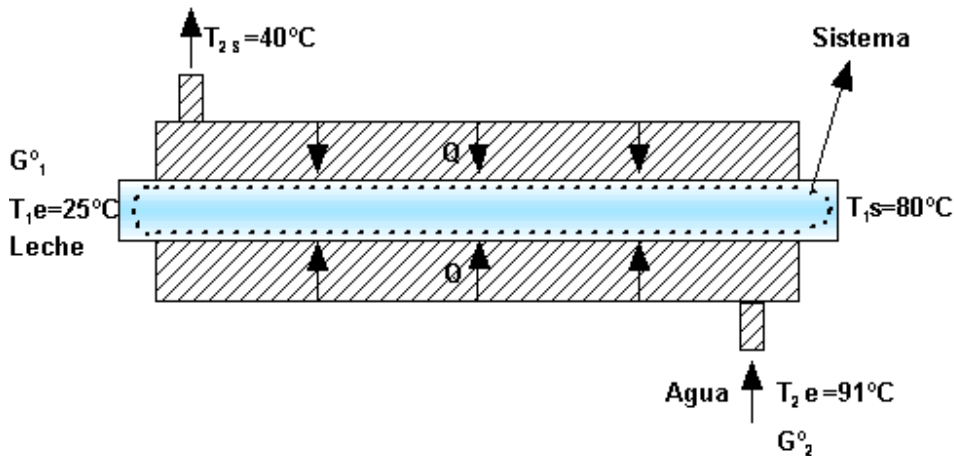
$$G_{MA} = \frac{G_{MB}^0 \frac{P_{A2}}{P}}{\pi DL - \pi DL \frac{P_{A2}}{P}}$$

$$\frac{G_{MB}^0 P_{A2}}{\pi DL (P - P_{A2})} = k_g \frac{P_{A2}}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)}$$

$$k_g = \frac{G_{MB}^0}{\pi DL} \frac{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)}{P - P_{A2}}$$

Para calcular el  $h$  en transferencia de calor o el valor equivalente  $U$ .

Supongamos que se tiene un intercambiador de calor.



$D_i$  = Diametro interior (dato).

$e$  = espesor (dato).

$L$  = Longitud (dato).

$$G_1^0 = \frac{\text{Kg leche}}{h} \text{ (dato).}$$

$$G_2^0 = \frac{\text{Kg. } H_2O}{h} \text{ (?).}$$

$$c_p = \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \text{ (dato).}$$

$$U = ?$$

Al sistema entra calor sensible y entra calor sensible.

$$dH = nc_p dT + \overbrace{\left( \frac{dH}{dP} \right)}^0 dP$$

$$\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} mc_p dT = mc_p (T_2 - T_1)$$

$$Q = \Delta H \quad \text{Si } P = \text{cte.}$$

### Balance de calor o Entalpía:

$$\underbrace{G_1^0 c_{p1} (T_{e1} - T_o)}_{\text{Calor que ingresa al sistema en la leche}} + \underbrace{U i \pi D_i L \Delta T m l}_{\text{Calor que ingresa por la superficie interna por produccion}} = \underbrace{G_1^0 c_{p1} (T_{s1} - T_o)}_{\text{Calor que sale al sistema en la leche}} \quad ; \quad T_o = \text{Temp. de referencia}$$



En los problemas de operaciones industriales II generalmente es diseñar el intercambiador y de ahí calcular el área de los conductos de transferencia de calor.

$$\text{Si } T_o = T_{e_1}$$

$$U_i = \frac{G_1^0 c_{p1} (Ts_1 - Te_1)}{\pi D_i L} \text{ Es el coeficiente de conductividad TOTAL de area cte.}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(Te_2 - Ts_1) - (Ts_2 - Te_1)}{\ln \left( \frac{Te_2 - Ts_1}{Ts_2 - Te_1} \right)}$$

**Para paredes de cilindro que tiene paredes sección variable**

$$\frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_i} \frac{A_i}{A_i} + \frac{e}{k} \frac{A_i}{A_{ml}} + \frac{1}{h_e} \frac{A_i}{A_e} \quad \text{Para el interior}$$

$$\frac{1}{U_e} = \frac{1}{h_i} \frac{A_e}{A_i} + \frac{e}{k} \frac{A_e}{A_{ml}} + \frac{1}{h_e} \frac{A_e}{A_e} \quad \text{Para el exterior}$$

**Solamente podemos calcular  $U_i$  y  $U_e$ , y no se puede calcular  $h_i$  y  $k$  por que por que la temperatura es media logarítmico ósea que la temperatura varia en la superficie según la longitud del tubo.**

### 3.3.2. Determinación del coeficiente de transferencia de masa por números adimensionales.

**Para transferencia a través de tubos concéntricos:**

*Numero adimencional en transferencia de calor.*

$$Nu = a Re^b Pr^c = 0,023 (Re)^{0,86} Pr^{0,33}$$

$$h = a \left( \frac{\Delta T}{D} \right)^b$$

*Numero adimencional en transferencia de masa.*

$$Sh = a Re^b Sc^c = 0,023 Re^{0,86} Sc^{0,33} \quad \text{Para } Re : 4000 - 6000$$

**Cuando el número de Reynolds disminuye o se baja este quiere decir que el flujo es estático o que se mueve la masa suavemente (Laminar).**

**Se dice que la transferencia de masa es turbulento si:**

$$Re > 2100$$

Si no se cumple esto se dice que la transferencia de masa es laminar.

*Lo que aremos ahora es ver esa semejanza entre transferencia de calor y masa.*

**Tabla 3.3.2 Grupos adimensionales correspondientes de transferencia de masa y de calor.**

Nº	Transferencia de masa	Transferencia de calor
<b>1</b>	$\frac{C_A - C_{A1}}{C_{A2} - C_{A1}} = \text{Fuerza impulsora}$	$\frac{T_A - T_{A1}}{T_{A2} - T_{A1}} \text{ Fuerza impulsora}$
<b>2</b>	<i>Numero de Rneynolds</i> $Re = \frac{\delta v D}{\mu}$	<i>Numero de Rneynolds</i> $Re = \frac{\delta v D}{\mu}$
<b>3</b>	<i>Numero de Schmidt</i> $Sc = \frac{\mu}{\delta D_{AB}} = \frac{v}{D_{AB}}$	<i>Numero de Prandtl</i> $Pr = \frac{c_p \mu}{k} = \frac{v}{\alpha}$
<b>4</b>	<i>Numero de Sherwood</i> $S_h = \frac{k_g P_B m l R T D}{P D_{AB}} = \frac{F D}{c D_{AB}} = \frac{k_c P_B m l D}{P D_{AB}}$ $= \frac{k'_c D}{D_{AB}} = \frac{k'_y R T D}{P D_{AB}} \dots etc.$	<i>Numero de Nusselt.</i> $N_u = \frac{h D}{k}$
<b>5</b>	<i>Numero de Grashof (+)</i> $Gr_D = \frac{g L^3 \Delta \delta \left(\frac{\delta}{\mu}\right)^2}{\delta}$	<i>Numero de Grashof (+)</i> $Gr_H = g L^3 \beta \Delta T \left(\frac{\delta}{\mu}\right)^2$
<b>6</b>	<i>Numero de Pe'clet</i> $Pe_D = Re Sc = \frac{v D}{D_{AB}}$	<i>Numero de Pe'clet</i> $Pe_H = Re Pr = \frac{c_p D \delta v}{k} = \frac{D v}{\alpha}$
<b>7</b>	<i>Numero de Stanton</i> $St = \frac{Sh}{Re Sc} = \frac{Sh}{Pe_H}$	<i>Numero de Stanton</i> $St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{Nu}{Pe_H}$
<b>8</b>	$j_D = St Sc^{2/3}$	$j_H = St Pr^{2/3}$

(+) *Numero de Grashof (+) El numero grashof aparece en los casos en que hay conveccion natural;  $\Delta \delta = |\delta_1 - \delta_2|$ ;  $\Delta T = |T_1 - T_2|$ , en la misma fase*

*También se puede expresar de otra forma el  $J_D$ :*

$$j_D = St Sc^{2/3} = \frac{Sh}{Re Sc} Sc^{2/3} = \frac{k_g P_B ml RTD}{PD_{AB} * \frac{\delta v D}{\mu} * \frac{\mu}{\delta D_{AB}}} * Sc^{2/3} = \frac{k_g P_B ml RT}{P v} Sc^{2/3}$$

$$j_D = f(Re)$$

Para transferencia de calor también se puede expresar  $J_h$  en función del  $h$ .

$$j_H = St Pr^{2/3} = \frac{\left(\frac{hD}{k}\right)}{\frac{\delta v D}{\mu} Pr} Pr^{2/3} = \frac{h \mu}{\mu k v} * Pr^{-1/3}$$

Conociendo estas ecuaciones vamos a la tabla 3.3 (Traybal).

**Tabla 3.3 Transferencia de masa para casos sencillos.**

Es la tabla en donde debemos reconocer al caso que le pertenece el problema.

Movimiento del fluido	Rango de las condiciones	Ecuación empírica
1. Dentro o a través de tubos circulares o cilíndricos.	$Re = 4000 - 60000$ $Sc = 0,6 - 3000$	$j_D = 0,023 Re^{-0,17}$ $Sh = 0,023 Re^{0,83} Sc^{1/3}$
	$Re = 10000 - 400000$ $Sc > 100$	$j_D = 0,0149 Re^{-0,12}$ $Sh = 0,0149 Re^{0,88} Sc^{1/3}$
2. Flujo paralelo ilimitado, con respecto a placas planas.	<i>La transferencia empieza en el lado principal.</i> $Re_x < 50000$	$j_D = 0,644 Re_x^{-0,5}$
	$Re_x = 5 * 10^5 - 3 * 10^7$ $Pr = 0,7 - 380$	$Nu = 0,037 Re_x^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr_0}{Pr_i}\right)^{0,25}$
	$Re_x = 2 * 10^4 - 3 * 10^5$ $Pr = 0,7 - 380$	<i>Entre la parte superior y</i> $Nu = 0,0027 Re_x Pr^{0,43} \left(\frac{Pr_0}{Pr_i}\right)^{0,25}$
3. Gas confinado, flujo paralelo a una placa plana en una tubería.	$Re_c = 2 * 10^4 - 5 * 10^5$	$j_D = 0,11 Re_c^{0,29}$
4. Película líquida en una torre de paredes mojadas, transferencia entre líquido y gas.	$\frac{4F}{\mu} = 0 - 1200$ <i>Agitaciones suprimidas.</i>	Ecuación (3.18)-(3.22) Traybal
	$\frac{4F}{\mu} = 1300 - 8300$	$Sh = (1,76 * 10^{-5}) \left(\frac{4F}{\mu}\right)^{1,506} Sc^{0,5}$

5. Perpendicular a cilindros sencillos	$Re = 400 - 25000$ $Sc = 0,6 - 2,6$	$\frac{k_G P_t}{G_M} Sc^{0,56} = 0,281 Re^{0,4}$
	$Re' = 0,10 - 10^5$ $Pr = 0,7 - 1.500$	$Nu = (0,35 + 0,34 Re^{0,5} + 0,15 Re^{0,58}) Pr^{0,3}$
6. A través de esferas sencillas.	$Sc = 0,6 - 3200$ $Re'' Sc^{0,5} = 1,8 - 600\ 000$	$Sh = Sh_0 + 0,347 (Re'' Sc^{0,5})^{0,62}$ $Sh_0 = \begin{cases} 2,0 + 0,569 (Gr_D Sc)^{0,250} & Gr_D Sc < 10^8 \\ 2,0 + 0,0254 (Gr_D Sc)^{0,333} & Gr_D Sc > 10^8 \end{cases}$
7. A través de lecho fijo de gránulos.	$Re'' = 90 - 4\ 000$ $Sc = 0,6$	$j_D = j_H = \frac{2,06}{\xi} Re''^{-0,575}$
	$Re'' = 5\ 000 - 10\ 300$ $Sc = 0,6$	$j_D = 0,95 j_H = \frac{20,4}{\xi} Re''^{-0,815}$
	$Re'' = 0,0016 - 55$ $Sc = 168 - 70\ 600$	$j_D = \frac{1,09}{\xi} Re''^{-2/3}$
	$Re'' = 5 - 1\ 500$ $Sc = 168 - 70\ 600$	$j_D = \frac{0,250}{\xi} Re''^{-0,31}$

$Re' =$  Numero de reynolds para el flujo en el exterior de un cilindro  $dG'/\mu$ , **adimensional**.

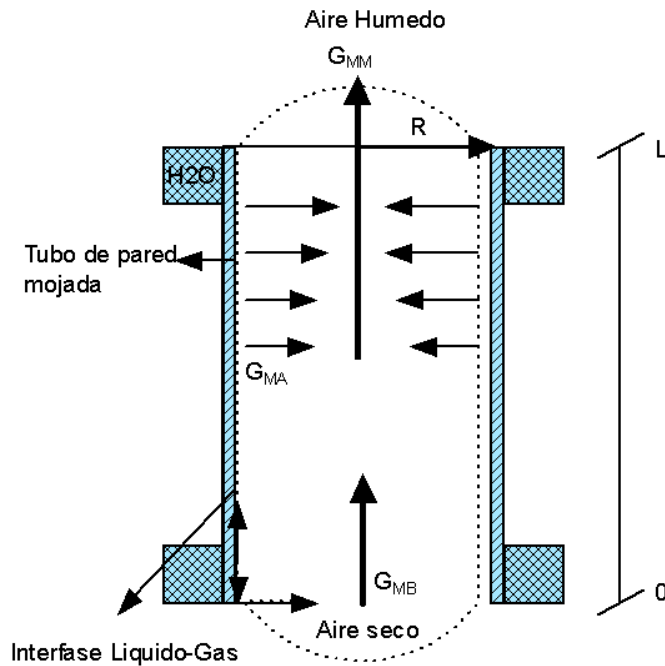
$Re'' =$  Numero de reynolds para el flujo a través de una esfera,  $d_p G'/\mu$  **adimensional**.

(\*) Coeficientes de transferencia de masa promedio de la totalidad, para concentraciones totales de soluto en la superficie de la fase. Generalmente, las propiedades del fluido se calculan en las condiciones promedio entre la superficie de la fase y el seno del fluido. La analogía de la transferencia de masa-calor es completamente valida.

### Problema propuesto 3.3 (Cáp. 3):

Mientras cae agua por el interior por las paredes de un tubo de pared húmeda, haciende a través de la pared central aire seco en un caso particular el diámetro interno es **1 Pulg.** y el aire entra a una velocidad de  $5000\text{ Lb}/\text{Pie}^2\text{h}$  de sección transversal interno suponer que el aire esta en todas partes a temperatura promedio de  $97^\circ\text{F}$ , el agua a  $70^\circ\text{F}$ , y el coeficiente de transferencia de masa es constante, la presión total es  $1\text{ Atm}$ . Calcular la presión parcial promedio de vapor de agua en el aire que sale por la parte superior o que se aleja, si la torre tiene  $1\text{m}$  de longitud (**o 3 pies**).

**Solución:**



$$Di = 1 \text{ pulg} = 0,025 \text{ m (Tubo)}$$

$$T^{\circ}_{H_2O} = 70^{\circ} F = 21,1^{\circ} C$$

$$L = 1 \text{ m}$$

$$P_{A2} = ?$$

**Datos:**

$$G_B = 5000 \frac{\text{Lb}}{\text{h pie}^2} * \frac{0,454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb}} * \left( \frac{1 \text{ pie}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} = 6,787 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ seg}} \approx 7,0 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ seg}}$$

$$T^{\circ}_{\text{Aire}} = 97^{\circ} F = 36,10^{\circ} C$$

$$P_T = 1 \text{ atm}$$

$$G_{MB} = 7 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ seg}} * \frac{1 \text{ Kmol}}{29 \text{ Kg}} = 0,2414 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2 \text{ seg}}$$

$$\text{BMT:} \quad G_{MB} \frac{\pi D^2}{4} + G_{MA} \pi D L = G_{MM} \frac{\pi D^2}{4} \quad (1)$$

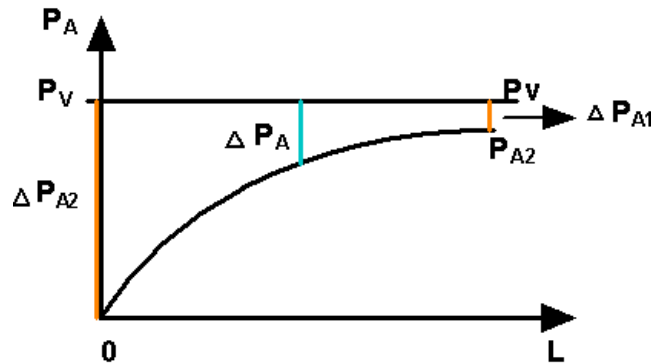
Si entra aire humedo multiplica por la fraccion molar del aire.

$$\text{BMA (Agua):} \quad \overbrace{G_{MB} \frac{\pi D^2}{4}}^{\text{Aire seco} \Rightarrow 0} + G_{MA} \pi D L = G_{MM} \frac{\pi D^2}{4} \left( \frac{P_{A2}}{P_T} \right) \quad (2)$$

Ec. de Transferencia de masa

$$G_{MA} = k_g \Delta P_{ml} \quad (3)$$

**Para hallar delta  $\Delta P_{ml}$  Tenemos el grafico:**



Solo se supone cuando  $\Delta T$  del aire y del agua no es grande ósea  $\Delta T < 50^\circ$ .

$$\text{Sabemos que: } \Delta P_{ml} = \frac{\Delta P_2 - \Delta P_1}{\ln \frac{\Delta P_2}{\Delta P_1}} = \frac{(P_v - 0) - (P_v - P_{A2})}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)}$$

$$G_{MA} = k_g \frac{P_{A2}}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)} \quad (4)$$

No se halla la  $P_v$  con ninguna de las temperaturas se halla con la Temperatura en la interfase donde ocurre la vaporización. (Tablas de  $P_v$ )

Entonces la  $P_v$  se hallara a una  $\bar{T} = (T_{H_2O} + T_{AIRE}) / 2 \Rightarrow \bar{T} = (21 + 36) / 2 \approx 28^\circ C$

Sea la Temperatura en la interfase  $T^\circ = 28^\circ C$  (Suponemos)

Solo se supone cuando  $\Delta T$  del aire y del agua no es grande ósea  $\Delta T < 50^\circ C$ .

$$P_v = 0,03 \frac{Kg}{cm^2} = 0,029 \text{ Atm.}$$

Dividiendo la ecuación (1) entre  $\pi D$  tenemos:

$$G_{MB} \frac{D}{4} + G_{MA} L = \left( \frac{P}{P_{A2}} \right) G_{MM} \frac{D}{4}$$

$$G_{MB} \frac{D}{4} = \left( \frac{P}{P_{A2}} \right) G_{MM} \frac{D}{4} - G_{MA} L$$

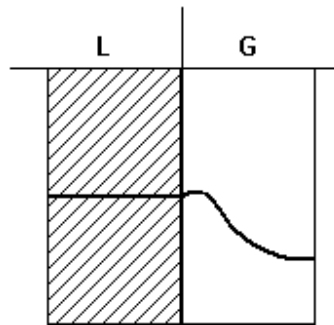
$$G_{MA} = \frac{G_{MB} D}{4L \left( \frac{P}{P_{A2}} - 1 \right)}$$

$$G_{MA} = \frac{G_{MB} D}{4L} \left( \frac{P_{A2}}{P - P_{A2}} \right) = k_g \frac{P_{A2}}{\ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)} \quad \text{Igualando a la ecuación (4)}$$

$$\frac{4L(P - P_{A2})}{DG_{MB}} = \frac{\ln\left(\frac{P_v}{P_v - P_{A2}}\right)}{k_g}$$

$$P - P_{A2} = \frac{DG_{MB}}{4Lk_g} \ln\left(\frac{P_v}{P_v - P_{A2}}\right)$$

$$P_{A2} = P - \frac{DG_{MB}}{4Lk_g} \ln\left(\frac{P_v}{P_v - P_{A2}}\right)$$



*Transferencia desde la interfase hasta la fase gaseosa, el fluido está dentro de tubos cilíndricos.*

### CASO 1 (De la tabla 3.3)

$$j_D = 0,023 Re^{-0,17}$$

$$Sh = 0,023 Re^{0,83} Sc^{1/3}$$

$$Re = \frac{\delta v D}{\mu}$$

Calculo del numero de reynolds :

$$G_B = \delta v \left[ = \right] \frac{Kg}{m^3} \cdot \frac{m}{seg} = \frac{Kg}{m^2 seg}$$

$$Re = \frac{\delta v D}{\mu} \quad \text{Para calcular con esta ecuacion necesitamos "v"}$$

Entonces reemplazamos  $G_B$  como artificio.

$$Re = \frac{G_B D}{\mu}$$

$\mu$  viscosidad del aire a la temperatura de  $36^\circ C$  (En poises).

$$\mu = 0,018 cp \cdot \frac{1 g/cm seg}{100 cp} \cdot \frac{100 cm}{1 m} \cdot \frac{1 Kg}{1000 g} = 1,846 \cdot 10^{-5} \frac{Kg}{m seg}$$

$$Re = \frac{7 Kg/m^2 seg \cdot 0,025 m}{1,846 \cdot 10^{-5} Kg/m seg} = 9722,22 \text{ (Adimencional)}$$

Es regimen turbulento por que  $Re > 2100$

Calculamos :

$$Sc = \frac{\mu}{\delta D_{AB}} \quad (*)$$

$$\delta = \frac{P_T \bar{M}_{Aire}}{R T} = \frac{1 \text{ Atm} * \frac{29 \text{ Kg}}{\text{Kmol}}}{0,082 \frac{\text{Atm} - \text{L}}{\text{Kmol} - \text{K}} \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} * 309 \text{ K}} = 1,1445 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

De tablas con la  $T_{Aire} = 36^\circ \text{C}$ ; hallamos  $D_{AB}$  = Difusividad del aire respecto al agua

**Tablas: 2.1 Difusividad de gases a presión atmosférica Standard (101,3 kN/m<sup>2</sup>) Pág.35 (Treybal)**

Sistema	Temperatura °C	Difusividad m <sup>2</sup> / seg *10 <sup>-5</sup>
Aire - Agua	25,9	2,58
	59,0	3,05
Aire - Tolueno	25,9	0,86
	59,0	0,92

Entonces :  $D_{AB} * 10^5 = 2,58 \Rightarrow D_{AB} = 2,58 * 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$  Del Bird

$$D_{AB2} = D_{AB1} \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^b \left( \frac{P_1}{P_2} \right)$$

El valor de b para el agua en un no polar (aire) es 2,334

$P_1 / P_2 = 0$  Por que el sistema esta abierto y el  $\Delta T$  es muy pequeño.

$$D_{AB2} = 2,58 * 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}} \left( \frac{309 \text{ K}}{298,9 \text{ K}} \right)^{2,334} = 2,79 * 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$$

Reemplazamos datos en (\*):

$$Sc = \frac{\mu}{\delta D_{AB}} = \frac{1,846 * 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m seg}}}{1,1445 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 2,79 * 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}} = 0,578 \text{ (Adimencional)}$$

El Schmidt para el aire es ctte. siempre varia entre 0,5 – 0,6

$Sh = ?$  Para esto elegir el caso (1) y no el (4) por que esto no es película si no es flujo en un cilindro.

$$Sh = 0,023 Re^{0,83} Sc^{0,333}$$

$$Sh = 0,023 (9722,22)^{0,83} (0,578)^{0,333} = 38,27 \text{ (Adimencional)}.$$

En es te caso cumple que:  $1 < Sh < 100$

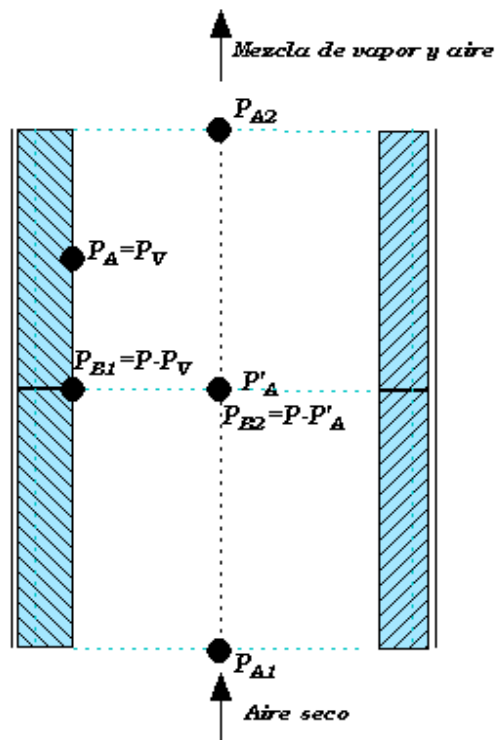


$$Sh = \frac{k_g P_B ml RT D}{PD_{AB}} = 39,10 \quad \text{De aqui despejamos } k_g = ?$$

$$k_g = Sh \left( \frac{p}{P_B ml} \right) \left( \frac{D_{AB}}{RT D} \right) \quad \text{Donde : } P_B ml = ? \text{ calcular}$$

$$\text{Si } T = 26^\circ C \Rightarrow P_v = 25,209 \text{ mmHg} * \frac{1 \text{ Atm.}}{760 \text{ mmHg}} = 0,033 \text{ Atm.}$$

**El siguiente grafico nos muestra los valores respectivos de las presiones parciales en cada punto específico.**



$$P_A + P_B = P_T \quad \text{Pero } P = P_T = 1 \text{ Atm.}$$

$$P_A + P_B = 1$$

$$P_{B1} = 1 - P_v = 1 - 0,033 = 0,967 \text{ Atm.}$$

$$P_{B2} = 1 - 0,4 P_v = 1 - (0,4)(0,033) = 0,987 \text{ Atm.}$$

$$P_B ml = \frac{(P_{B2} - P_{B1})}{\ln \left( \frac{P_{B2}}{P_{B1}} \right)} = \frac{0,987 - 0,967}{\ln \left( \frac{0,987}{0,967} \right)} = 0,977 \text{ Atm.}$$

$$k_g = Sh \left( \frac{p}{P_B ml} \right) \left( \frac{D_{AB}}{RT D} \right)$$

$$k_g = (39,10) \left( \frac{1 \text{ Atm}}{0,987 \text{ Atm}} \right) \frac{\left( 2,79 * 10^{-5} \frac{m^2}{seg} \right)}{\left( 0,082 \frac{\text{Atm} - L}{\text{Kmol} - K} \right) \left( \frac{1m^3}{1000L} \right) (309K)(0,025m)}$$

*Siempre debo transformar*  $R = 0,082 \frac{\text{Atm} - L}{\text{Kmol} - K} \cdot \frac{1m^3}{1000L} = 8,2 * 10^{-5} \frac{\text{Atm} - m^3}{\text{Kmol} - K}$

$$k_g = 0,04462 \frac{\text{Kmol}}{m^2 \text{ seg}} = 4,462 * 10^{-2} \frac{\text{Kmol}}{m^2 \text{ seg}}$$

$$G_{MB} = 7 \frac{\text{Kg.}}{m^2 \text{ seg}} \cdot \frac{1 \text{Kmol}}{29 \text{ Kg.}} = 0,241 \frac{\text{Kmol.}}{m^2 \text{ seg}}$$

$$P_{A2} = P - \frac{D G_{MB}}{4 L k_g} \ln \left( \frac{P_v}{P_v - P_{A2}} \right)$$

$$P_{A2} = 1 - \frac{(0,025)(0,241)}{4(1)(4,462 * 10^{-2})} \ln \left( \frac{0,033}{0,033 - P_{A2}} \right) \quad \text{Calcular numericamente.}$$

$$P_{A2} = 0,023 \text{ Atm.}$$

$$\text{Respesta : } 1620 \frac{N}{m^2}$$

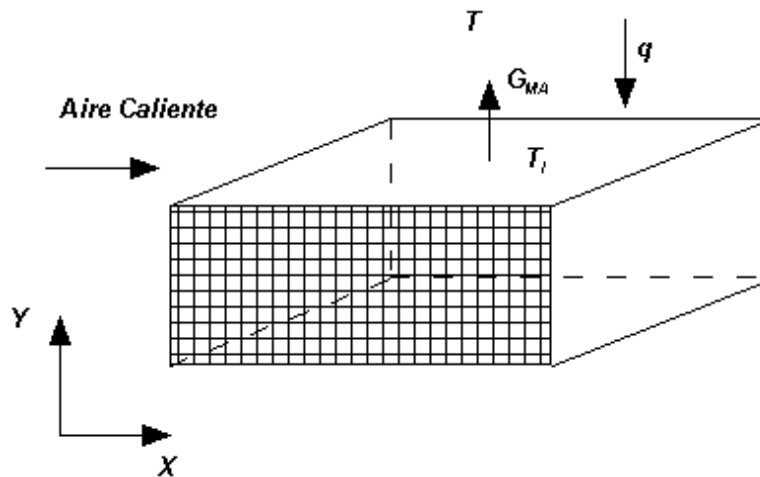
### 3.4 Transferencia de masa y calor simultaneo.

La transferencia de masa puede suceder simultáneamente con la transferencia de calor, ya sea como resultado de una diferencia de temperatura impuesta desde fuera o debida a la absorción o evolución de calor, lo cual generalmente sucede cuando una sustancia se transfiere de una fase a otra. En tales casos, dentro de una fase, el calor transferido es el resultado, no solo de la conducción (convección) debida ala diferencia de temperatura que ocurriría en ausencia de transferencia de masa, si no que también incluye el calor sensible acarreado por la materia en difusión.

Una gran cantidad de procesos se lleva a cabo con transferencia de masa y calor, una de ellas seria la evaporación.

Piretro → Es un insecticida biodegradable.

*Supongamos un cuerpo sólido (ladrillo):*



En este cuerpo sólido existe transferencia de calor por conducción en el sólido y radiación y convección en el aire pero nosotros nos abocaremos a resumir en convección.

Este método se aplica cuando la diferencia de temperatura es elevado o mayor a los 60° C por que conlleva a tener errores, es por eso que se trabaja con la transferencia de calor.

