

# Absorción de gases diluidos

IIQ2023 - Operaciones Unitarias II

José Rebolledo Oyarce

4 de Mayo de 2021



- Recordatorio de Clase Anterior
- Objetivos de la Clase
- Absorción de gases
  - Concepto de Fase Controlante
  - Torre de Absorción
  - Torre de Absorción de gases diluidos

# Transferencia de masa líquido-líquido

El flujo molar de A en cada fase líquida se puede calcular como:

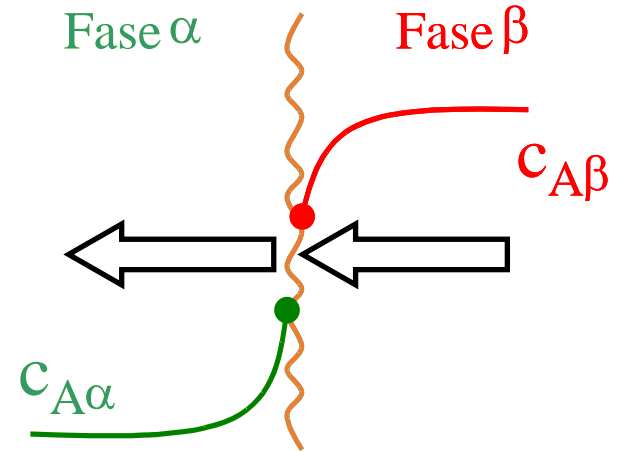
$$N_{A1} = k_{L1} (C_{A1} - C_{A1i})$$

$$N_{A2} = k_{L2} (C_{A2i} - C_{A2})$$

En que los  $k_{Li}$  son los Coeficientes de Transferencia de Masa en cada fase.

Estas ecuaciones son complicadas porque dependen de la  $[c]$  en la interfase que es muy difícil de medir.

¿Qué podemos hacer para resolver el problema?



Continuidad de flujo:

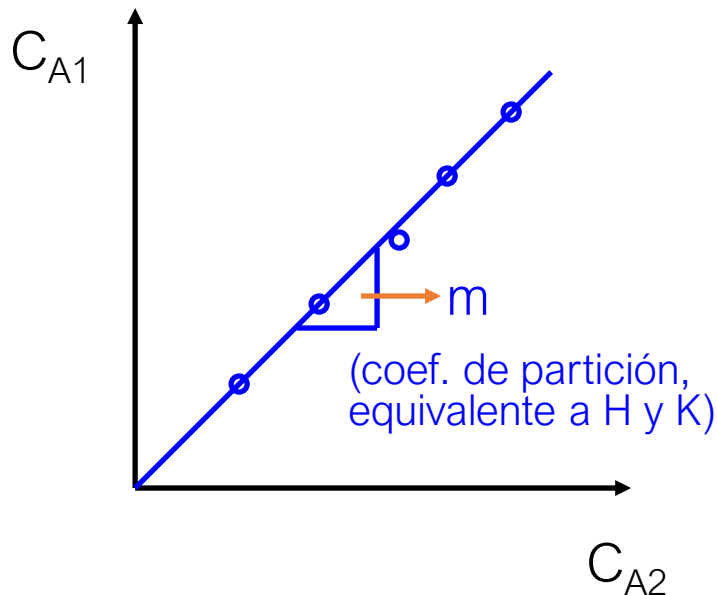
$$N_{A1} = N_{A2} = N_A$$



$$N_A/k_{L1} = C_{A1} - C_{A1i} \quad (1)$$

$$N_A/k_{L2} = C_{A2i} - C_{A2} \quad (2)$$

En la interfase hay equilibrio:



$$m = C_{A1i}/C_{A2i} \quad (3)$$

Sustituyendo la ecuación (3) en (1) y (2) se obtiene:

$$N_A/k_{L1} = C_{A1} - mC_{A2i} \quad (4)$$

$$N_A/k_{L2} = C_{A1i}/m - C_{A2} \quad (5)$$

Multiplicando y dividiendo por  $m$  las ec. (2) y (1), respectivamente:

$$mN_A/k_{L2} = mC_{A2i} - mC_{A2} \quad (6)$$

$$N_A/mk_{L1} = C_{A1}/m - C_{A1i}/m \quad (7)$$

Multiplicando y dividiendo por m las ec. (2) y (1), respectivamente:

$$mN_A/k_{L2} = mC_{A2i} - mC_{A2} \quad (6)$$

$$N_A/mk_{L1} = C_{A1}/m - C_{A1i}/m \quad (7)$$

Sumando (4) y (6) & (5) y (7) se obtiene:

$$N_A \left( \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}} \right) = C_{A1} - mC_{A2} \quad (8)$$

$$N_A \left( \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}} \right) = \frac{C_{A1}}{m} - C_{A2} \quad (9)$$

Como se puede ver las ecuaciones combinan las resistencias a la T. de M. en las 2 fases y relacionan la transferencia de masa  $N_A$  con las [c] en el núcleo de ambos fluidos.

¿Qué pasa con las concentraciones?

Haciendo uso de la relación de equilibrio se puede observar que  $mC_{A2}$  y  $C_{A1}/m$  corresponden justamente a las  $[c]$  que estarían en equilibrio con  $C_{A2}$  y  $C_{A1}$ , respectivamente:

$$mC_{A2} = C_{A1}^* \quad \text{y} \quad C_{A1}/m = C_{A2}^*$$

Por lo que:

$$N_A \left( \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}} \right) = C_{A1} - C_{A1}^* \quad (10)$$

$$N_A \left( \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}} \right) = C_{A2}^* - C_{A2} \quad (11)$$

Finalmente, podemos definir un Coeficiente Global de T. De M.

$$N_A \left( \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}} \right) = C_{A1} - C_{A1}^* \quad (10)$$

$$N_A \left( \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}} \right) = C_{A2}^* - C_{A2} \quad (11)$$



$$N_A \left( \frac{1}{K_{L1}} \right) = C_{A1} - C_{A1}^* \quad (12)$$

$$N_A \left( \frac{1}{K_{L2}} \right) = C_{A2}^* - C_{A2} \quad (13)$$

En que  $K_{L1}$  es el coef. global de T. De M. basado en las concentraciones de la fase 1 y  $K_{L2}$  es el coef. global de T. De M. basado en las concentraciones de la fase 2.

