

FORMULARIO

CAPITULO 1

DIFUSIVIDAD

a) Parámetros de concentración.

δ_i = 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 = Fraccion masica en peso del componente i :

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

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

X_i = Fraccion 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} = Peso molecular.

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

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

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

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

b) Parámetros de velocidad.

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.

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

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

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

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

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

RELACION ENTRE G_i y G_{Mi}

$$G_i = v_i \delta_i = \frac{\delta_i}{M_i} \quad G = v \delta \quad \text{Densidad de flujo masico total}$$

$$G_{Mi} = \frac{v_i \delta_i}{M_i} \quad G_M = v \delta \quad \text{Densidad de flujo molar total}$$

$$G_i = \frac{G_{Mi}}{M_i}$$

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

1.) Existe transferencia de masa cuando existe diferencia de concentración.

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

Donde : J_i^* = Densidad de flujo molar.

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

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

Definición de J_i^* : La densidad de flujo molar es proporcional al gradiente de la concentración, y ese factor de la proporcionalidad a la concentración es la difusividad que será en objeto de nuestro estudio en los siguientes capítulos.

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

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

D_{Mi} = Difusividad molar con respecto al eje \hat{i} se llama también parámetro de transporte de masa.

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

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 se puede decir que es un parámetro de transporte de masa al igual que la transferencia de calor y de momento.

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

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

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

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

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

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

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

La Difusividad = f (T, P,)

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

a) Mediante la ley de los estados correspondientes:

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

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

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

$$P [=] \text{Atm.}$$

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

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

En esta ecuación los parámetros tienen las siguientes unidades:

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

1) Gases no polares

2) Gases no polares con el agua.

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

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

$$b = 2,334$$

$$b = 1,823$$

En el caso de que solo tuviéramos

P1 y quisiéramos calcular la Difusividad para una condición (2) que es T2 y P2.

datos de la Difusividad a una T1 y

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

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

Dividiendo (1)/(2) tenemos :

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

b) Mediante la teoría Cinética.

Aplicando la ley de Fick :

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Unidades :

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

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

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

$$P [=] \text{Atm.}$$

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

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

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

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

$$\epsilon_{AB} = \sqrt{\epsilon_A * \epsilon_B} \quad \text{Energia max ima de atraccion molecular}$$

En el caso de que solo tuviéramos datos de la Difusividad a una T1 y P1 y quisiéramos calcular la Difusividad para una condición (2) que es T2 y P2.

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

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

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: $\frac{KT}{\epsilon_{AB}}$, Pero ϵ_{AB} No hay en tablas B-2 y B-1.

$$\text{Entonces: } \frac{\epsilon_A}{K} \text{ y } \frac{\epsilon_B}{K} \Rightarrow \text{Hay en tablas } \frac{\epsilon_{AB}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_A}{K} * \frac{\epsilon_B}{K}}$$

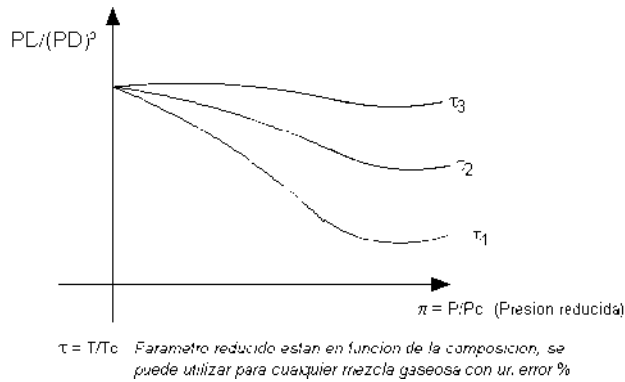
$$\frac{KT}{\epsilon_{AB}} = \frac{T}{\frac{\epsilon_{AB}}{K}} \Rightarrow \left. \frac{\epsilon_{AB}}{K} \right| \Omega_D \Rightarrow \text{En tablas se puede leer el valor de } \Omega_D.$$

1.5) Difusividad en mezclas gaseosas a alta densidad.