*Si  $\Delta T > 60^\circ C \Rightarrow$  Utilizar transferencia de calor*

*Si  $\Delta T < 60^\circ C \Rightarrow$  Considerar una temperatura promedio de interfase.*

#### Tipos de calor

- **Calor sensible:** calor utilizado para elevar o disminuir la temperatura

$$Q_S = m_V c_P \Delta T = G_{MA} \bar{M}_A c_P \Delta T \quad [=] \frac{\text{Kmol}}{\text{seg m}^2} \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} ^\circ\text{C} = \frac{\text{Kcal}}{\text{seg m}^2}$$

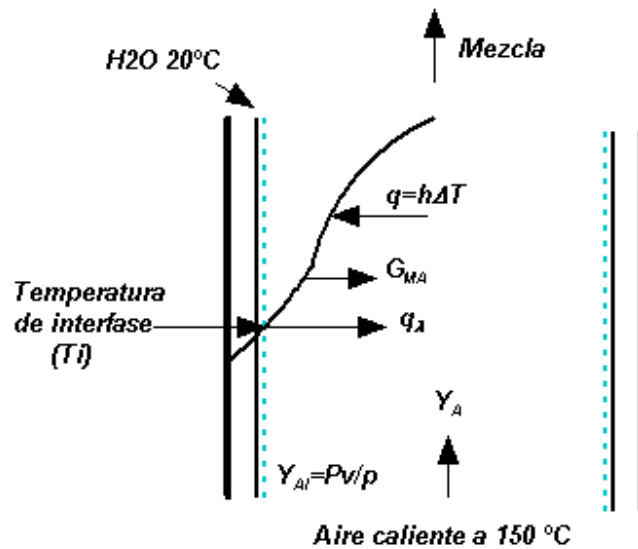
- **Calor latente:** Calor necesario para cambiar de fase.

$$Q_L = m_v \lambda_v$$

- **Calor por convección: Transferencia de calor a través de líquidos y gases.**

$$q_c = h\Delta T$$

**Grafico de transferencia de masa y calor simultáneamente:**



**Cuando hay movimiento de masa hay cambio de calor**

**Consideraciones:**

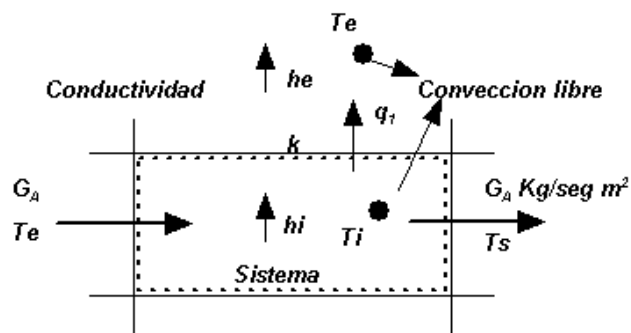
$G_{MA}$  = Flujo molar

$G_A$  = Flujo de A

$G_{MA}^0$  = Velocidad de flujo de A

**Ecuación de diseño para calcular el área de un intercambiador:**

$$G_A^0 c_p (T_e - T_o) + U_i \pi D L \Delta T_{ml} - G_A^0 c_p (T_s - T_o) = 0$$



Siempre cuando hay un fluido sólido, líquido, o gaseoso, en un sentido siempre hay un calor sensible.

$$Q = G_A \hat{c}_p (T_s - T_o) = \frac{q}{A} = Ue Ae \Delta T_{ml}$$

*Calor que entra al sistema :*

$$G_A^0 c_p (T_e - T_o) = Ue Ae (T_i - T_a)_{ml} + G_A^0 c_p (T_s - T_o)$$

$$Ue Ae \Delta T_{ml} = G_A^0 c_p (T_e - T_o) - G_A^0 c_p (T_s - T_o) \quad ; \quad T_o = 0$$

$$Ue Ae \Delta T_{ml} = G_A^0 c_p (T_e - T_s)$$

$$Ue Ae \Delta T_{ml} = G_A^0 c_p (T_s - T_e)$$

*Como el sistema tiene liquido y se evapora agua al exterior*

$\Rightarrow$  este va consumir calor

*Cambiando las ecuaciones para la ser donde se calcula  $T_e$  en la superficie*

$$\text{Donde : } \frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_i} \frac{A_i}{A_i} + \frac{e}{k} \frac{A_i}{A_{ml}}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{is} - T_{ws}) - (T_{ie} - T_{wi})}{\ln \left( \frac{T_{is} - T_{ws}}{T_{ie} - T_{we}} \right)}$$

*Para calcular  $h$  en conveccion libre sera :*

$$h = a \Delta T^b = 3,0 \Delta T^{0,25}$$

*En cambios de fase :  $Q$  (+) gana calor;  $Q$  (-) pierde calor.*

$$q = G_{MA} M_A \lambda_A$$

$$\text{Donde : } q_s = q_{\text{Conduccion}} + q_{\text{Sensible}}$$

*Entonces :*

$$q_s = \frac{(G_{MA} M_A c_{pA} + G_{MB} M_B c_{pB})(T - T_i)}{1 - e^{-\frac{(G_{MA} M_A c_{pA} + G_{MB} M_B c_{pB})}{h}}}$$

*El calor total sera :*

$$q_T = q_s + q_\lambda \quad ; \quad q_\lambda = \text{Calor latente}$$

$$q_T = q_s + G_{MA} M_A \lambda_A + G_{MB} M_B \lambda_B$$

## Capítulo N° 4

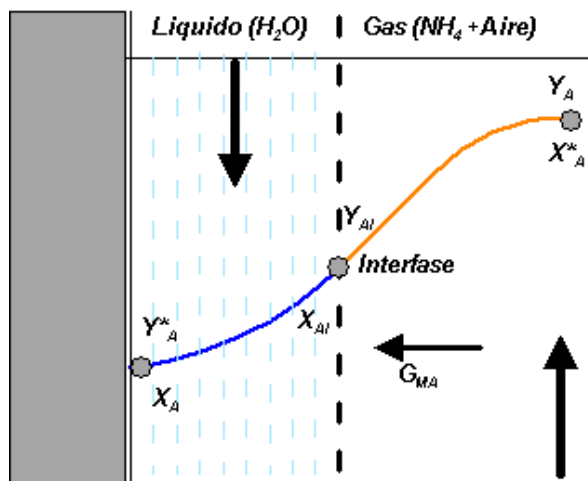
## TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVEZ DE DOS FASES

## 4.1 Introducción.

## 4.2 Fuerza impulsora a través de dos fases.

Para este caso tendremos una película de agua, que esta en contacto con un gas muy soluble en ella, el amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) es el gas más soluble en el agua.

**Diagrama de concentración:** Representa gráficamente el comportamiento de la concentración.



$Y_A^*$  es menor a  $Y_{Ai}$

$Y_A$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en fase gaseosa.

$Y_{Ai}$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en la interfase.

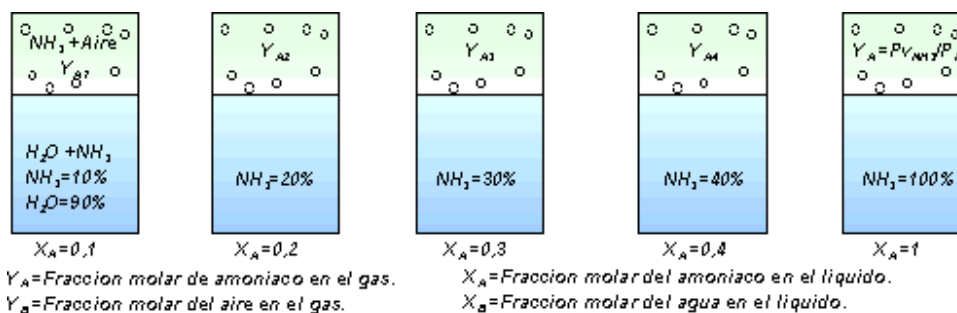
$X_A$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en fase Líquida.

$X_{Ai}$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en interfase.

$Y_A^*$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en la fase gaseosa, en un gas hipotéticamente o teóricamente esta en equilibrio con un líquido cuya concentración con  $\text{NH}_3$  es  $X_A$ .

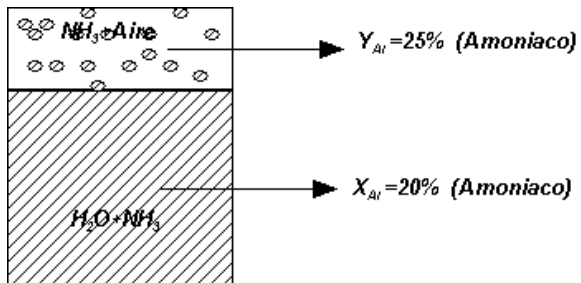
$X_A^*$ : Fracción molar  $\text{NH}_3$  en la fase líquida, en un líquido hipotéticamente o teóricamente esta en equilibrio con un gas cuya concentración en el  $\text{H}_2\text{O}$  es  $Y_A$ .

**Solubilidad:** Capacidad que tiene un componente de mezclarse con otro.



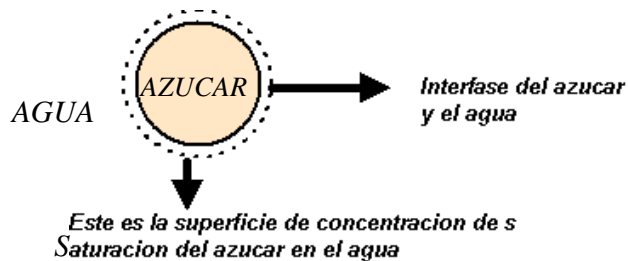
NOTA:

$X_{Ai} + Y_{Ai} \neq 1$  ; Por que uno es fraccion molar del  $\text{NH}_3$  en el liquido, y el otro es la fraccion molar del  $\text{NH}_3$  en el gas.



Por teoría se puede decir que cuando más soluble sea el amoníaco en el agua entonces se vaporizara más poco y viceversa.

Ejemplo de concentración de saturación. (Azúcar en agua).



LEYES:

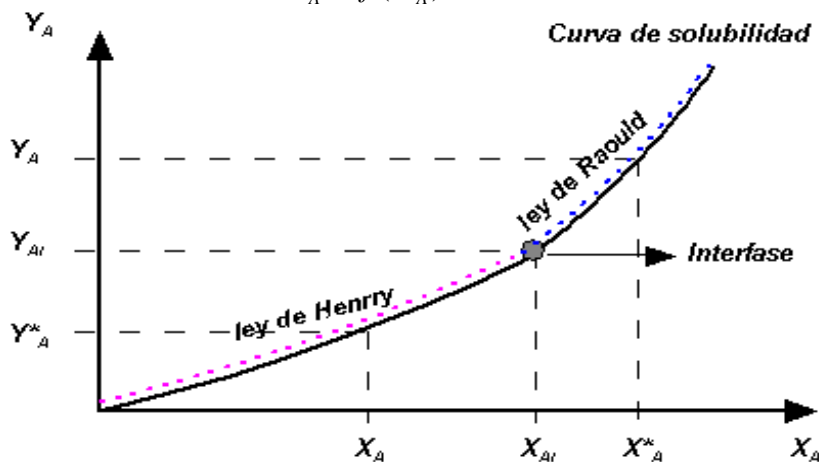
$$Y_A = \left( \frac{P_{V_{\text{NH}_3}}}{P} \right) * X_A \quad \text{Ley de Raold.}$$

$$Y_A = m * X_A \quad \text{Ley de henrry.}$$

Curva de solubilidad o de equilibrio: Es la grafica donde los valores de a, b, c, son experimentales esta curva esta tabulada en tablas y se puede graficar.

$$Y_A = a + bX_A + cX_A^2$$

$$Y_A = f(X_A)$$



**4.2 Fuerza impulsora y densidad de flujo molar.*****Fuerza impulsora:***

- ***Fuerza impulsora en la fase gaseosa***

$$\begin{array}{lll} \Delta Y_A = Y_A - Y_{Ai} & \text{En términos de gas} & G_{MA} = k_{Yg} \Delta Y_A \\ \Delta X_A = X_A^* - X_{Ai} & \text{En términos de líquido} & G_{MA} = k_{Xl} \Delta X_A \end{array}$$

- ***Fuerza impulsora en la fase líquida***

$$\begin{array}{lll} \Delta X_A = X_{Ai} - X_A & \text{En términos de líquido} & G_{MA} = k_{Xl} \Delta X_A \\ \Delta Y_{ATotal} = Y_{Ai} - Y_A^* & \text{En términos de gas} & G_{MA} = k_{Yg} \Delta Y_A \end{array}$$

- ***Fuerza impulsora total.***

$$\begin{array}{lll} \Delta Y_{ATotal} = Y_A - Y_A^* & \text{En términos de gas} & G_{MA} = k_Y \Delta Y_A \\ \Delta X_{ATotal} = X_A^* - X_A & \text{En términos de líquido} & G_{MA} = k_X \Delta X_A \end{array}$$

***Flujos de transferencia de masa a través de dos fases:***

- ***En la fase gaseosa***

$$\begin{array}{ll} G_{MA} = k_{Yg} (Y_A - Y_{Ai}) & \text{En términos del gas.} \\ G_{MA} = k_{Xg} (X_A^* - X_{Ai}) & \text{En términos del líquido.} \end{array}$$

- ***En fase líquida.***

$$\begin{array}{ll} G_{MA} = k_{Xl} (X_{Ai} - X_A) & \text{En términos del líquido.} \\ G_{MA} = k_{Yl} (Y_{Ai} - Y_A^*) & \text{En términos del gas.} \end{array}$$

- ***A través de las dos fases (Las mas importantes para el calculo)***

$$\begin{array}{ll} G_{MA} = k_Y (Y_A - Y_A^*) & \text{En términos del gas.} \\ G_{MA} = k_X (X_A^* - X_A) & \text{En términos del líquido.} \end{array}$$

Basta hallar uno de ellos y luego ya tendremos resuelto la incógnita, los flujos parciales son muy complicados de calcular por que es en la interfase y no sabemos que temperatura tiene y que  $X_{Ai}$  o  $Y_{Ai}$  tienen.

**NOTA:** Los flujos son iguales en todos los puntos.



$$G_{MA} = \overbrace{k_{Yg}(Y_A - Y_{Ai})}^{(1)} = k_{Xg}(X_A^* - X_{Ai}) = \overbrace{k_{Xl}(X_{Ai} - X_A)}^{(2)} = k_{Yl}(Y_{Ai} - Y_A^*)$$

$$= k_Y(Y_A - Y_A^*) = k_X(X_A^* - X_A)$$

Todos los flujos tiene la misma dirección y magnitud iguales.

$K_X$  y  $k_Y$  Son equivalentes al  $U_i$  y  $U_e$  en transferencia de calor que es igual a la

$\sum$  Resistencias de  $h_i$ , que es el coeficiente global de transferencia de calor.

Para Area = ccte.  $R = \frac{1}{h_{ext}}$

**Coeficiente global de transferencia de masa para área ccte.**

En este caso consideramos que el área es constante.

$$(Y_A - Y_{Ai}) = \frac{G_{MA}}{k_{Yg}} \quad (1)$$

$$m(X_{Ai} - X_A) = m \frac{G_{MA}}{k_{Xl}} \quad * (m) \quad (2)$$

$$m = \frac{dY_{Ai}}{dX_{Ai}} \quad \text{Entonces:} \quad \begin{cases} Y_{Ai} = mX_{Ai} \quad (\text{Interfase}) & \Rightarrow X_{Ai} = \frac{Y_{Ai}}{m} \quad (3) \\ Y_A = mX_A^* \quad (\text{Fase gaseoso}) & \Rightarrow X_A^* = \frac{Y_A}{m} \quad (4) \\ Y_A^* = mX_A \quad (\text{Fase liquida}) & \Rightarrow X_A = \frac{Y_A^*}{m} \quad (5) \end{cases}$$

Donde  $m$  es la pendiente de la curva de equilibrio en un punto (**en la curva de equilibrio**)

Remplazando (3) y (5) en (2)

$$m \left( \frac{Y_{Ai}}{m} - \frac{Y_A^*}{m} \right) = m \frac{G_{MA}}{k_{Xl}} \quad (6)$$

Sumando (1) y (6) tenemos:

$$Y_A - Y_A^* = \frac{G_{MA}}{k_{Yg}} + m \frac{G_{MA}}{k_{Xl}}$$

$$\frac{G_{MA}}{K_Y} = \frac{G_{MA}}{k_{Yg}} + m \frac{G_{MA}}{k_{Xl}} \quad / (G_{MA})$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_{Yg}} + m \frac{1}{k_{Xl}}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + m \frac{1}{k_X} \quad \text{Su equivalente es: } \frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_i} \frac{A_i}{A_i} + \frac{e}{k} \frac{A_i}{A_{ml}} + \frac{1}{h_e} \frac{A_i}{A_e} \quad \text{Para área ccte.}$$

$\frac{e}{k} \frac{A_i}{A_{ml}} \approx 0$  Es despreciable por que la conductividad del acero inoxidable es muy grande y el espesor es muy pequeño.

**Donde:**

$\frac{1}{K_Y} =$  Resistencia a la transferencia de masa total par la fase liquida.

$\frac{1}{k_{Yg}} =$  Resistencia en la fase gaseosa.

$m \frac{1}{k_{XL}} =$  Resistencia en la fase liquida.

Se puede decir que su equivalencia es también:

**Hallaremos resistencia total para la fase liquida:**

$$\frac{Y_A}{m} - \frac{Y_{Ai}}{m} = \frac{G_{MA}}{mk_{Yg}} \quad /(m) \quad (1');$$

$$X_{Ai} - X_A = \frac{G_{MA}}{k_{XL}} \quad (2');$$

Remplazando (3) y (4) en (1') y luego sumando (1') y (2') tenemos :

$$\left. \begin{aligned} \frac{mX_A^*}{m} - \frac{mX_{Ai}}{m} &= \frac{G_{MA}}{mk_{Yg}} \\ X_{Ai} - X_A &= \frac{G_{MA}}{k_{XL}} \end{aligned} \right\} \text{Sumando}$$

$$X_A^* - X_A = \frac{G_{MA}}{mk_{Yg}} + \frac{G_{MA}}{k_{XL}}$$

$$\frac{G_{MA}}{K_X} = \frac{G_{MA}}{mk_{Yg}} + \frac{G_{MA}}{k_{XL}} \quad /(G_{MA})$$

$$\frac{1}{K_X} = \frac{1}{mk_{Yg}} + \frac{1}{k_{XL}}$$

$$\frac{1}{K_X} = \frac{1}{mk_Y} + \frac{1}{k_X}$$

Se puede expresar el flujo molar total también de la siguiente forma

$$Y_A - Y_A^* = \frac{G_{MA}^0}{Sp K_Y}$$

**Este artificio es utilizado para calcular la resistencia total en función del área para aquellas situaciones en que el área no es constante si no variable.**

***Coefficiente global de transferencia de masa para área variable.***

Sea:

$$Y_A - Y_{Ai} = \frac{G_{MA}^0}{Si k_{Yg}} \quad (1); \quad Si = \text{Seccion de interfase.}$$

$$mX_{Ai} - mX_A = \frac{G_{MA}^0}{Sp k_{XL}} \quad * (m) \quad (2); \quad Sp = \text{Seccion de pared.}$$

Sabemos que:  $X_{Ai} = \frac{Y_{Ai}}{m}$ ;  $X_A = \frac{Y_A}{m}$  *reemplazamos en (2)*

Sumando (1) y (2) tenemos:

$$Y_A - Y_A^* = \frac{G_{MA}^0}{Si k_{Yg}} + \frac{mG_{MA}^0}{Sp k_{XL}} \quad \text{Pero } Y_A - Y_A^* = \frac{G_{MA}^0}{Sp K_Y}$$

$$\frac{G_{MA}^0}{Sp K_Y} = \frac{G_{MA}^0}{Si k_{Yg}} + \frac{mG_{MA}^0}{Sp k_{XL}} \quad / (G_{MA}^0) \text{ y } * (Sp)$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{Sp}{Si} \frac{1}{k_{Yg}} + \frac{m}{k_{XL}}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_X}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \left( \frac{Sp}{Si} \right) \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_X} \quad \text{Transferencia respecto al area de la pared.}$$

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \left( \frac{Si}{Sp} \right) \frac{m}{k_X} \quad \text{Transferencia respecto al area de la interfase.}$$

**4.4 Fase controladora de la transferencia.**

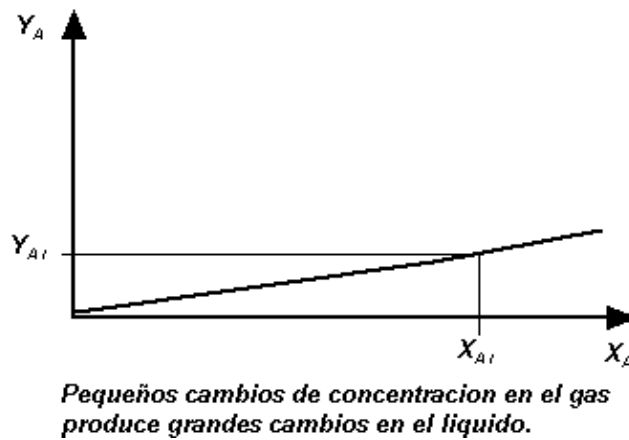
Se dice que la transferencia de masa esta controlada por la fase, a continuación veremos esta situación.

***a) La fase controlante es la fase gaseosa:***

$$K_Y \approx \frac{1}{k_Y}$$

La fase controlante es la fase gaseosa cuando la resistencia en el liquido es despreciable y esta ocurre cuando los gases o gas ( $NH_3$ ) es altamente soluble en el liquido ( $H_2O$ ), y esto nos damos cuenta cuando observamos la curva de equilibrio.

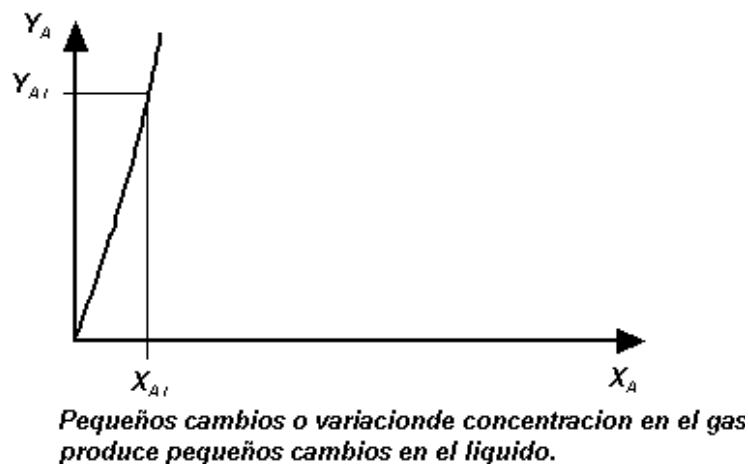
Esto es cuando la curva de equilibrio este pegado al eje X.

**Curva de solubilidad - Fase controlante gaseoso**

**b) La fase controlante es la fase líquida.**

$$\frac{1}{K_Y} \approx \frac{m}{k_X}$$

Se dice que la fase controlante es la fase líquida cuando la resistencia en la fase gaseosa es despreciable, por lo tanto la resistencia total es igual a la resistencia en la fase líquida; ejemplo: Oxígeno en ( $H_2O$ ), este hecho se observa cuando el gas es poco soluble en el líquido, esto se puede ver en el gráfico de la curva de solubilidad.

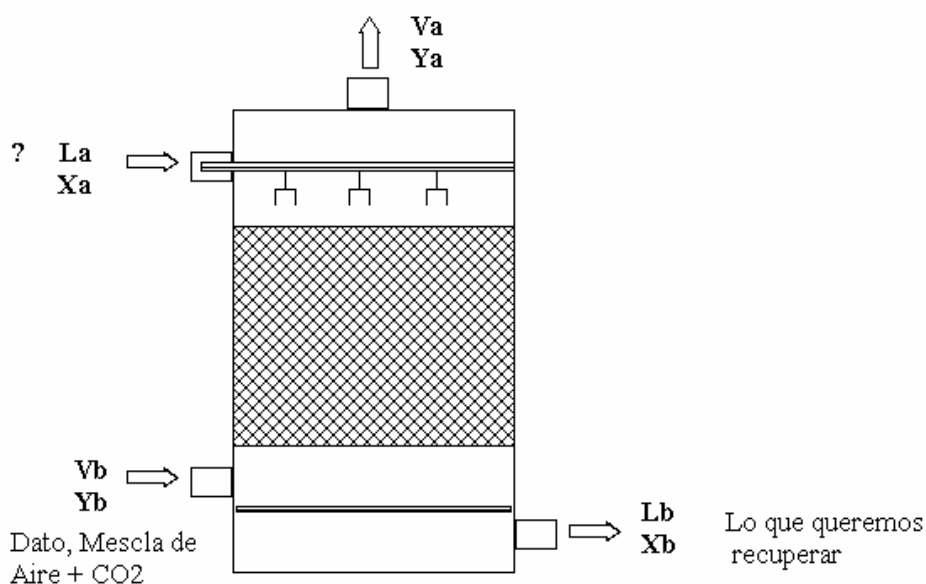
**Curva de solubilidad - Fase controlante líquido**

**CAPITULO N° 5****ABSORCION****5.1. Introducción:**

En química, la absorción es la captación de una sustancia por otra. Por ejemplo, un gas como el oxígeno puede absorberse, o disolverse, en agua.

La adsorción, que frecuentemente se confunde con la absorción, hace referencia a la adhesión de moléculas de gases o líquidos a la superficie de sólidos porosos. La adsorción es un fenómeno de superficie; la absorción es una mezcla o interpenetración de dos sustancias.

La absorción se lo puede realizar mediante un relleno de absorción que se puede apreciar en la siguiente figura.

***Características de la torre de absorción:******FASE GASEOSA***

$V_b = G_{MM}(\text{Aire} + \text{CO}_2)$  Flujo molar de la mezcla gaseosa a la entrada

$V_a = G_{MM}(\text{Aire} + \text{CO}_2)$  Flujo molar de la mezcla gaseosa a la salida.

$Y_b$  = Fracción molar del componente a separar (IN).

$Y_a$  = Fracción molar del componente a separar (OUT).

***FASE LIQUIDA***

$L_a = G_{MM}$  Flujo molar del liquido a la entrada.

$X_a$  = Fracción molar del soluto en el liquido (IN).

$Lb = G_{MM}$  Flujo molar del liquido a la salida.

$Xb$  = Fracción molar del soluto en el liquido (OUT).

$$\frac{\text{solute}}{\text{tiempo}} = \frac{KmolCO_2}{hr.}$$

$VbYb$  = Cantidad de soluto que entra ( $CO_2$ ).

$LbXb$  = Cantidad de soluto que estoy recuperando en el liquido  $R(\%) = R(VbYb)$  ;

Donde  $R$  = Recuperación.

$VaYa$  = Cantidad de soluto perdido que se va al medio ambiente =  $(1-R)VbYb$ .

$V' = Vb(1-Yb)$  = Cantidad de aire que entra (Inerte).

$Va = Vb(1-Ya) + (1-R)VbYb$  Aire +  $CO_2$  que no se recupera.

$Ya = ((1-R)VbYb)/Va$  = Fracción del  $CO_2$  que se va.

$La$  = Cantidad de liquido de operación o la cantidad de liquido que voy a usar para que el absorbedor funcione.

**Objetivos:** Los objetivos de este capítulo se resumen en el diseño de un absorbedor y para ello se debe:

- Calcular el diámetro.
- Calcular la cantidad de líquido con el que se opera.
- Calcular el tamaño o altura de la columna.

## 5.2. Definición:

La absorción es un método físico de separar mezclas de gases fundamentados en la solubilidad de los gases en los líquidos.

Los gases de la fusión de materiales deben ser sacados por un absorbedor para que se eliminen los gases que producen lluvias acidas.

*¿Supóngase que yo quiero producir  $CO_2$ ?*

El  $CO_2$  es soluble en el agua a baja temperatura, cuando el agua no esta fria es difícil que el  $CO_2$  se disuelva.

Para una industrial el agua no debe tener calcio y magnesio, esta mezcla se incrusta en los equipos, en los análisis se conoce como dureza la cantidad de calcio y magnesio.

La mezcla de gas a separar en este caso  $CO_2$  + Aire debe ingresar por la parte inferior para pasar por un relleno en baño de agua ya sea pura o con una fracción de  $CO_2$  inicial, que ingresa por la parte superior del relleno. Esto con el fin de que se disuelva el  $CO_2$  en el liquido al lograr el contacto intimo entre liquido y gas.

En la parte inferior se obtendrá el líquido con una fracción importante del gas a separar, y en la parte superior se obtendrá aire con una fracción despreciable del gas a separar.

### Características del relleno:

1. El relleno debe ser económicamente de bajo costo y barato.
2. El material del relleno debe ser inerte respecto al líquido y al gas.
3. Debe existir una baja caída de presión con la altura, o debe existir libertad de recorrido del líquido del gas y que produzca baja oposición ( $\Delta P / \Delta Z$ ).
4. Debe tener bajo peso y alta resistencia.
5. Debe tener un gran área interfacial de contacto (Tablas)

*Area interfacial:*

$$a_p = \frac{m^2}{m^3} \quad \text{Area por } m^3 \text{ de relleno}$$

$$a_p \text{ o } a_v [=] \frac{m^2}{m^3} = \frac{\text{Area interfacial}}{\text{Volumen}}$$

### 5.3. Diámetro de la columna de absorción:

S = Sección de la torre.

Si se conoce la sección de la torre entonces se conoce el diámetro de la torre

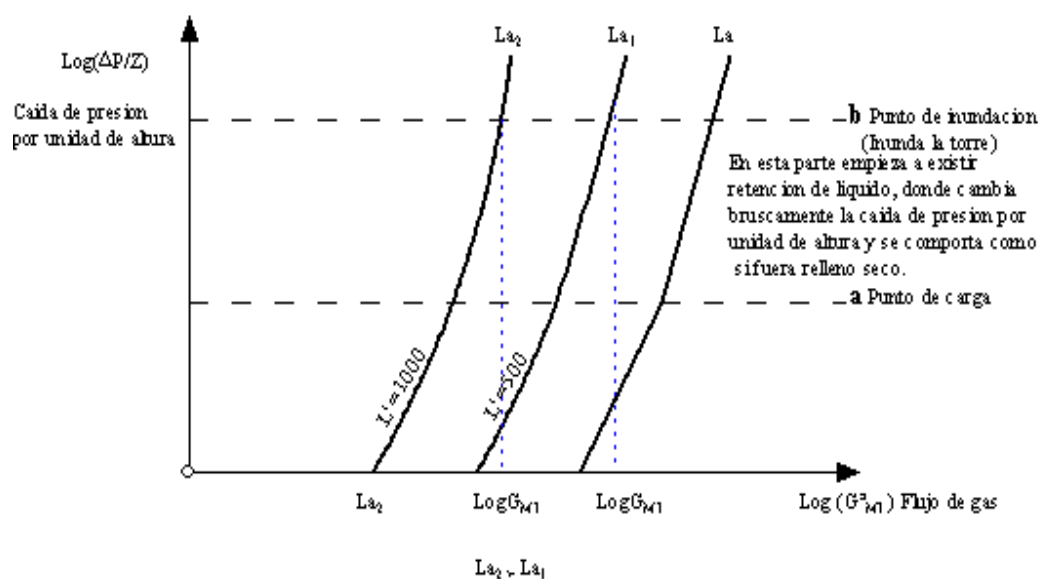
Sea:

$$La = G_{MX} = \text{Flujo de liquido a la entrada.}$$

$$Vb = G_{MY} = \text{Flujo del gas a la entrada.}$$

Si se mantiene constante el flujo del líquido a la entrada y se incrementa en forma variable el flujo de gas a la entrada como varía la caída de presión con la altura.

Experimentalmente se hace una caída de presión por unidad de altura.



Para velocidad de carga el liquido empieza a retenerse en el relleno aumentando bruscamente la caída de presión por unidad de altura, si b para arriba la columna empieza a inundarse (El liquido se inunda tanto que empieza a salir por arriba).

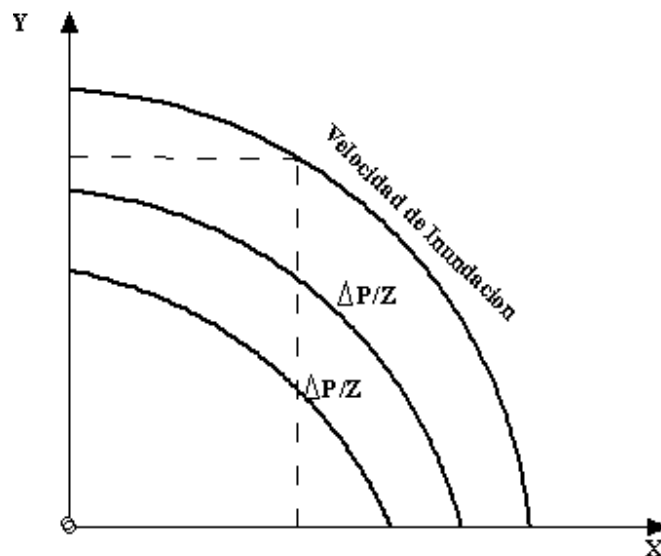
La velocidad de operación se da cuando la velocidad con la que entra el gas es menor a la velocidad de inundación, por razones económicas. Por lo tanto la velocidad de operación debe estar muy próxima al punto de carga. Entonces esto significa que:

$$G_{Mop} = a G_{Mi} \quad 50\% < a < 65\%$$

### Sección de la columna:

El diseño de la torre de absorción depende de la cantidad de líquido que se quiere separar. El valor de la sección se obtiene experimentalmente y están graficados en la curva de levan (en Traybal).

La grafica corresponde a una caída de presión por unidad de altura.



$X$  : Se calcula para entrar al diagrama de levan y hallar el valor de  $Y$

$\frac{\Delta P}{Z}$  : Este valor es importante para la potencia que tendrá el ventilador.

$Y$  : Se calcula la velocidad de inundación.

