

ABSORCION DE GASES

4^a práctica de contaminación

12.1. INTRODUCCION

Dentro de la transferencia de materia ocupa un lugar importante la *absorción* que consiste en el intercambio de materia entre una fase gaseosa y una fase líquida. Se suele distinguir entre *absorción* (paso de materia desde la fase gaseosa a la líquida) y *desorción*, *desabsorción* o "*stripping*", que es la operación contraria. Ambas operaciones se pueden desarrollar en columnas de etapas (o pisos) o en columnas de relleno.

Ejemplos importantes del uso de la absorción los tenemos en:

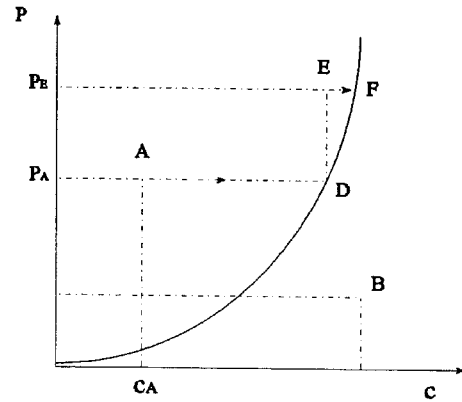
- La recuperación de compuestos amónicos y aromáticos (benceno, tolueno y xileno) que acompañan al gas del alumbrado obtenido en coquerías por destilación seca de la hulla. Primero se hace pasar el gas a través de agua para separarle los compuestos amónicos y luego por un aceite para absorber los aromáticos.
- Recuperación del SO₂ producido en la tostación de piritas.
- Separación del SH₂ mezclado con otros gases (generalmente hidrocarburos) por absorción con soluciones acuosas alcalinas.

Un esquema de sistemas de absorción de gases de importancia industrial es el siguiente:

Soluto	Disolvente	Reactivo	Grado de importancia comercial		
			Alto	Moderado	Bajo
CO ₂ , H ₂ S	Agua	X		
CO ₂ , H ₂ S	Agua	Monocetanolamina	X		
CO ₂ , H ₂ S	Agua	Diacetolamina	X		X
CO ₂ , H ₂ S	Agua	Triacetolamina	X
CO ₂ , H ₂ S	Agua	Diaminopropanol	X
CO ₂ , H ₂ S	Agua	Metil dietanolamina	X
CO ₂ , H ₂ S	Agua	K ₂ CO ₃ , Na ₂ CO ₃	X		
CO ₂ , H ₂ S	Agua	NH ₃	X	
CO ₂ , H ₂ S	Agua	NH ₃	X	
CO ₂ , H ₂ S	Agua	NaOH, KOH	X	
CO ₂ , H ₂ S	Agua	K ₂ PO ₄	X	
CO ₂	Carbonato de propileno	X	
CO ₂	Triacetato de glicerol	X	
CO ₂	Acetato de butilo dietilglicol	X	
CO ₂	Acetato de metilo trietilglicol	X		
HCl, HF	Agua	X		
HCl, HF	Agua	NaOH	X		
Cl ₂	Agua	X		X
SO ₂	Agua	NH ₃	X	
SO ₂	Agua	Xilidina	X	
SO ₂	Agua	Dimetilamina	X	
SO ₂	Agua	Ca (OH)2 cálcico	X	X
SO ₂	Agua	Hidróxido-sulfato de aluminio	X	
SO ₂	Agua	X		
NH ₃	Agua	X		
NO ₂	Agua	X		
H ₂ N	Agua	NaOH	X		
CO	Agua	Sales de cobre y amonio	X		

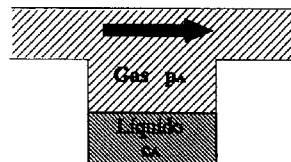
* Kohl y Reisenfeld, Chem. Eng. 66 (12), 127 (1959); Sherwood y Pigford, Absorption and Extraction, McGraw-Hill, Nueva York, 1952

Representando las condiciones de equilibrio del soluto entre ambas fases, a temperatura constante y presión total constante, en un diagrama presión parcial-concentración, se obtiene la curva de equilibrio. Un punto A cualquiera, por encima de dicha curva representa un gas a la presión parcial p_A sobre un líquido en el que la



concentración de soluto (gas anterior) es c_A . La presión es superior a la que corresponde al equilibrio entre las dos fases y parte del soluto en fase gaseosa será absorbido por la fase líquida, disminuyendo la presión y aumentando la concentración hasta alcanzar la curva de equilibrio, momento en que se interrumpe la transferencia de materia. Se deduce que la zona situada por encima de la curva de equilibrio representa las condiciones en que se verifica la absorción.