Por lo que se obtiene en forma equivalente:

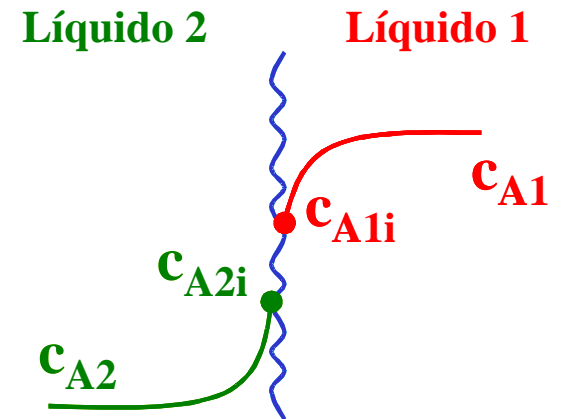
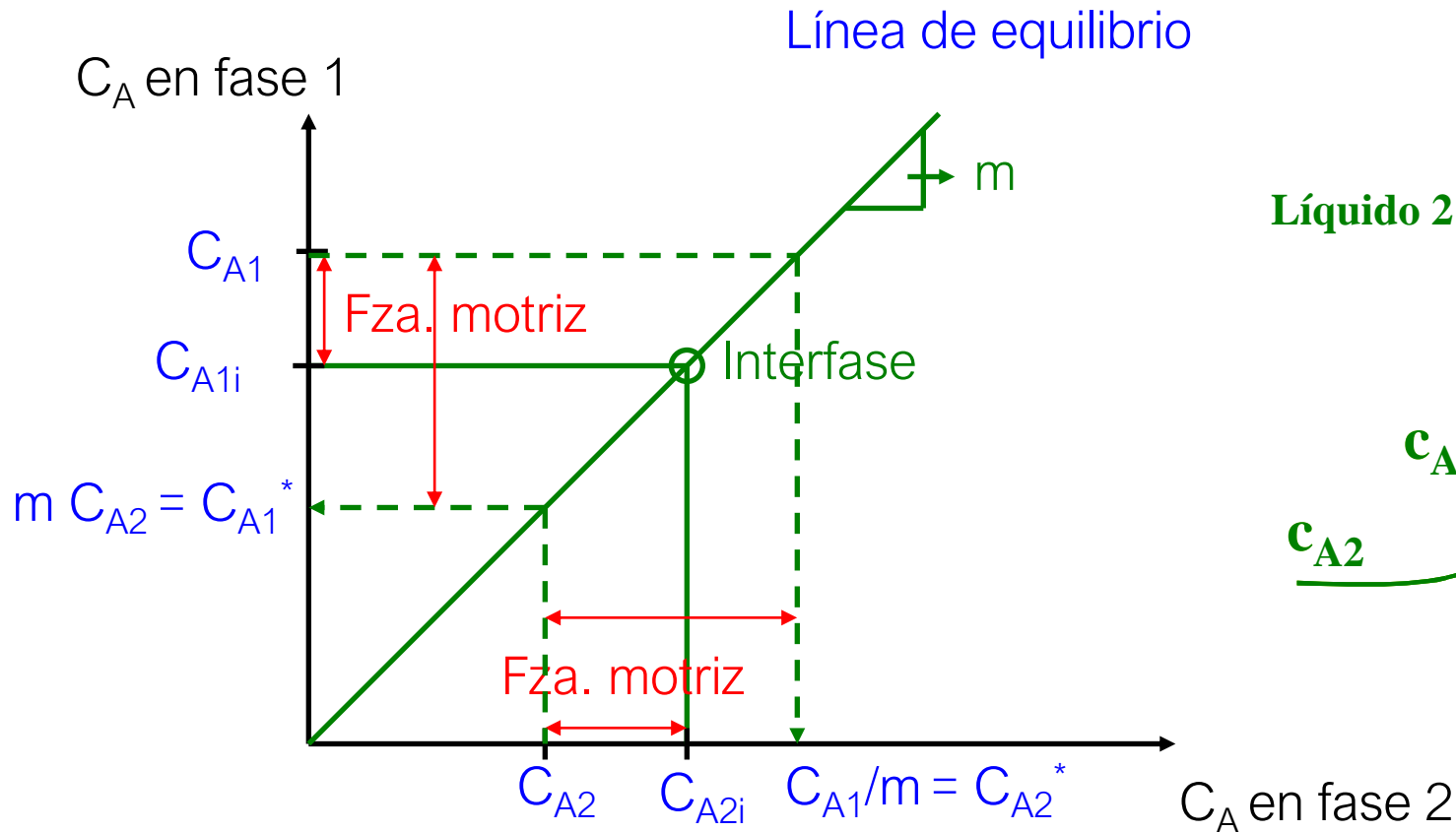
$$N_A = K_{L1}(C_{A1} - C_{A1}^*) \quad (14)$$

$$N_A = K_{L2}(C_{A2}^* - C_{A2}) \quad (15)$$

Hemos considerado continuidad de flujo molar y equilibrio en la interfase y obtuvimos las siguientes expresiones:

$$N_A \left( \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}} \right) = C_{A1} - mC_{A2}$$

$$N_A \left( \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}} \right) = \frac{C_{A1}}{m} - C_{A2}$$





- Comprender el concepto de fase controlante en la transferencia de masa.
- Conocer los principios de la absorción y comprenderla como una nueva operación unitaria de separación de interfase.

# Concepto de fase controlante

Por definición sabemos que:

$$N_A = k(c_{A1} - c_{A2}) \quad \Leftrightarrow \quad N_A = \frac{c_{A1} - c_{A2}}{1/k} = \frac{c_{A1} - c_{A2}}{R}$$

En los casos que vimos, ¿qué fase controla?

$$\frac{1}{K_{L1}} = \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}}$$

R Global = R fase 1 + R en fase 2

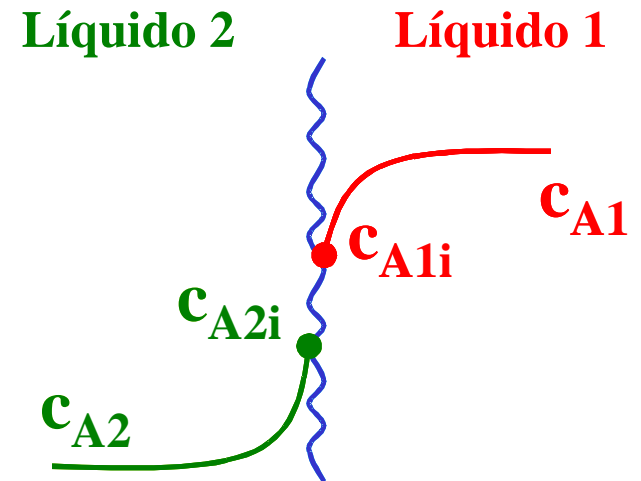
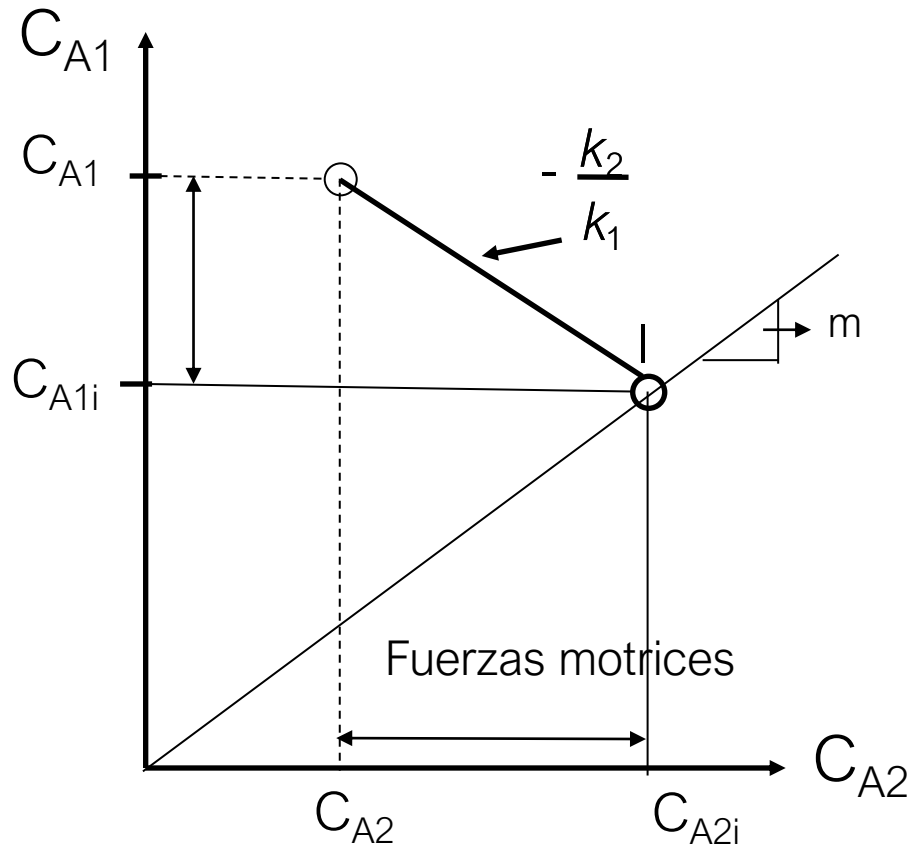
$$\frac{1}{K_{L2}} = \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}}$$