La cantidad a separar está relacionado con el ancho de la columna y la calidad con el tipo de relleno y principalmente por la altura de la columna.

$$X = \frac{G'_{MX}}{G'_{MY}} \sqrt{\frac{\delta_g}{\delta_L - \delta_g}} = \frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\delta_g}{\delta_L - \delta_g}}$$



Donde :

$G_{MX}^o = L' = \text{Cantidad del liquido inerte en Kg / hr.}$

$G_{MY}^o = V' = \text{Cantidad del gas inerte en Kg / hr.}$

$$\delta_g = \frac{P\bar{M}}{RT} \quad \text{La densidad del gas en condiciones ideales.}$$

Calculado el valor de X ingresamos a la grafica de levan y hallamos el valor de Y para luego calcular la velocidad de inundación.

$$Y = \frac{Gi^2 * C_F * \mu^{0.1*J}}{\delta_g (\delta_L - \delta_g) g_c}$$

Despejando Gi :

$$Gi = \sqrt{\frac{Y * \delta_g * (\delta_L - \delta_g) * g_c}{C_F * \mu^{0.1*J}}} [=] \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 \text{seg}}$$

$$Gop = a Gi$$

Donde :

$J = \text{Factor de conversion. } J = 1 \text{ en S.I.}$

$g_c = \text{Gravedad } g_c = 1 \text{ en S.I.}$

$\delta_g = \text{Densidad del gas en Kg / m}^3$

$\delta_L = \text{Densidad del liquido en Kg / m}^3$

$Gi = \text{Velocidad de inundacion.}$

$C_F = \text{Parametro que depende de las características del relleno } (a_v, \xi)$

De tablas se obtiene el valor de  $C_F \begin{cases} a_v = \text{Area interfacial} \\ \xi = \text{Porocidad} \end{cases}$

$\mu = \text{Viscosidad del liquido. en Kg / m - seg}$

$$1 \text{poise} = 100 \text{cp} = 100 \frac{\text{g.}}{\text{cm - seg}} = 10 \frac{\text{Kg.}}{\text{m - seg}}$$

$$S = \frac{Vb}{G_{Mop}} = \frac{Vb}{a G_{Mi}} \quad \text{Donde: } Vb \text{ debe estar en Kg / seg}$$

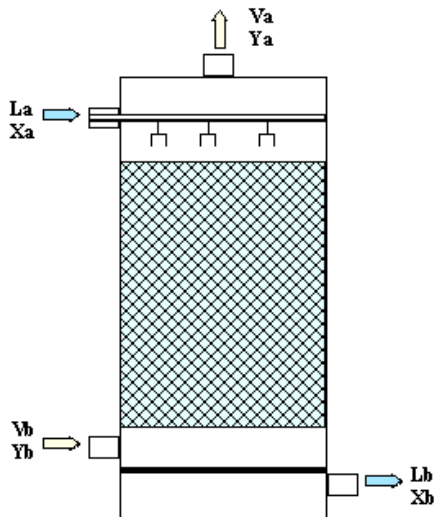
$$S = \frac{\bar{V}}{G_{Mop}} = \frac{(Va + Vb) / 2}{G_{MM \text{optimo}}} [=] \frac{\text{Kmol / seg}}{\text{Kmol / seg} * \text{m}^2} [=] \text{m}^2$$

Entonces el diámetro de la torre será:

$$D = \sqrt{\frac{4 * S}{\pi}}$$

**Problema de aplicación:**

Una mezcla de aire y  $SO_2$  se va a separar utilizando agua pura como líquido de absorción del  $SO_2$  en una columna de absorción de anillos rashing, de 1" por 1" de diámetro metálico, la mezcla gaseosa se encuentra en condiciones ambientales ( $25^\circ C$ , Presión de 1 atm.). En un caso particular se desea separar  $100 m^3/hr$  de una mezcla gaseosa con 10% de  $SO_2$ , el flujo de líquido usado en  $Kmoles/hr$  que ingresa por la parte superior de la torre es el doble del flujo del gas que ingresa por la parte inferior de la torre, se desea recuperar el 95% de  $SO_2$  que entra. Calcular el diámetro de la torre sabiendo que la velocidad de operación es el 60% de la velocidad de inundación.

*Datos :**Mezcla gaseosa :*

$$P = 1 \text{ atm.}$$

$$T = 25^\circ C = 298 K$$

$$Vb = 100 \frac{m^3}{hr} \Rightarrow \frac{Kmol}{hr}$$

$$Yb = 0,1$$

$$Lb = 2 Vb$$

$$Xa = 0 \text{ (Agua pura)}$$

$$R = 95\%$$

$$G_{OP} = 0,60 G_i$$

*Calculamos para la parte superior:*

$$\bar{M}_M = Yb \bar{M}_{SO_2} + (1 - Yb) \bar{M}_{Aire} = (0,1)(64) + (0,9)(29) = 32,5 \frac{Kg}{Kmol}$$

$$\delta_M = \frac{P \bar{M}_M}{R T} = \frac{1 * 32,5}{0,082 * 298} = 1,33 \frac{Kg}{m^3}$$

$$Vb = 100 \frac{m^3}{hr} * \frac{1,33 Kg}{1 m^3} * \frac{1 Kmole}{32,5 Kg} = 4,09 \frac{Kmol}{hr}$$

$$LbXb = R(YbVb) = 0,95(0,1 * 4,09) = 0,388 \frac{Kmol}{hr}$$

$$L' = La \text{ cuando } Xa = 0$$

$$L' = La = 2Vb = 2 * 4,09 = 8,18 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Lb = L' + XbLb = 8,18 + 0,388 = 8,568 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$Xb = \frac{LbXb}{Lb} = \frac{0,388}{8,568} = 0,0453$$

**Para la parte superior:**

$$YaVa = (1 - R)(YbVb) = (1 - 0,95)(0,1 * 4,09) = 0,020 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$V' = (1 - Yb)Vb = (1 - 0,1)4,09 = 3,681 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$Va = V' + YaVa = 3,681 + 0,020 = 3,701 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$Ya = \frac{YaVa}{Va} = \frac{0,020}{3,701} = 0,0054$$

Calculado todo el balance, seguimos con el calculo de X, para luego entrar a la grafica de levan y hallar Y.

$$X = \frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\delta_g}{\delta_L - \delta_g}}$$

Donde :  $L'$  y  $V'$  deben estar en  $\text{Kg} / \text{hr}$ .

$$L' = La \quad \text{Si } Xa = 0$$

$$L' = 8,18 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} * \frac{18\text{Kg}}{1\text{Kmol}} = 147,24 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

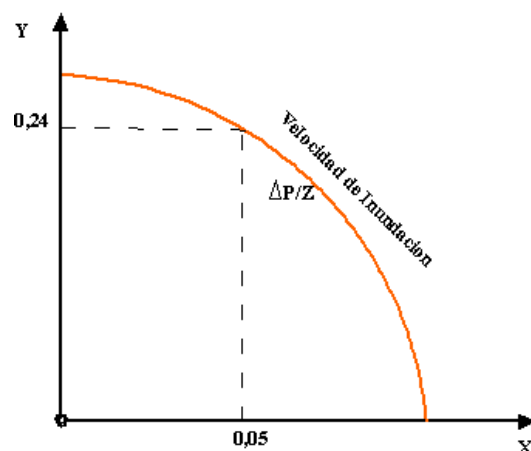
$$G' = V' = 3,681 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} * \frac{29\text{Kg}}{1\text{Kmol}} = 106,749 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$\delta_L = 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad ; \quad La \quad \delta_{H_{20}} \text{ por que es el liquido de operacion.}$$

$$\delta_g = 1,33 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$X = \frac{147,24}{106,749} \sqrt{\frac{1,33}{1000 - 1,33}} = 0,05$$

**De la curva de levan se tiene que  $Y=0,24$  para un valor de  $X=0,05$**



**Calculamos  $G_i$ :**

$$Y = \frac{G_i^2 * C_F * \mu^{0,1*J}}{\delta_g (\delta_L - \delta_g) g_c}$$

**Despejando  $G_i$ :**

$$G_i = \sqrt{\frac{Y * \delta_g * (\delta_L - \delta_g) * g_c}{C_F * \mu^{0,1*J}}} [=] \frac{Kg.}{m^2 seg}$$

**Donde:**

$J = 1$  en S.I.

$g_c = 1$  en S.I.

$\delta_g = 1,33 \text{ Kg} / m^3$

$\delta_L = 1000 \text{ Kg} / m^3$

$G_i$  = Velocidad de inundacion.

$C_F = 115$  De tablas para anillos rashing para 1" y de material metalico.

$$\mu = 1cp * \frac{1g / cm - seg}{100cp} * \frac{1Kg}{100g} * \frac{100cm}{1m} = 1 * 10^{-3} \frac{Kg}{m - seg}$$

**Despejando  $G_i$ :**

$$G_i = \sqrt{\frac{Y * \delta_g * (\delta_L - \delta_g) * g_c}{C_F * \mu^{0,1*J}}} [=] \frac{Kg.}{m^2 seg}$$

**Despejando  $G_i$ :**

$$G_i = \sqrt{\frac{0,24 * 1,33 * (1000 - 1,33) * 1}{115 * 1 * 0,001^{0,1*1}}} = 205 \frac{Kg.}{m^2 seg}$$

$$G_i = 205 \frac{Kg.}{m^2 seg} * \frac{3600seg}{1hr} = 8466,35 \frac{Kg.}{m^2 - hr}$$

$$G_{OP} = 0,6 G_i = 0,60 * (8466,35) = 5079,81 \frac{Kg.}{m^2 - hr}$$

**Seccion:**

$$S = \frac{G'}{G_{OP}} = \frac{V'}{a G_i} = \frac{106,72 \frac{Kg}{hr}}{5079,81 \frac{Kg}{m^2 hr}} = 0,021 m^2$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 0,021}{\pi}} = 0,16 m$$

### 5.3. Curva de solubilidad (de un gas en un líquido):

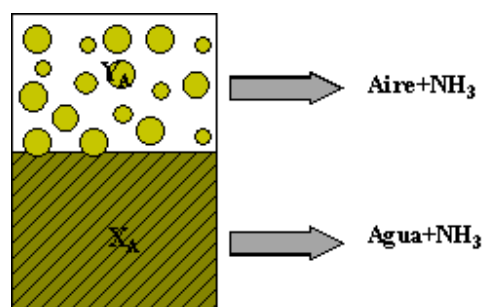
La solubilidad, de una sustancia en un disolvente, es la cantidad de esa sustancia contenida en cien gramos de disolvente, a una temperatura y presión dadas.

Una disolución está saturada a una determinada presión y temperatura cuando contiene disuelta la máxima cantidad de soluto posible a esa temperatura. La concentración de soluto correspondiente a su disolución saturada expresa el grado de solubilidad de la sustancia en un disolvente determinado y a una temperatura dada.

En general, la solubilidad de las sustancias sólidas en agua aumenta con la temperatura.

Los gases se disuelven en los líquidos en una proporción que depende de la naturaleza de ambos. Las disoluciones de gases obedecen la ley de Henry, según la cual, a una temperatura dada, la masa de gas disuelto en una cantidad determinada de líquido es proporcional a la presión que el gas ejerce sobre la superficie del mismo.

Salvo excepciones, la solubilidad de los gases en agua disminuye al aumentar la temperatura.



En este grafico se aprecia que la parte gaseosa tiene una concentración de  $Y_A$ , y la parte líquida tiene una concentración de  $X_A$ .

Los gases son solubles en los líquidos, si estudiamos la solubilidad de gases con la temperatura podemos afirmar que:

A temperaturas bajas los gases son más solubles en los líquidos y a temperaturas altas los gases son poco solubles en los líquidos.

#### Ley de Henry

Ley de Henry, ley relativa a la solubilidad de gases en líquidos, formulada por el químico británico William Henry. La ley afirma que cuando se mantiene constante la temperatura, la cantidad de gas que se disuelve en un líquido es proporcional a la presión ejercida por el gas sobre el líquido. Por ejemplo, a una presión de 1 atmósfera y una temperatura de 20 °C, en 1 litro de agua se disuelven 0,0434 gramos de oxígeno; a una presión de 10 atmósferas, con la misma temperatura de 20 °C, la cantidad de oxígeno

disuelta en 1 litro de agua es 10 veces mayor, es decir, 0,434 gramos. La ley de Henry no es válida cuando el gas es extremadamente soluble en el líquido. A 25° C:

$$Y_A = m X_A$$

### Ley de Raoult

En la mezcla simple de dos líquidos solubles entre sí, la volatilidad de cada uno es perturbada por la presencia del otro. En este caso, el punto de ebullición de una mezcla al 50%, por ejemplo, estaría a mitad de camino entre los puntos de ebullición de las sustancias puras, y el grado de separación producido por una destilación individual dependería solamente de la presión de vapor, o volatilidad de los componentes separados a esa temperatura. Esta sencilla relación fue enunciada por vez primera por el químico francés François Marie Raoult (1830-1901) y se llama ley de Raoult. Sólo se aplica a mezclas de líquidos muy similares en su estructura química, como el benceno y el tolueno. En la mayoría de los casos se producen amplias desviaciones de esta ley. Si un componente sólo es ligeramente soluble en el otro, su volatilidad aumenta anormalmente. En el ejemplo anterior, la volatilidad del alcohol en disolución acuosa diluida es varias veces mayor que la predicha por la ley de Raoult. En disoluciones de alcohol muy concentradas, la desviación es aún mayor: la destilación de alcohol de 99% produce un vapor de menos de 99% de alcohol. Por esta razón el alcohol no puede ser concentrado por destilación más de un 97%, aunque se realice un número infinito de destilaciones.

La relación entre el descenso de la presión de vapor y la concentración viene dada por la ley de Raoult, que afirma que el descenso relativo de la presión de vapor es igual a la fracción molar del soluto en la disolución:

$$\frac{P_0 - P}{P_0} = \frac{n}{N + n}$$

En esta fórmula,  $p_0$  es la presión de vapor del disolvente puro,  $p$  la presión de vapor de la disolución,  $n$  es la cantidad de soluto en moles y  $N$  la cantidad de disolvente en moles.

Puesto que esta relación sólo se cumple para disoluciones muy diluidas, en las que  $n$  es muy pequeño frente a  $N$ , la fórmula puede aproximarse por la siguiente ecuación:

$$\frac{P_0 - P}{P_0} = \frac{n}{N}$$

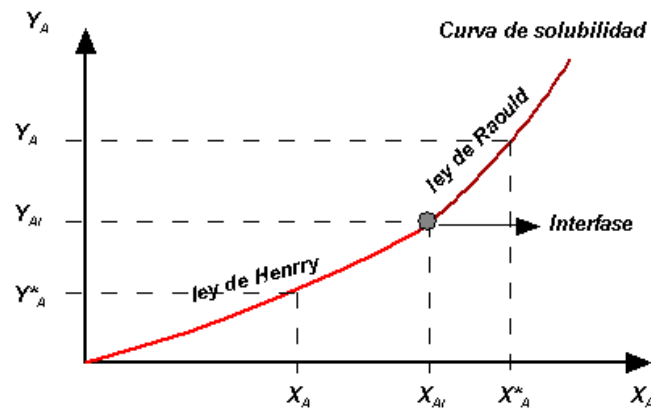
El lado izquierdo de la ecuación corresponde al descenso relativo de la presión de vapor: el descenso absoluto dividido por la presión de vapor original. El lado derecho de la ecuación es el cociente entre el número de partículas del soluto y el número de partículas del disolvente.

*La curva de solubilidad es la grafica donde los valores de  $a$ ,  $b$ ,  $c$ , son experimentales esta curva esta tabulada en tablas y se puede graficar.*

$$Y_A = \frac{P_A^\circ X_A}{P} \quad \text{Ley de Raoult}$$

$$Y_A = mX_A \quad \text{Ley de Henry}$$

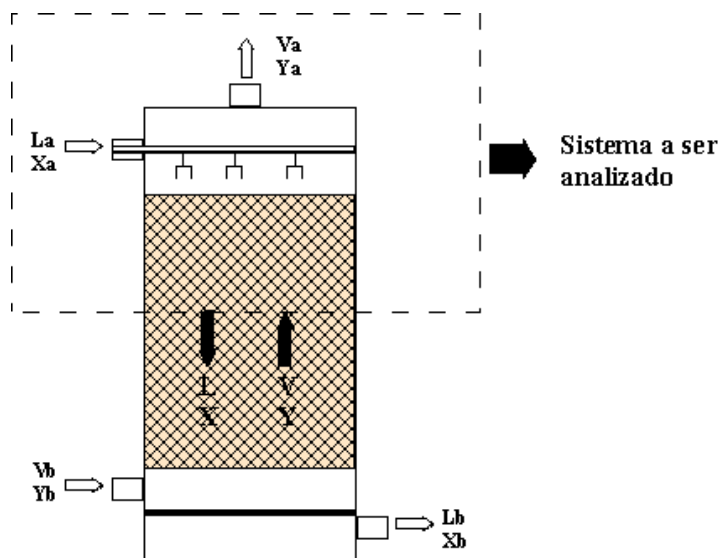
$$\left. \begin{aligned} Y_A &= a + bX_A + cX_A^2 \\ Y_A &= f(X_A) \end{aligned} \right\} \text{Estas curvas de equilibrio se determinaron experimentalmente.}$$



La solubilidad también depende de las superficies ásperas, de la agitación, etc.

#### 5.4. Curva de operaciones:

En soluciones muy diluidas e ideales se cumplen la ley de Raoult y Henry ( $Y_a=0,06$ )



L= Líquido que desciende de la columna, a medida que baja recupera mas amoníaco.

V= Flujo de gas en la torre a medida que sube pierde amoníaco.

**Balance de masa total:**

$$V + La = L + Va$$

**Balance de masa para el soluto:**

$$YV + XaLa = XL + XaVa$$

$$Y = \frac{XL}{V} + \frac{YaVa - XaVa}{V}$$

$$Y = \left(\frac{L}{V}\right)X + \frac{YaVa - XaVa}{V} \quad . \text{ Sería una línea recta cuando la solución es diluida}$$

$$V' = V(1 - Y) = Va(1 - Ya) \Rightarrow \text{Aire inerte en el gas.}$$

$$V = \frac{V'}{1 - Y} \quad y \quad Va = \frac{V'}{1 - Ya}$$

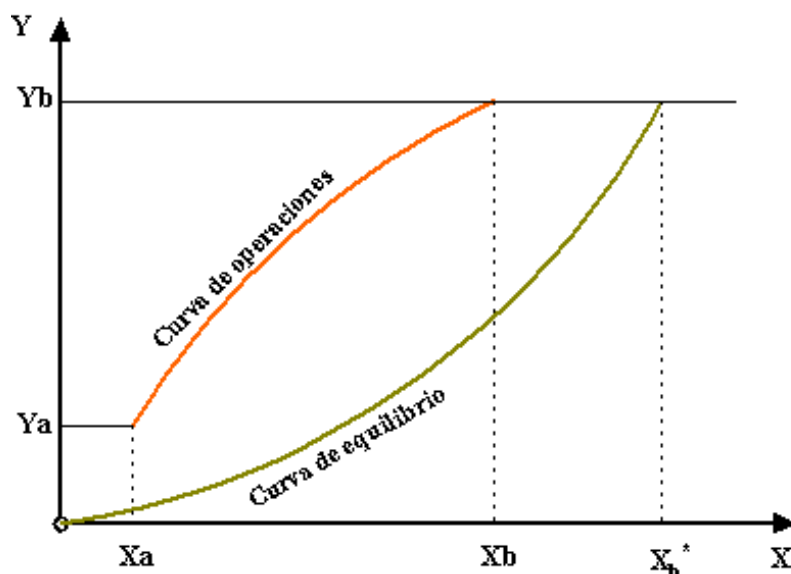
$$L' = L(1 - X) = La(1 - Xa) \Rightarrow \text{Líquido inerte (agua)}$$

$$L = \frac{L'}{1 - X} \quad y \quad La = \frac{L'}{1 - Xa}$$

Remplazando en la ecuación de balance para el mas volátil de la curva de equilibrio tenemos:

$$Y \left( \frac{V'}{1 - Y} \right) - Ya \left( \frac{V'}{1 - Ya} \right) = X \left( \frac{L'}{1 - X} \right) - \frac{Xa L'}{1 - Xa}$$

$$V' \left( \frac{Y}{1 - Y} - \frac{Ya}{1 - Ya} \right) = L' \left( \frac{X}{1 - X} - \frac{Xa}{1 - Xa} \right) \quad \text{Curva de operaciones para cualquier caso.}$$

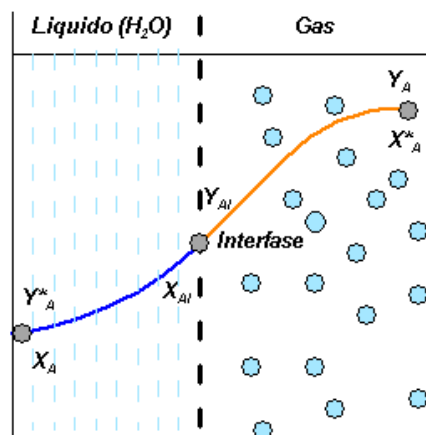




**Nota:**

Si la es muy diluida, la curva de operaciones sería una recta el cual justifica que se esta cumpliendo con la ley de Raoult y de Henry.

La curva de equilibrio siempre pasa por cero, o la ordenada a la absisa es cero.

**5.5. Perfil de concentración:**

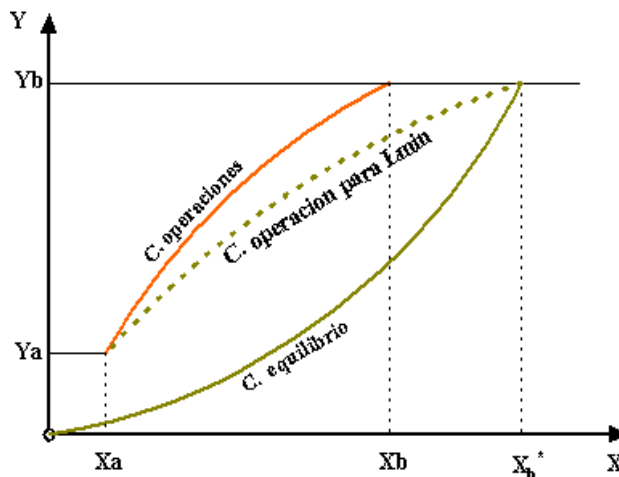
$Y_a$  y  $X_a \Rightarrow$  Están relacionados por la curva de operaciones.

$Y_{ai}$  y  $X_{ai} \Rightarrow$  Están relacionados por la curva de equilibrio.

**5.6. Relación mínima:**  $\left(\frac{L'}{V'}\right)_{Min}$  o  $\left(\frac{L}{V}\right)_{Min}$ 

Cuando la cantidad de líquido que se introduce por la parte superior tiende a un valor mínimo para una cantidad dado que a la entrada  $(L'/V')_{MIN}$ , el líquido sale saturado del soluto, por tanto la fuerza impulsora  $\Delta X$ ,  $\Delta Y$  tiende a cero, que es una situación similar a tener una torre empacada de longitud infinita. Esto no es deseable y por tanto la cantidad de líquido de operación es  $Lop = a L'_{MIN}$  Donde  $1,5 < a < 3$ .

Para que se cumpla ***Lmin.*** se debe cumplir la siguiente curva de operaciones como se muestra en la grafica



$$V' \left( \frac{Y_b}{1-Y_b} - \frac{Y_a}{1-Y_a} \right) = L'_{Min} \left( \frac{X_b^*}{1-X_b^*} - \frac{X_a}{1-X_a} \right)$$

**Calculo del  $L'_{min}$ :**

Sea la curva de equilibrio  $Y = f(x)$

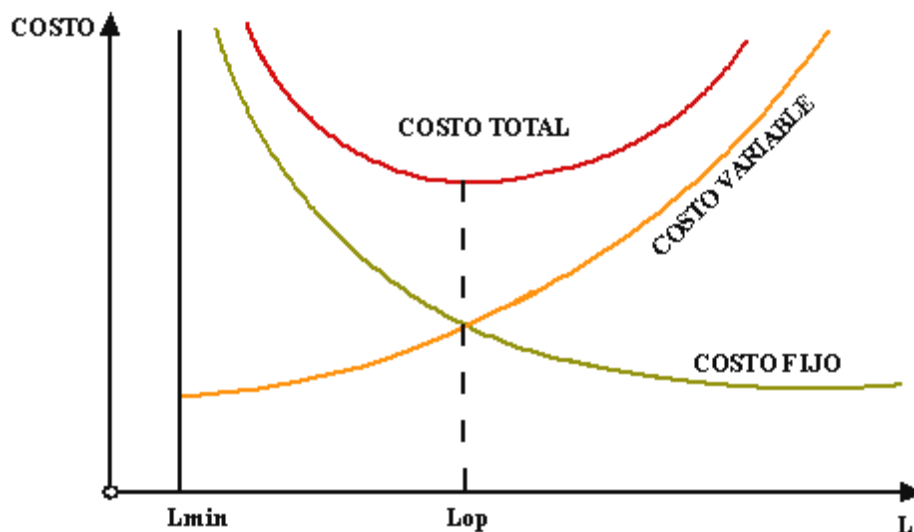
$$Y = mX \Rightarrow X_b^* = \frac{Y_b}{m}$$

$$\left( \frac{L'}{V'} \right)_{Min} = \frac{V' \left( \frac{Y_b}{1-Y_b} - \frac{Y_a}{1-Y_a} \right)}{\left( \frac{X_b^*}{1-X_b^*} - \frac{X_a}{1-X_a} \right)} \Rightarrow L'_{Min} = \frac{V' \left( \frac{Y_b}{1-Y_b} - \frac{Y_a}{1-Y_a} \right)}{\left( \frac{X_b^*}{1-X_b^*} - \frac{X_a}{1-X_a} \right)}$$

Aquí es donde la diferencia de concentraciones es cero.

$$L'_{op} = a L'_{MIN}$$

**Costo total:** Se toma en cuenta para calcular el Lop.

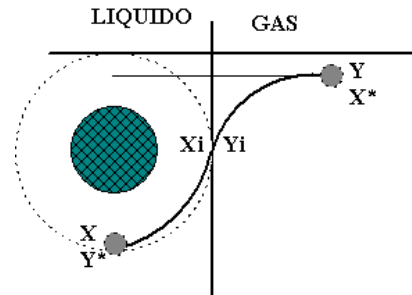


*Cuando el  $L$  es mínimo los costos fijo o de fabricación del absorbedor son muy elevados mientras que los costos variables o de operación son pequeños el cual lo hace muy caro al costo total. Pero si el costo de fabricación es pequeño entonces los costos de operación se incrementan el cual también lo eleva el costo total, esto significa que existe un punto de equilibrio donde el costo total es más económico y ese punto se encuentra en el  $L_{op}$ , el cual es de 1,5 a 3 veces el valor del  $L_{min}$ .*

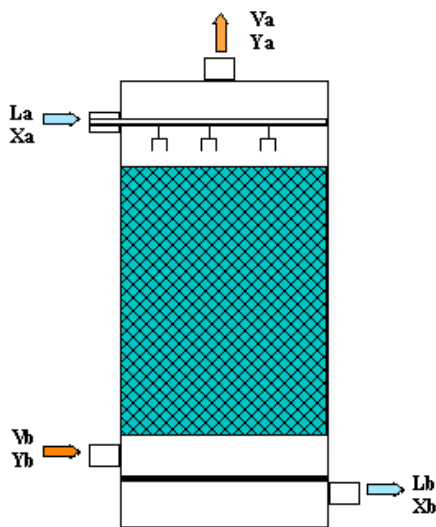
**EL RELLENO:**

$$X_b < X_b^*$$

$X_b^*$  es mayor por que esta en equilibrio, no existe gradiente diferencial de concentración es cero, no hay transferencia de masa del gas al liquido.

**Problema de aplicación:**

Una torre de amoniaco y aire con 8% de amoniaco se separa con agua pura en un caso particular, se trata  $5000 \text{ m}^3 / \text{hr}$  de mezcla, mediante una columna de anillos rashing de 1" metálicos y de espesor 0,8 con el propósito de recuperar el 95% de amoniaco que entra, la curva de equilibrio esta dado por  $Y = 0,2X$ , las operaciones se realizan en condiciones ambientales, la velocidad de operación es el 50% de la velocidad de inundación y la cantidad del liquido usado es dos veces el mínimo. Calcular el diámetro de la torre y la cantidad de agua requerido en el absorbedor o usado en el absorbedor.



Datos :

Mezcla gaseosa :

$$P = 1 \text{ atm.}$$

$$T = 25^\circ \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$V_b = 5000 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \Rightarrow \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$Y_b = 0,08$$

$$Y = 0,2X \quad (\text{curva de equilibrio})$$

$$L_a = ?$$

$$X_a = 0 \quad (\text{Agua pura})$$

$$R = 95\%$$

$$L_{OP} = 2 L_{Min}$$

Calculamos para la parte superior:

$$\bar{M}_{NH_3} = 17 \text{ Kg / Kmol}$$

$$\bar{M}_M = Y_b \bar{M}_{SO_2} + (1 - Y_b) \bar{M}_{Aire} = (0,08)(17) + (0,92)(29) = 28,04 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}$$

$$\delta_M = \frac{P \bar{M}_M}{R T} = \frac{1 * 28,04}{0,082 * 298} = 1,147 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_b = 5000 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} * \frac{1,147 \text{ Kg}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ Kmol}}{28,04 \text{ Kg}} = 204,529 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$LbXb = R(YbVb) = 0,95(0,08 * 204,529) = 15,544 \frac{Kmol}{hr}$$

$$L' = La \text{ cuando } Xa = 0$$

$$L' = La = ?$$

**Para la parte superior:**

$$YaVa = (1 - R)(YbVb) = (1 - 0,95)(0,08 * 204,529) = 0,818 \frac{Kmol}{hr}$$

$$V' = (1 - Yb)Vb = (1 - 0,08)204,529 = 188,167 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Va = V' + YaVa = 188,167 + 0,818 = 188,985 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Ya = \frac{YaVa}{Va} = \frac{0,818}{188,985} = 0,00433$$

**Reemplazando en la ecuación de relación mínima:**

$$V' \left( \frac{Yb}{1 - Yb} - \frac{Ya}{1 - Ya} \right) = L'_{Min} \left( \frac{X_b^*}{1 - X_b^*} - \frac{Xa}{1 - Xa} \right)$$

**Calculo del L'min:**

Sea la curva de equilibrio  $Y = 0,2X$

$$Yb = 0,2Xb^* \Rightarrow X_b^* = \frac{Yb}{0,2} = \frac{0,08}{0,2} = 0,4$$

$$\left( \frac{L'}{V'} \right)_{Min} = \frac{V' \left( \frac{Yb}{1 - Yb} - \frac{Ya}{1 - Ya} \right)}{\left( \frac{X_b^*}{1 - X_b^*} - \frac{Xa}{1 - Xa} \right)} \Rightarrow L'_{Min} = \frac{V' \left( \frac{Yb}{1 - Yb} - \frac{Ya}{1 - Ya} \right)}{\left( \frac{X_b^*}{1 - X_b^*} - \frac{Xa}{1 - Xa} \right)}$$

$$L'_{Min} = \frac{188,167 \left( \frac{0,08}{1 - 0,08} - \frac{0,00433}{1 - 0,00433} \right)}{\left( \frac{0,4}{1 - 0,4} - 0 \right)}$$

$$L'_{Min} = 23,316 \frac{Kmol}{hr}$$

$$L_{OP} = 2 L'_{Min} = 2 * 23,316 = 46,632 \frac{Kmol}{hr}$$

Como  $Xa = 0$  entonces  $Lop = La$

**Continuando con el balance:**

$$Lb = L' + XbLb = 46,632 + 15,554 = 62,186 \frac{Kmol}{hr}$$

$$Xb = \frac{LbXb}{Lb} = \frac{15,554}{62,186} = 0,250$$

Calculado todo el balance, seguimos con el calculo de X, para luego entrar a la grafica de levan y hallar Y.

$$X = \frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\delta_g}{\delta_L - \delta_g}}$$

Donde:  $L'$  y  $V'$  deben estar en  $Kg/hr$ .

$$L' = 46,632 \frac{Kmol}{hr} * \frac{18Kg}{1Kmol} = 839,376 \frac{Kg}{hr}$$

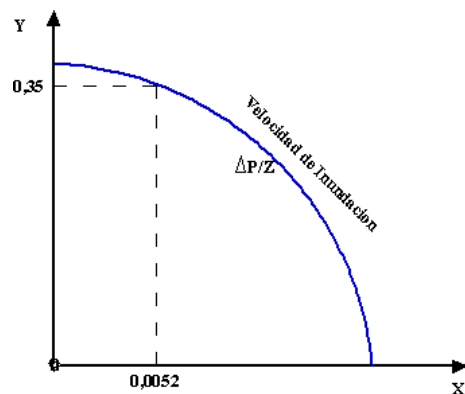
$$G' = V' = 188,167 \frac{Kmol}{hr} * \frac{29Kg}{1Kmol} = 5456,843 \frac{Kg}{hr}$$

$$\delta_L = 1000 \frac{Kg}{m^3} \quad ; \quad La \quad \delta_{H20} \text{ por que es el liquido de operacion.}$$

$$\delta_g = 1,147 \frac{Kg}{m^3}$$

$$X = \frac{839,376}{5456,843} \sqrt{\frac{1,147}{1000 - 1,147}} = 0,0052$$

De la curva de levan se tiene que  $Y = 0,35$  para un valor de  $X = 0,0052$



**Calculamos  $G_i$ :**

$$Y = \frac{Gi^2 * C_F * \mu^{0,1*J}}{\delta_g (\delta_L - \delta_g) g_c}$$

Despejando  $G_i$ :

$$Gi = \sqrt{\frac{Y * \delta_g * (\delta_L - \delta_g) * g_c}{C_F * \mu^{0,1*J}}} [=] \frac{Kg.}{m^2 seg}$$

Donde :

$$J = 1 \text{ en S.I.}$$

$$g_c = 1 \text{ en S.I.}$$

$$\delta_g = 1,147 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\delta_L = 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$G_i$  = Velocidad de inundacion.