Un punto tal como el B situado debajo de la curva de equilibrio representa una concentración de soluto superior a la del equilibrio. Aquí habrá una transferencia de materia del líquido al gas y, por tanto, la zona debajo de la curva de equilibrio representa condiciones que favorecen la desabsorción.

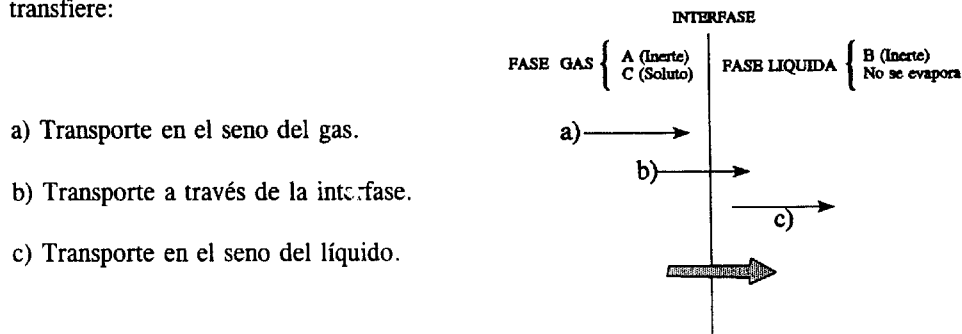


Supongamos un recipiente con una fase líquida y una fase gaseosa en las condiciones representadas por el punto A anterior. Si se renueva constantemente el gas, aunque la concentración de la fase líquida aumente, la presión de soluto permanece constante y se van recorriendo los estados representados por el segmento AD. En el punto D, sobre la curva de equilibrio, se interrumpe la transferencia. Para continuar la absorción con el mismo líquido es necesario ponerlo en contacto con una fase gaseosa que

contenga soluto a mayor presión y colocaríamos al sistema en las condiciones indicadas por el punto E. Para alcanzar nuevamente el equilibrio se recorrerían los puntos representados por el segmento EF; y así sucesivamente.

Como consecuencia de lo dicho, en las operaciones de absorción, la circulación del gas y del líquido se verifica siempre en *contracorriente*, de manera que al aumentar la concentración de soluto en el líquido, aumenta también su presión parcial en la fase gaseosa, no alcanzándose el equilibrio, con lo que se aprovecha al máximo la capacidad absorbente del líquido.

La transferencia de materia entre fases exige el contacto entre ambas para que el componente pueda pasar de una a otra. El esquema para el caso de la absorción se presenta en la figura, donde se observa claramente el camino seguido por el componente que se transfiere:

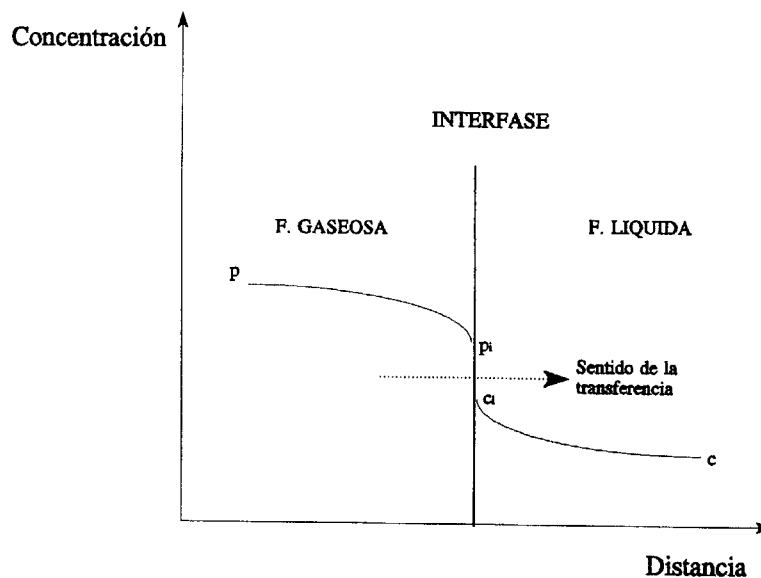


12.2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

De acuerdo con las conclusiones sacadas en el estudio de la transferencia de materia en el seno de un fluido que circula en régimen laminar (Difusión), donde se deduce teóricamente que la densidad de flujo de materia es proporcional a la fuerza impulsora (diferencia de concentración o de presiones parciales), se suele seguir un paralelismo en el estudio del poco conocido, pero más frecuente, régimen turbulento, introduciendo una magnitud conocida como *coeficiente de transferencia de materia*, coeficiente de gran

aplicación en diseño, pero que en la mayor parte de los casos, sólo es accesible por medida experimental directa.