R Global = R fase 1 + R en fase 2

# Representación de transferencia de masa interfacial en gráfico $C_{A1}$ v/s $C_{A2}$

$$N_A \left( \frac{1}{k_1} + \frac{m}{k_2} \right) = C_{A1} - C_{A1}^* \quad N_A \left( \frac{1}{mk_1} + \frac{1}{k_2} \right) = C_{A2}^* - C_{A2} \quad \left| \begin{array}{l} N_A = k_1 (C_{A1} - C_{A1i}) \\ N_A = k_2 (C_{A2i} - C_{A2}) \end{array} \right.$$

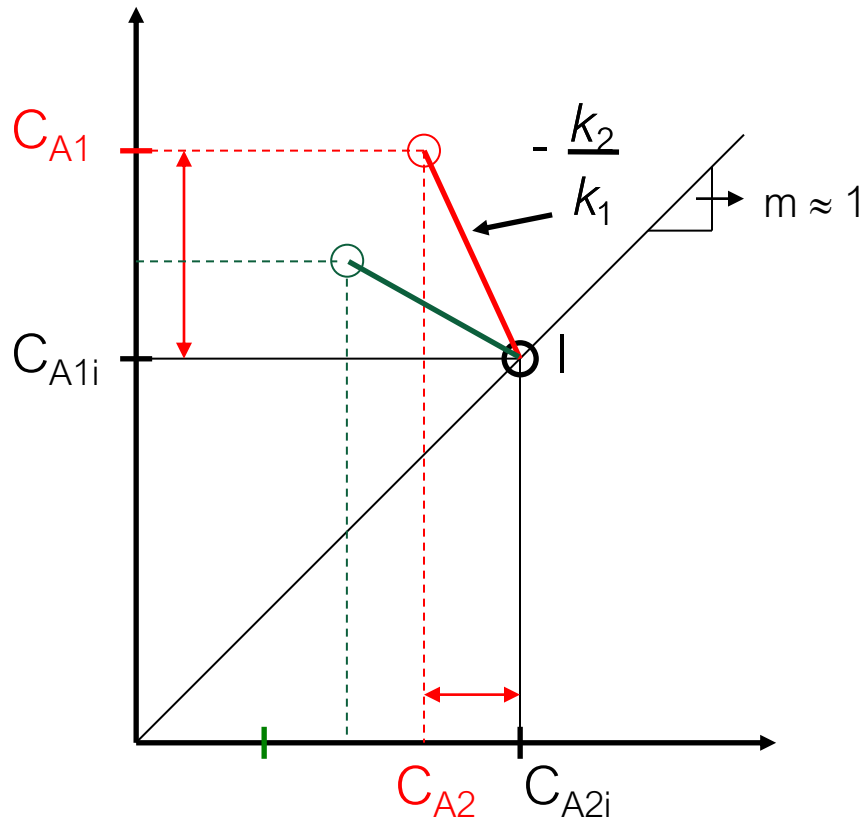
$$\Rightarrow \frac{C_{A1} - C_{A1i}}{C_{A2} - C_{A2i}} = - \frac{k_2}{k_1}$$



# Revisemos qué es lo que ocurre cuando $m \approx 1$

$$N_A \left( \frac{1}{k_1} + \frac{m}{k_2} \right) = C_{A1} - C_{A1}^* \quad N_A \left( \frac{1}{mk_1} + \frac{1}{k_2} \right) = C_{A2}^* - C_{A2} \quad \left| \begin{array}{l} N_A = k_1 (C_{A1} - C_{A1i}) \\ N_A = k_2 (C_{A2i} - C_{A2}) \end{array} \right.$$

$$\Rightarrow \frac{C_{A1} - C_{A1i}}{C_{A2} - C_{A2i}} = - \frac{k_2}{k_1}$$



Caso 1:  $k_2/k_1 \gg 1$

$\Rightarrow k_2$  grande, R fase 2 muy baja y  $C_{A2i} \approx C_{A2}$ .

$\therefore$  CONTROLA FASE 1

Caso 2:  $k_2/k_1 \ll 1$

$\Rightarrow k_1$  grande, R fase 1 muy baja y  $C_{A1i} \approx C_{A1}$ .

$\therefore$  CONTROLA FASE 2

El coeficiente de partición  $m$  (o solubilidad) puede tener valores pequeños (alrededor de 1), pero ¿qué pasa cuando el coeficiente de partición (solubilidad) es distinto de 1?

$$\frac{1}{K_{L1}} = \frac{1}{k_{L1}} + \frac{m}{k_{L2}}$$

$$\frac{1}{K_{L2}} = \frac{1}{mk_{L1}} + \frac{1}{k_{L2}}$$

$$R_{\text{Global}} = R_{\text{fase 1}} + R_{\text{en fase 2}}$$

Caso 3: El soluto A es muy poco soluble en la fase 2 y  $k_1 \approx k_2$

$\Rightarrow$  En equilibrio  $C_{A1} / C_{A2} = m$  es GRANDE

$\Rightarrow 1 / k_2 \gg 1 / mk_1$

$\therefore$  CONTROLA FASE 2  $\Rightarrow 1/K_2 \approx 1/k_2$

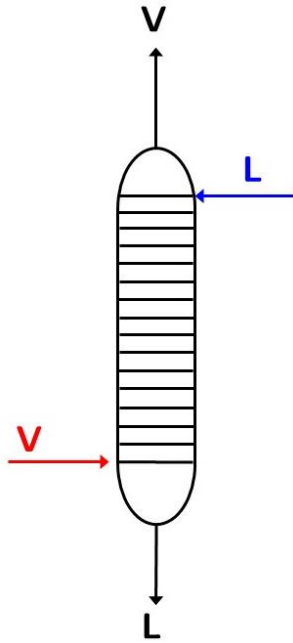
Caso 4: El soluto A es muy poco soluble en la fase 1 y  $k_1 \approx k_2$