$C_F = 115$  De tablas para anillos rashing para 1" y de material metalico.

$$\mu = 1 \text{cp} * \frac{1 \text{g} / \text{cm} - \text{seg}}{100 \text{cp}} * \frac{1 \text{Kg}}{100 \text{g}} * \frac{100 \text{cm}}{1 \text{m}} = 1 * 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m} - \text{seg}}$$

Despejando  $G_i$  :

$$G_i = \sqrt{\frac{Y * \delta_g * (\delta_g - \delta_L) * g_c}{C_F * \mu^{0,1 * J}}} [=] \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 \text{seg}}$$

Despejando  $G_i$  :

$$G_i = \sqrt{\frac{0,35 * 1,147 * (1000 - 1,147) * 1}{115 * 1 * 0,001^{0,1 * 1}}} = 205 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 \text{seg}}$$

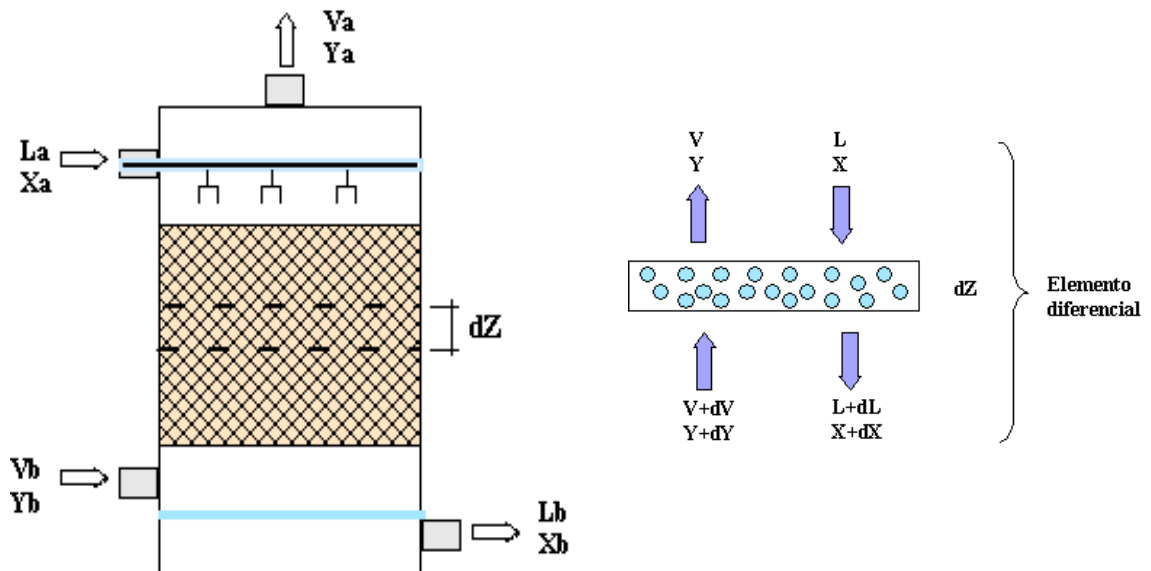
$$G_i = 2,638 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 \text{seg}} * \frac{3600 \text{seg}}{1 \text{hr}} = 9495,8 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 - \text{hr}}$$

$$G_{OP} = 0,5 \ G_i = 0,5 * 9495,8 = 4748,4 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^2 - \text{hr}}$$

Seccion :

$$S = \frac{G'}{G_{OP}} = \frac{V'}{a G_i} = \frac{5456,843 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}}{4748,4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{hr}}} = 1,149 \text{m}^2$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4} \quad \Rightarrow \quad D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 1,149}{\pi}} = 1,209 \text{m}$$

**5.7. Altura del relleno de una columna de absorción (Z).****Ecuación de diseño****Balance de masa total:**

$$V + dV + L = V + L + dL$$

$$dV = dL$$

**Balance de masa para el más volátil:**

$$(V + dV)(Y + dY) + LX = VY + (L + dL)(X + dX)$$

$$VY + VdY + YdV + dVdY + LX = VY + LX + LdX + XdL + dLdX$$

Donde :  $dLdX = 0$  Por ser diferencial de 2° orden

$$VdY + YdV = LdX + XdL$$

$$d(V * Y) = d(L * X) = G_{MA} * Ai = k_y (Y - Yi) * Ai$$

Donde  $Ai$  es el área interfacial que es el área de los rellenos en el elemento diferencial.

La transferencia se realiza en los rellenos por tanto se usa el area interfacial  $Ai$

Donde :  $Ai = a_v * SdZ$  ;  $SdZ = \text{Volumen del elemento diferencial.}$

$$d(VY) = d(LX) = k_y a_v SdZ (Y - Yi) \quad \text{Ecuacion de diseño}$$

$$dZ = \frac{d(V * Y)}{k_y a_v * S(Y - Yi)} \quad \text{Ec. de la altura de la torre.}$$

*Pero sabemos que :*

$$k_Y^0 a_V = k_{Ya}$$

$$k_X^0 a_V = k_{Xa}$$

$$K_Y^0 a_V = K_{Ya}$$

**Transformando la ecuación en función de una sola variable:**

**Para V':**

$$V' = V(1 - Y) \quad V' = \text{ctte.}$$

$$V = \frac{V'}{(1 - Y)} \quad * (Y)$$

$$V * Y = \frac{V'}{(1 - Y)} * Y$$

*Diferenciando tenemos:*

$$d(V * Y) = \frac{V'(1 - Y)dY - Y(-dY)}{(1 - Y)^2}$$

$$d(V * Y) = \frac{V'dY}{(1 - Y)^2} \quad \text{Se transformo en una funcion que se puede integrar.}$$

**Para L':**

$$L' = L(1 - X) \quad L' = \text{ctte.}$$

$$L = \frac{L'}{(1 - X)} \quad * (X)$$

$$L * X = \frac{L'}{(1 - X)} * X$$

*Diferenciando tenemos:*

$$d(L * X) = \frac{L'(1 - X)dX - X(-dX)}{(1 - X)^2}$$

$$d(L * X) = \frac{L'dX}{(1 - X)^2} \quad \text{Se transformo en una funcion que se puede integrar.}$$

*Reemplazando en la ecuación de la altura de la torre:*

$$\int_0^Z dZ = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{d(V * Y)}{k_Y a_V * S(Y - Y_i)}$$

$$Z = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{V' dY}{(1 - Y)^2 k_Y a_V * S(Y - Y_i)}$$



Segunda ecuación de diseño (Considerando la fase gaseosa):

$$Z = \frac{V'}{S} \frac{1}{k_{Ya}} \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{(1-Y)^2(Y-Y_i)} \quad o \quad Z = \frac{V'}{S} \frac{1}{K_{Ya}} \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{(1-Y)^2(Y-Y^*)} = \frac{V'}{S} \frac{1}{K_{Ya}} * I$$

Segunda ecuación de diseño (Considerando la fase líquida):

$$Z = \frac{L'}{S} \frac{1}{k_{Xa}} \int_{X_a}^{X_b} \frac{dX}{(1-X)^2(X-X_i)} \quad o \quad Z = \frac{L'}{S} \frac{1}{K_{Xa}} \int_{X_a}^{X_b} \frac{dX}{(1-X)^2(X-X^*)} = \frac{L'}{S} \frac{1}{K_{Xa}} * I$$

**NOTA:** Con las cuatro ecuaciones tengo que obtener la misma altura del relleno, generalmente es mas utilizado los coeficientes totales de transferencia de masa.

### 5.8. Altura de una unidad de transferencia y número de unidades de transferencia.

En el capitulo anterior demostramos que el coeficiente de transferencia de masa total esta dado por:

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_X} * \left( \frac{V}{S a_V} \right)$$

$$\frac{V}{S K_Y a_V} = \frac{V}{S k_Y a_V} + \frac{mV}{S k_X a_V}$$

$$\frac{V}{S K_{Ya}} = \frac{V}{S k_{Ya}} + \frac{V}{S k_{Xa}} * \frac{m}{\left( \frac{L}{V} \right)} \quad \text{donde: } \frac{L}{V} = \text{Pendiente de la curva de operaciones cuando } V = \text{cte}$$

$$Y = \left( \frac{L}{V} \right) X + \frac{LaX_a - VaY_a}{V}$$

Tomando promedios:

$$\left( \frac{\bar{V}}{S K_{Ya}} \right) = \left( \frac{\bar{V}}{S k_{Ya}} \right) + \left( \frac{\bar{V}}{S k_{Xa}} \right) * \frac{m_e}{m_{op}} \quad \text{Donde: } \frac{m_e}{m_{op}} = \text{Factor de absorcion}$$

$m_e$  = Pendiente de la curva de equilibrio.

$m_{op}$  = Pendiente de la curva de operaciones.

Si :  $\frac{m_e}{m_{op}} > 1 \Rightarrow$  La absorcion es buena  $\Rightarrow m_{op} > m_e$ .

Si :  $\frac{m_e}{m_{op}} < 1 \Rightarrow$  La absorcion es mala.  $\Rightarrow m_{op} < m_e$ .

**Nota:** Cuanto mas alejados estén las dos curvas mejor será la transferencia de masa el cual significa que la absorción será mas mala y se debe buscar otra sustancia que sea mas soluble con el gas a separar.

$$H_T = H_Y + H_X \left( \frac{m_{op}}{m_{eq}} \right)$$

$$H_T = \left( \frac{\bar{V}}{S K_{Ya}} \right) \quad \text{Altura total de una unidad de transferencia.}$$

$$H_Y = \left( \frac{\bar{V}}{S k_{Ya}} \right) \quad \text{Altura en la fase gaseosa de una unidad de transferencia.}$$

$$H_X = \left( \frac{\bar{V}}{S k_{Xa}} \right) \quad \text{Altura en la fase liquida de una unidad de transferencia.}$$

**Para la fase gaseosa:**

$$V' = V(1 - Y) \quad \Rightarrow \quad V = \frac{V'}{(1 - Y)}$$

$$Z = \frac{V'}{S} \frac{1}{k_{Ya}} \int_{Ya}^{Yb} \frac{dY}{(1 - Y)^2 (Y - Yi)} = \frac{1}{S} \frac{1}{k_{Ya}} \int_{Ya}^{Yb} \frac{V' dY}{(1 - Y)^2 (Y - Yi)} = \frac{1}{S} \frac{1}{k_{Ya}} \int_{Ya}^{Yb} \frac{V'}{(1 - Y)(Y - Yi)} dY$$

$$Z = \frac{1}{S} \frac{1}{k_{Ya}} \int_{Ya}^{Yb} \frac{V dY}{(1 - Y)(Y - Yi)}$$

$$Z = \left( \frac{\bar{V}}{S k_{Ya}} \right) \int_{Ya}^{Yb} \frac{dY}{(1 - Y)(Y - Yi)} = H_Y N_T$$

$$Z = H_Y N_T \quad ; \quad N_T = N^\circ \text{ de unidades de transferencia en la fase gaseosa.}$$

$$Z = \left( \frac{\bar{V}}{S K_{Ya}} \right) \int_{Ya}^{Yb} \frac{dY}{(1 - Y)(Y - Y^*)} = H_T N_T$$

$$Z = H_T N_T \quad ; \quad N_T = N^\circ \text{ de unidades de transferencia total.}$$

**Para la fase liquido:**

$$L' = L(1 - X) \quad \Rightarrow \quad L = \frac{L'}{(1 - X)}$$

$$Z = \frac{1}{S} \frac{1}{k_{Xa}} \int_{Xa}^{Xb} \frac{L' dX}{(1 - X)^2 (Xi - X)} = \frac{1}{S} \frac{1}{k_{Xa}} \int_{Xa}^{Xb} \frac{L'}{(1 - X)(Xi - X)} dX \equiv \left( \frac{\bar{L}}{S k_{Xa}} \right) \int_{Xa}^{Xb} \frac{dX}{(1 - X)(Xi - X)}$$

$$Z = \left( \frac{\bar{L}}{S k_{Xa}} \right) \int_{Xa}^{Xb} \frac{dX}{(1 - X)(Xi - X)} = H_X N_X$$

$$Z = H_X N_X \quad ; \quad N_X = N^\circ \text{ de unidades transferencia en la fase liquida.}$$

$$Z = \left( \frac{\bar{L}}{S k_{Xa}} \right) \int_{Xa}^{Xb} \frac{dX}{(1 - X)(X^* - X)} = H_T N_T$$

$$Z = H_T N_T \quad ; \quad N_T = N^\circ \text{ de unidades transferencia total en terminos del liquido}$$

**Para el cálculo de la integral o del número de transferencia de unidades se utilizara el método numérico Simpson.**

$$I = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{(1-Y)^2(Y-Y^*)} \quad \text{o} \quad N_T = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{(1-Y)(Y-Y^*)}$$

$$h = \frac{Y_b - Y_a}{N} \quad ; \quad N = 8 \text{ N}^\circ \text{ de partes en las que se divide la integral.}$$

La integral  $I$  o  $N_T$  por definición de simpson sera :

$$I = \frac{h}{3} \left[ f(Y_a) + 4 \sum f(\text{imp}) + 2 \sum f(\text{pares}) + f(Y_b) \right]$$

### Problema de aplicación:

40  $Kmol/Hr$  de una mezcla de  $NH_3$  – Aire con 12% en moles de  $NH_3$  se va a separar en una torre empacada con anillos Rasching de 1" metálicas utilizando agua libre de amoniaco como liquido de absorción, la sección de la columna es tal que el diámetro es 0,5m . La cantidad de agua a utilizar es de 720  $Kg/Hr$  y se desea recuperar el 96% del  $NH_3$  que entra. Calcular la altura de la columna considerando que el coeficiente total de transferencia es de  $K_{ya} = 200 Kmole / Hr - m^3 - Unid Frac$  . La curva de equilibrio esta dado por  $Y = 0,2X$  . La operación de separación se va a realizar en condiciones ambientales. Calcule también el  $N_T$  Número total de unidades de transferencia y la altura de una unidad de transferencia.

### SOLUCION:

$$Z = ?$$

$$V_b = 40 \text{ Kmole} / Hr$$

$$Y_b = 0,12$$

$$V_a = 720 \frac{Kg}{Hr} * \frac{1 Kmole}{18 Kg} = 40 \frac{Kmole}{Hr}$$

$$X_a = 0$$

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (0,5)^2}{4} = 0,196 \text{ m}^2$$

$$R = 0,96$$

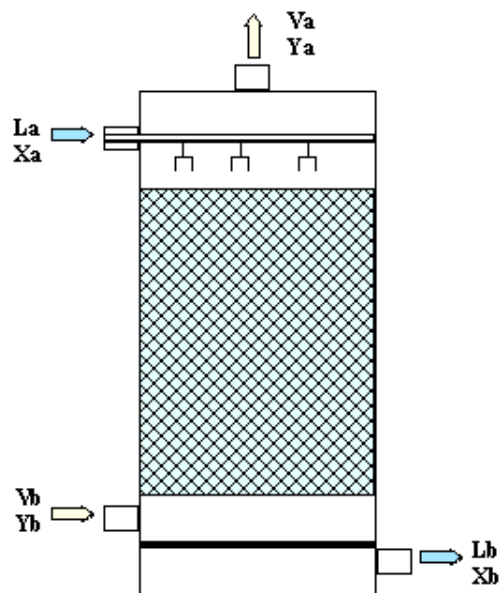
$$K_{ya} = 200 \frac{Kmole}{Hr - m^3 Un.Fr}$$

$$L_a = ?$$

$$V_a = ?$$

$$X_b = ?$$

$$L_b = ?$$



$$V' = Vb(1 - Yb) = 40(1 - 0,12) = 35,200 \text{ Kmol} / \text{Hr}$$

$NH_3$  que sale por la parte superior

$$VaYa = (1 - R)(VbYb) = 0,04(40)(0,88) = 0,192 \text{ Kmol} / \text{Hr}$$

$$Va = V' + VaYa = 35,2 + 0,192 = 35,392 \text{ Kmol} / \text{Hr}$$

$$Ya = \frac{VaYa}{Va} = \frac{0,192}{35,392} = 0,00542$$

$$LbXb = RVbYb = 0,96 * 40 * 0,12 = 4,608 \text{ Kmol} / \text{Hr}$$

$$Lb = La + LbXb = 40 + 4,608 = 44,608 \text{ Kmol} / \text{Hr}$$

$$Xb = \frac{LbXb}{Lb} = \frac{4,608}{44,608} = 0,103$$

Sabemos que la curva de equilibrio esta dado por  $Y = 0,2X$

$$\therefore \text{En la fase gaseosa se cumple que } Yb = 0,2X^*b \Rightarrow X^*b = \frac{Yb}{0,2} = \frac{0,12}{0,2} = 0,6$$

$$Z = \frac{V'}{K_{ya}S} \int_{Ya}^{Yb} \frac{dy}{(1 - Y)^2 (Y - Y^*)}$$

$$Z = \frac{35,2}{200 * 0,196} \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy$$

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy = \frac{h}{3} \left[ f(Ya) + 4 \sum f(Inmp) + 2 \sum f(Par) + f(Yb) \right]$$

Calculamos  $h$ :

$$h = \frac{Yb - Ya}{N} \quad N = 8 \text{ Preferentemente.}$$

$$h = \frac{0,12 - 0,0054}{8} = 0,014$$

Pero la curva de operaciones esta dado por:

$$V' \left( \frac{Y}{1 - Y} - \frac{Ya}{1 - Ya} \right) = L \min \left( \frac{X}{1 - X} - \frac{\overbrace{Xa}^{CERO}}{1 - Xa} \right)$$

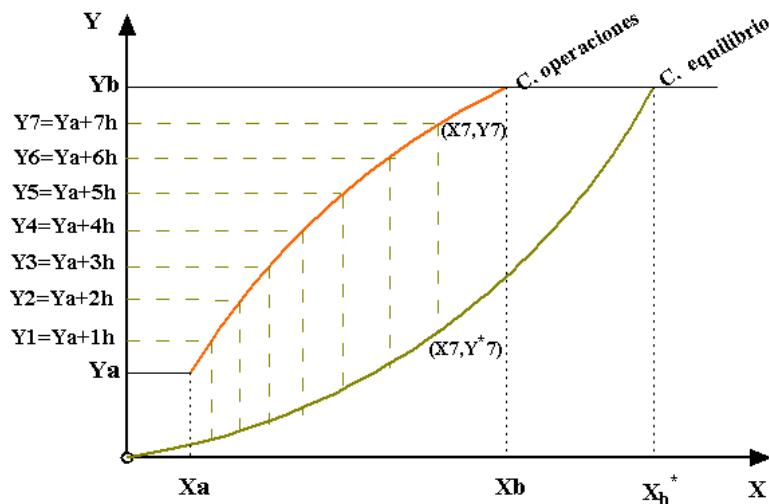
Despejando el  $X$ :

$$\text{Sea: } \frac{X}{1 - X} = a \Rightarrow X = a - aX \Rightarrow X = \frac{a}{1 + a}$$

$$X = \frac{\left(\frac{V'}{L'}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{Y_a}{1-Y_a}\right)}{1 + \left(\frac{V'}{L'}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{Y_a}{1-Y_a}\right)} = \frac{\left(\frac{35,2}{40}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{0,005}{1-0,005}\right)}{1 + \left(\frac{35,2}{40}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{0,005}{1-0,005}\right)}$$

$$Y_b = 0,2 X^* b$$

Gráficamente:



Tabulando:

Y	X	Y*	$1/((1-Y)^2(1-Y^*))$	$1/((1-Y)*(Y-Y^*))$
0,0054	0,0000	0,0000	187,2015	186,1906
0,0197	0,0128	0,0026	60,6011	59,4057
0,0341	0,0256	0,0051	37,0388	35,7776
0,0484	0,0384	0,0077	27,1376	25,8249
0,0627	0,0513	0,0103	21,7071	20,3461
0,0770	0,0642	0,0128	18,2917	16,8828
0,0914	0,0772	0,0154	15,9566	14,4990
0,1057	0,0903	0,0181	14,2686	12,7608
0,1200	0,1033	0,0207	12,9995	11,4395

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy = \frac{h}{3} \left[ (f(Y_a) + 4 \sum f(Inmp) + 2 \sum f(Par) + f(Y_b)) \right]$$

$$h = 0,014325$$

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy = \frac{0,014325}{3} [187,2 + 4 * (60,499 + 27,127 + 18,283 + 14,27) + 2 * (37,08 + 21,681 + 15,955) + 12,991]$$

$$I = 3,8122$$

$$Z = \frac{35,2}{200 * 0,196} * 3,967$$

$$Z = 3,562 m$$

$$H_T = \frac{\bar{V}}{K_{Ya} S} \quad \text{Altura total de una transferencia de masa.}$$

$$H_T = \frac{(Vb + Va) / 2}{K_{Ya} S} = \frac{(40 + 35,392) / 2}{200 * 0,196} = 0,9616m$$

$$Z = H_T N_T$$

$$N_T = \text{Numero total de unid de transferencia}$$

$$N_T = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{(1-Y)(Y-Y^*)}$$

$$N_T = \frac{0,014325}{3} [186,19 + 4(59,409 + 25,824 + 16,88 + 12,761) + 2(35,777 + 20,346 + 14,499) + 11,439]$$

$$N_T = 3,812$$

$$Z = H_T N_T = 0,9616 * 3,812 = 3,667m$$

**Resolver el problema anterior suponiendo que el coeficiente de transferencia total no se conoce por el contrario se conoce los coeficientes de transferencia parciales:**

$$k_{ya} = 250 \text{ Kmol} / m^3 \text{ Hr} - uF$$

$$k_{xa} = 175,4 \text{ Kmol} / m^3 \text{ Hr} - uF$$

Calcular la altura de la columna, y también mencionar si la separación es buena o mala y por que?.

**SOLUCION:**

$$Z = \frac{V}{k_{ya} S} \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dy}{(1-Y)^2 (Y - Y_i)}$$

$$Z = \frac{35,2}{250 * 0,196} \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y_i) dy$$

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y_i) dy = \frac{h}{3} [ (f(Y_a) + 4 \sum f(Inmp) + 2 \sum f(Par) + f(Y_b) ) ]$$

Calculamos  $h$  :

$$h = \frac{Y_b - Y_a}{N} \quad N = 8 \text{ Preferentemente.}$$

$$h = \frac{0,12 - 0,0054}{8} = 0,014325$$

Calculamos  $Y$  :

$$Y_0 = Y_a$$

$$Y_1 = Y_a + h$$

$$Y_2 = Y_a + 2h$$

Calculamos  $X$  para cada valor de  $Y$  :

$$X = \frac{\left(\frac{V'}{L'}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{Y_a}{1-Y_a}\right)}{1 + \left(\frac{V'}{L'}\right) \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{Y_a}{1-Y_a}\right)} = \frac{\left(\frac{35,2}{40}\right) * \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{0,005}{1-0,005}\right)}{1 + \left(\frac{35,2}{40}\right) \left(\frac{Y}{1-Y} - \frac{0,005}{1-0,005}\right)}$$

$$X = \frac{0,88 * \left(\frac{Y}{1-Y} - 0,00542\right)}{1 + 0,88 \left(\frac{Y}{1-Y} - 0,00542\right)}$$

Calculamos  $Y_i$  :

$$\text{Sabemos que : } G_{MA(g)} = G_{MA(L)}$$

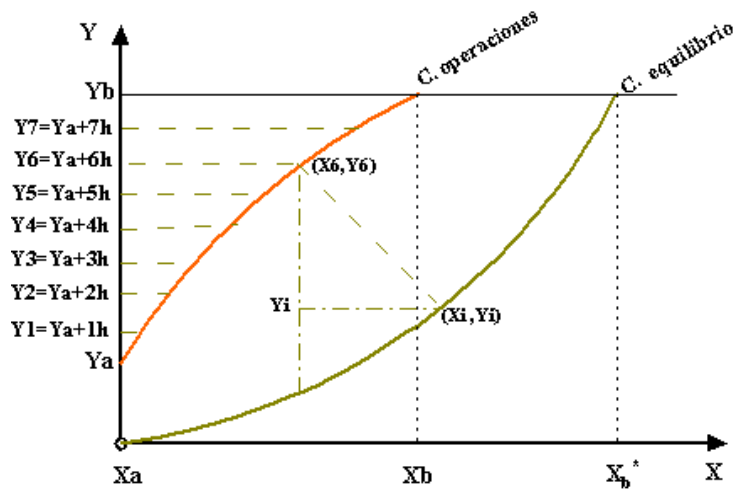
$$\text{Entonces : } k_{ya}(Y - Y_i) = k_{xa}(X - X_i) \quad ; \quad \text{Pero } Y_i = 0,2 X_i \Rightarrow X_i = \frac{Y_i}{0,2}$$

$$\text{Reemplazando : } Y - Y_i = \frac{k_{xa}}{k_{ya}} \left( X - \frac{Y_i}{0,2} \right)$$

$$Y + \frac{k_{xa}}{k_{ya}} X = \frac{k_{xa}}{k_{ya}} \frac{Y_i}{0,2} + Y_i = Y_i \left( \frac{k_{xa}}{k_{ya} 0,2} + 1 \right)$$

$$Y_i = \frac{Y + \frac{k_{xa}}{k_{ya}} X}{\frac{k_{xa}}{k_{ya} 0,2} + 1}$$

Gráficamente:



Tabulando:

Y	X	Yi	$1/((1-Y)^2(1-Yi))$	$1/((1-Y)*(Y-Y^*))$
0,0054	0,0000	0,0012	240,5657	239,2666
0,0197	0,0128	0,0064	77,8762	76,3401
0,0341	0,0256	0,0115	47,5971	45,9764
0,0484	0,0384	0,0167	34,8736	33,1866
0,0627	0,0513	0,0219	27,8950	26,1460
0,0770	0,0642	0,0271	23,5059	21,6954
0,0914	0,0772	0,0323	20,5052	18,6321
0,1057	0,0903	0,0375	18,3361	16,3984
0,1200	0,1033	0,0427	16,7051	14,7005

$$Z = \frac{V}{k_{ya} S} \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dy}{(1-Y)^2 (Y - Y_i)}$$

$$Z = \frac{35,2}{250 * 0,196} \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y_i) dy$$

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy = \frac{h}{3} \left[ (f(Y_a) + 4 \sum f(Inmp) + 2 \sum f(Par) + f(Y_b)) \right]$$

$$h = 0,014325$$

$$I = \int_{0,0054}^{0,12} F(Y, Y^*) dy = \frac{0,014325}{3} [240,565 + 4 * (154,592) + 2 * (90,754) + 14,700]$$

$$I = 5,038$$

$$Z = \frac{35,2}{250 * 0,196} * 5,038$$

$$Z = 3,619m$$



Calculamos el factor de absorción:

$$\text{Factor de absorcion} = \frac{m_{OP}}{m_e} = ?$$

$$m_{OP} = \frac{\bar{L}}{V} = \frac{(La + Lb)/2}{(Va + Vb)/2} = \frac{84,608}{75,2} = 1,12 \quad \text{Pendiente de la curva de operaciones.}$$

$$m_e = 0,2 \quad \text{Pendiente de la curva de equilibrio } (Y = 0,2X)$$

Rveemplazando :

$$F.A. = \frac{1,12}{0,2} = 5,7$$

Como el factor de absorción es mayor a 1 entonces la absorción o separación es buena, por que el factor de solubilidad es 5,7.

**CAPITULO N° 6****DESTILACION****6.1. Introducción.**

Destilación, proceso que consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y, a continuación, enfriar el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de la condensación.

El objetivo principal de la destilación es separar una mezcla de varios componentes aprovechando sus distintas volatilidades, o bien separar los materiales volátiles de los no volátiles. En la evaporación y en el secado, normalmente el objetivo es obtener el componente menos volátil; el componente más volátil, casi siempre agua, se desecha.

Sin embargo, la finalidad principal de la destilación es obtener el componente más volátil en forma pura. Por ejemplo, la eliminación del agua de la glicerina evaporando el agua, se llama evaporación, pero la eliminación del agua del alcohol evaporando el alcohol se llama destilación, aunque se usan mecanismos similares en ambos casos.

Si la diferencia en volatilidad (y por tanto en punto de ebullición) entre los dos componentes es grande, puede realizarse fácilmente la separación completa en una destilación individual. El agua del mar, por ejemplo, que contiene un 4% de sólidos disueltos (principalmente sal común), se puede purificar con facilidad evaporando el agua, y condensando después el vapor para recoger el producto: agua destilada.

Para la mayoría de los propósitos, este producto es equivalente al agua pura, aunque en realidad contiene algunas impurezas en forma de gases disueltos, siendo la más importante el dióxido de carbono.

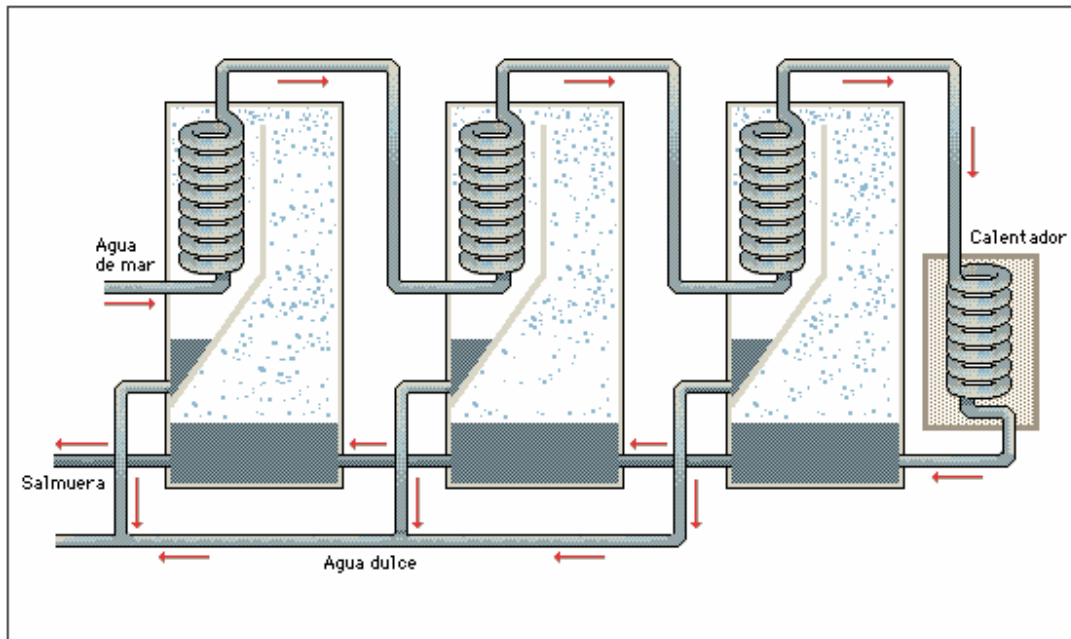
**Algunas aplicaciones:****Destilación del whisky:**

La separación del alcohol del agua es un ejemplo del proceso de destilación. Cuando se lleva a ebullición una disolución de alcohol, la mayor parte del vapor inicial es de alcohol, pues alcanza su punto de ebullición antes que el agua. El vapor se recoge y se condensa varias veces para obtener la mezcla de alcohol más concentrada, que se emplea para fabricar el whisky. Este alambique de cobre concentra el alcohol después del proceso de fermentación.



**Desalinización del agua:**

La desalinización es un proceso que utiliza el principio de destilación para extraer la sal del agua de mar. El agua se calienta y se bombea a un tanque de baja presión, donde se evapora parcialmente. A continuación, se condensa el vapor formado por esta 'evaporación súbita' y se extrae como agua pura. El proceso se repite varias veces (aquí se muestran sólo tres etapas). El líquido restante, llamado salmuera, contiene una gran cantidad de sal, y a menudo se extrae y se procesa para obtener minerales.

**6.2. Definición de destilación:**

La destilación es un método físico de separación de mezclas de líquidos, y no así la evaporación por que eso implica que se esta separando la parte sólida de los líquidos como la sal.

La destilación se fundamenta en puntos de ebullición de los líquidos que depende del peso molecular y los enlaces interatómicos.

Se basa en la diferencia de volatilidades relativas que es proporcional a la temperatura de ebullición.

La evaporación es muy diferente de la destilación.

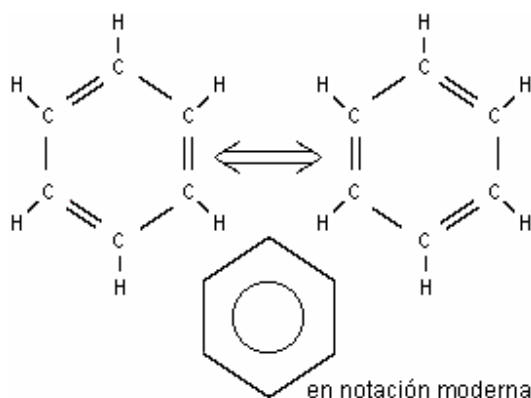
**6.2.1. TEORÍA DE LA DESTILACIÓN**

En la mezcla simple de dos líquidos solubles entre sí, la volatilidad de cada uno es perturbada por la presencia del otro. En este caso, el punto de ebullición de una mezcla al 50%, por ejemplo, estaría a mitad de camino entre los puntos de ebullición de las sustancias

puras, y el grado de separación producido por una destilación individual dependería solamente de la presión de vapor, o volatilidad de los componentes separados a esa temperatura. Esta sencilla relación fue enunciada por vez primera por el químico francés François Marie Raoult (1830-1901) y se llama ley de Raoult. Sólo se aplica a mezclas de líquidos muy similares en su estructura química, como el benceno y el tolueno. En la mayoría de los casos se producen amplias desviaciones de esta ley. Si un componente sólo es ligeramente soluble en el otro, su volatilidad aumenta anormalmente. En el ejemplo anterior, la volatilidad del alcohol en disolución acuosa diluida es varias veces mayor que la predicha por la ley de Raoult. En disoluciones de alcohol muy concentradas, la desviación es aún mayor: la destilación de alcohol de 99% produce un vapor de menos de 99% de alcohol. Por esta razón el alcohol no puede ser concentrado por destilación más de un 97%, aunque se realice un número infinito de destilaciones.