La difusión en gases alta densidad significa que ($P > 10 \text{Atm.}$).

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

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



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

Problema:

Hallar la difusividad del CO₂ respecto al aire a una presión de 20Atm. Y una temperatura de 100° 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 ° C y 1 Atm. es de 0,06 cm²/seg.. Los parámetros críticos encontrados en la tabla son:

SOLUCION:

Datos :

$$\left(\begin{array}{l} T_{CO_2} = 31^\circ \\ T_{AIRE} = 120^\circ \end{array} \quad \begin{array}{l} P_{CO_2} = 48 \text{Atm.} \\ P_{AIRE} = 50 \text{Atm.} \end{array} \right) \text{De tablas :}$$

$$D_{AB2} = ?$$

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

$$T_1 = 25^\circ \text{C}$$

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

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

Corregimos la difusividad con la temperatura del dato : $P = 1 \text{Atm}$, pero con $T = 100^\circ \text{C}$

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

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

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

$$\pi_2 = \frac{P}{P'_C} = \frac{20}{49,200} = 0,407$$

$$\tau_2 = \frac{T}{T'_C} = \frac{373}{357,400} = 1,044$$

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

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

Ir a la grafica y hallamos "a" que es un numero

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

Ley de Wilke:

Difusividad de un liquido respecto a otro :

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

ϕ_B = Parametros de asociacion del solvente sin unidades, significa cuan asociados estan las molculas de los liquidos de la solucion. Estas asociaciones dependen de las Fuerzas intermoleculares de las molculas del solvente.

M_B = Parametro del peso molecular del solvente.

T = Temperatura de la disolucion de la mezcla en °K

μ = Viscosidad de la solucion (Poise) g./cm/seg.

\bar{V}_A = Volumen molar del soluto cm³/mol a la temperatura normal de ebullicion y a la presion del problema.

Tabla: Del parámetro de asociación de algunas sustancias conocidas.

Alcohol Metilico = 1,4

Alcohol Etílico = 1,5

Benceno NaCl4 (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 T2 suponiendo que se conoce la difusividad de A respecto de B (D_{AB}), para el mismo líquido respecto al mismo solvente. T1 y P1 obtendrá en Tablas.

T_2 = Temperatura cualquiera

$$D_{AB2} = a \frac{(\phi_B M_B)^{1/2} T_2}{\mu_2 \bar{V}_A^{0.6}} \quad (1)$$

$$D_{AB1} = a \frac{(\phi_B M_B)^{1/2} T_1}{\mu_1 \bar{V}_A^{0.6}} \quad (2)$$

Dividiendo (1)/(2) tenemos:

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

Remplazando:

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

Capítulo N° 2

TRANSFERENCIA DE MASA EN REGIMEN LAMINAR (Difusión)

Es para una mezcla binaria (entre dos soluciones).

BMT = Balance de masa total. } Linealmente independientes

BMA = Balance de masa la solución A

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

Si se contara con las 3 ecuaciones sería linealmente dependientes.

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

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

Cálculos:

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

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

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

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

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

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

$$\int_{Z1}^{Z2} G_{MA} dz = -c^* D_{AB} \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} \frac{dY_A}{1 - Y_A}$$

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

$$\frac{G_{MA}}{S} \int_{Z1}^{Z2} dz = -c^* D_{AB} \ln(1 - Y_A) \Big|_{Y_{A1}}^{Y_{A2}}$$

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

$$G_{MA} = \frac{c * D_{AB} \operatorname{Ln} \left(\frac{1 - \tilde{Y}_{A2}^0}{1 - Y_{A1}} \right)}{(Z_2 - Z_1)}$$

$$c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT} \begin{cases} Y_{A2} \square 0 \\ Y_{A1} \square \frac{P_V}{P_T} \end{cases}$$

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

$$G_{MA} = \frac{P}{RT} \frac{D_{AB} \operatorname{Ln} \left(\frac{P}{P - P_V} \right)}{\Delta Z}$$

Expresar de tal forma que haya una fuerza impulsora.