$\Rightarrow$  En equilibrio  $C_{A1} / C_{A2} = m$  es CHICO

$\Rightarrow 1 / k_1 \gg m / k_2$

$\therefore$  CONTROLA FASE 1  $\Rightarrow 1/K_1 \approx 1/k_1$

# Introducción de Absorción de Gases



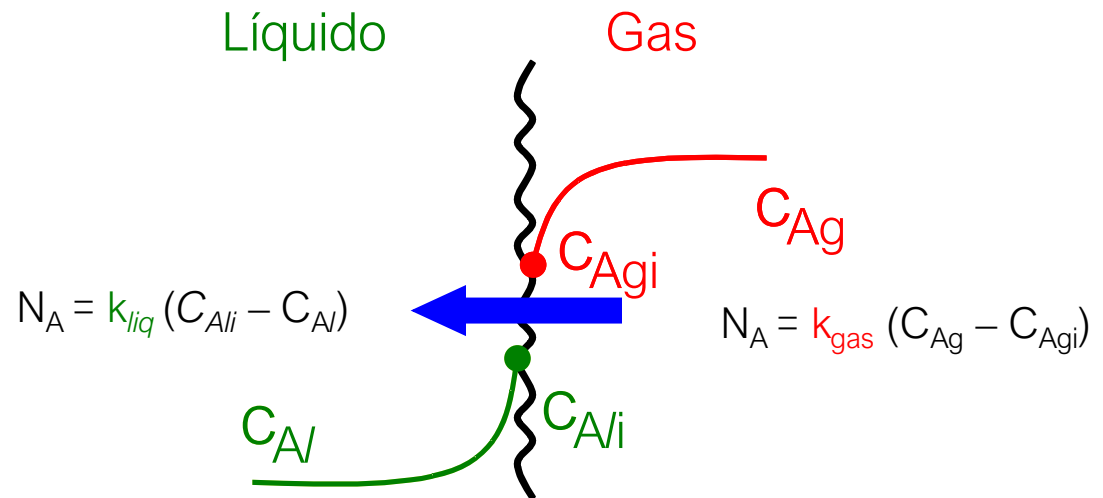
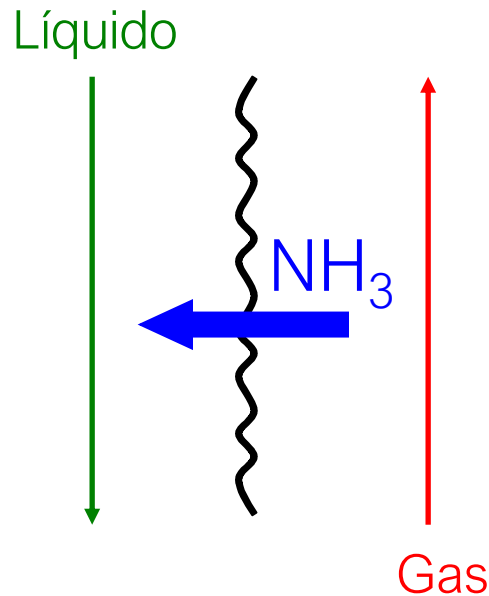
Agente separador:  
Materia: absorbente líquido

Ejemplo: Descontaminación de aire  
como el lavado de amoníaco de una  
mezcla amoníaco-aire

Un vapor soluble mezclado con un gas inerte (alimentación en rojo) se contacta con un líquido (en azul) en el que el vapor es soluble. De esta manera se separa el compuesto de interés.

A veces un soluto se recupera de un líquido poniendo éste en contacto con un gas inerte. Esta operación, que es inversa a la absorción se llama desorción de gases o *stripping*.

El objetivo es tratar de producir un contacto íntimo entre el líquido y el gas, para poder transferir el soluto desde la corriente gaseosa a la líquida.



# La torre de absorción: contacto diferencial

Columna cilíndrica empacada con cuerpos sólidos en que el líquido y el vapor se contactan en contracorriente.

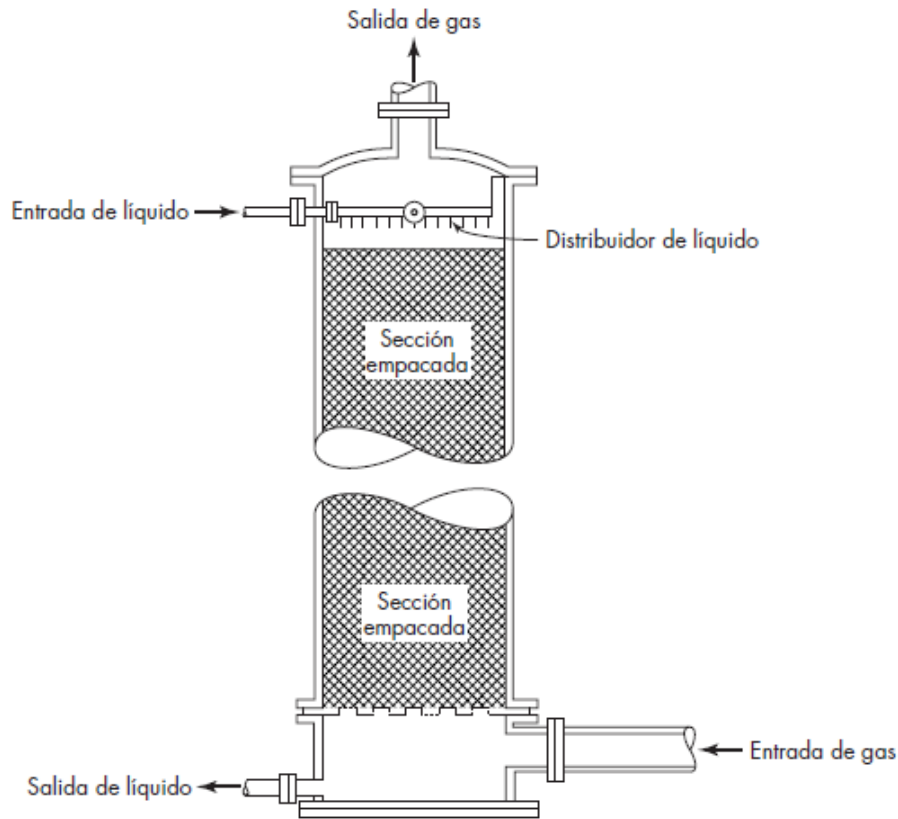
El *líquido agotado* se distribuye por la parte superior del relleno e idealmente moja uniformemente la superficie del relleno.

El *gas rico* entra por el espacio de distribución inferior y asciende a través de los intersticios del relleno en contracorriente.

El *relleno* proporciona una gran área de contacto favoreciendo un contacto íntimo entre el líquido y el gas.

El *soporte* debe tener una gran área libre para que no se produzca inundación en el plato de soporte.

El *líquido* se enriquece en soluto a medida que baja por la torre y el *líquido concentrado* sale por la base de la torre.