**Benceno:**

Es un líquido incoloro de olor característico y sabor a quemado, de fórmula  $C_6H_6$ . La molécula de benceno consiste en un anillo cerrado de seis átomos de carbono unidos por enlaces químicos que resuenan entre uniones simples y dobles (ver Resonancia). Cada átomo de carbono está a su vez unido a un átomo de hidrógeno.



Aunque insoluble en agua, es miscible en cualquier proporción con disolventes orgánicos. El benceno es un disolvente eficaz para ciertos elementos como el azufre, el fósforo y el yodo, también para gomas, ceras, grasas y resinas, y para los productos orgánicos más simples. Es uno de los disolventes más empleados en los laboratorios de química orgánica. El benceno tiene un punto de fusión de  $5,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , un punto de ebullición de  $80,1\text{ }^{\circ}\text{C}$ , y una densidad relativa de 0,88 a  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Son conocidos sus efectos cancerígenos, y puede resultar venenoso si se inhala en grandes cantidades. Sus vapores son explosivos, y el líquido es violentamente inflamable. A partir del benceno se obtienen numerosos compuestos, como el nitrobenceno. También es empleado en la producción de medicinas y de otros derivados importantes como la anilina y el fenol. El benceno y sus derivados se encuentran incluidos en el grupo químico conocido como compuestos aromáticos.

El benceno puro arde con una llama humeante debido a su alto contenido de carbono. Mezclado con grandes proporciones de gasolina constituye un combustible aceptable. En Europa era frecuente añadir al benceno mezclado con tolueno y otros compuestos asociados al combustible de los motores, y sólo recientemente se ha tenido en cuenta su condición de agente cancerígeno.

El benceno fue descubierto en 1825 por el científico inglés Michael Faraday, pero hasta 1842 en que se descubrió la existencia del benceno en el alquitrán de hulla, no pudo disponerse de él en grandes cantidades. Una tonelada de carbón transformada en coque en un horno produce unos 7,6 litros de benceno. En la actualidad se obtienen del petróleo grandes cantidades de benceno, ya sea extrayéndolo directamente de ciertos tipos de petróleo en crudo o por tratamiento químico del mismo (reforming y ciclación).

La estructura de la molécula de benceno es de gran importancia en química orgánica. El primero en formular la teoría de la estructura de anillo de resonancia descrita anteriormente fue el químico alemán August Kekulé von Stradonitz, en 1865. Por diversos motivos, los científicos del siglo XX tuvieron dificultades para asimilar esta idea, y desarrollaron en su lugar una descripción molecular orbital de los electrones orbitando por toda la molécula en vez de por los átomos de carbono. En la década de 1980, tras nuevos estudios, se ha vuelto a la descripción de Kekulé, aunque con los electrones en órbitas deformadas alrededor de sus átomos concretos.

### **Tolueno:**

Tolueno, hidrocarburo incoloro, presente en el alquitrán de hulla, con una densidad relativa de 0,86 y un punto de ebullición de 110,6° C. También se conoce como toluol o metilbenceno. Su fórmula es:



Antiguamente se preparaba por destilación destructiva del bálsamo de Tolú, de ahí su nombre. Importantes cantidades de tolueno industrial se obtienen en las refinerías de petróleo por alquilación de benceno. Se utiliza como disolvente y en la elaboración de compuestos sintéticos, como el trinitrotolueno. La inhalación prolongada de vapor de tolueno resulta peligrosa.

### **6.2.2. Temperatura de ebullición.**

La ebullición es el paso de las moléculas del líquido a gases, donde para soltarse necesitan una fuerza, ese enlace se llama intermolecular, entonces la temperatura de ebullición depende de los enlaces intermoleculares, si este es grande la temperatura de ebullición también será grande.

Compuesto	Peso molecular (g)	Temperatura de ebullición (° C)
$H_2O$	18	92
$C_8H_{18}$	114	31
$C_{10}H_{22}$	142	50
$C_2H_5OH$	46	61
$CH_3OH$	32	40

### 6.2.3. Punto de ebullición.

Es la temperatura a la que la presión de vapor de un líquido se iguala a la presión atmosférica existente sobre dicho líquido. A temperaturas inferiores al punto de ebullición (p.e.), la evaporación tiene lugar únicamente en la superficie del líquido.

Durante la ebullición se forma vapor en el interior del líquido, que sale a la superficie en forma de burbujas, con el característico hervor tumultuoso de la ebullición. Cuando el líquido es una sustancia simple o una mezcla azeotrópica, continúa hirviendo mientras se le aporte calor, sin aumentar la temperatura; esto quiere decir que la ebullición se produce a una temperatura y presión constantes con independencia de la cantidad de calor aplicada al líquido.

Cuando se aumenta la presión sobre un líquido, el p.e. aumenta. El agua, sometida a una presión de 1 atmósfera (101.325 pascales), hierve a 100 °C, pero a una presión de 217 atmósferas el p.e. alcanza su valor máximo, 374 °C. Por encima de esta temperatura, (la temperatura crítica del agua) el agua en estado líquido es idéntica al vapor saturado.

Al reducir la presión sobre un líquido, baja el valor del p.e. A mayores alturas, donde la presión es menor, el agua hierve por debajo de 100 °C. Si la presión sobre una muestra de agua desciende a 6 pascales, la ebullición tendrá lugar a 0 °C.

Los puntos de ebullición se dan dentro de un amplio margen de temperaturas. El p.e. más bajo es el del helio, -268,9 °C; el más alto es probablemente el del volframio, unos 5.900 °C. Los puntos de ebullición correspondientes a los distintos elementos y compuestos que se citan en sus respectivos artículos, se refieren a la presión atmosférica normal, a no ser que se especifique otra distinta.

### 6.2.4. Propiedades coligativas:

Propiedades de las disoluciones que dependen del número de partículas en un volumen de disolvente determinado, y no de la masa de dichas partículas ni de su naturaleza. Entre las propiedades coligativas figuran el descenso de la presión de vapor, la elevación del punto de ebullición, el descenso del punto de congelación y la presión osmótica.

***Propiedades coligativas de ebullición:***

- Ascenso del punto de ebullición por presencia de soluto.
- Presencia de un soluto disminuye el punto de fusión.
- Si se le adiciona un líquido a un sólido el punto de fusión aumenta.
- Un anticongelante puede hacer aumentar el punto de ebullición del agua (Etilenglicol) ;  $T_{eb} > T_{eb} \text{ H}_2\text{O}$ .
- Si la presión atmosférica aumenta entonces el punto de ebullición también aumenta.

**6.3. Diagramas de equilibrio:****a) Curva Temperatura - Composición:**

La temperatura de ebullición en un líquido puro es constante. Ejemplo la temperatura de ebullición del agua a 1 atm. De presión es de 100 ° C.

La temperatura de ebullición en una mezcla ya no es constante aunque la presión sea la misma. Esta va variando conforme la composición del líquido más volátil.

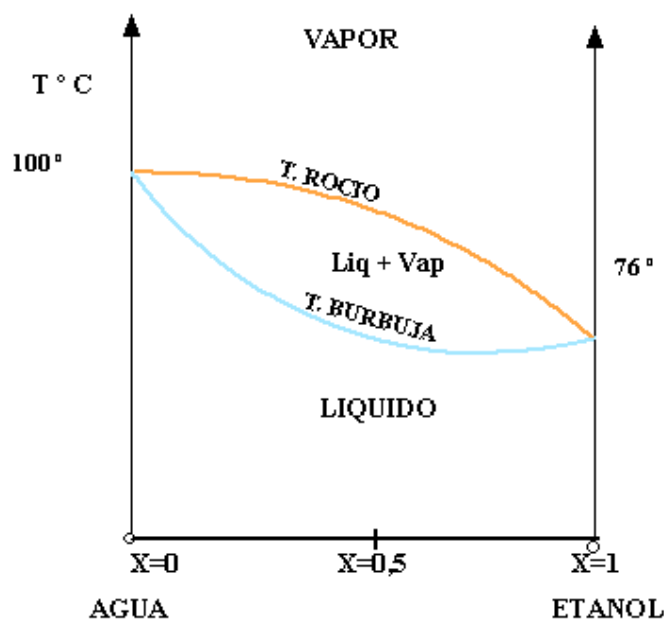
Cuando la presión es de 1 atm. La temperatura de ebullición es normal.

***Temperatura de burbuja:*** Es la temperatura a la cual empieza a salir la primera burbuja de la mezcla de líquidos.

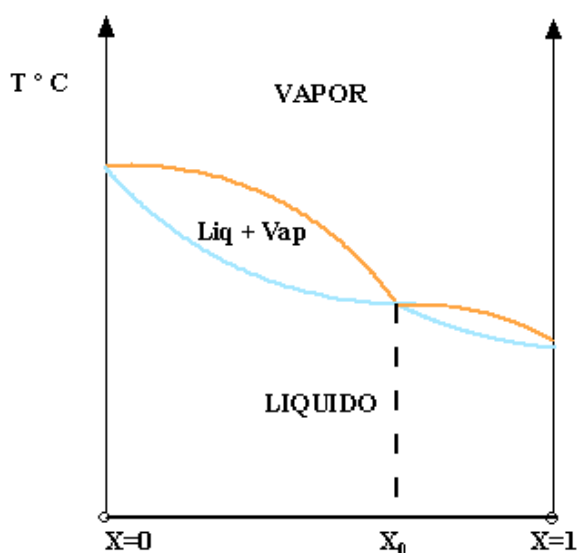
***Temperatura de rocío:*** Rocío, vapor de agua contenido en el aire cálido que se condensa sobre objetos fríos, en particular la condensación formada en noches frescas durante las estaciones calurosas.

El aire contiene una cantidad de vapor de agua máxima que aumenta o disminuye con la temperatura. Al anochecer después de un día caluroso, el aire casi saturado de vapor se enfría por debajo de la temperatura en la que queda saturado por completo. Al enfriarse más, el exceso de vapor se condensa sobre cualquier superficie, desde una brizna de hierba hasta el vidrio de una ventana.

La temperatura a la cual se empieza a formar el rocío en el aire que contiene una cantidad conocida de vapor de agua se llama punto de rocío. Si es menor que la temperatura de congelación, se forma escarcha.

**Grafico temperatura-composición:****En mezclas azeotrópicas:**

Disolución que contiene la misma proporción de componentes químicos antes y después de la destilación. El ejemplo más común es una disolución de 4,43% de agua y 95,57% de etanol. Los componentes de dichas mezclas no pueden separarse por destilación ordinaria, pero la adición de otro producto químico puede hacer posible la separación, por ejemplo la adición de benceno a la disolución anterior de alcohol/agua.

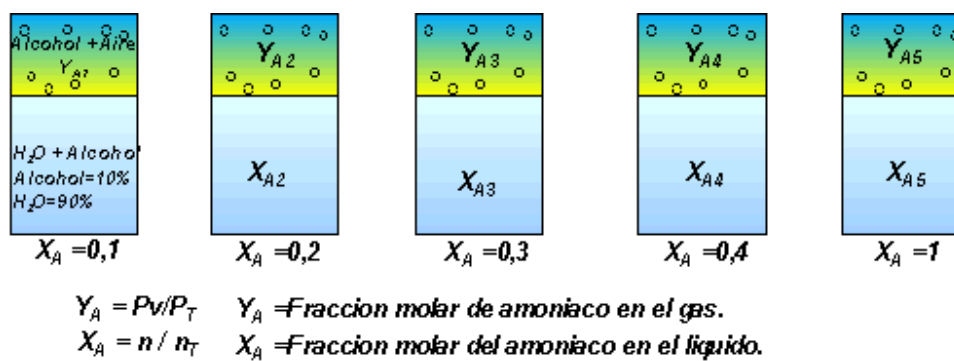
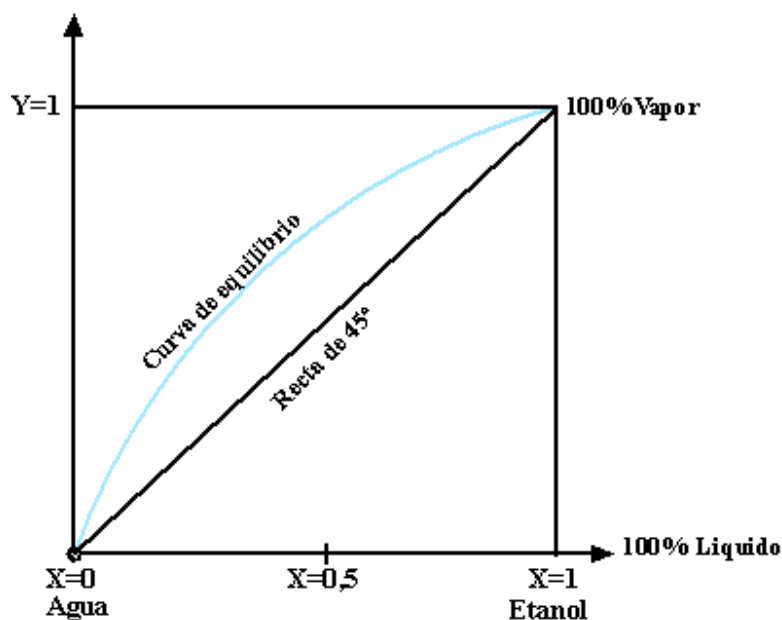


Tiene un punto  $X_0$  que tiene composiciones iguales.  
Mezcla de temperatura de ebullición constante en  $X_0$ .



**b) Curva Composición – Composición:**

En esta curva graficaremos la composición del mas volátil el la fase gaseosa con respecto a la fase liquida. Esta curva es valida para mezclas ideales.

**Mezclas ideales:**

En una mezcla ideal hay un enlace intermolecular.

Ejemplo:

Enlaces :  $A-A$  Metanol – Etanol  
 $B-B$  Benceno – Tolueno } Mezcla ideal  
 $A-A \cong B-B \cong A-B \Rightarrow$  Mezcla ideal.

**Métodos para graficar:****1º METODO:**

Cuando tenemos las fracciones molares de la parte líquida y la parte gaseosa, este método es experimental.

<b>X</b>	<b>Y</b>
0	0
0,1	0,26
0,2	0,38
0,3	0,45
....	....
....	....
1	1

**2º METODO:**

Cuando tenemos  $\alpha_{AB}$  = Coeficiente de volatilidad relativa de A respecto de B.

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^0}{P_B^0} \quad \text{Donde: } P_A^0 \text{ y } P_B^0 \text{ son presiones de vapor puros de A y B}$$

Entonces en cualquier punto solo para soluciones ideales:

$$P_A = mX_A \quad \text{Ley de Henry}$$

$$P_A = P_A^0 X_A$$

$$Y_A P = P_A^0 X_A$$

$$Y = \frac{P_A^0}{P} X \quad \text{Ley de Raoult}$$

$$P_A^0 = \frac{PY}{X}$$

Reemplazando en  $\alpha$

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \frac{\frac{Y}{X} * P}{\frac{1-Y}{1-X} * P} = \frac{Y(1-X)}{(1-Y)X}$$

$$X\alpha - \alpha XY = Y - YX$$

$$\alpha X = Y - YX + \alpha XY$$

$$\alpha X = Y(1 + (\alpha - 1)X)$$

$Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - 1)X} \quad \text{Ecuación de curva de equilibrio.}$
----------------------------------------------------------------------------------------

Si  $\alpha_{AB} = 2$  entonces :

$$Y = \frac{2X}{1+X}$$

Con esta ecuación de equilibrio graficamos.

### 3º METODO:

Este método se utiliza cuando nos da las presiones de vapor puros para cada temperatura.

<i>Temp.</i>	$P_A^0$	$P_B^0$	$\alpha_{AB}$	$X$	$Y$
<i>T1</i>	$P_A^0 1$	$P_B^0 1$	$\alpha_1$	$X1$	$Y1$
<i>T2</i>	$P_A^0 2$	$P_B^0 2$	$\alpha_2$	$X2$	$Y2$
<i>T3</i>	$P_A^0 3$	$P_B^0 3$	$\alpha_3$	$X3$	$Y3$
<i>T4</i>	$P_A^0 4$	$P_B^0 4$	$\alpha_4$	$X4$	$Y4$
.....	.....	.....	.....	.....	.....
.....	.....	.....	.....	.....	.....
<i>Tn</i>	$P_A^0 n$	$P_B^0 n$	$\alpha_n$	$Xn$	$Yn$

Desarrollando:

$$P_A + P_B = P$$

$$P_A^0 X + P_B^0 (1 - X) = P$$

$$P_A^0 X + P_B^0 - P_B^0 X = P$$

$$X = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$$

$$P_A = P_A^0 X$$

$$Y P = P_A^0 X$$

$$Y = \frac{P_A^0 X}{P}$$

¿Como hallar el coeficiente de volatilidad suponiendo que disponemos la tabla de X y Y.?

Sabemos que la ec. de equilibrio es  $Y = \frac{\alpha X}{1 + X(\alpha - 1)}$

Supongamos que:  $Y = \frac{AX}{1 + BX}$

$$\frac{1}{Y} = \frac{1 + BX}{AX}$$

$$\frac{1}{Y} = \frac{1}{AX} + \frac{BX}{AX}$$

$$\frac{1}{Y} = \frac{1}{A} \frac{1}{X} + \frac{B}{A}$$

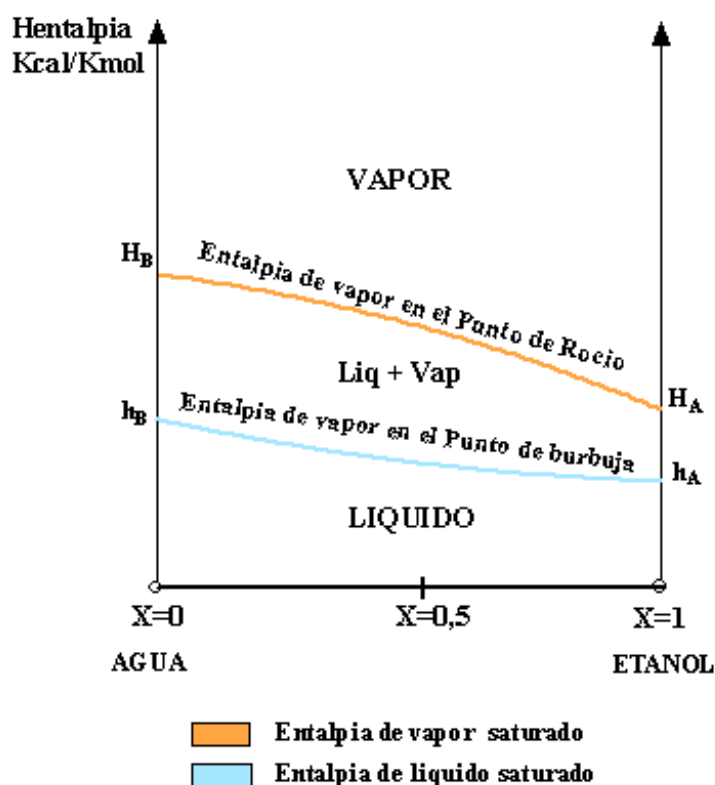
$$Y = mX + b \quad \text{Donde:} \quad m = \frac{1}{A} \quad ; \quad b = \frac{B}{A}$$

### c) Curvas de Entalpía – Composición:

**Entalpía**, cantidad de energía de un sistema termodinámico que éste puede intercambiar con su entorno. Por ejemplo, en una reacción química a presión constante, el cambio de entalpía del sistema es el calor absorbido o desprendido en la reacción.

En un cambio de fase, por ejemplo de líquido a gas, el cambio de entalpía del sistema es el calor latente, en este caso el de vaporización. En un simple cambio de temperatura, el cambio de entalpía por cada grado de variación corresponde a la capacidad calorífica del sistema a presión constante.

El término de entalpía fue acuñado por el físico alemán Rudolf J.E. Clausius en 1850. Matemáticamente, la entalpía  $H$  es igual a  $U + pV$ , donde  $U$  es la energía interna,  $p$  es la presión y  $V$  es el volumen.  $H$  se mide en julios.



**Entalpía:** Cantidad de calor a presión constante.

En una mezcla ideal:

$h$  = Entalpía de liquido saturado de la mezcla en su punto de ebullición.

$H$  = Entalpía de vapor saturado de la mezcla en su punto de ebullición.

**Analizando:**

1º) *Entalpia para el liquido :*

$A$  = Alcohol

$B$  = Agua

$$h_B = \bar{M}_B C_{P(B)} (T_{eb(B)} - T_0) \quad \text{Para el Agua.}$$

Donde :

$T_{eb}$  = Temperatura de ebullicion.

$T_0$  = Temperatura de referencia; generalmente 0 o 25°C.

$$h_A = \bar{M}_A C_{P(A)} (T_{eb(A)} - T_0) \quad \text{Para el alcohol.}$$

Calculamos la curva de entalpia mediante la siguiente ecuacion para cualquier  $X$ .

$$h_M = \bar{M}_M C_{P(M)} (T_{eb(M)} - T_0) + \Delta H_{SOLUCION} \quad ; \quad \text{Para la mezcla.}$$

Donde :

$$\bar{M}_M = \bar{M}_A X + (1 - X) \bar{M}_B$$

2º) *Entalpia para el Vapor saturado :*

Se aumenta el calor latente de vaporizacion ( $\lambda$ ), que es necesario para transformar agua hirbiente en vapor.

$h_B$  = Calor necesario hasta el punto de ebullicion.

$\lambda_B$  = Calor para transformar agua hirbiente en vapor.

$Y$  = Fraccion molar del alcohol, en la mezcla.

$H_M$  = Calor necesario para evaporar ( $Y$ ) moles de alcohol.

$$H_B = h_B + \bar{M}_B \lambda_B \quad \text{Para el Agua.}$$

Donde :

$\lambda_B$  = Calor latente o de vaporizacion del agua

$$H_A = h_A + \bar{M}_A \lambda_A \quad \text{Para el alcohol.}$$

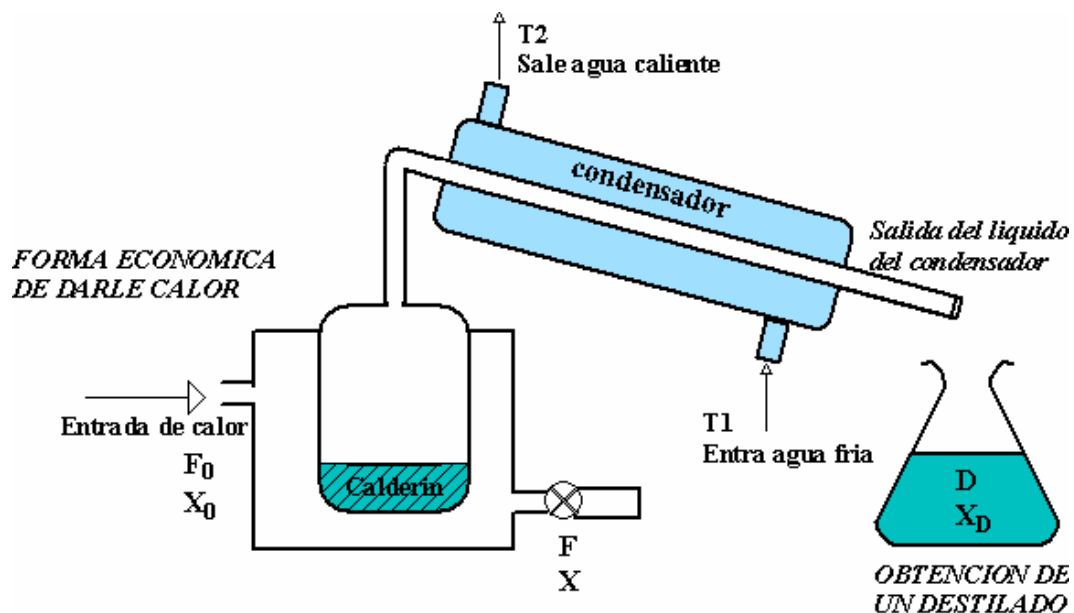
Calculamos la curva de entalpia mediante la siguiente ecuacion para cualquier  $X$ .

$$H_M = h_M + \bar{M}_M \lambda_M \quad ; \quad \text{Para la mezcla.}$$

$$H_M = Y(\bar{M}_A C_{P(A)} (T_{eb(A)} - T_0) + \bar{M}_A \lambda_A) + (1 - Y)(\bar{M}_B C_{P(B)} (T_{eb(B)} - T_0) + \bar{M}_B \lambda_B) \quad \text{Para}$$

**6.4. Métodos de destilación.**

- a) **Por lotes o diferencial (Bach):** se aumenta al recipiente en que está hirviendo agua, en pequeñas lotes o partes para su destilación, se va aumentando agua en porciones una vez que se va evaporando el agua en el recipiente, la mezcla se carga solo una vez.
- b) **Continua:** se suministra agua continuamente en al recipiente en que está hirviendo la mezcla para su destilación.
- c) **Fraccionada:** esta destilación se realiza desde el punto de vista del equipo, estudiaremos esta parte por los dos métodos:
- *Maccabe Thiele.*
  - *Ponchon Savaritt.*

**A) Destilación diferencial.**

$F_0$  = Kilomoles de mezcla inicial.

$X_0$  = Fracción molar del mas volatil.

$B$  = Kilomoles de mezcla final.

$X$  = Fracción molar del residuo dirigido al mas volatil.

$X_D > X$

**Cálculos de importancia:**

Si tenemos como datos :

$X_0 = 0,4$

$\alpha = 2$

$X = 0,1 \quad \Rightarrow \quad Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - 1)X}$

$$Y = \frac{2X}{1+X} \Rightarrow Y_D = \frac{2X}{1+X} \quad \text{Curva de equilibrio.}$$

**Condiciones importantes:**

1º) Cuando recibo la primera gota de destilado.

¿que composición tiene esta primera gota? Esta primera gota tiene la siguiente composición:  $X = X_0 = 0,4$  composición de la mezcla líquida.

$$Y = \frac{2X}{1+X} \Rightarrow Y = \frac{2(0,4)}{1+0,4} = \frac{0,8}{1,4} = 0,57 \Rightarrow X_D = 0,57$$

Esta es la composición de la primera gota de destilación.

2º) la segunda gota de destilación ya no tiene la misma composición de la primera gota.

La composición de la primera gota era 0,4 y la composición de la segunda gota baja, puede ser a 0,3 y por tanto la composición del vapor será  $Y = 0,5$ . Ósea cada vez va a ser menor.

Por lo tanto la composición de las siguientes gotas que van a venir serán diferentes, como cada gota que va pasando, su composición va a ser menor o vaya a tener menor composición del más volátil diferencialmente.

3º) cuál es la composición del destilado ( $X_D$  o  $Y_D$ ).

Primero cuando la composición de líquido residual es  $X_B = X = 0,1$  entonces podemos hallar el valor la composición en la última gota su composición.

$$Y = \frac{2X}{1+X} \Rightarrow Y_D = \frac{2X_B}{1+X_B}$$

$$Y = \frac{2(0,1)}{1+0,1} = \frac{0,2}{1,1} = 0,18$$

Composición de la última gota de destilado.

4º) Cuanto es la composición de  $X_D$ .

$Y_D$  = Es la acumulación de la composición de todas las gotas

su composición donde, está entre la primera gota de la composición de la última gota condecoran la composición de  $X_D$  va a estar entre el rango de 0,57 la composición de la primera gota y 0,18 la composición de la última gota. También esa composición va a ser mayor 0,4 necesariamente.

**Escribamos todas las ecuaciones para calcular todo lo anterior:**

$$F = B + D \quad (1) \quad \text{Balance de masa total.}$$

$$X_0 F = X B + X_D D \quad (2) \quad \text{Balance de masa para el mas volatil.}$$

Si consideramos el instante  $t$  durante la destilación y aplicamos un balance antes y después de que un  $dF$  se ha evaporado.

$$\underbrace{XF}_{\substack{\text{En un tiempo } t \\ \text{se vaporiza el} \\ \text{alcohol}}} = \underbrace{(X - dX)(F - dF)}_{\substack{\text{Cuando se vaporiza} \\ \text{este es el residuo}}} + \underbrace{(Y - YdY)dF}_{\substack{\text{Vapores totales de} \\ \text{alcohol en un} \\ \text{residuo.}}}$$

$$XF - XF - XdF - FdX + dXdF + YdF - dYdF \quad \text{Donde: } dXdF = 0 ; dYdF = 0$$

$$XdF - YdF = -FdX$$

$$(Y - X) \frac{dF}{F} = dX$$

$$\frac{dF}{F} = \frac{dX}{Y - X}$$

$$\int_F^B \frac{dF}{F} = \int_{X_0}^X \frac{dX}{Y - X}$$

$$\ln\left(\frac{B}{F}\right) = \int_{X_0}^X \frac{dX}{Y - X}$$

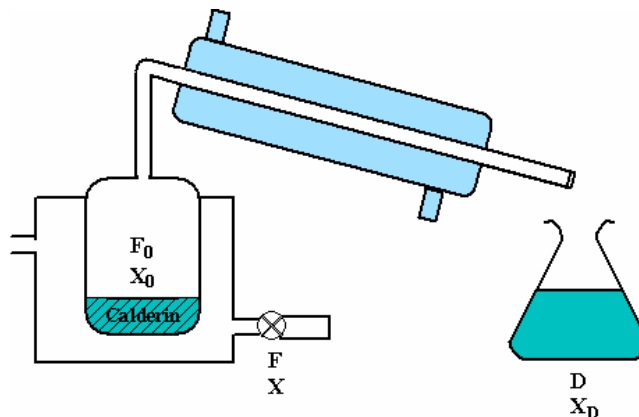
$$\ln\left(\frac{F}{B}\right) = \int_X^{X_0} \frac{dX}{Y - X} \quad (3) \quad \text{Donde } Y = \text{Curva de equilibrio}$$

$$Y = f(X) \quad (4) \quad \text{Curva de equilibrio.}$$

### Problema de aplicación:

Una mezcla de 60% de todo tolueno con 40% de benceno, se ha de separar mediante destilación diferencial con inicialmente se tiene 10000 Kg. de la mezcla se pretende evaporado el 50% de la mezcla se condensa y se recoge el destilado, la mezcla de benceno tolueno es aproximadamente ideal con  $\alpha = 2$  calcular:

- la composición de la primera gota contó.
- La cantidad del destilado.
- La composición de la última gota.
- La composición del destilado.