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

$$\text{Entonces} \quad G_{MA} = \frac{c D_{AB}}{\Delta Z} \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{(1 - Y_{A2}) - (1 - Y_{A1})} \frac{\operatorname{Ln} \left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}} \right)}{\operatorname{Ln} \left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}} \right)}$$

$$G_{MA} = \frac{c D_{AB}}{\Delta Z} \frac{(Y_{A1} - Y_{A2})}{(Y_{B2} - Y_{B1})} \frac{\operatorname{Ln} \left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}} \right)}{\operatorname{Ln} \left(\frac{Y_{B2}}{Y_{B1}} \right)}$$

$$\text{Pero : } T.ml. = \frac{T_2 - T_1}{\operatorname{Ln} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)} (T.ml.)$$

Entonces:

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

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

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

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

$$G_{MA} = \left(G_{MA} - \tilde{G}_{MA}^0 \right) Y_A - c D_{AB} \frac{dY_A}{dZ} \quad \text{Pero sabemos que:} \quad G_{MA} = - \frac{c D_{AB}}{1 - Y_A} \frac{dY_A}{dZ}$$

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

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

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

$$-\operatorname{Ln} (1 - Y_A) = C_1 Z + C_2$$

Aplicando condiciones de contorno tenemos :

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

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

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

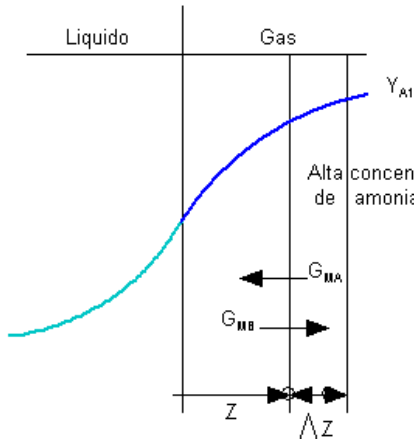
Sabemos que: $Y_A + Y_B = 1 \Rightarrow Y_B = 1 - Y_A$ Reemplazando tenemos:

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

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

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

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



$$G_{MA} = ?$$

$$Y_A = f(z)$$

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

$$Y_{A2}$$

$$Y_{A1}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

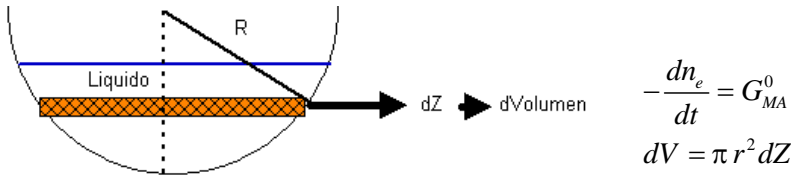
$$\text{Para: } \begin{aligned} Z = Z_1 & \quad Y_A = Y_{A1} \\ Z = Z_2 & \quad Y_A = Y_{A2} \end{aligned} \quad \text{Como: } Y_A - Y_{A1} = \left(\frac{Y_{A2} - Y_{A1}}{Z_2 - Z_1} \right) (Z - Z_1)$$


$$G_{MA}^\circ = \frac{PD_0 \ln \left(\frac{1}{0.9} \right) 2\pi R}{R' T \ln \left(\frac{2R - Z}{Z} \right)} \quad \text{Esto es que ocurre por encima del líquido}$$

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.



 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.