# Cálculo de una torre de absorción de un vapor diluido

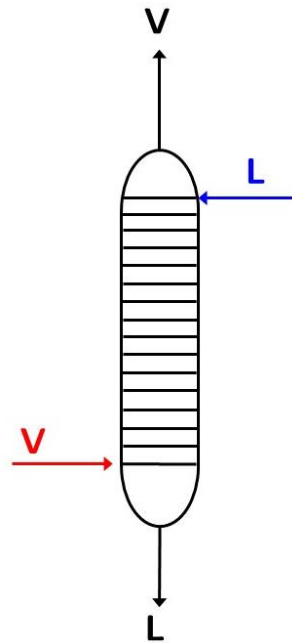
- Consideremos la absorción de un vapor diluido [10% molar de vapor (soluto) en corriente gaseosa]
- La torre opera en estado estacionario

# Cálculo de una torre de absorción de un vapor diluido

## 1. Las corrientes de líquido y vapor

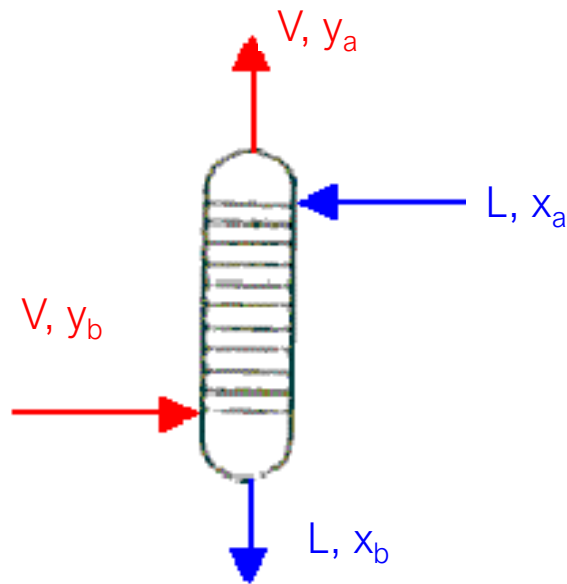
En un absorbedor la corriente gaseosa va perdiendo soluto mientras la corriente líquida se va enriqueciendo.

Por lo tanto, el flujo de gas  $V$  va disminuyendo a lo largo de la torre mientras que el flujo de líquido  $L$  va aumentando.



# Cálculo de una torre de absorción de un vapor diluido

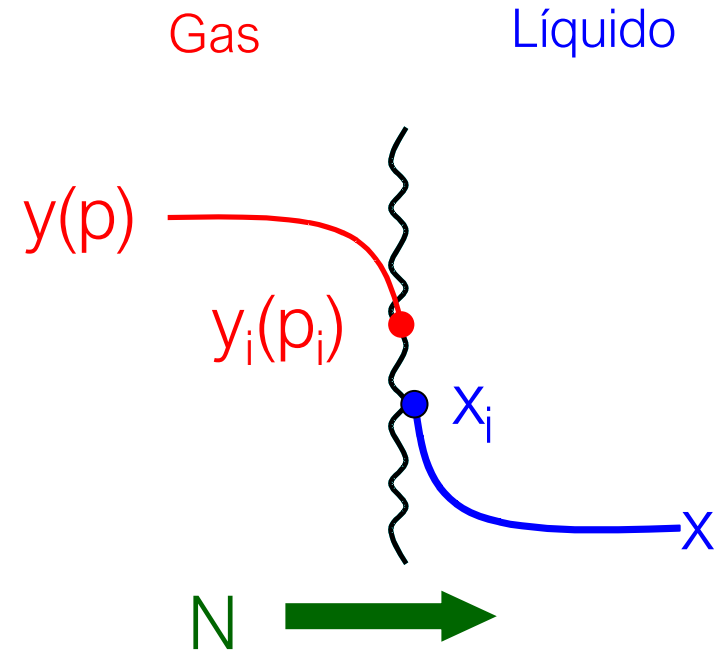
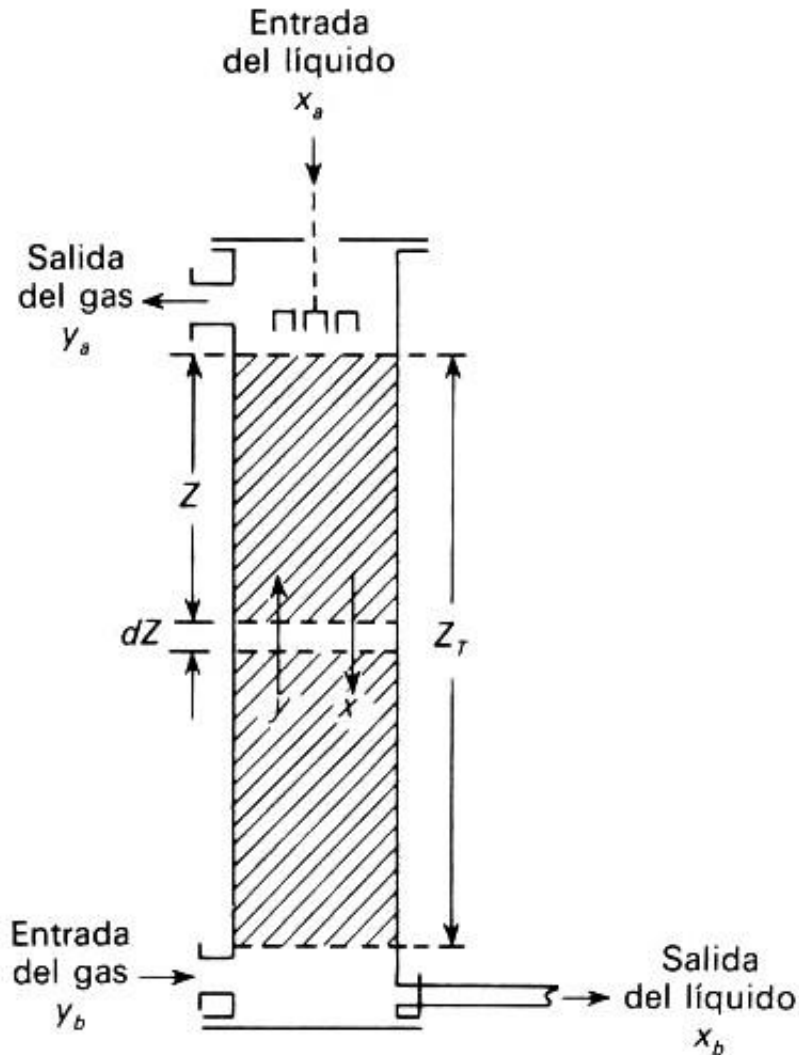
Sin embargo, si *el vapor está diluido* en la corriente de gas, la pérdida o ganancia de soluto (vapor) se puede considerar despreciable, por lo que los flujos  $V$  y  $L$  *se pueden asumir constantes*.



$$y_a < y_b$$

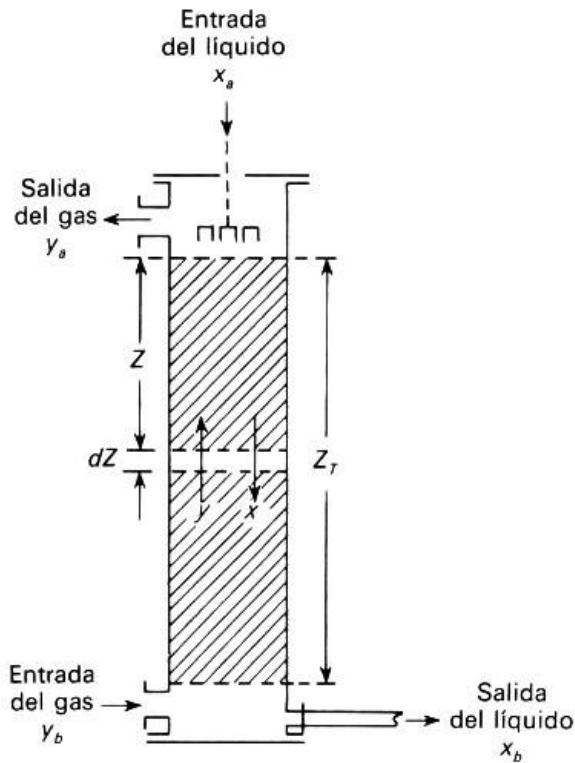
$$x_a < x_b$$

# ¿Qué estamos analizando?



$x$  e  $y$  son concentraciones molares del soluto que se transfiere,  $p$  es la presión parcial del soluto en el gas.