Concretándonos al caso de la *absorción*, podemos visualizar la operación en la siguiente figura, donde se transfiere un soluto A, desde la fase gaseosa hacia la fase líquida:



El perfil de concentraciones del componente transferido a lo largo de un eje será el indicado. Si N_A representa la densidad de flujo molar del componente A transferido desde la fase gaseosa hacia la líquida y p , c , p_i , c_i representan las presiones parciales y concentraciones de dicho componente en el seno de las fases e interfase, respectivamente, de acuerdo con el modelo comentado, consistente en que una densidad de flujo es igual a un coeficiente por una diferencia de concentración o fuerza impulsora en cada fase: $(p-p_i)$ en la fase gaseosa y (c_i-c) en la fase líquida, podemos poner

$$N_A = k_g(p - p_i) = k_l(c_i - c) \quad (\text{kmol/m}^2\text{s}) \quad (1)$$

suponiendo también que en la interfase se alcanza instantáneamente el equilibrio y que la resistencia más importante a la transferencia del soluto A se presenta en las proximidades de la misma cuando las fases circulan en régimen turbulento.

Los coeficientes considerados antes se denominan *coeficientes individuales locales de transferencia de materia*, definidos para un determinado lugar de la superficie límite de la interfase, así:

k_g : coeficiente individual local de transferencia de materia referido a la fase gaseosa (kmol/h.m².atm); también (kmol/m².s.Pa).

k_l : coeficiente individual local de transferencia de materia referido a la fase líquida: (m/h); (m/s).

La expresión (1) se puede poner

$$N_A = \frac{p - p_i}{\frac{1}{k_g}} = \frac{c_i - c}{\frac{1}{k_l}} \quad (2)$$

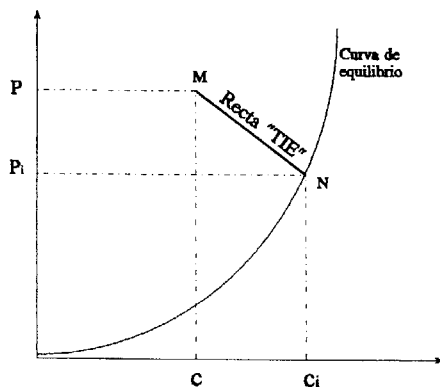
De donde se deduce que k_g representa la inversa de la resistencia opuesta por la fase gaseosa al transporte. Consecuentemente, k_l representará la inversa de la resistencia opuesta por la fase líquida al transporte.

De (1) se puede deducir que, para unas condiciones dadas (p,c) de un sistema gas-líquido, se verifica que

$$\frac{p - p_i}{c - c_i} = -\frac{k_l}{k_g} \quad (3)$$

se trata de la ecuación de una recta en el diagrama p,c (recta de unión o recta "tie") de pendiente $(-k_l/k_g)$, que relaciona las condiciones en la interfase con las condiciones existentes

en el seno de cualquiera de ambas fases (M):



Conociendo la pendiente ($-k_l/k_g$) y la posición del punto M se puede determinar la posición del punto N y, por tanto, las condiciones de la interfase.

Condiciones extremas:

Como la interfase no opone resistencia a la transferencia de materia, el sistema equivale a dos resistencias en serie:

$$R_T = R_{f. gaseosa} + R_{f. líquida} \quad (4)$$

Si se verifica que:

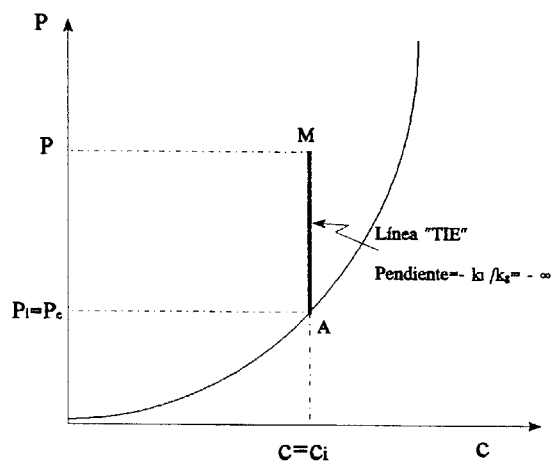
$$\frac{1}{k_g} \gg \frac{1}{k_l} \quad (5)$$

es decir, $k_g \ll k_l$ se dice que *la fase gaseosa controla* la absorción.