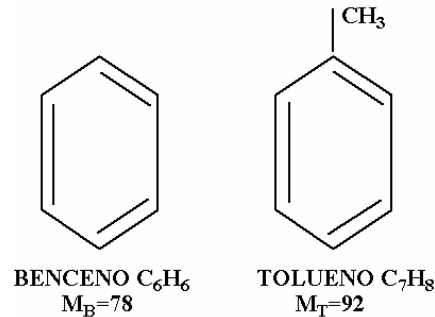




$$F_0 = 10000 \text{ Kg.} \Rightarrow \text{Kmoles.}$$

$$X_0 = 0,4$$

Se vaporiza el 50%.



$$\bar{M}_M = X_0 \bar{M}_B + (1 - X_0) \bar{M}_T = 0,4 * 78 + 0,6 * 92 = 86,40 \frac{\text{Kg.}}{\text{Kmol.}}$$

$$F_0 = 10000 \text{ Kg.} \cdot \frac{\text{Kmol}}{86,40 \text{ Kg}} = 115,74 \text{ Kmol.}$$

$$F = 0,5 * F_0 = 0,5 * 115,74 = 57,87 \text{ Kmol.} \quad (\text{Lo que queda como liquido})$$

$$F_0 = F + D$$

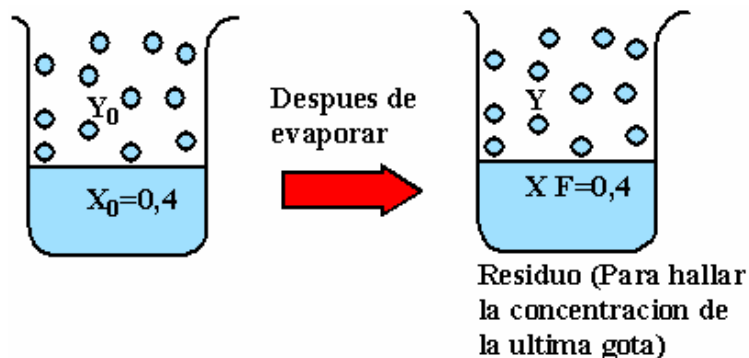
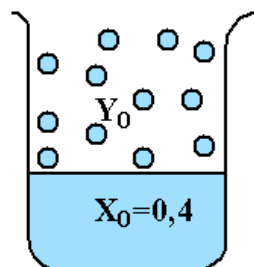
$$D = 115,74 - 57,87 = 57,87 \text{ Kmol.} \quad (b)$$

$X_0$  y  $Y_0$  Están en equilibrio, si conocemos la composición del liquido se puede conocer la concentración de su vapor mediante la curva de equilibrio.

$$\alpha = 2$$

$$Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - 1)X} = \frac{2X}{1 + X}$$

$$Y = \frac{2(0,4)}{1 + 0,4} = 0,57 \quad (a)$$



$$\ln\left(\frac{F_0}{F}\right) = \int_{\substack{X \\ \text{CONCENTRACION} \\ \text{DE LA ULTIMA GOTTA}}}^{X_0} \frac{dX}{Y - X} \quad \text{Donde: } Y = \frac{2X}{1+X}$$

$$\ln\left(\frac{F_0}{0,5F}\right) = \int_x^{0,4} \frac{dX}{\frac{2X}{1+X} - X} \quad \text{Se puede resolver analiticamente con la calc.}$$

$$\ln(2) = \int_x^{0,4} \frac{(X+1) dX}{2X - X(X+1)}$$

$$\ln(2) = \int_x^{0,4} \frac{(X+1) dX}{X^2 - X} = \int_x^{0,4} \frac{(X+1) dX}{X(X-1)}$$

$$\frac{X+1}{X^2 - X} = \frac{A}{X} + \frac{B}{X-1} = \frac{A(X-1) + BX}{X(X-1)}$$

$$\text{Si } X=0 \quad 1 = -A$$

$$\text{Si } X=1 \quad 2 = B$$

$$\ln(2) = \int_x^{0,4} \frac{dX}{X} - 2 \int_x^{0,4} \frac{dX}{X-1}$$

$$\ln(2) = \ln\left(\frac{0,4}{X}\right) - 2\ln\left(\frac{0,4-1}{X-1}\right)$$

$$\ln(2) = \ln\left[\left(\frac{0,4}{X}\right)\left(\frac{0,4-1}{X-1}\right)^{-2}\right] = \ln\left[\left(\frac{0,4}{X}\right)\left(\frac{X-1}{0,4-1}\right)^2\right]$$

$$\ln(2) = \ln\left[\left(\frac{0,4}{X}\right)\frac{(X-1)^2}{(0,4-1)^2}\right]$$

$$2 = \frac{2X^2 - 2X + 1}{X} * \frac{0,4}{0,36}$$

$$X^2 - 2X - 1,8X + 1 = 0$$

$$X^2 - 3,8X + 1 = 0 \quad \begin{cases} X_1 = 3,51 & \text{No puede ser por que tiene que disminuir.} \\ X_2 = 0,28 \end{cases}$$

$$Y = \frac{2*0,28}{1+0,28} = 0,438$$

$$Y_0 = 0,571 \quad \text{Composicion de la primera gota.}$$

$$Y_R = 0,438 \quad \text{Composicion de la ultima gota.}$$

$$X_D = \text{Composicion del destilado tiene que estar en rango.}$$

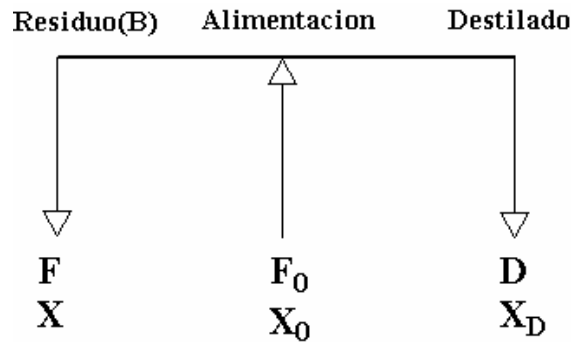
$$X_0 F_0 = XF + X_D D$$

$$X_D = \frac{X_0 F_0 - XF}{D} = \frac{0,4 * 115,74 - 0,28 * 57,87}{57,87} = 0,52$$

*Metodo de la palanca :*

$$F_0 = F + D$$

$$X_0 F_0 = XF + X_D D$$



*Aplicar en un punto cualquiera :*

$$\overbrace{F_0}^{\text{FUERZA}} (X_0 - X) = D \overbrace{(X_D - X)}^{\text{BRAZO}}$$

$$\frac{F_0}{D} (X_0 - X) = X_D - X$$

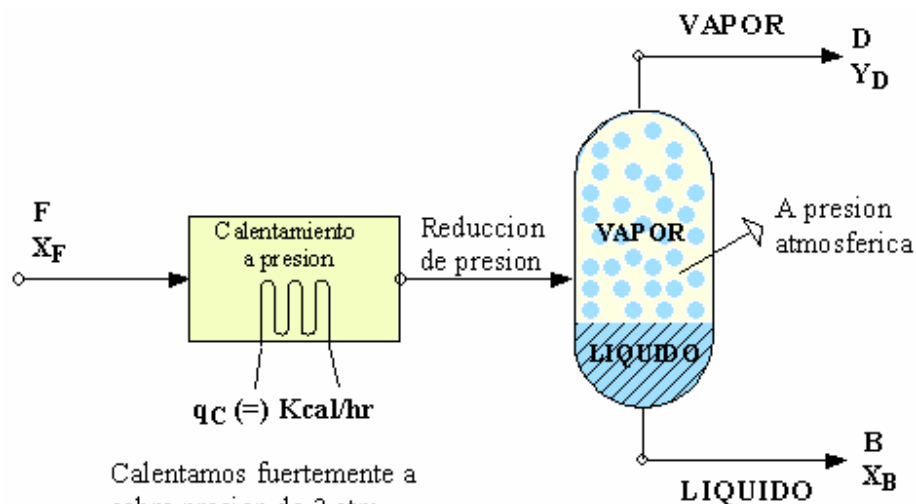
$$X_D = X + \frac{F_0}{D} (X_0 - X) = 0,28 + 2(0,4 - 0,28)$$

$$X_D = 0,52$$

*O tambien :*

$$X_D = 2 X_0 - X_R$$

### B) Destilación rápida o flash.



Calentamos fuertemente a sobre presión de 2 atm.  
Hierve a presión y lo destapamos para ponerlo al otro tanque.

$Y_D$  y  $X_B$  ; Estan en equilibrio

**Balance de masa:**

$$BMT : \quad F = D + B \quad (1)$$

$$BMV : \quad X_F F = Y_D D + X_B B \quad (2)$$

$$Curva \text{ de equilibrio} : \quad Y = f(X) \quad (3)$$

**Balance de energía: (Energía que entra=Energía que sale).**

$$q_C + Fh_F = Dh_D + Bh_B \quad (4)$$

Donde :  $Fh_F = \text{Calor sensible.}$

$$H_D - h_B = \lambda_B \quad (5)$$

$$h_F = M_M C_{p_M} (T_F - T_0) \quad ; \quad h_F [=] \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} * \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}} [=] \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

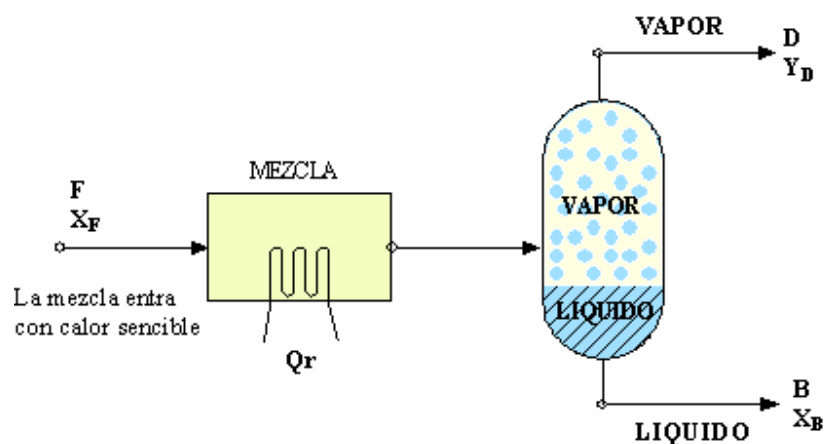
$T_F = \text{Temperatura a la cual entra o la de alimentacion.}$

$$h_B = M_B C_{p_B} (T_{eb_B} - T_0) + \Delta H_{\text{SOLUCION}}$$

$$H_D = h_B + M_D \lambda_D \quad ; \quad \text{Por uqe antes de vaporizar hay que hervir}$$

**Problema de aplicación:**

500 Kg. de acetona agua con 50% de acetona y 50% en moles de agua se somete a ebullición a la presión de tres atmósferas, esta mezcla sobrecalentada descarga a 1 - ha presión de una atmósfera se observa que la composición del liquido el 3 5%. Determinar la cantidad de líquido de residuo, la cantidad de destilado de vapor, composición del destilado suponiendo que la mezcla se comporta de acuerdo a los datos del problema 9-4 (Traybal).

**Datos:**

$$F = 500 \text{ Kg}$$

$$X_F = 0,5$$

$$\bar{M}_{ACET} = 58 \text{ Kg / Kmol}$$

$$\bar{M}_{H_{20}} = 18 \text{ Kg / Kmol}$$

$$\bar{M}_M = 58(X_F) + 18(1 - X_F) = 58(0,5) + 18(1 - 0,5)$$

$$\bar{M}_M = 38 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}$$

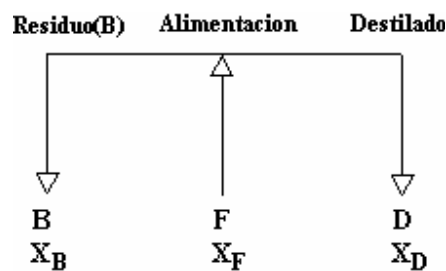
$$F = 500 \text{ Kg} * \frac{\text{Kmol}}{38 \text{ Kg}} = 13,18 \text{ Kmol}$$

$$F = B + D \quad (1)$$

$$X_F F = Y_D D + X_B B \quad (2)$$

$$Y = f(X) \quad (3)$$

Usando la regla de la palanca:



Aplicando momentos en el punto D.

$$X_B = 0,05$$

$$Y_D = 0,624$$

$$B(X_D - X_B) = F(X_B - X_F)$$

$$B = \frac{F(X_B - X_F)}{(X_D - X_B)} = \frac{13,16(0,624 - 0,5)}{(0,624 - 0,05)} = 2,84 \text{ Kmol}$$

$$D = F - B = 13,16 - 2,84$$

$$D = 10,31 \text{ Kmol} \quad \text{Depende de a que presion hierva la mezcla.}$$

La mezcla de 50% de benceno tolueno sea de separar mediante destilación flash (rápida). La mezcla está constituida de  $50 \text{ Kmol / hr}$  13 vaporiza en un 20%, la volatilidad relativa es  $\alpha = 2,5$ , en el sistema de destilación calcular la composición del residuo.

**Solución:**

*Datos :*

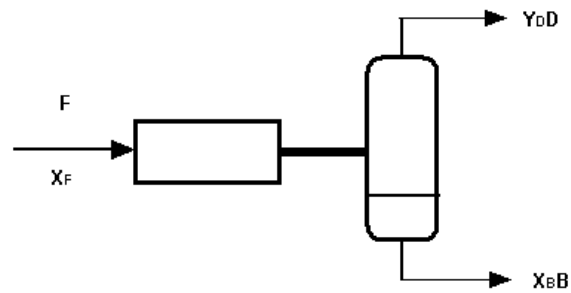
$$F = 50 \text{ Kmol/hr}$$

$$D = 0,2 F$$

$$X_F = 0,5$$

$$D = 0,2(50) = 25 \text{ Kmol/hr}$$

$$B = F - D = (0,5)F = 25 \text{ Kmol/hr}$$



$$F = B + D \quad (1)$$

$$X_F F = X_B B + Y_D D \quad (2)$$

*Calculamos  $Y_D$*

$$Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - X)X} = \frac{2,5X}{2 + 3X} \quad ; \text{ Curva de equilibrio.}$$

$$Y_D = f(X_B)$$

$$Y = \frac{2,5X_B}{2 + 3X_B}$$

*Reemplazando en (1) :*

$$(0,5)50 = X_B 50 + \left( \frac{2,5X_B}{2 + 3X_B} \right)(50)$$

$$(2,5 - 4X_B)(2 + 3X_B) = 40X_B + \frac{50X_B}{2 + 3X_B}$$

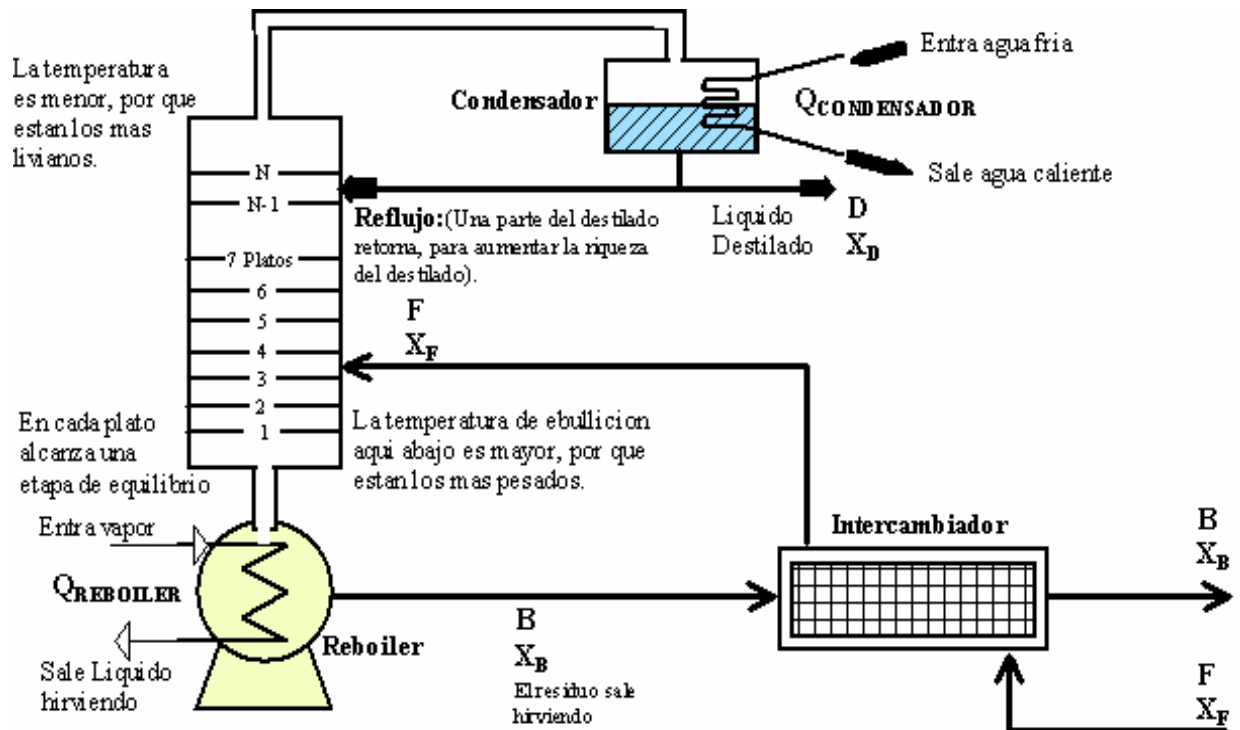
$$(2,5 - 4X_B)(2 + 3X_B) = 5X_B$$

$$5 + 7,5X_B - 8X_B - 12X_B^2 = 5X_B$$

$$12X_B^2 + 5,5X_B - 5 = 0$$

$$X_B = 0,456 \quad (\text{Bien})$$

$$X_B = -0,91 \quad \text{No puede ser negativo.}$$

**Destilación mediante una columna de fraccionamiento.**

$$F = D + B$$

$$X_F F = X_D D + X_B B$$

$$h_F F + q_{Reboiler} = h_D D + q_{Cond} + h_B B$$

$$h_F F = h_D D + q_C + h_B B - q_r$$

$$h_F F = D \left( h_D + \frac{q_C}{D} \right) + B \left( h_B - \frac{q_r}{B} \right)$$

$$h_F F = D \left( h_D + \frac{q_C}{D} \right) + B \left( h_B - \frac{q_r}{B} \right)$$

$$h_F F = D(h_D + Q_C) + B(h_B - Q_r)$$

$$Q_C = \frac{q_C}{D} \quad ; \quad Q_r = \frac{q_r}{B}$$

$$\Delta D = h_D + Q_D$$

$$\Delta B = h_B + Q_r$$

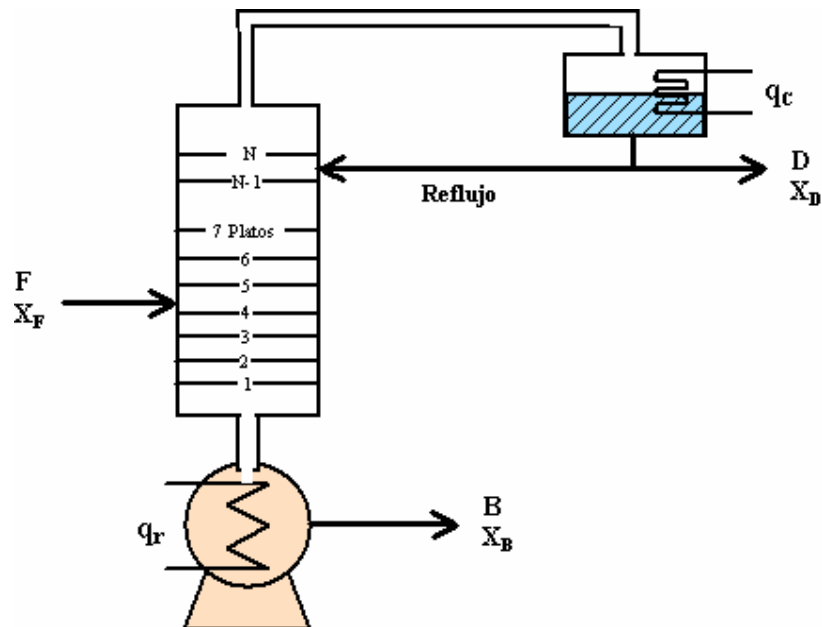
Balance de masa total

Balance para el mas volatil.

Balance de hentalpia

Calor neto total extraido por tope (Cabeza)

Calor neto extraido en el fondo.

**A) Método Maccabe Thiele.**

*En cada plato se pone en contacto el líquido con su vapor los cuales están en equilibrio, por lo tanto hay "n" etapas en equilibrio.*

**Supone que:**

- Los flujos de vapor ( $V_i$ ) y líquido ( $L_i$ ) Correspondientes a un plato  $i$  cualquiera por encima de la alimentación son iguales.

$$V_N = V_{N-1} = V_{N-2} = V$$

$$L_N = L_{N-1} = L_{N-2} = L$$

- Los flujos de vapor ( $V_i$ ) y líquido ( $L_i$ ) en todos los platos por debajo del plato de alimentación son iguales.

$$V_M = V_{M-1} = V_{M-2} = V'$$

$$L_M = L_{M-1} = L_{M-2} = L'$$

- Las entalpías de vaporización por encima del plato de alimentación son iguales.

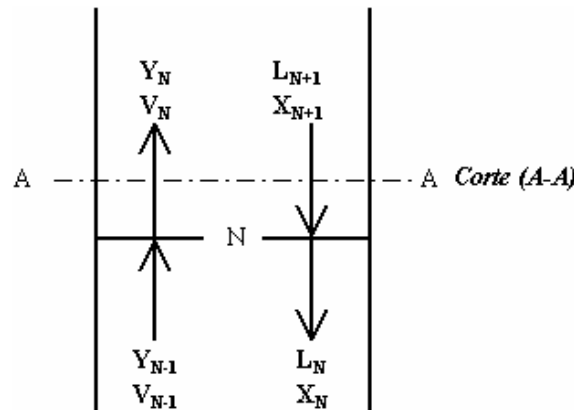
$$\lambda_N = \lambda_{N-1} = \lambda_{N-2} = \lambda_D$$

- Las entalpías de vaporización por debajo del plato de alimentación son iguales.

$$\lambda_M = \lambda_{M-1} = \lambda_{M-2} = \lambda_B$$



- Los flujos y composiciones en un plato cualquiera es:



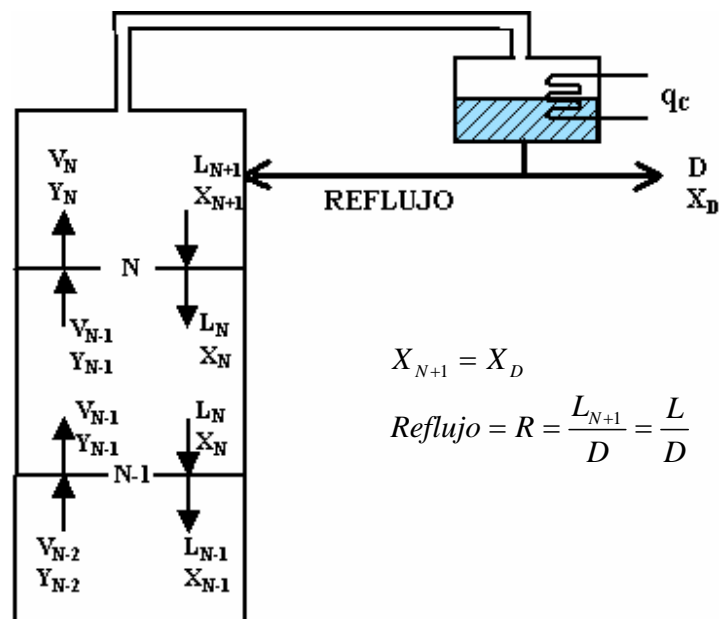
- El flujo de vapor  $V_N$  y el flujo de liquido  $L_N$  que abandonan el plato  $N$  están en equilibrio, están relacionados  $Y_N$  y  $X_N$  a través de la curva de equilibrio.

Significa que:  $Y_N = f(X_N)$

- También  $V_N$  y  $L_{N+1}$ , están en el plano horizontal, determinado por una sección de corte (A-A) y se encuentran en operación, están relacionados a través de la curva de operaciones.

Significa que:  $Y_N = g(X_{N+1})$

### A.1. Zona de enriquecimiento o de rectificación



$$X_{N+1} = X_D$$

$$\text{Reflujo} = R = \frac{L_{N+1}}{D} = \frac{L}{D} \quad \text{Relacion de Reflujo}$$

$$BMT : \quad V_{N-2} = D + L_{N-1}$$

$$\boxed{V = D + L} \quad (1)$$

$$BMV : \quad YV = X_D D + XL \quad \text{Curva de operaciones en la zona de enriquecimiento.}$$

$$\boxed{YV = XL + X_D D} \quad (2) \quad ; \quad R = \frac{L}{D} \quad (3)$$

Dividiendo miembro a miembro por “D” tenemos:

$$\frac{V}{D} = 1 + \frac{L}{D} \quad \Rightarrow \quad \frac{V}{D} = (R + 1) \quad (4)$$

$$Y \frac{V}{D} = X \frac{L}{D} + X_D$$

$$\boxed{Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{R+1}}$$

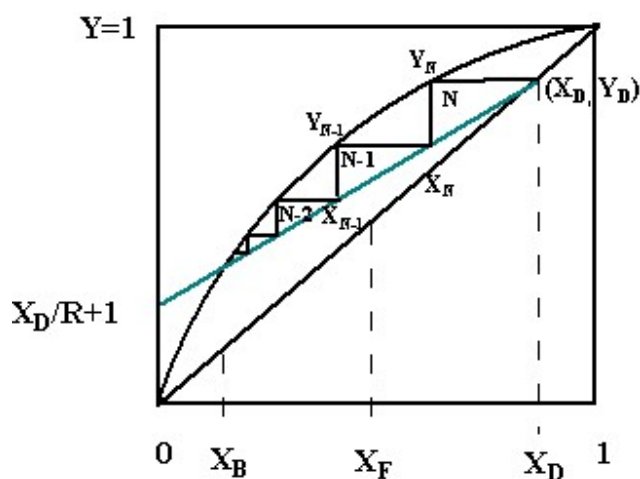
Curva de operaciones en la zona de enriquecimiento (Ec. de una recta)

Donde:

$$m = \frac{R}{R+1} \quad ; \quad b = \frac{X_D}{R+1}$$

Graficando en un diagrama composición-composición:

X	Y
0	$X_D / (R + 1)$
...	...
$X_D$	$X_D$

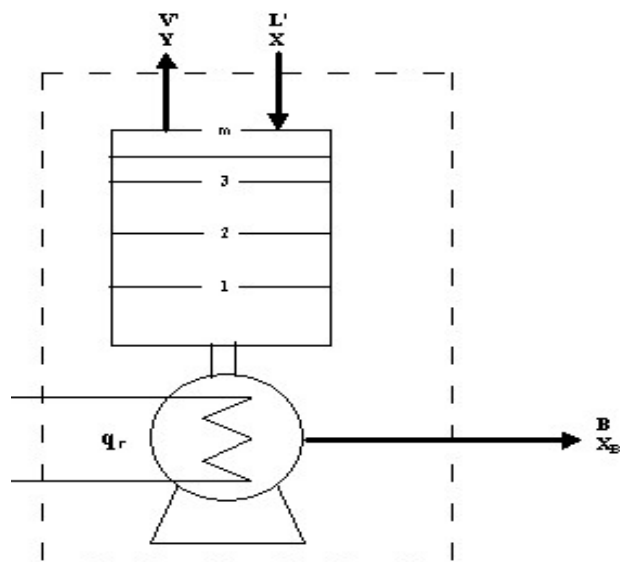


$X_N$  = Líquido que abandona

Donde:

$Y_{N-1}$  ;  $X_N$  *están en operación*

**Zona de empobrecimiento o columna de agotamiento:**



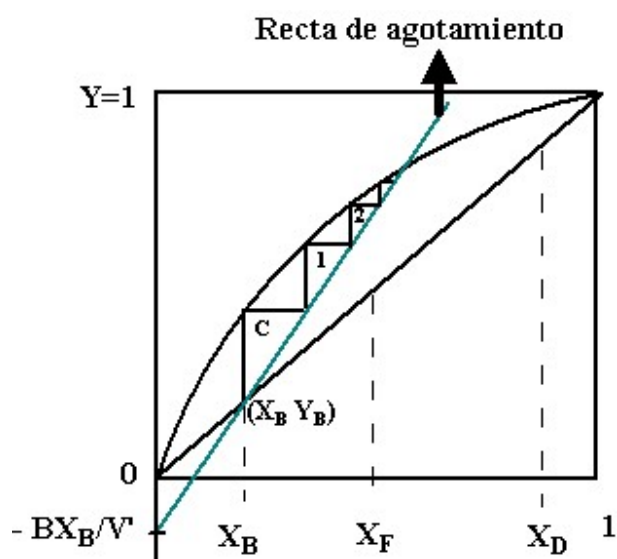
$$BMT \quad L' = B + V' \quad \Rightarrow \quad V' = L' - B$$

$$BMV : \quad XL' = X_B B + YV' \quad \Rightarrow \quad Y = \frac{L' X}{V'} - \frac{B}{V'}$$

$$Y = \frac{L'}{V'} X - \frac{B}{V'} X_B$$

*Curva de operaciones para la zona de empobrecimiento.(Recta).*

X	Y
$X_B$	$X_B$
...	...
0	$-BX_B/V'$



**Plato de alimentación.**

$q$  = Fracción de líquido en la alimentación (puede entrar líquido y vapor al mismo tiempo).

$1-q$  = Fracción de vapor que entra en la alimentación.

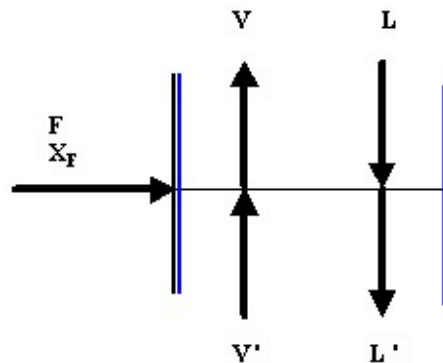
$$q = \frac{\text{Calor neto para vaporizar 1 Kmol de alimentación}}{\lambda_v (\text{Calor de vaporización})}$$

$$q = \bar{M}_M C_{p_M} (T_{eb} - T_F) \quad ; T_F = \text{Temperatura de alimentación}$$

(Calor sensible para llegar al punto de ebullición).

Cuando el líquido es frío:

$$q = \frac{\bar{M}_M C_{p_M} (T_{eb} - T_F) + \bar{M}_M \bar{\lambda}_v}{\bar{M}_M \bar{\lambda}_v}$$



$$\left. \begin{array}{ll} \text{BM para el vapor:} & V' + (1-q)F = V \quad \dots\dots\dots(1) \\ \text{BM para el líquido:} & L + qF = L' \quad \dots\dots\dots(2) \end{array} \right\} \text{En la alimentación}$$

Despejando:

$$V - V' = (1-q)F$$

$$L - L' = -qF$$

$$(+)\left\{ \begin{array}{ll} VY = LX + X_D D & \text{Ec. de la curva de operaciones en la zona de enriquecimiento.} \\ -V'Y = -L'X + X_B B & \text{Ec. de la curva de operaciones en la zona de empobrecimiento.} \end{array} \right.$$

$$Y(V - V') = X(L - L') + X_D D + X_B B \quad \text{Del BMT: } X_F F = X_D D + X_B B$$

$$Y(1-q)F = X(-qF) + X_F F \quad // \text{ Dividiendo entre } F$$

$$Y(1-q) = -Xq + X_F$$

$$\boxed{Y = \frac{q}{q-1} X + \frac{X_F}{1-q}} \quad \text{Ecuacion del plato de alimentacion o de la linea } q.$$

$$m = \frac{q}{q-1} \quad ; \quad b = \frac{X_F}{1-q}$$

**Caso 1:**

Si la alimentación es líquida con:  $T_F < T_{eb}$  ;  $T_F = \text{Temperatura de alimentacion}$ .

$$q > 1$$

$$m = \frac{q}{q-1} = \frac{10}{10-1} = 1,111 \quad \Rightarrow \quad m > 1$$

**Caso 2:**

Si la alimentación es líquida con:  $T_F = T_{eb}$  .

$$q = 1$$

$$m = \frac{q}{q-1} = \frac{1}{0} \quad \Rightarrow \quad m \rightarrow \infty$$

**Caso 3:**

Si la alimentación es una mezcla de líquida y vapor con:  $T_F = T_{eb}$  .

$$0 < q < 1$$

$$m = \frac{q}{q-1} = \frac{0,5}{-0,5} = -1 \quad \Rightarrow \quad m < 0$$

**Caso 4:**

Si la alimentación es vapor saturado con:  $T_F = T_{eb}$  .

$$q = 0$$

$$m = \frac{q}{q-1} = \frac{0}{0-1} = \frac{0}{-1} \quad \Rightarrow \quad m = 0$$

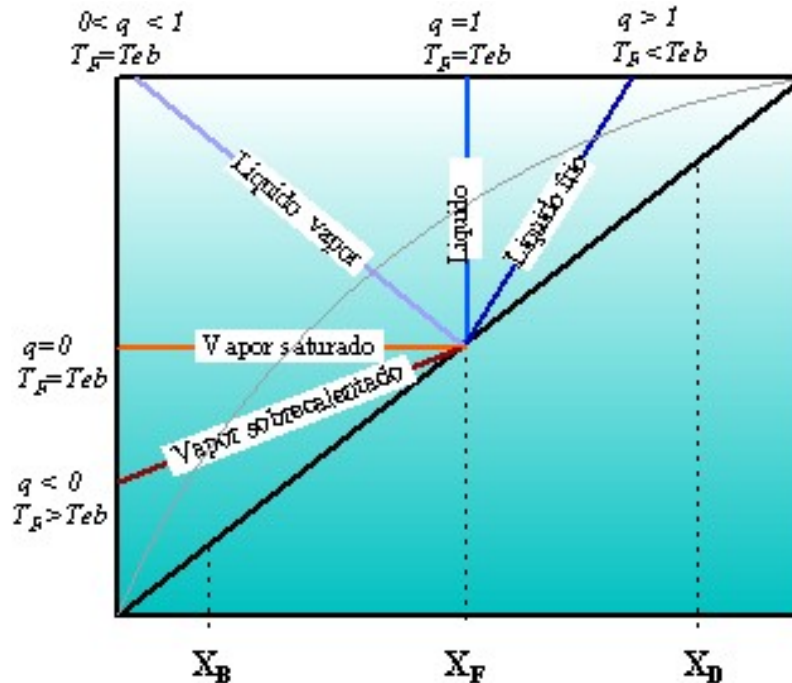
**Caso 5:**

Si la alimentación es vapor sobrecalentado con:  $T_F > T_{eb}$  .

$$q = - \frac{\bar{M}_{VAPOR} C_{pVAPOR} (T_{eb} - T_F)}{\bar{M}_{VAPOR} \bar{\lambda}_V}$$

$$m = \frac{q}{q-1} > 0 \quad \Rightarrow \quad m > 0$$

**Graficando los 5 casos:**



**NOTA:**

- Se dice que el **líquido es frío** cuando la mezcla ingresa al plato de alimentación por debajo del punto de ebullición de la mezcla.
- Cuando es mayor la altura o tiene mayor número de platos o el retorno es de más líquido, entonces será mayor cantidad de destilado.
- $R = \frac{L}{V}$  (Occontojo)

**Relación de reflujo:**

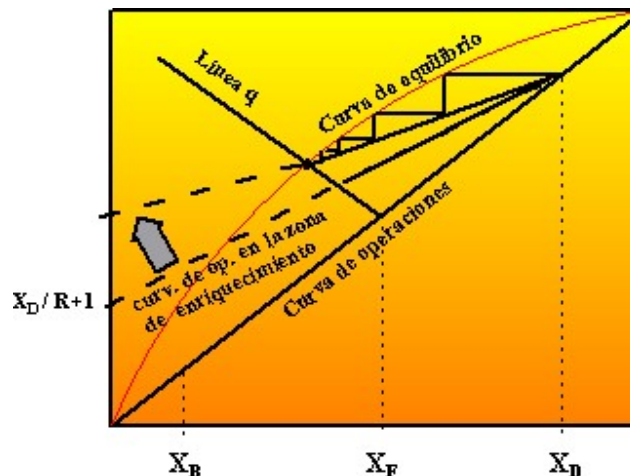
$R =$  Debe tener un valor económico

$$R = \frac{L}{V} = \frac{\text{Liq. que retorna por la parte superior}}{\text{Destilado}}$$

Existe un  $R_{min}$  para garantizar un perfil termico adecuado.

$$R_{min} < R < \infty \quad \text{Donde } R = R_{op}.$$

El  $R_{min}$  ocurre cuando se tiene la siguiente situación como se muestra en el grafico:



En la grafica se puede apreciar que la columna de fraccionamiento tendra un numero de platos infinito.