# Balance de materia gaseoso en el volumen $A\Delta z$ en estado estacionario



$$\left\{ \begin{matrix} \text{Acumulación} \\ \text{Soluto} \end{matrix} \right\} = \left\{ \begin{matrix} \text{Flujo} \\ \text{Entrada} \end{matrix} - \begin{matrix} \text{Flujo} \\ \text{Salida} \end{matrix} \right\} - \left\{ \begin{matrix} \text{Pérdida por} \\ \text{absorción} \end{matrix} \right\}$$

$$0 = \left\{ Vy \Big|_z - Vy \Big|_{z+\Delta z} \right\} - N \cdot a \cdot (A\Delta z)$$

En que:

$z$ : altura de la columna (m)

$a$ : área de TM interfacial por unidad de volumen ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$V$ : flujo de vapor (moles/s)

$y$ : concentración molar de soluto en fase vapor

$A$ : sección transversal de la torre ( $\text{m}^2$ )

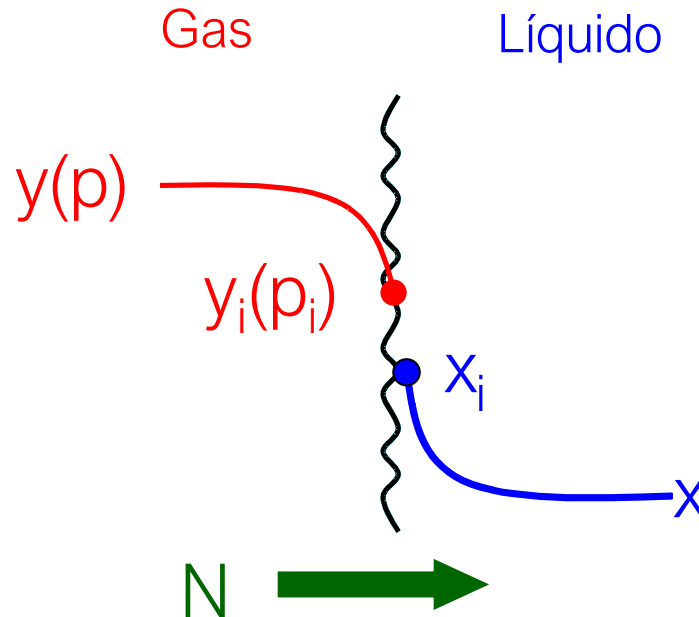
$N$ : flux de soluto por unidad de área (moles/s/ $\text{m}^2$ )

Dividiendo por  $A\Delta z$  y tomando límite cuando  $\Delta z \rightarrow 0$

Como  $V$  es cte.:

$$-\frac{V}{A} \frac{dy}{dz} = N \cdot a$$

Encontremos una expresión para  $N$ :

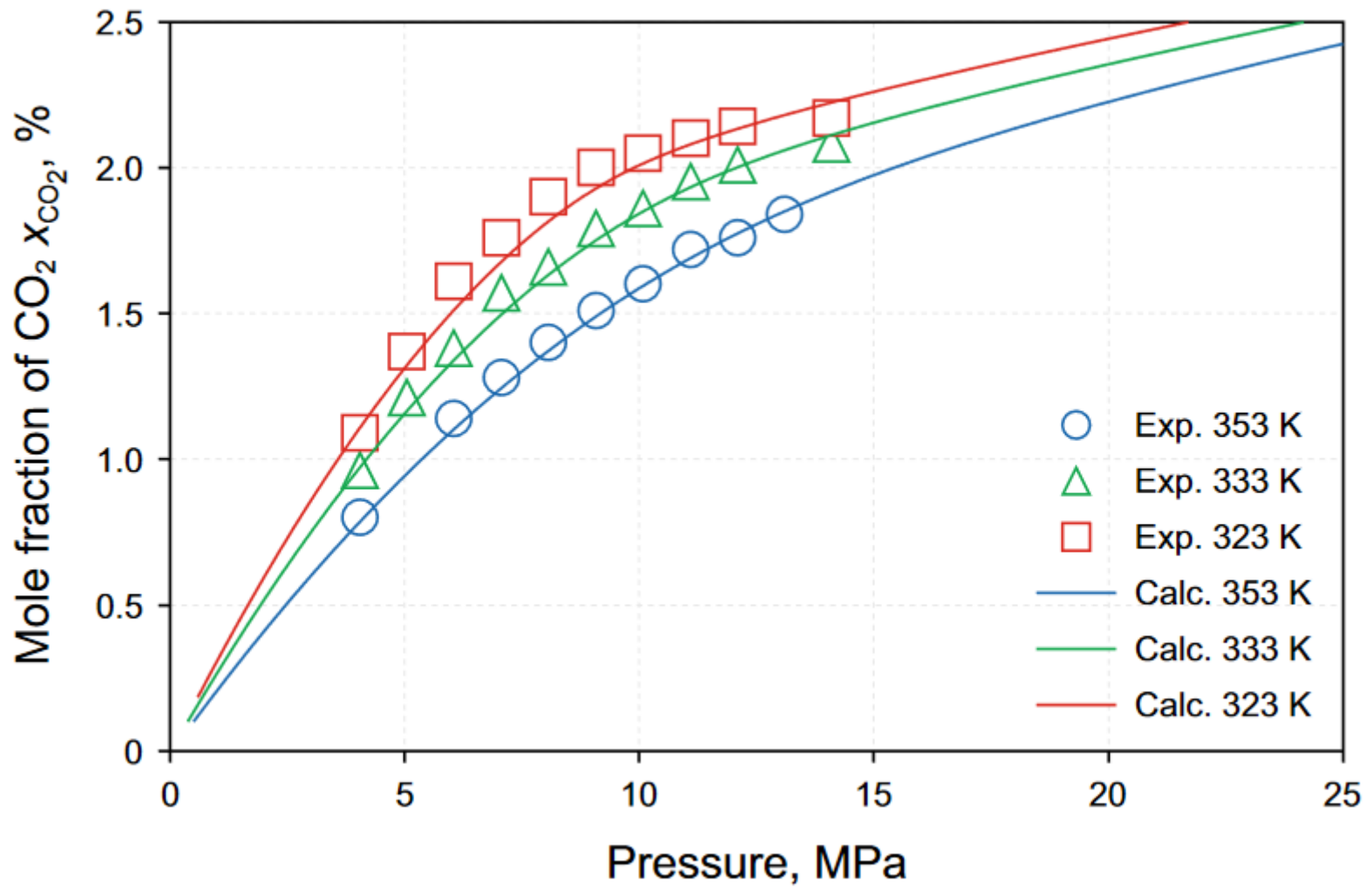


$$N = k_G \cdot (p - p_i) \quad (1) \quad \rightarrow \quad [k_G] = \text{mol}/(\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm})$$