Lo contrario ocurre cuando $k_l \ll k_g$, es decir, *la fase líquida controla* la absorción.

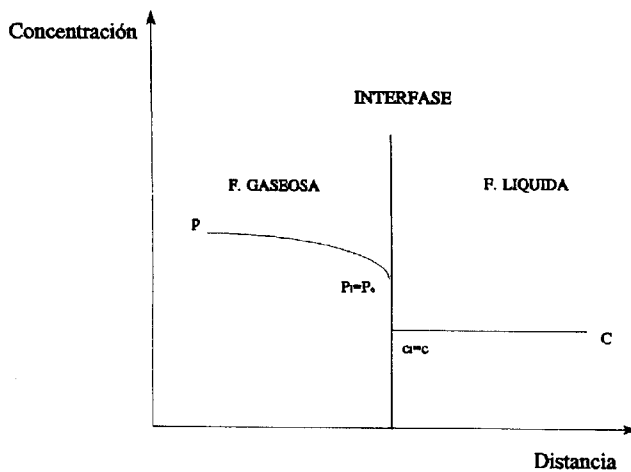
El primer caso se traduce, según (3), en una "recta de unión" de pendiente muy grande, llegándose como extremo a la vertical, $-k_l/k_g = -\infty$, donde se verificaría $c-c_i=0$, $c=c_i$ y todo el gradiente de concentración pertenece a la fase gaseosa de forma que $p_i=p_e$, siendo p_e la presión parcial de soluto en el gas en equilibrio con la fase líquida de concentra-

ción c:



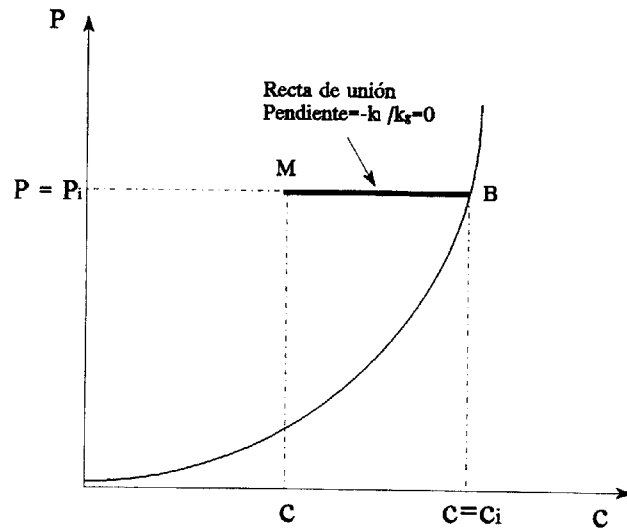
El perfil sería de la forma siguiente

CONTROL DE LA FASE GASEOSA



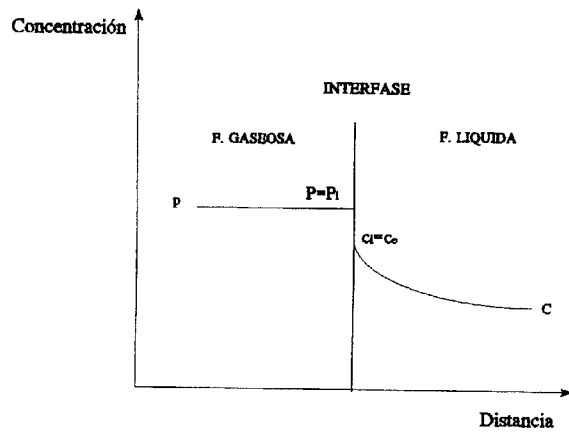
En el segundo caso, $k_1 \ll k_g$, aparecerá una recta de unión de pendiente muy pequeña, llegándose en el límite a la horizontal, $-k_1/k_g = 0$, con lo que $p-p_i = 0$, $p=p_i$.

Es decir, se anula la fuerza impulsora de la fase gaseosa y $c_i=c_e$, siendo c_e la concentración de soluto en la fase líquida en equilibrio con la fase gaseosa de presión parcial P en soluto:

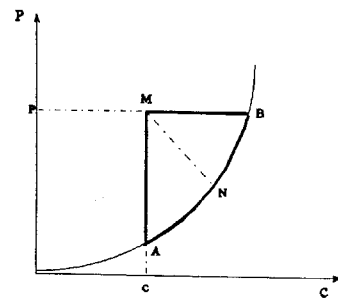


siendo el perfil:

CONTROL DE LA FASE LIQUIDA



En consecuencia, para unas condiciones dadas, M (P,c), para ambas fases, las condiciones de la interfase estarán siempre en la región ANB de la curva de equilibrio como puede verse en la figura.