### Relación de reflujo mínimo:

$R = \frac{L}{D}$  Significa que  $L$  tiende a un valor mínimo, entonces el retorno es mínimo. Por lo tanto los costos de operación tienden a un mínimo; y los costos fijos se elevan (Ósea una torre con muchos platos construcción, instalación, etc.)

El punto  $(X_e, Y_e)$  es aquel punto que resulta de la intersección de la línea  $q$  y la curva de equilibrio.

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{1+R} \quad \text{Ecuacion de la curva (recta) en la zona de enriquecimiento}$$

$$Y = \frac{q}{q-1} X + \frac{X_F}{1-q} \quad \text{Ecuacion de la linea q.}$$

Sea la pendiente de la recta de operaciones de la zona de enriquecimiento:

$$m = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1}$$

$$m = \frac{X_D - Y_e}{X_D - X_e} = \frac{R}{R+1}$$

$$(R+1)(X_D - Y_e) = R(X_D - X_e)$$

$$X_D R - Y_e R + X_D - Y_e = R X_D - R X_e$$

$$X_D - Y_e = R(Y_e - X_e)$$

$$R_{min} = \frac{X_D - Y_e}{Y_e - X_e} \quad \text{Reflujo mínimo}$$

*Esto ocurre cuando el número de platos teóricos tiende al infinito.*

$$N_{PT} \rightarrow \infty$$

**Relación de reflujo que tiende al infinito:** (El reflujo tiende a devolver todo a la columna).

$$L \rightarrow \infty \quad ; \quad D \rightarrow 0$$

- Costos de operación tienden al infinito
- Costos fijos tienden al mínimo.

$$m = \frac{R}{R+1}$$

$$\lim_{R \rightarrow \infty} m = \lim_{R \rightarrow \infty} \frac{R}{R+1} \quad \text{Dividimos entre } R \text{ para levantar la indeterminación.}$$

$$m = \lim_{R \rightarrow \infty} \frac{1}{1 + \frac{1}{R}}$$

$$m \approx 1$$

Entonces el número de platos es mínimo:

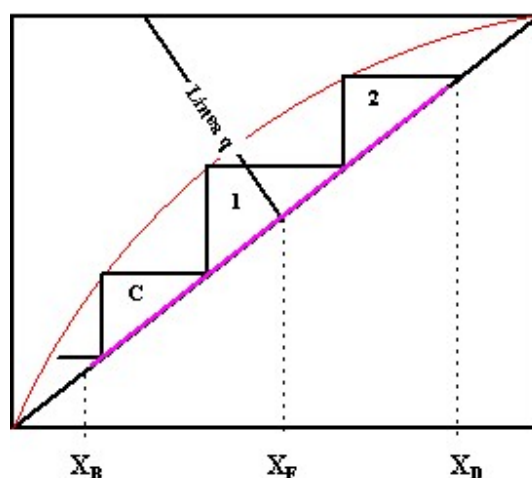
$$\text{Sea: } R = 100000 \Rightarrow m = \frac{100000}{100000+1} \approx 1 \quad ; \quad b = \frac{X_D}{R+1} \approx 0$$

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{1+R} \Rightarrow Y = 1 X$$

$$\text{Si la curva de equilibrio es: } Y = \frac{\alpha X}{1 + (1-\alpha)X} \quad (1)$$

$$\text{Y la curva de operaciones es: } Y = X \quad (2)$$

**Graficando:**



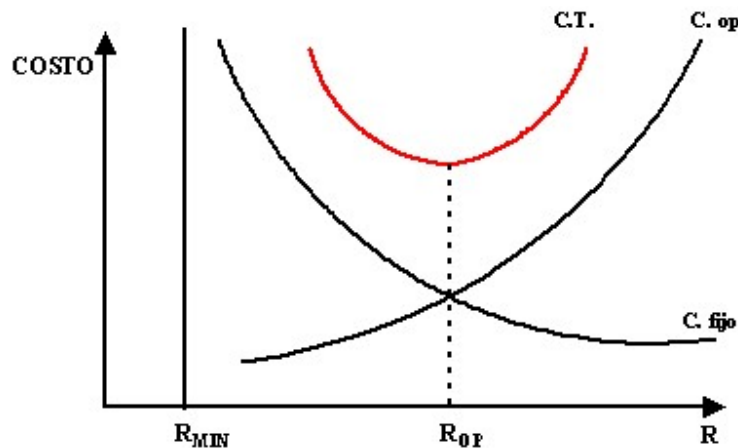


$$N_{PT} = 2 \quad \text{Numero de platos teóricos}$$

$$N_{PR} = C + N_{PT} = C + \frac{2}{\varepsilon} \quad \text{Numero de platos reales}$$

$$\varepsilon = \text{Eficiencia} \quad 0 < \varepsilon < 1$$

**Reflujo de operación o el óptimo:** (Es la cantidad de reflujo mas óptimo económicamente con al que se trabaja en los cálculos)



$$R_{op} = a R_{min}$$

$$\text{Donde:} \quad 1 < a < 4$$

**Casos para hallar el  $R_{op}$ :**

**Caso 1:** Cuando nos da como dato el valor de  $a$  ( $1 < a < 4$ )

Primero que nada hallamos el punto de intersección entre la línea  $q$  y la curva de equilibrio para tener el punto  $(X_e, Y_e)$ .

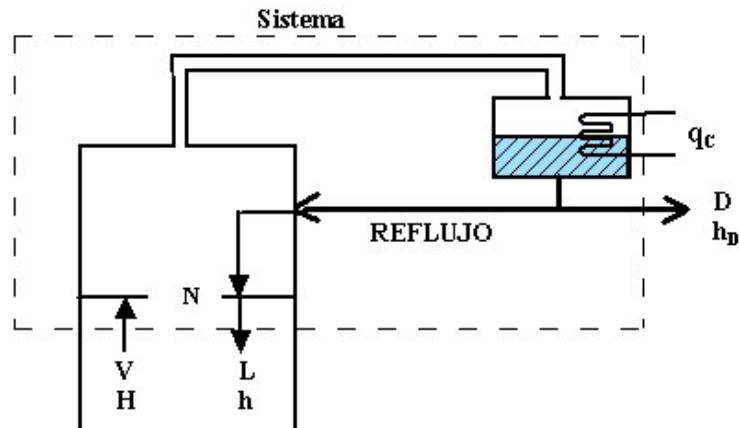
$$R_{op} = a R_{min}$$

En este caso calculamos el valor de  $R_{min}$ .

$$R_{min} = \frac{X_D - Y_e}{Y_e - X_e}$$

Luego calculamos el valor de  **$R_{op}$** :

**Caso 2:** Cuando tenemos como dato la cantidad de agua utilizada en el condensador:



$$\text{BMT:} \quad V = L + D \Rightarrow \frac{V}{D} = \frac{L}{D} + 1$$

$$\text{Reflujo:} \quad R = \frac{L}{D}$$

$$\text{Reemplazando:} \quad \frac{V}{D} = R + 1$$

*Balance de energía en el condensador*

*Entalpía que entra = Entalpía que sale*

*h y h<sub>D</sub> Son iguales por que sus entalpías son iguales.*

$$HV = hL + q_C + h_D D$$

$$HV = hL + D \left( \frac{q_C}{D} + h_D \right)$$

$$Q_C = \frac{q_C}{D} ; \text{ Calor retirado en el condensador por Kmol de destilado.}$$

$$\Delta D = \frac{q_C}{D} + h_D ; \text{ Calor neto o total retirado en el tope por Kmol de destilado}$$

$$HV = hL + D \Delta D$$

$$HV = h_D (L + D) + q_C$$

$$HV = h_D V + q_C$$

$$HV - h_D V = q_C$$

$$V(H - h_D) = q_C$$

$$V \lambda_D = q_C$$

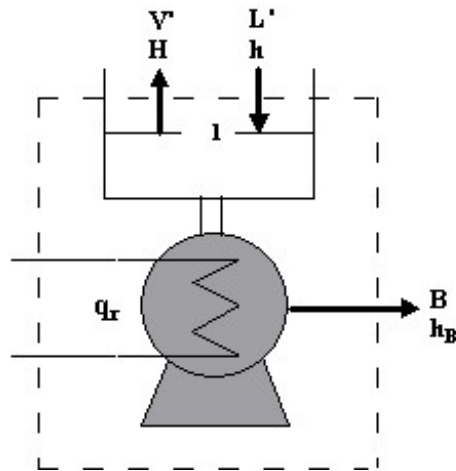
$$(R + 1) D \lambda_D = q_C$$

$$\boxed{R_{op} = \frac{q_C}{D \lambda_D} - 1} \quad \text{Reflujo de operación}$$

Donde :  $q_c = \dot{m}_{H_2O}^0 Cp(T_s - T_e)$

$\dot{m}_{H_2O}^0$  = Cantidad de agua utilizada en el condensador

**Caso 3:** Cantidad de vapor utilizado en el reboiler.



$$BMT : \quad L' = V' + B \quad \Rightarrow \quad V' = L' - B \quad (1)$$

$$B. Entalpia : \quad hL' + q_r = HV' + h_B B \quad (2)$$

$$q_r = HV' + h_B B - hL'$$

$h$  y  $h_B$  son iguales

$$q_r = HV' + h_B (B - L')$$

$$q_r = HV' + h_B (-V') = V' (H - h_B) \quad \text{Pero : } \lambda_B = H - h_B$$

$$q_r = V' \lambda_B = \dot{m}_V^0 \lambda_{V(H_2O)}$$

**Del plato de alimentación:**

$$V' + (1 - q)F = V$$

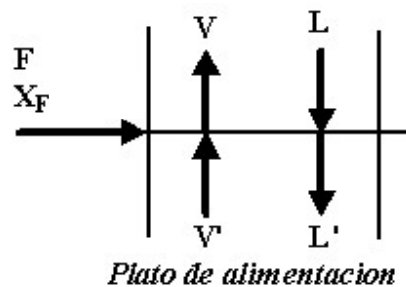
$$V' = V - (1 - q)F$$

$$V' = (R + 1)D - (1 - q)F$$

$$V' \lambda_B = \dot{m}_V^0 \lambda_{V(H_2O)}$$

$$[(R + 1)D - (1 - q)F] \lambda_B = \dot{m}_V^0 \lambda_{V(H_2O)}$$

$$(R + 1)D = \frac{\dot{m}_V^0 \lambda_{V(H_2O)}}{\lambda_B} + (1 - q)F$$



$$R = \left[ \frac{m_V \lambda_{V(H_2O)}^0}{D \lambda_B} + (1-q) \frac{F}{D} \right] - 1$$

$$\boxed{Rop = \left[ \frac{m_V \lambda_{V(H_2O)}^0}{D \lambda_B} + (1-q) \frac{F}{D} \right] - 1} \quad \text{Reflujo de operación.}$$

$$\lambda_{V(H_2O)} = 516 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}} \quad \text{a } 25^\circ \text{C y } 1\text{Atm}$$

**Numero de platos:**

$$\text{Numero de platos reales} = \frac{N^\circ \text{ de platos teóricos}}{\varepsilon} + C$$

$$\varepsilon = \text{Eficiencia} = \frac{N^\circ \text{ de platos teóricos}}{N^\circ \text{ de platos reales}}$$

$$\boxed{N^\circ \text{ de platos teóricos} < N^\circ \text{ de platos reales}}$$

**Calculo del mínimo N° de platos:**

$$N^\circ \min = \frac{\text{Log} \left[ \left( \frac{X_D}{1-X_D} \right) \left( \frac{1-X_B}{X_B} \right) \right]}{\text{Log}(\alpha)}$$

$$N^\circ \min = [N^\circ \text{ Platos}] + [\text{Calderin}]$$

**Problema de aplicación:**

8360 Kg / hr de una mezcla benceno tolueno que contiene 60% en moles de benceno, será fraccionado en un atmósferas de presión se desea recuperar en el destilado en 90% de benceno de forma que el residuo tenga el 85% de moles de tolueno. La alimentación es una mezcla de 25% de líquido y 75% de vapor, el destilado y el residuo se separan en su punto de ebullición. La cantidad de agua utilizada en el condensador es de  $30m^3 / hr$ , el agua ingresa a  $20^\circ C$  y sale a  $60^\circ C$ , el vapor de agua en el reboiler ingresa a una atmósfera de presión manométrica (Presión absoluta= Presión manométrica Presión atmosférica). La volatilidad relativa es  $\alpha = 2,5$ , la entalpía del benceno líquido saturado es  $25,65 \text{ Kcal / Kg}$ , entalpía del vapor saturado es  $202,57 \text{ Kcal / Kg}$ . La entalpía del tolueno líquido saturado es  $32,61 \text{ Kcal / Kg}$ , entalpía del vapor saturado es  $108,7 \text{ Kcal / Kg}$ . Las temperaturas de ebullición del benceno y del tolueno son 80 y 20 respectivamente.

**Determinar:**

- cantidades y composiciones del destilado quite el residuo.
- El número de platos reales si la eficiencia es del 75%.
- La cantidad de vapor o agua cursada en el Calderín y considerando que el calor latente es de  $520 \text{ Kcal / Kg}$  y  $516 \text{ Kcal / Kg}$  a 2 atm. y 1 atm.
- Cuántas veces el mínimo es el re flujo de operaciones.

**Solución:**

**Primer paso:** Realizar balance de masa para establecer los flujos de destilado y residuo y sus composiciones.

$$F = 8360 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{Kmol}}{83,6 \text{ Kg}} = 100 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$F = 8360 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{Kmol}}{83,6 \text{ Kg}} = 100 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$X_F = 0,6 \quad \text{Si } X_F \text{ fuese masico } (x_F)$$

$$X_F = \frac{\frac{x_F}{M_1}}{\frac{x_F}{M_1} + \frac{1-x_F}{M_2}}$$

$$M_{BENC} = 78 \quad ; \quad M_{TOL} = 92 \text{ Kg / Kmol}$$

$$M_M = 0,6 * 78 + 0,4 * 92 = 83,6 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}$$

$$R = 90\% = 0,9$$

$$X_B = 0,15$$

$$BMT: \quad F = B + D \quad (1)$$

$$BMV: \quad X_F F = X_B B + X_D D \quad (2)$$

$$Dato: \quad X_D D = R X_F F \quad (3)$$

$$De (3): \quad X_D D = 0,9 * 0,6 * 100 = 54 \text{Kmol} / \text{hr}$$

$$X_B B = (1 - R) X_F F = 0,1 * 0,6 * 100 = 6 \text{Kmol} / \text{hr}$$

$$B = \frac{6}{X_B} = \frac{6}{0,15} = 40 \text{Kmol} / \text{hr}$$

$$De (1): \quad D = F - B = 100 - 40 = 60 \text{Kmol} / \text{hr}$$

$$X_D = \frac{54}{D} = \frac{54}{60} = 0,9$$

Balance:

$$F = 100 \quad X_F = 0,6$$

$$D = 60 \quad X_D = 0,9$$

$$B = 40 \quad X_B = 0,15$$

**Segundo paso:** Determinar la curva de equilibrio.

$$Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - 1)X} \quad \text{Ecuacion de la curva de equilibrio.}$$

$$Si \quad \alpha = 2,5$$

$$Y = \frac{2,5X}{1 + (2,5 - 1)X} = \frac{5X}{2 + 3X}$$

$$Y = \frac{5X}{2 + 3X} \quad \text{Curva de equilibrio.}$$

**Tercer paso:** Establecer la ecuación de la línea  $q$ .

Con los datos de la alimentación:

Debemos hallar el valor de  $q$ :

Para ello debemos saber la Temperatura de alimentación de la mezcla.

Cuando la temperatura de alimentación es igual a la Temperatura de ebullición, entonces

$$0 < q < 1.$$

$q$  = Fraccion del liquido en la alimentacion

$$q = 0,25 \quad \text{para nuestro caso.}$$

Si la alimentacion es liquido puro o saturado  $\Rightarrow q = 1$

Si la alimentacion vapor saturado  $\Rightarrow q = 0$

Reemplazando en la ecuación de la línea  $q$  tenemos:

$$Y = \frac{qX}{q-1} + \frac{X_F}{1-q}$$

$$Y = \frac{0,25X}{0,25-1} + \frac{X_F}{1-0,25}$$

$$Y = -0,33X + 0,8 \quad \text{Ecuacion de la linea } q$$

**Cuarto paso:** Hallar el valor de  $Rop$ .

Para hallar  $Rmin$  cuando nos dan de dato  $Rop = a \ Rmin$ , intersectamos la linea  $q$  con la curva de equilibrio, para hallar  $(Xe, Ye)$ .

Para nuestro ejemplo nos da la cantidad de agua utilizada en el condensador :

$$\dot{m} = \frac{30m^3}{h} * \frac{\overbrace{998Kg}^{Densidad}}{1m^3} = 2994 \frac{Kg}{hr}$$

$$Cp_{H_2O} = 1 \frac{Kcal}{Kg-^{\circ}C}$$

$$q_C = \dot{m} Cp_{H_2O} (Ts - Te) \quad Te = Temp.de entrada ; \quad Ts = Temp. salida$$

$$q_C = 2994 \frac{Kg}{hr} * 1 \frac{Kcal}{Kg-^{\circ}C} * (60 - 20)^{\circ}C$$

$$q_C = 1197600 \frac{Kcal}{hr}$$

$$Rop = \frac{q_C}{D \lambda_D} - 1$$

$\lambda_D$  = Calor latente de la mezcla del destilado

$$\lambda_{BENCENO} = H_B - h_B = 102,57 \frac{Kcal}{Kg} - 25,65 \frac{Kcal}{Kg} = 76,92 \frac{Kcal}{Kg}$$

$$\lambda_{BENCENO} = 76,92 \frac{Kcal}{Kg} * \frac{78 Kg}{1 Kmole} = 6000 \frac{Kcal}{Kmole}$$

$$\lambda_{TOLUENO} = H_B - h_B = 108,7 - 32,61 = 76,09 \frac{Kcal}{Kg}$$

$$\lambda_{TOLUENO} = 76,09 \frac{Kcal}{Kg} * \frac{92 Kg}{1 Kmole} = 7000 \frac{Kcal}{Kmole}$$

$$\lambda_D = X_D \lambda_{Benceno} + (1 - X_D) \lambda_{Tolueno}$$

$$\lambda_D = 0,9 * 6000 + 0,1 * 7000 = 6100 \frac{Kcal}{Kmole}$$

$$\lambda_D = 6100 \frac{Kcal}{Kmole}$$

$$Rop = \frac{1197600}{60 * (6100)} - 1 = 2,272$$

$$R_{op} = 2,272$$

**Quinto paso:** Establecer las curvas de operación en la zona de enriquecimiento y empobrecimiento:

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{R+1} \quad \text{Ec. de la curva de enriquecimiento.}$$

$$Y = \frac{2,272}{2,272+1} X + \frac{0,9}{2,272+1}$$

$$Y = 0,694X + 0,275 \quad \text{Curva de enriquecimiento.} \quad (1)$$

$$Y = -0,33X + 0,8 \quad \text{Ecuacion de la linea } q \quad (2)$$

Intersectamos estas dos ecuaciones para obtener el punto  $(X,Y)$ :

$$-0,33X + 0,8 = 0,694X + 0,275$$

$$1,027X = 0,8 - 0,275$$

$$X = 0,511$$

$$Y = 0,694(0,511) + 0,275$$

$$Y = 0,630$$

Con estos dos puntos:

$$(X,Y) = (0,511, 0,630)$$

$$(X_B, X_B) = (0,15, 0,15)$$

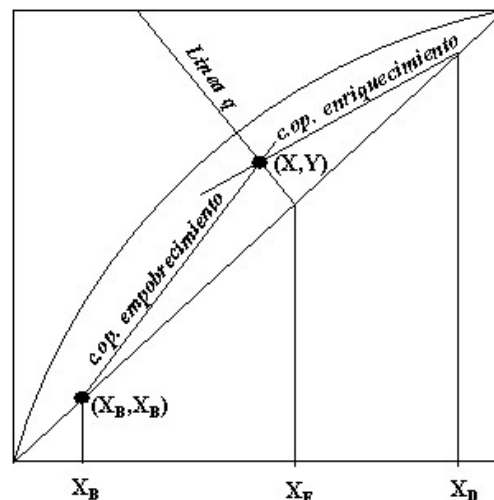
Hallamos la ecuacion de una recta.

$$Y - Y_1 = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} (X - X_1)$$

$$Y - 0,15 = \frac{(0,630 - 0,159)}{(0,511 - 0,15)} (X - 0,15)$$

$$Y = 1,33(X - 0,15) + 0,15$$

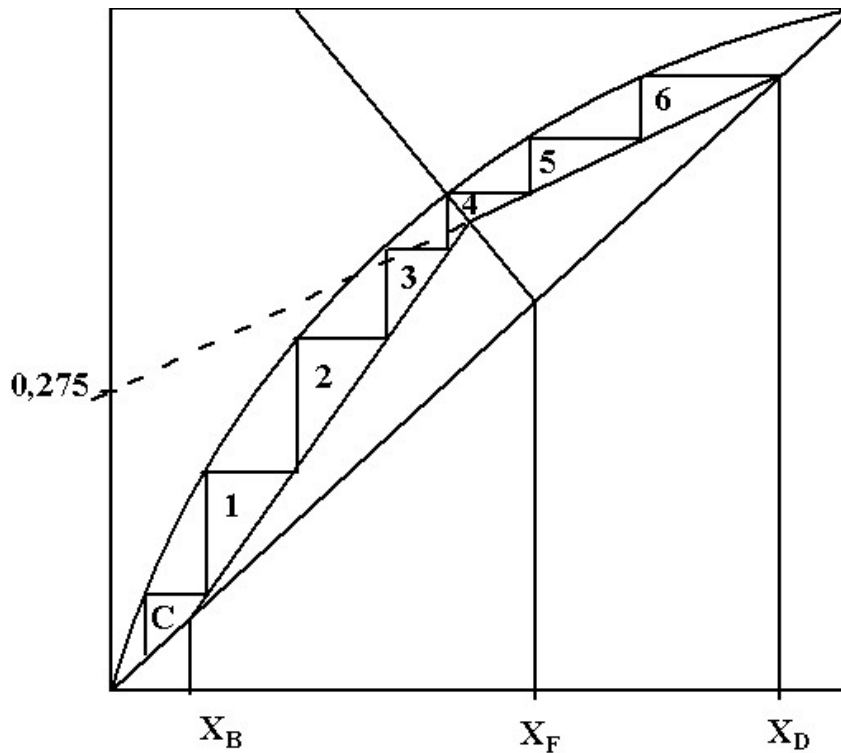
$$Y = 1,33X - 0,05 \quad \text{Curva de op. en la zona de empobrecimiento.}$$



**b)** Ahora calculamos el número de platos de la columna:

**Forma grafica:**



**Forma analítica:**

Para ello se trabaja con estas tres ecuaciones:

$$Y = \frac{5X}{2+3X} \quad \text{Curva de equilibrio} \quad (1)$$

$$Y = 0,694X + 0,275 \quad \text{Curva de op. en la zona de enriquecimiento.} \quad (2)$$

$$Y = 1,33X - 0,05 \quad \text{Curva de op. en la zona de empobrecimiento.} \quad (3)$$

Utilizar las ecuaciones 1 y 2 para:  $X_F < X < X_D \Rightarrow 0,6 < X < 0,9$

Utilizar las ecuaciones 1 y 3 para:  $X_B < X < X_F \Rightarrow 0,15 < X < 0,6$

$$Y = \frac{5X}{2+3X} \Rightarrow X = \frac{2Y}{5-3Y}$$

Plato N:

$$\left. \begin{aligned} Y &= X_D = 0,9 \\ X &= \frac{2Y}{5-3Y} = \frac{2*0,9}{5-3*0,9} = 0,783 \end{aligned} \right\} 6$$

Plato N-1:

$$\left. \begin{aligned} Y &= 0,694(0,783) + 0,275 = 0,818 \\ X &= \frac{2*0,818}{5-3*0,818} = 0,643 \end{aligned} \right\} 5$$

Plato  $N - 2$ :

$$\left. \begin{aligned} Y &= 0,694(0,643) + 0,275 = 0,721 \\ X &= \frac{2 * 0,721}{5 - 3 * 0,721} = 0,508 \end{aligned} \right\} 4$$

Como  $X$  es menor a  $X_F = 0,511$  entonces utilizamos las ecuaciones (1) y (3)

Plato  $N - 3$ :

$$\left. \begin{aligned} Y &= 1,33X - 0,05 = 1,33(0,508) - 0,05 = 0,626 \\ X &= \frac{2 * 0,626}{5 - 3 * 0,626} = 0,401 \end{aligned} \right\} 3$$

Plato  $N - 4$ :

$$\left. \begin{aligned} Y &= 0,484 \\ X &= 0,272 \end{aligned} \right\} 2$$

Plato  $N - 5$ :

$$\left. \begin{aligned} Y &= 0,312 \\ X &= 0,153 \end{aligned} \right\} 1$$

Plato  $N - 6$ :

$$\left. \begin{aligned} Y &= 0,154 \\ X &= 0,068 \end{aligned} \right\} C$$

Como  $X$  es menor a  $X_B = 0,15$

$\therefore$  Por lo tanto este ultimo es el calderin y se acaban los calculos:

**Sexto paso:** Calculamos las variables de operación:

**En el reboiler se cumple que:**

$$V' \lambda_B = q_r \quad (1)$$

$$V = L + D \quad (2)$$

$$\frac{V}{D} = \frac{L}{D} + 1$$

$$R = \frac{L}{D} \quad (3)$$

$$\frac{V}{D} = R + 1 \quad (4)$$

$$V = (R + 1)D = (2,272 + 1) * (60) = 196,32 \frac{Kmol}{hr}$$

*En el plato de alimentación se cumple:*

$$V' + (1 - q)F = V$$

$$V' = V - (1 - q)F$$

$$V' = 196,32 - [(1 - 0,25) * (100)] = 121,32 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$\lambda_B$  = Calor latente del residuo (mezcla).

$$\lambda_B = X_B \lambda_{BENC} + (1 - X_B) \lambda_{TOL}$$

$$\lambda_B = 0,15 * 6000 + 0,85 * 7000 = 6850 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$q_r = V' \lambda_B = 121,32 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} * 6850 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$q_r = 831042 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$q_r = \overset{o}{m}_{V(H_2O)} \lambda_{VAPOR(H_2O)}$$

$$\overset{o}{m}_{V(H_2O)} = \frac{q_r}{\lambda_{VAPOR(H_2O)}}$$

De tablas :

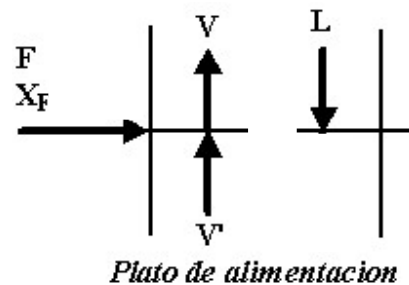
Ingresamos a la tabla con la presión absoluta no con la manométrica :

$$P_{abs} = P_{manometrica} + P_{atmosferica} \quad \text{Donde : } P_{atm} = 1 \text{Atm.}$$

$$\lambda_{VAPOR(H_2O)} = 516 \quad a \quad P_{abs} = 2 \text{Atm.}$$

$$\overset{o}{m}_{V(H_2O)} = \frac{831042}{516} = 1610,47 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$\overset{o}{m}_{V(H_2O)} = 1610,47 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$



c) Calculamos cuantas veces es el reflujo del reflujo mínimo:

$$R_{op} = 2,272$$

$$R_{min} = \frac{X_D - Y_e}{Y_e - X_e}$$

El punto  $(X_e, Y_e)$  se obtiene intersectandola curva de equilibrio con la linea q.

$$Y = \frac{5X}{2 + 3X} = 1,33X - 0,05$$

$$5X = (1,33X - 0,05)(2 + 3X)$$

$$5X = -0,66X - X^2 + 1, +2,4X$$

$$X^2 + 3,267X - 1,6 = 0$$

$$\text{Para : } X_e = 0,433 \Rightarrow Y_e = -0,33(0,433) + 0,8 = 0,656$$

$$X_e = -???? \Rightarrow \text{No puede haber una composicion negativa.}$$

*Nota : Se elige el que es positivo.*

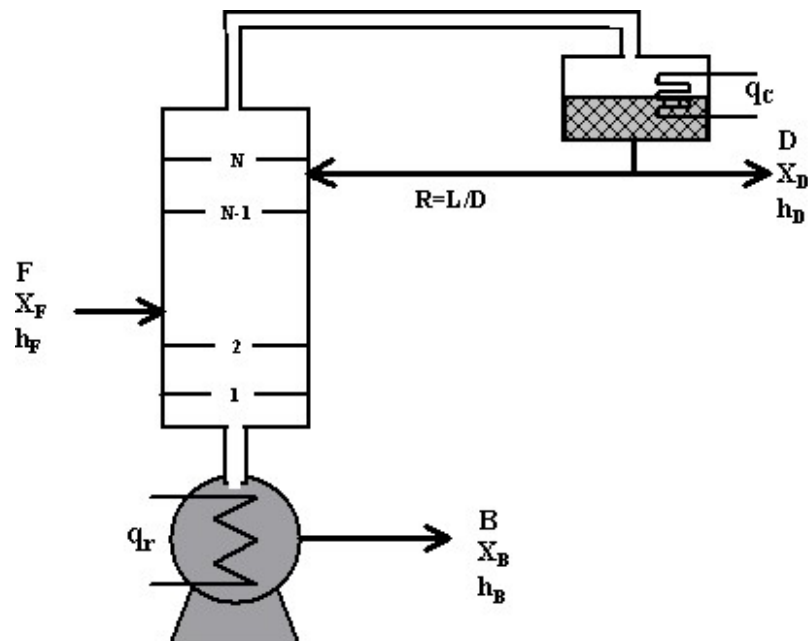
$$X_e = 0,433$$

$$Y_e = 0,656$$

$$R_{min} = \frac{X_D - Y_e}{Y_e - X_e} = \frac{0,9 - 0,656}{0,656 - 0,433} = 1,094$$

$$a = \frac{R_{op}}{R_{min}} = \frac{2,272}{1,094} = 2,076$$

$a = 2,076$	$\text{Se cumple que } 1 < a < 4$
-------------	-----------------------------------

**B) Método Ponchon Savaritt.**

$$F = D + B$$

(1) Balance de masa total

$$X_F F = X_D D + X_B B$$

(2) Balance para el mas volatil.

$$h_F F + q_r = h_D D + q_c + h_B B$$

(3) Balance de hentalpia

$$h_F F = h_D D + q_c + h_B B - q_r$$

$$h_F F = D \left( h_D + \frac{q_c}{D} \right) + B \left( h_B - \frac{q_r}{B} \right)$$

$$h_F F = D \left( h_D + \frac{q_c}{D} \right) + B \left( h_B - \frac{q_r}{B} \right)$$

$$h_F F = D(h_D + Q_c) + B(h_B - Q_r)$$

$$Q_c = \frac{q_c}{D} \quad \text{Calor neto extraido por tope en el condensador por mol de destilado.}$$

$$Q_B = \frac{q_r}{B} \quad \text{Calor suministrado en el reboiler por mol de residuo.}$$

$$\boxed{h_F F = D \Delta D + B \Delta B} \quad \text{Ecuación equivalente a la línea q (Línea de alimentación).}$$

$$\Delta D = h_D + Q_D = \left( h_D + \frac{q_c}{D} \right) \quad \text{Calor neto total extraido por tope por mol de destilado.}$$

$$\Delta B = h_B - Q_B = \left( h_B - \frac{q_r}{B} \right) \quad \text{Calor neto suministrado por el fondo por mol de residuo.}$$

Estos dos puntos son los extremos del segmento que se quiere graficar en este método.

$$h_F = \bar{M}_F C_{p_F} (T_F - T_O) \quad \text{Si es liquido frio.}$$

$$h_F = \bar{M}_F C_{p_F} (T_F - T_O) + (1 - q) \bar{M}_F \lambda_F \quad \text{Si es una mezcla de liquido y vapor}$$

$$\boxed{H_F = h_F + \bar{M}_F \lambda_F}$$

$D \rightarrow$  Agua en el condensador

$B \rightarrow$  Agua en el reboiler

$$\Delta D \begin{cases} * \text{Calor en el condensador} \\ * \Delta D \end{cases}$$

$$\Delta B \begin{cases} * \text{Reflujo de op. tantas veces el minimo.} \\ * \Delta B \end{cases}.$$

Para resolver por este metodo se requiere conocer 2 puntos :

a) El punto  $F \cap D$

- Cuando  $\Delta D$  se calcula mediante la cantidad de agua utilizada en el condensador.
- Cuando  $\Delta D$  se calcula mediante el reflujo de operaciones como a veces, el  $R_{min}$  ( $R_{op} = a R_{min}$ ).

b) El punto  $F \cap B$

- Cuando  $\Delta B$  se calcula mediante la cantidad de vapor de agua utilizada en el reboiler o calderín.