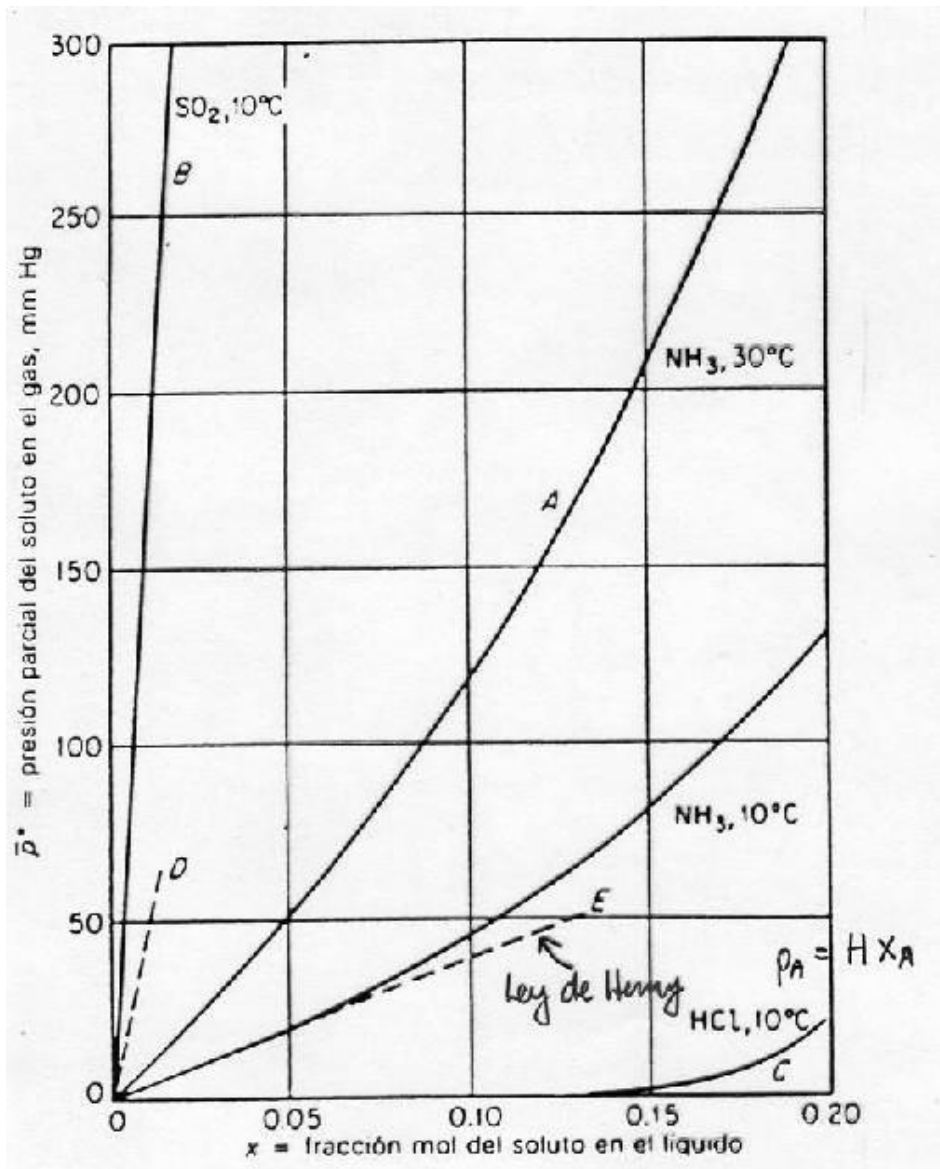
$$N = k_x \cdot (x_i - x) \quad (2) \quad \rightarrow \quad [k_x] = \text{mol}/(\text{cm}^2 \cdot \text{s})$$

En la interfase hay equilibrio...

# Ley de Henry

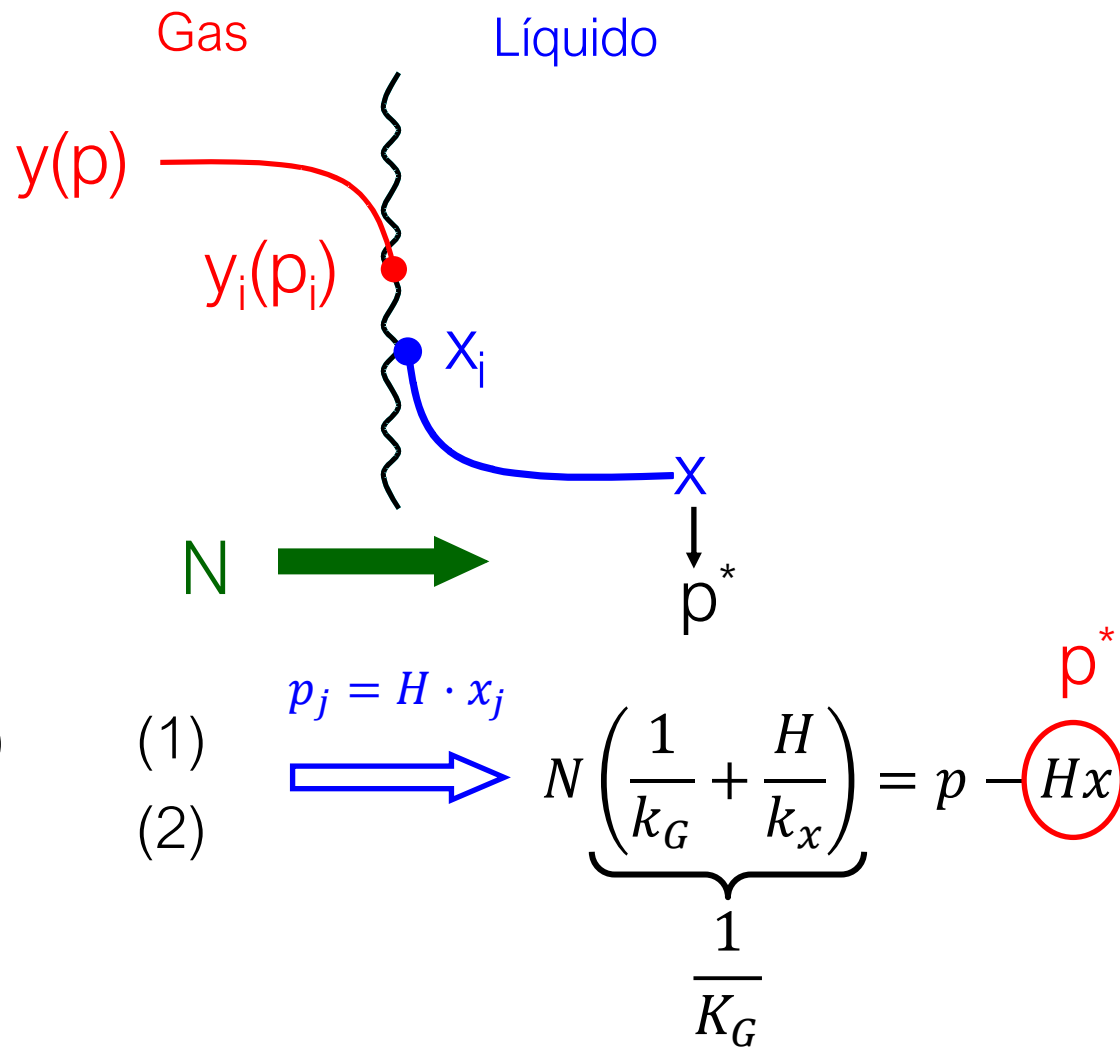


# Ley de Henry



$$p_j = H \cdot x_j$$





$$N = k_G \cdot (p - p_i) \quad (1)$$

$$N = k_x \cdot (x_i - x) \quad (2)$$

$$p_j = H \cdot x_j$$



$$N \left( \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_x} \right) = p - \textcircled{Hx}^*$$