Para ello primero podemos reemplazar G_{MA}

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

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

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

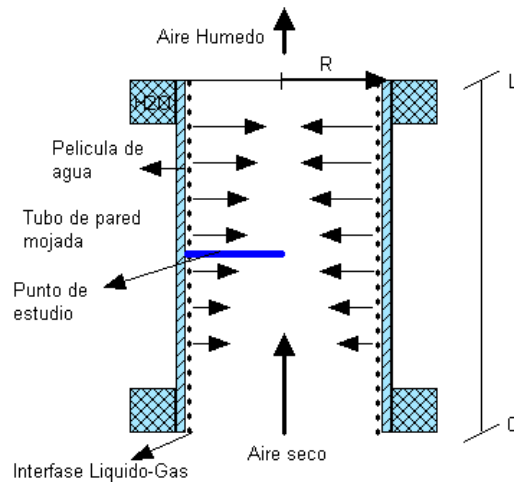
$$-\frac{\delta\pi}{M} \int_{R/2}^{R/4} (2RZ - Z^2) \ln\left(\frac{2R-Z}{Z}\right) dZ = \frac{PD_0}{R'T} \ln\left(\frac{1}{0,9}\right) t$$

De esta ecuación despejamos t

Capítulo N° 3

TRANSFERENCIA DE MASA EN REGIMEN TURBULENTO

Procedimiento de humidificación del aire.



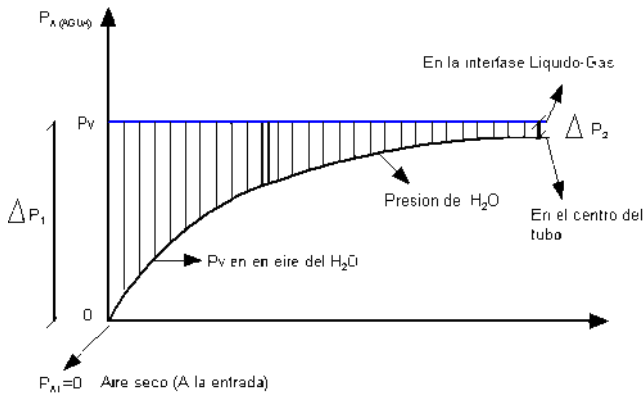
Presión del agua:

P_A = Presión del agua en el centro del tubo.

En la parte inferior: $P_A = 0$

En la parte superior: $P_A \gg 0$

Gráfico 1



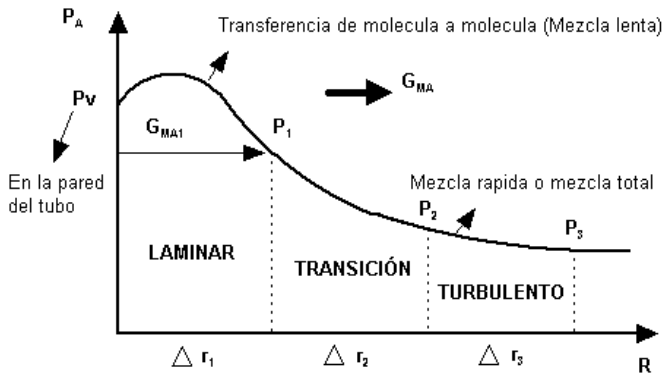
Como la grafica tiene un comportamiento de ΔP_{ml} entonces se cumple la siguiente ecuación.

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

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

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

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.

La min ar :

$$\left. \begin{aligned} G_{ML} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_1 P_B ml} (P_v - P_1) \\ G_{MT} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_2 P_B ml} (P_1 - P_2) \\ G_{MT} &= \frac{cD_{AB}}{\Delta r_3 P_B ml} (P_2 - P_3) \end{aligned} \right\} \text{Las tres ecuaciones son iguales por el flujo es molar}$$

En los tres casos es difícil de calcular el flujo por que faltan datos.

Considero que es turbulento por que la transferencia de masa esta dominada por turbulencia.

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

ΔP 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).

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

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

$$G_{MA} = k'_C \Delta C_A ml$$

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

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

En caso de contra difusión equimolecular.