**Casos:**

#### A) Datos en el condensador

$$\Delta D = h_D + \frac{q_C}{D}$$

$h_D =$  Entalpia de una mezcla liquida. (Destilado)

$$h_D = M_D C_{p_D} (T_D - T_O) \quad , \quad T_D = \text{Temp. de salida del destilado}$$

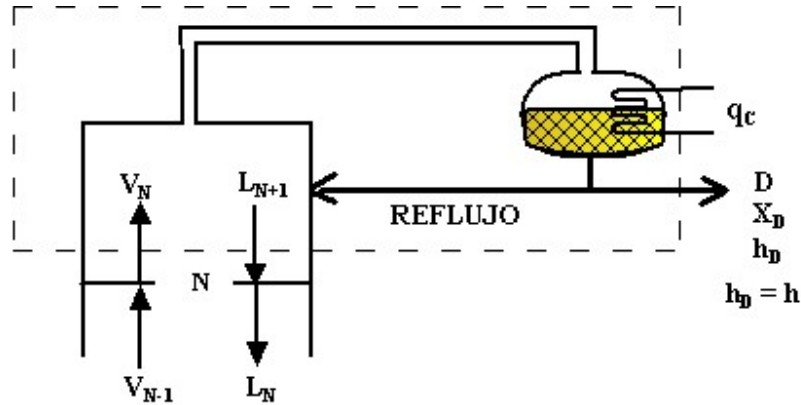
$$M_D = X_D M_1 + (1 - X_D) M_2$$

$$q_C = \overset{o}{m} C_{p_{H_2O}} (T_S - T_e)$$

$$\Delta D = M_D C_{p_D} (T_D - T_O) + \frac{\overset{o}{m} C_{p_{H_2O}} (T_S - T_e)}{D}$$

**B) Saber la relación del reflujo de operación.  $R_{op} = a R_{min}$**

**Zona de enriquecimiento.**



$h_D = h$  Por que salen del mismo tubo.

$$V_N = L_{N+1} + D \quad \text{Balance de masa}$$

$$\frac{V_N}{D} = \frac{L_{N+1}}{D} + 1 \quad (1)$$

$$H_N V_N = h_D L_{N+1} + h_D D + q_c \quad \text{Balance de energia.}\zeta$$

$$H_N V_N = h_D L_{N+1} + D \left( h_D + \frac{q_c}{D} \right)$$

$$H_N V_N = h_D L_{N+1} + D \Delta D$$

$$H_N \frac{V_N}{D} = h_D \frac{L_{N+1}}{D} + \Delta D \quad (2) \quad \text{Donde } R = \frac{L_{N+1}}{D} \quad (3)$$

Reemplazando (3) en (1):

$$\frac{V_N}{D} = R + 1 \quad (4)$$

Reemplazando (4) y (3) en (2):

$$H_N (R + 1) = h_D R + \Delta D$$

$$\Delta D = H_N R + H_N - h_D R$$

$$R = \frac{\Delta D - H_N}{H_N - h_D} \quad \text{Reflujo de operaciones.}$$

$$R_{min} = \frac{\Delta D_{min} - H_N}{H_N - h_D} \quad \text{Reflujo de operaciones minimo.}$$

$$R_{op} = a R_{min}$$

$$\Delta D = R_{op}(H_N - h_D) + H_N$$

$$H_N V_N = h_D L_{N+1} + D \Delta D \quad \text{Curva de operaciones en la zona de enriquecimiento}$$

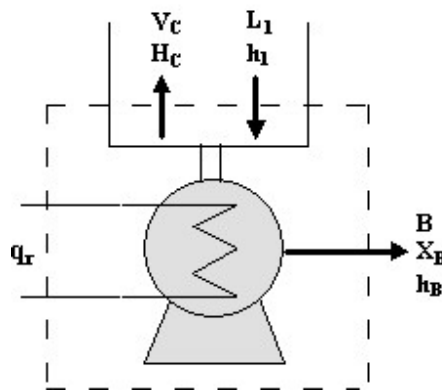
Como calcular  $\Delta D$  si se conoce  $\dot{m}_v$  y  $\lambda_v$ .

$$\Delta B = h_B - \frac{q_r}{B}$$

$$q_r = \dot{m}_v \lambda_v$$

$$\Delta B = h_B - \frac{\dot{m}_v \lambda_v}{B} \quad ; \quad \Delta D \text{ se calcula por interpolacion}$$

**Zona de agotamiento o empobrecimiento:**



$$L_1 = V_C + B \quad \text{Balance de masa}$$

$$V_C = B - L_1 \quad (1)$$

$$h_1 L_1 + q_r = H_C V_C + h_B B \quad \text{Balance de energia.}$$

$$H_C V_C = h_1 L_1 + q_r - h_B B$$

$$H_C V_C = h_1 L_1 + B \left( \frac{q_r}{B} - h_B \right)$$

$$H_C V_C = h_1 L_1 - B \Delta B \quad \text{Curva de operaciones en la zona de empobrecimiento.}$$

**Reflujo de operaciones.**

$$R = \frac{\Delta D - H_N}{H_N - h_D} \quad \text{Reflujo de operaciones.}$$

$$a) \text{ Si } \Delta D \rightarrow \infty \Rightarrow R \rightarrow \infty$$



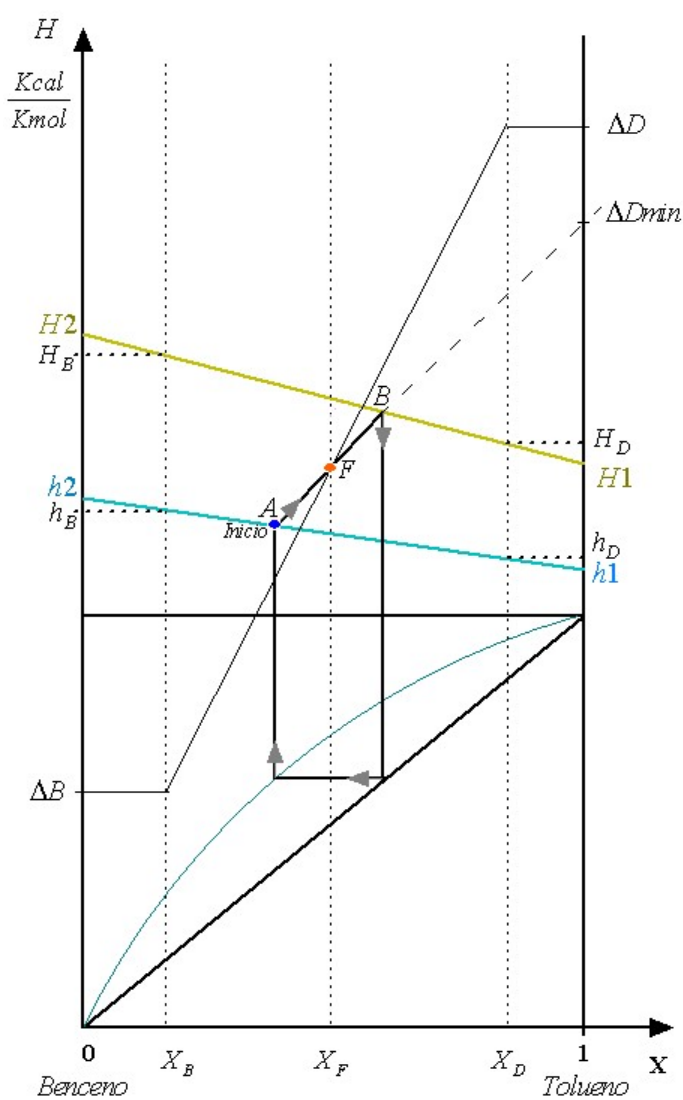
El N° de platos es minimo : Costos  $\begin{cases} C_F = C_{min} \\ C_V \rightarrow \infty \end{cases}$

b) Si  $\Delta D = \Delta D_{min} \Rightarrow R = R_{min}$ .

El N° de platos es minimo : Costos  $\begin{cases} C_F \rightarrow \infty \\ C_V = C_{min} \end{cases}$

$$R_{op} = a R_{min} \quad \text{Donde } 1,5 \leq a \leq 4$$

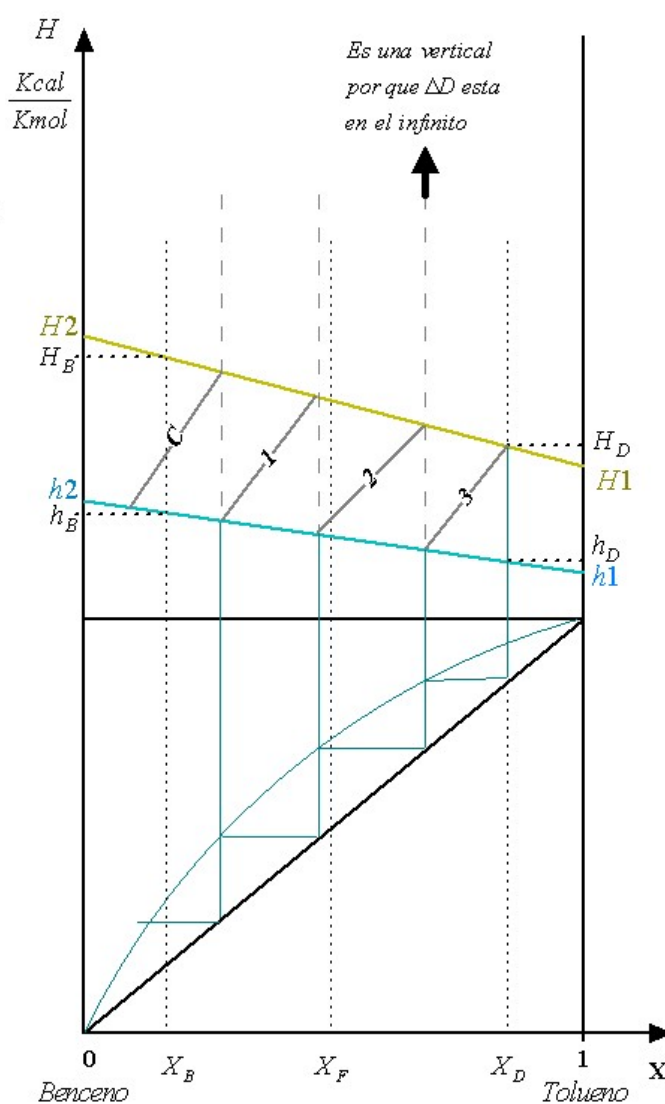
**Reflujo mínimo de operaciones:**



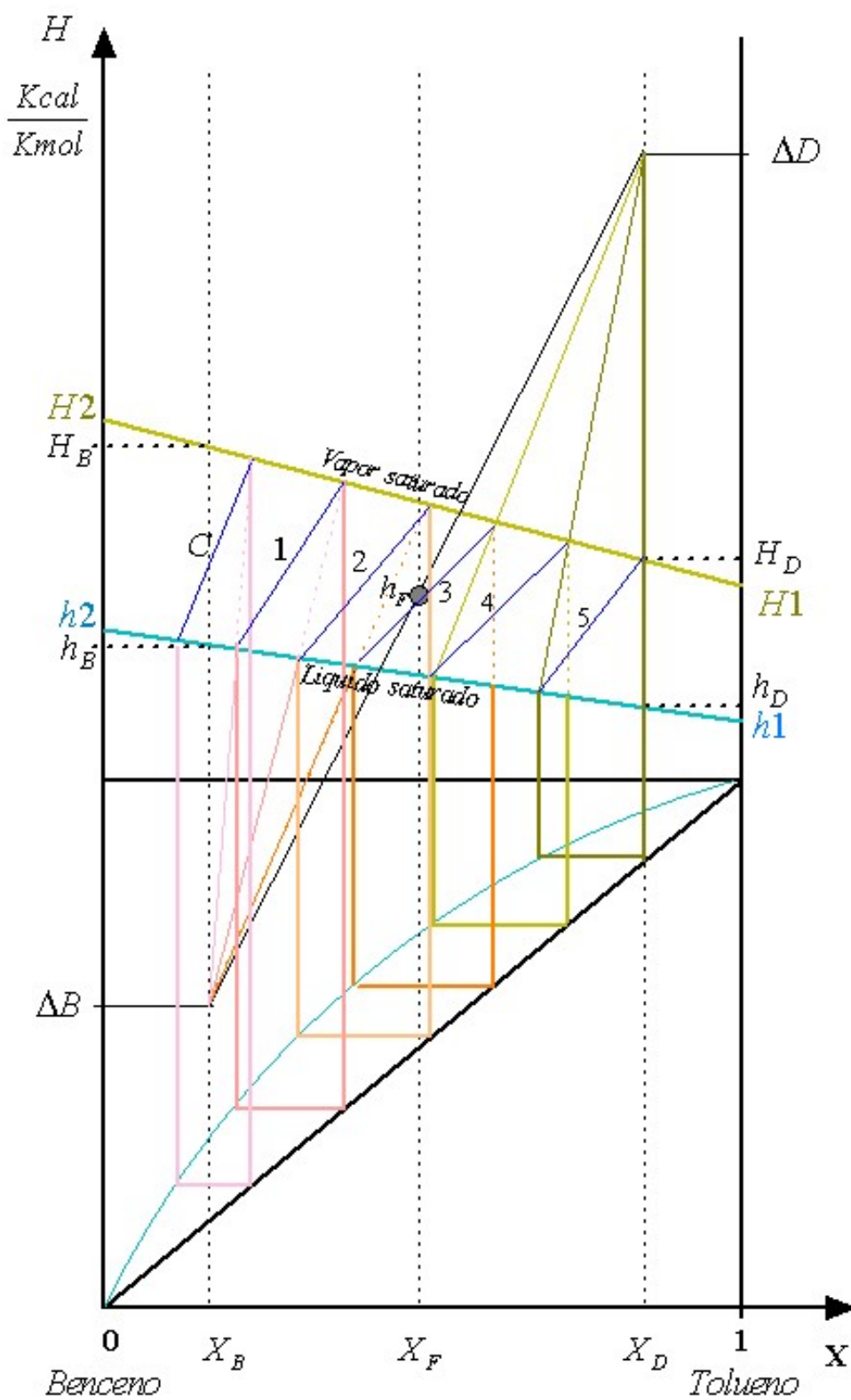
$R_{min}$  se da cuando el numero de platos es infinito

Nota: El segmento  $\overline{AB}$  siempre debe de pasar por el punto  $F = h_F$

**Número mínimo de platos:**



**Determinación gráficamente del número de platos:**



**Problema de aplicación:**

8430 Kg / hr de una mezcla benceno tolueno que contiene 55% en moles de benceno, será fraccionado en un atmósferas de presión se desea recuperar en el destilado en 95% de benceno de forma que el residuo tenga el 6,5% de moles de benceno. La alimentación es una mezcla de 30% de líquido y 70% de vapor, se **el destilado y el residuo separan en su punto de ebullición**. La cantidad de vapor de agua utilizada en el calderín es de 2000Kg / hr , el vapor de agua en el reboiler ingresa a 5 atm de presión ósea la manométrica (Presión absoluta= Presión manométrica Presión atmosférica).

La volatilidad relativa es  $\alpha = 2,0$ .

Datos:

$$\text{Benceno : } C_{p_B} = 0,45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \quad \lambda_B = 80 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \quad T_{eb_B} = 80^\circ \text{C}$$

$$\text{Tolueno : } C_{p_B} = 0,50 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \quad \lambda_B = 90 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \quad T_{eb_B} = 90^\circ \text{C}$$

**Determinar:**

- Loss flujos y composiciones de la entrada y salida.
- Cuántas veces el mínimo es el reflujo usado.
- Numero de platos..

**Solución:**

A) Realizar balance de masa para establecer los flujos de destilado y residuo y sus composiciones.

$$F = 8430 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \Rightarrow \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$X_F = 0,55 \quad \text{Si } X_F \text{ fuese masico } (x_F)$$

$$M_{BENC} = 78 \quad ; \quad M_{TOL} = 92 \text{Kg} / \text{Kmol}$$

$$M_M = 0,55 * 78 + 0,45 * 92 = 84,3 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}$$

$$F = 8430 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{Kmol}}{84,3 \text{Kg}} = 100 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}$$

$$R = 95\% = 0,95$$

$$X_B = 0,065$$

$$\text{BMT : } F = B + D \quad (1)$$

$$\text{BMV : } X_F F = X_B B + X_D D \quad (2)$$

$$\text{Dato : } X_D D = R X_F F \quad (3)$$

De (3):

$$X_D D = R X_F F = 0,95 * 0,55 * 100 = 52,25 \text{ Kmol / hr}$$

$$X_B B = (1 - R) X_F F = 0,05 * 0,55 * 100 = 2,75 \text{ Kmol / hr}$$

$$B = \frac{X_B B}{X_B} = \frac{2,75}{0,065} = 42,308 \text{ Kmol / hr}$$

De (1):

$$D = F - B = 100 - 42,308 = 57,692 \text{ Kmol / hr}$$

$$X_D = \frac{X_D D}{D} = \frac{R(X_F F)}{D} = \frac{0,95(0,55)(100)}{57,692} = 0,906$$

Balance:

$$F = 100 \quad X_F = 0,55$$

$$D = 57,692 \quad X_D = 0,906$$

$$B = 42,308 \quad X_B = 0,065$$

B) Calculamos las entalpias  $h$  y  $H$

$$\bar{C}p_B = \bar{M}_B C p_B$$

$$\bar{C}p_B = 0,45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} - ^\circ \text{C}} * \frac{78 \text{ Kg}}{\text{Kmol}} = 35,1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol} - ^\circ \text{C}}$$

$$\bar{C}p_T = 0,50 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} - ^\circ \text{C}} * \frac{92 \text{ Kg}}{\text{Kmol}} = 46 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol} - ^\circ \text{C}}$$

$$\bar{\lambda}_B = \lambda_B \bar{M}_B$$

$$\bar{\lambda}_B = 80 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} * \frac{78 \text{ Kg}}{\text{Kmol}} = 6240 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$\bar{\lambda}_T = 90 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} * \frac{92 \text{ Kg}}{\text{Kmol}} = 8280 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

Para la alimentacion:

$$\bar{C}p_F = X_F \bar{C}p_B + (1 - X_F) \bar{C}p_T = 0,55 * 35,1 + 0,45 * 46$$

$$\bar{C}p_F = 40005 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol} - ^\circ \text{C}}$$

Benceno:

$$h_1 = m_B C p_B (T_e - T_o) = \bar{C}p_B (T_{eb_B} - T_o) = 35,1(80 - 0) = 2808 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$H_1 = h_1 + \lambda_B \bar{M}_B = h_1 + \bar{\lambda}_1 = 2808 + 6240 = 9048 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

Tolueno :

$$h_2 = m_T C_{p_T} (T_{eb_T} - T_o) = \bar{C}_{p_T} (T_{eb_T} - T_o) = 46(90 - 0) = 4140 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$H_2 = h_2 + \lambda_T \bar{M}_T = h_2 + \bar{\lambda}_2 = 4140 + 8280 = 12420 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

Para hallar el punto F

$$h_F = M_F C_{p_F} (T_F - T_o) = \bar{C}_{p_F} (T_F - T_o) \quad ; \quad (\text{Liquido frio})$$

$T_F = \text{Temp.de alimentacion.}$

Para el punto F en este caso nos dice que esta vaporizada a 30%.

Esto significa que F se encuentra entre el liquido y vapor.

$$h_F = (h_F') + (\% \text{ Vapor en la alimentacion}) * (H_F' - h_F')$$

$$Y = \left( \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} \right) X + Y_2 \quad ; \quad Y = mX \quad \text{Ecuacion de la recta a partir de 2 puntos.}$$

$$h_B = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} X_B + 4140 = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} (0,065) + 4140 = 4053,42 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$h_D = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} X_D + 4140 = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} (0,906) + 4140 = 2933,208 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$h_F' = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} X_F + 4140 = \frac{(2808 - 4140)}{(1 - 0)} (0,55) + 4140 = 3407,4 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$H_D = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} X_D + 12420 = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} (0,906) + 12420 = 9364,968 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$H_B = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} X_B + 12420 = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} (0,065) + 12420 = 12200,82 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$H_F' = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} X_F + 12420 = \frac{(9048 - 12420)}{(1 - 0)} (0,55) + 12420 = 10565,4 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

Punto F :

$$h_F = (h_F') + (\% \text{ Vapor en la alimentacion}) * (H_F' - h_F')$$

$$h_F = 3407,4 + 0,30(10565,4 - 3407,4) = 5554,8 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

C) Calcula mos los puntos B y D.

- Si me dan el calor en el calderin o el reflujo, entonces puedo calcular B.
- Si me dan el calor en el condensador, entonces puedo calcular D.

Cualquiera me sirve para trazar la recta que pasa por los puntos B-F-D.

Hallamos :

$$F(X_F, h_F)$$

$D(X_D, \Delta D)$   $\Delta D \rightarrow$  Cuando nos da reflujo, o cantidad de H<sub>2</sub>O en el condensador.

$B(X_B, \Delta B)$   $\Delta B \rightarrow$  Cuando nos da calor en el reboiler, o cant. de H<sub>2</sub>O usada en el calderin

Para el calderin :

$$\Delta B = h_B - \frac{q_r}{B}$$

$$q_r = \dot{m}_v \lambda_v = \dot{m}_v \Delta H_v = \dot{m}_v (H_v - h_L)$$

$\lambda_v$  lo hallamos de tablas con :

$$P_{abs} = P_{man} + P_{atm.} = 5 + 1 = 6 \text{ Atm.}$$

Se sabe que :

$$1 \text{ Atm} = 101,31 \text{ Pascal.}$$

$$1 \text{ Kcal} = 1,48 \text{ KJ}$$

Propiedades del Agua a 5 Atm.

$$H_v = 2758,1 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_L = 675,55 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$\lambda_v = H_v - h_L = 2758,1 - 675,55 = 2082,55 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$\lambda_v = 2082,55 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} * \frac{1 \text{ Kcal}}{1,48 \text{ KJ}} = 794,41 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$q_r = \dot{m}_v \Delta H_v = 2000 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} * 794,41 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} = 996435,41 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$\Delta B = h_B - \frac{q_r}{B} = 4053,42 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}} - \frac{996435,41 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}}{42,308 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}}}$$

$$\boxed{\Delta B = -19498,52 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}}$$

Por regresion lineal hallamos:

$$D = ?$$

$$\Delta D = ?$$

$$\text{Teniendo los puntos } \begin{cases} F(X_F, h_F) \\ B(X_B, h_B) \end{cases}$$

$$\Delta D = 23944,45 \frac{\text{Kcal}}{h}$$

$$\Delta D = h_D + \frac{q_c}{D} \quad \Rightarrow \quad q_c = (\Delta D - h_D)D$$

$q_c$  = Calor que se extrae para que se condensa el agua del condensador.

$$q_c = (23944,43 - 2933,208)(57,692) = 1212180,575 \frac{\text{Kcal}}{hr}$$

$$q_c = m C_p (T_s - T_e) \quad \Rightarrow \quad \overset{o}{m} = \frac{q_c}{C_p (T_s - T_e)}$$

$$\overset{o}{m} = \frac{1212180,575 \frac{\text{Kcal}}{hr}}{1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (50 - 20)^\circ\text{C}} = 40406,02 \frac{\text{Kg}}{hr}$$

$$\boxed{\overset{o}{m} = 40406,02 \frac{\text{Kg}}{hr} * \frac{1m^3}{1000\text{Kg}} = 40,406 \frac{m^3}{hr}}$$

**Calculamos Rop.**

$$Rop = \frac{\Delta D - H_N}{H_N - h_N} \quad ; \quad h_N = h_D \quad y \quad H_N = H_D$$

$$Rop = \frac{23944,45 - 9364,968}{9364,968 - 2933,208} = 2,267 \frac{\text{Kmol}}{hr}$$

$$\boxed{Rop = 2,267 \frac{\text{Kmol}}{hr}}$$

$h_N = h_D$  solo cuando el destilado sale en su punto de ebullicion.

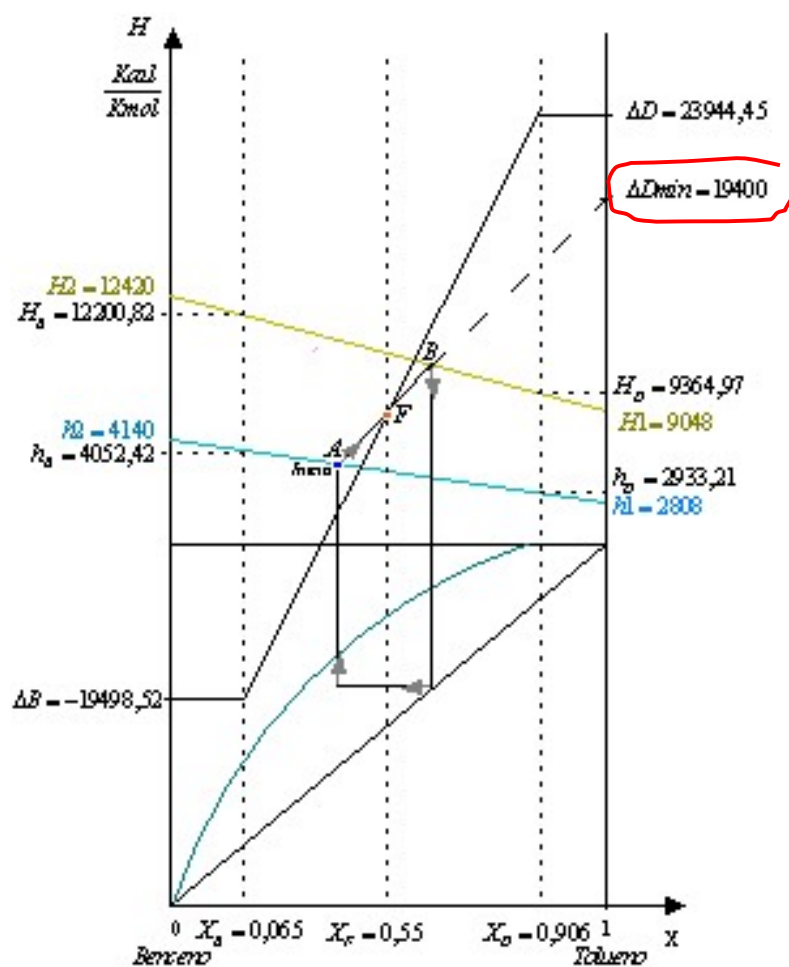
Si el Destilado del condensador sale menor a su temperatura de ebullicion.

Entonces :  $h_D = \bar{C}p_D (T_s - T_o) \quad T_o = 0$

Calculamos el Rmin : Para ello se consideramos un numero infinito numero de platos:

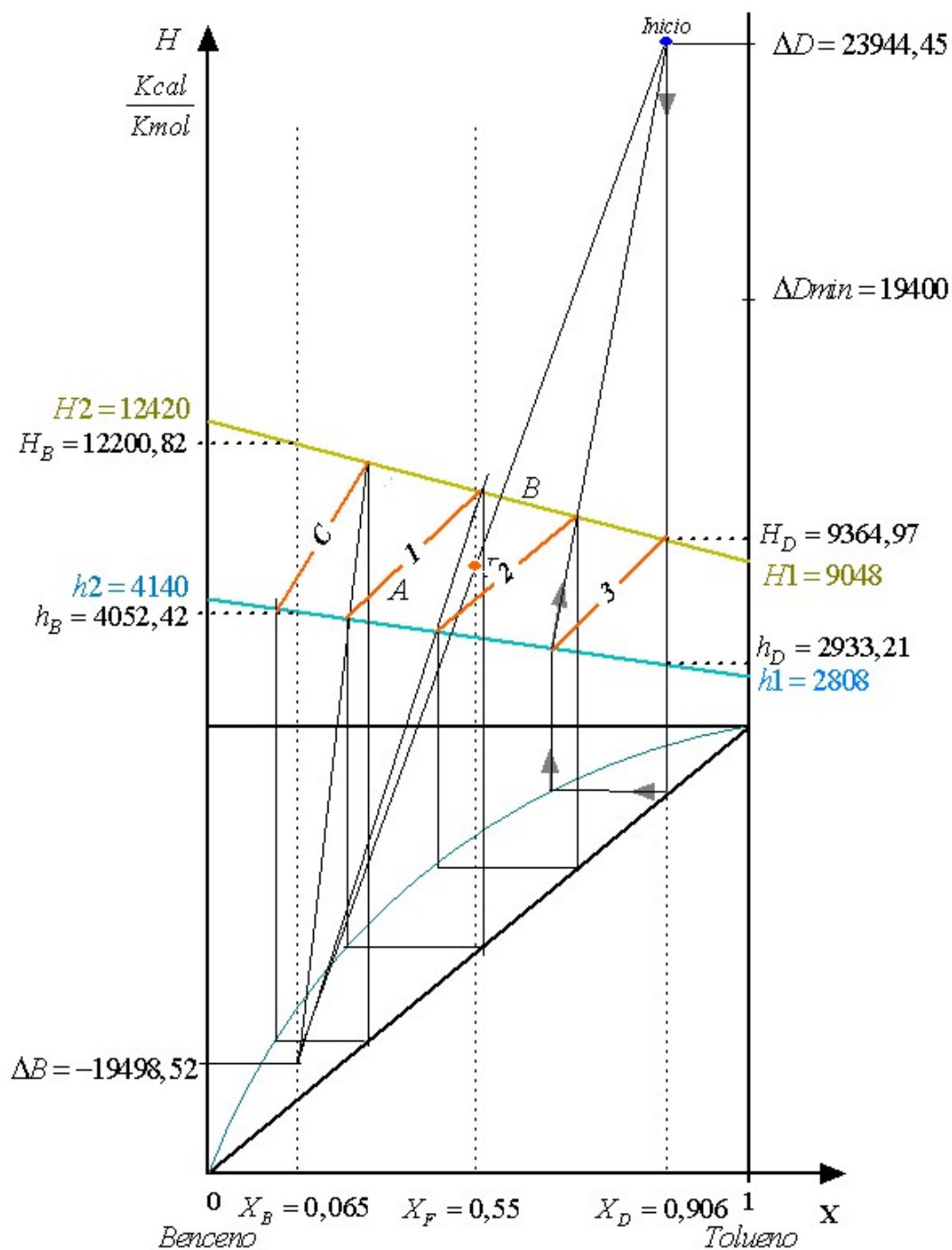
Hallamos  $\Delta D_{min}$  del grafico como se muestra en la siguiente fig.

$$Rmin = \frac{\Delta D_{min} - H_N}{H_N - h_N}$$





*Hallamos el número de platos gráficamente:*



En la siguiente grafica se nos muestra que la columna tendrá 3 platos.

$$N^{\circ}_{PT} = C + 3$$

$$N^{\circ}_{P.REALES} = C + \frac{3}{\varepsilon} \quad ; \quad \varepsilon < 1$$