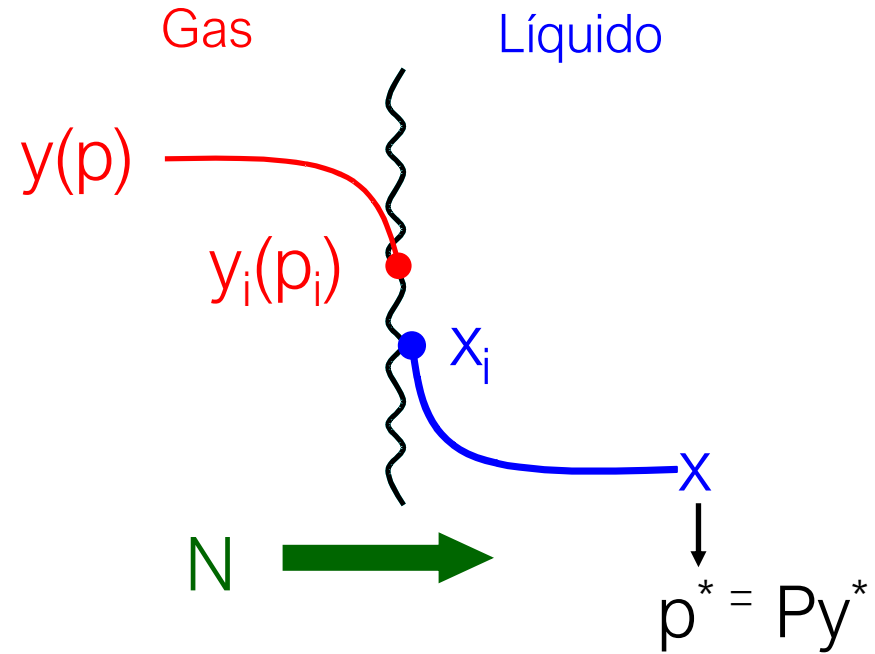
$\frac{1}{K_G}$

$$N = K_G (p - p^*)$$

$K_G$ : coeficiente global de T. de M. basado en la fase gaseosa [mol/(cm<sup>2</sup> · s · atm)]

$$N = K_G(p - p^*) = \overset{K_y}{\textcircled{KGP}}(y - y^*)$$

↑  
Ley de Dalton



Retomando el cálculo:

$$-\frac{V}{A} dy = N \cdot a \cdot dz$$

Reemplazando:

$$-\frac{V}{A} dy = K_G a P (y - y^*) dz$$

Integrando desde  $z = 0$  con  $y = y_b$  hasta  $z = Z_T$  (altura de la columna)  
con  $y = y_a$

$$-\frac{V}{A} dy = K_G a P (y - y^*) dz \quad \bigg/ \int$$

$$\int_0^{Z_T} dz = Z_T = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{K_G a P (y - y^*)} \cdot \frac{V}{A}$$

Si suponemos que  $V$ ,  $K_G$ ,  $a$  y  $P$  son ctes. se obtiene:

$$Z_T = \frac{V}{AK_G a P} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)}$$

# ¿Cómo procedemos?

Por Ley de Henry (equilibrio, solución diluida):

$$p^* = H \cdot x$$

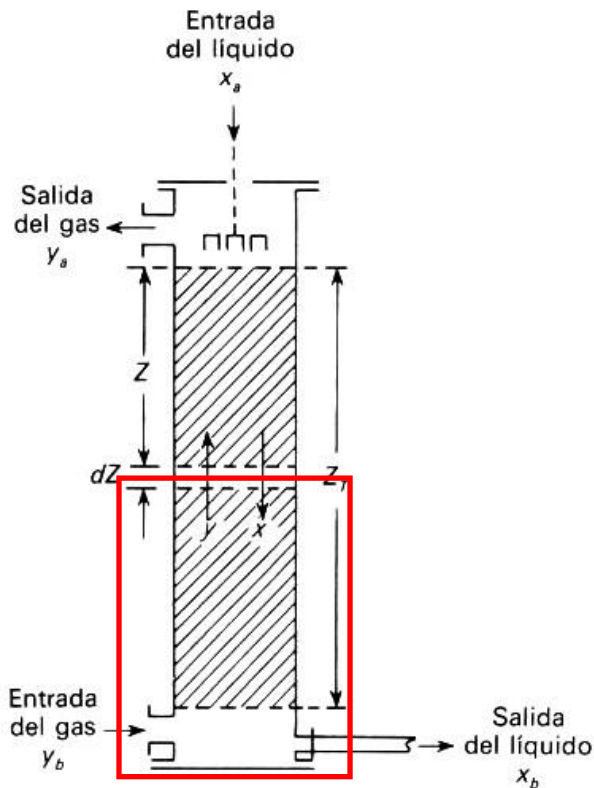
Dividiendo por la presión total P:

$$y^* = H' \cdot x$$

Balance de masa del soluto en el volumen de control en rojo:

$$Vy_b + Lx = Vy + Lx_b$$

$$\therefore x = x_b + \frac{V}{L}(y - y_b)$$



Finalmente tenemos:

$$Z_T = \frac{V}{AK_G aP} \int_{y_b}^{y_a} \frac{dy}{(y^* - y)}$$

$$y^* = H' \cdot x = H' \cdot \left[ x_b + \frac{V}{L} (y - y_b) \right]$$

Reemplazando  $y^*$  en la ecuación se puede integrar la expresión y encontrar la altura  $Z_T$  de la columna.

$$Z_T = \frac{V}{AK_G aP} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{\left\{ 1 - \frac{H'V}{L} \right\} y + H' \left\{ \frac{V}{L} y_b - x_b \right\}}$$

$$Z_T = \frac{V}{AK_G aP} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{\left\{1 - \frac{H'V}{L}\right\}y + H' \left\{\frac{V}{L}y_b - x_b\right\}}$$

$$Z_T = \frac{V}{AK_G aP} \left\{ \frac{1}{1 - \frac{H'V}{L}} \right\} \ln \left\{ \frac{y_b - H'x_b}{y_a - H' \left[ x_b + \frac{V}{L}(y_a - y_b) \right]} \right\}$$

$$Z_T = \frac{V}{AK_G aP} \left\{ \frac{1}{1 - \frac{H'V}{L}} \right\} \ln \left\{ \frac{y_b - H'x_b}{y_a - H'x_a} \right\}$$

- Comprender el concepto de fase controlante en la transferencia de masa.
- Conocer los principios de la absorción y comprenderla como una nueva operación unitaria de separación de interfase.

# Absorción de gases diluidos

IIQ2023 - Operaciones Unitarias II

José Rebolledo Oyarce

4 de Mayo de 2021