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

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

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

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

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

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

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

$$K_Y = K_g P$$

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

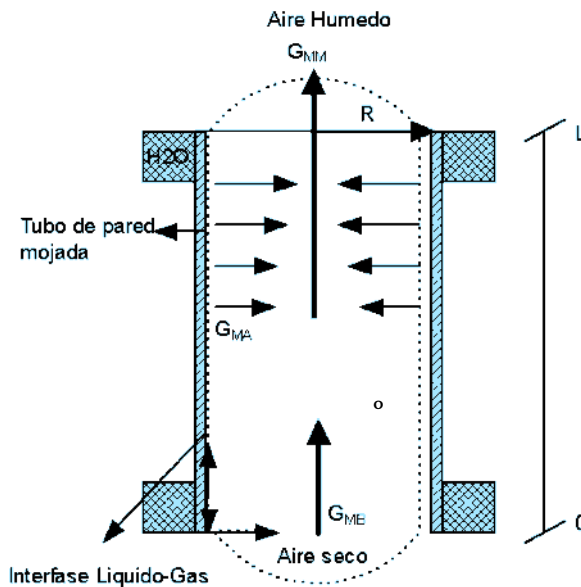
Determinación del coeficiente de transferencia de masa:

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.



$$\text{Para } Z = 0 \quad Y_A = 0 \quad P_A = 0$$

$$\text{Para } Z = L \quad Y_A = Y_{A2} \quad P_A = P_{A2}$$

$$\text{Para } r = 0 \quad P_A = P_V$$

$$G_{MA}^0 [=] \frac{mol}{t}, \frac{masa}{t}$$

Primera mente convertir el flujo de aire a flujo molar:

$$G_{MB}^0 = \frac{G_B^0}{M_{Aire}} \quad [=] \frac{Kg/h}{Kg/Kmol}$$

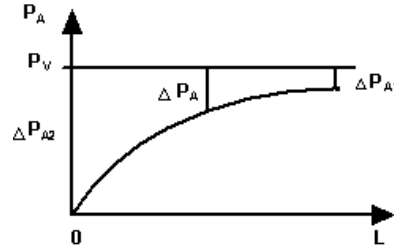
Balance de masa:

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

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

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

Sabemos que:



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

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

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

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

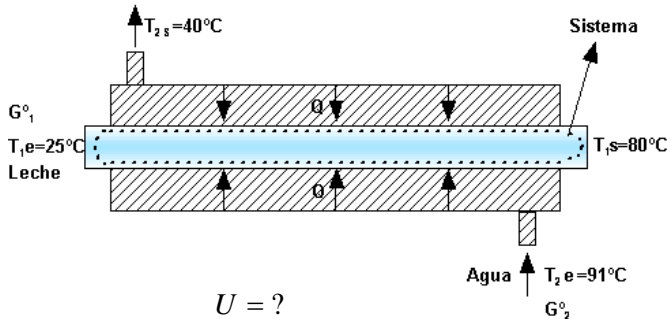
$$G_{MA} \pi DL - G_{MA} \pi DL \frac{P_{A2}}{P} = G_{MB}^0 \frac{P_{A2}}{P}$$

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

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

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).

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

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

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

Al sistema entra calor sensible y entra calor sensible.

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

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

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

Balance de calor o Entalpía:

$$\overbrace{G_1^0 c_{p1} (T_{e1} - T_o)}^{\text{Calor que ingresa al sistema en la leche}} + \overbrace{U i \pi D i L \Delta T_{ml}}^{\text{Calor que ingresa por la superficie interna por producción}} = \overbrace{G_1^0 c_{p1} (T_{s1} - T_o)}^{\text{Calor que sale al sistema en la leche}} \quad ; \quad T_o = \text{Temp. de referencia}$$

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.

$$\text{Si } T_o = T_{e1}$$

$$U_i = \frac{G_1^0 c_{p1} (T_{s1} - T_{e1})}{\pi D i L} \text{ Es el coeficiente de conductividad TOTAL de area cte.}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{e2} - T_{s1}) - (T_{s2} - T_{e1})}{\ln \left(\frac{T_{e2} - T_{s1}}{T_{s2} - T_{e1}} \right)}$$

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.

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

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

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.

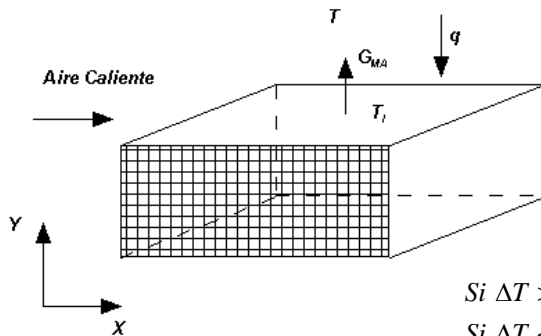
Lo que aremos ahora es ver esa semejanza entre transferencia de calor y masa.

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 sería 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 $\Delta T > 60^\circ \text{C} \Rightarrow$ Utilizar transferencia de calor

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

Tipos de calor

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

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

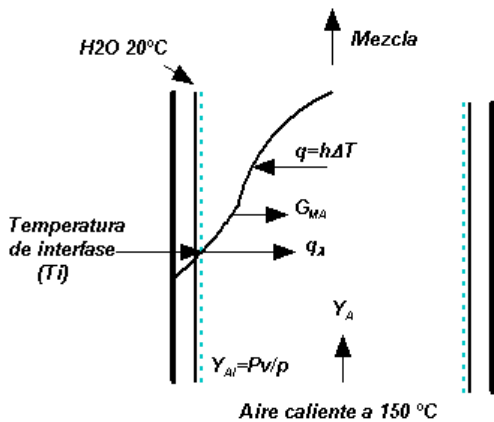
- **Calor latente:** Calor necesario para cambiar de fase

$$Q_L = m_V \lambda_V$$

- **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:



Consideraciones:

G_{MA} = Flujo molar

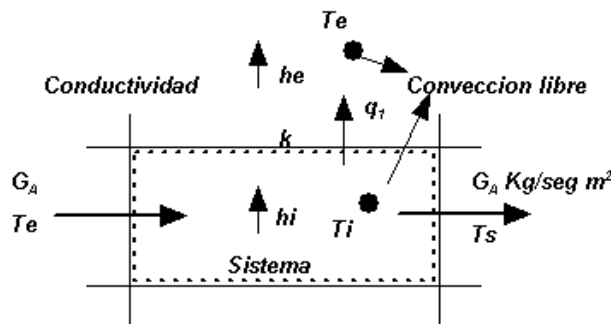
G_A = Flujo de A

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

Ecuación de diseño para calcular el área de un intercambiador:

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

Cuando hay movimiento de masa hay cambio de calor



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

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

Calor que entra al sistema:

$$G_A^0 c_p (T_e - T_o) = U_e A_e (T_i - T_a) m_l + G_A^0 c_p (T_s - T_o)$$

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

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

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

Como el sistema tiene liquido y se evapora agua al exterior

⇒ este va consumir calor

Cambiando las ecuaciones para laser 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 :

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

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

Capitulo N° 4

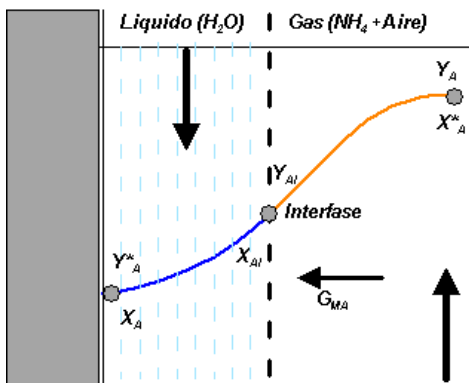
TRANSFERENCIA DE MASA A TRAVEZ DE DOS FASES

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 amoniacio (NH_3) es el gas más soluble en el agua.

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



Y_2^* es menor a Y_{Ai}

Y_A : Fraccion molar NH_3 en fase gaseosa.

Y_{Ai} : Fraccion molar NH_3 en la interfase.

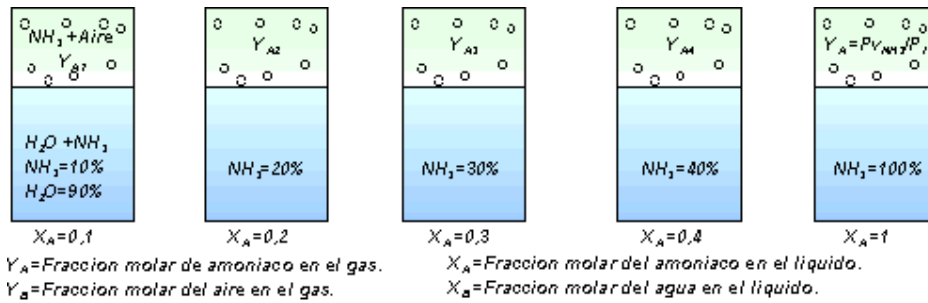
X_A : Fraccion molar NH_3 en fase Liquida.

X_{Ai} : Fraccion molar NH_3 en interfase.

Y_A^* : Fraccion molar NH_3 en la fase gaseosa, en un gas hipoteticamente o teoricamente esta en equilibrio con un liquido cuya concentracion con NH_3 es X_A .

X_A^* : Fraccion molar NH_3 en la fase liquida, en un liquido hipoteticamente o teoricamente esta en equilibrio con un gas cuya concentracion en el H_2O es Y_A .

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



$X_{Ai} + Y_{Ai} \neq 1$; Por que uno es fraccion molar del NH_3 en el liquido, y el otro es la fraccion molar del NH_3 en el gas.

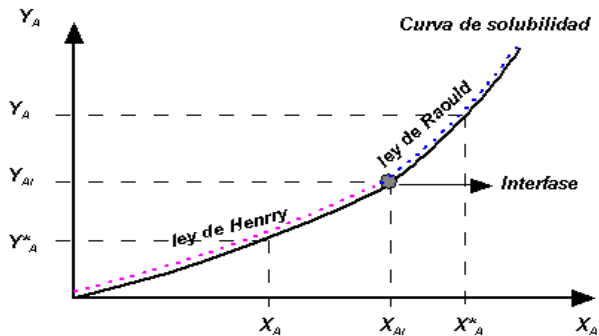
NOTA: Por teoría se puede decir que cuando más soluble sea el amoniaco en el agua entonces se vaporizara mas poco y viceversa.

LEYES:

$$Y_A = \left(\frac{P_{V_{NH3}}}{P} \right) * X_A \quad \text{Ley de Raold.}$$

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

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**

$$\Delta Y_A = Y_A - Y_{Ai} \quad \text{En términos de gas} \quad G_{MA} = k_{Yg} \Delta Y_A$$

$$\Delta X_A = X_A^* - X_{Ai} \quad \text{En términos de líquido} \quad G_{MA} = k_{Xl} \Delta X_A$$

- Fuerza impulsora en la fase liquida**

$$\Delta X_A = X_{Ai} - X_A \quad \text{En términos de líquido} \quad G_{MA} = k_{XL} \Delta X_A$$

$$\Delta Y_{ATotal} = Y_{Ai} - Y_A^* \quad \text{En términos de gas} \quad G_{MA} = k_{Yg} \Delta Y_A$$

- Fuerza impulsora total.**

$$\Delta Y_{ATotal} = Y_A - Y_A^* \quad \text{En términos de gas} \quad G_{MA} = k_Y \Delta Y_A$$

$$\Delta X_{ATotal} = X_A^* - X_A \quad \text{En términos de líquido} \quad G_{MA} = k_X \Delta X_A$$

Flujos de transferencia de masa a través de dos fases:

- En la fase gaseosa**

$$G_{MA} = k_{Yg} (Y_A - Y_{Ai}) \quad \text{En términos del gas.}$$

$$G_{MA} = k_{Xg} (X_A^* - X_{Ai}) \quad \text{En términos del líquido.}$$

- **En fase líquida.**

$$G_{MA} = k_{Xl} (X_{Ai} - X_A) \quad \text{En términos del líquido.}$$

$$G_{MA} = k_{Yl} (Y_{Ai} - Y_A^*) \quad \text{En términos del gas.}$$

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

$$G_{MA} = k_Y (Y_A - Y_A^*) \quad \text{En términos del gas.}$$

$$G_{MA} = k_X (X_A^* - X_A) \quad \text{En términos del líquido.}$$

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.

$$\text{Para Area} = \text{cte.} \quad R = \frac{1}{h_{ext}}$$

Coeficiente global de transferencia de masa para área cte.

En este caso consideramos que el área es constante.

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

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

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

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:

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

$$\frac{G_{MA}}{K_Y} = \frac{G_{MA}}{k_{Yg}} + m \frac{G_{MA}}{k_{Xl}} \quad / (G_{MA}) \quad \text{Por tanto tenemos:} \quad \frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_{Yg}} + m \frac{1}{k_{Xl}}$$

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

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

Donde:

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

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

Se puede decir que su equivalencia es también:

Hallaremos resistencia total para la fase liquida:

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

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

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

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

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

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

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

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

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: $X_{Ai} = \frac{Y_{Ai}}{m}$; $X_A = \frac{Y_A^*}{m}$ remplazamos en (2)

Sumando (1) y (2) tenemos :

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

$$\frac{G_{MA}^0}{Sp K_Y} = \frac{G_{MA}^0}{Si k_{Yg}} + \frac{m G_{MA}^0}{Sp k_{XL}} \quad /(G_{MA}^0) \quad y \quad *(Sp) \quad \text{Donde tenemos: } \frac{1}{K_Y} = \frac{Sp}{Si} \frac{1}{k_{Yg}} + \frac{m}{k_{XL}}$$

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

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

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

4.4 Fase controladora de la transferencia.

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

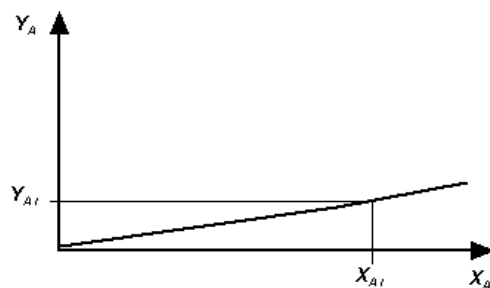
a) *La fase controlante es la fase gaseosa:*

b)

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



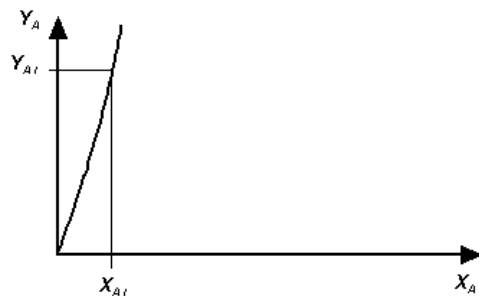
$$K_Y \approx \frac{1}{k_Y}$$

Pequeños cambios de concentracion en el gas produce grandes cambios en el liquido.

c) *La fase controlante es la fase liquida.*

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

Curva de solubilidad - Fase controlante liquido



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

Pequeños cambios o variacionde concentracion en el gas produce pequeños cambios en el liquido.