12.3. COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

El tratamiento anterior supone que se conocen previamente las condiciones de la interfase (p_i , c_i) lo cual es muy difícil. Como la fuerza impulsora viene dada por el *alejamiento del estado de equilibrio* del sistema, pueden usarse expresiones de la misma que tengan en cuenta los datos de equilibrio para las dos fases implicadas.

La densidad de flujo se podría expresar:

$$N_A = k_g(p - p_e) = k_L(c_i - c) = K_G(p - p_e) = K_L(c_e - c) \quad (6)$$

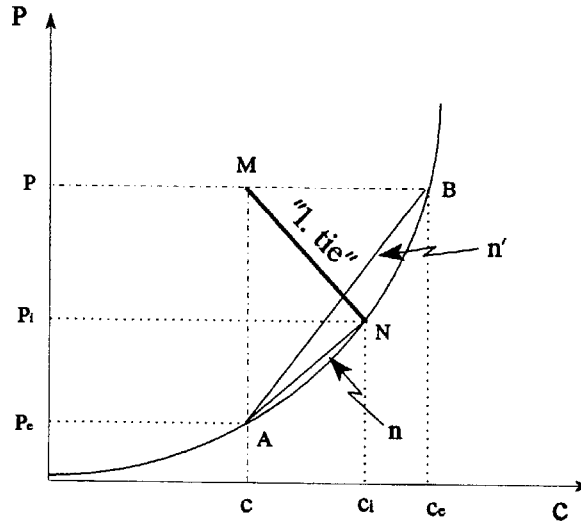
Donde p_e es la presión parcial de la especie absorbida que debería tener la fase gaseosa para estar en equilibrio con la fase líquida de concentración c . Asimismo, c_e sería la concentración del soluto en la fase líquida para estar en equilibrio con la presión parcial de soluto en la fase gaseosa, p .

K_G y K_L son los denominados **coeficientes globales**, locales, de transferencia de materia, referidos a la fase gaseosa y líquida, respectivamente. Su denominación nace del hecho de que tienen en cuenta las dos fases implicadas. Estos coeficientes tienen una utilización directa mayor que los individuales al no requerir el conocimiento de las concentraciones en la interfase, de difícil medida experimental. Sin embargo, dependen de las condiciones de equilibrio del sistema y si este se aparta considerablemente de la ley de Henry estarán mucho más influenciados por la concentración que los coeficientes individuales.

Operemos con (6) para tratar de relacionar los coeficientes globales con los individuales:

$$N_A = \frac{p-p_i}{\frac{1}{k_g}} = \frac{c_i-c}{\frac{1}{k_l}} = \frac{p-p_e}{\frac{1}{K_G}} = \frac{c_e-c}{\frac{1}{K_L}} \quad (7)$$

En el diagrama p-c, tendremos:



sea: n la pendiente de la recta AN

n' la pendiente de la recta AB

$$n = \frac{p_i - p_e}{c_i - c} \quad n' = \frac{p - p_e}{c_e - c} \quad (8)$$

De (8) se obtiene :

$$c_i - c = \frac{p_i - p_e}{n} \quad c_e - c = \frac{p - p_e}{n'} \quad (9)$$

que se pueden sustituir en (7):

$$N_A = \frac{p-p_i}{\frac{1}{k_g}} = \frac{p_i-p_e}{\frac{1}{k_l}} = \frac{p-p_e}{\frac{1}{K_G}} = \frac{p-p_e}{\frac{1}{K_L}} \quad (10)$$

que se puede poner en la forma:

$$N_A = \frac{p-p_e}{\frac{1}{k_g} + \frac{n}{k_l}} = \frac{p-p_e}{K_G} = \frac{p-p_e}{\frac{n'}{K_L}} \quad (11)$$

de donde se deduce que:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{n'}{K_L} = \frac{1}{k_g} + \frac{n}{k_l} \quad (12)$$

\ /

$$R_{total} = R_{f.gaseosa} + R_{f.líquida} \quad (13)$$

La ecuación (12) nos relaciona los *coeficientes individuales y globales*. También nos dice que "la resistencia total opuesta a la transferencia es igual a la suma de las dos resistencias en serie opuestas por la fase gaseosa y por la fase líquida".

Si se cumple la ley de Henry: $p = H \cdot c$, la curva de equilibrio es una recta:

$$n = n' = H$$

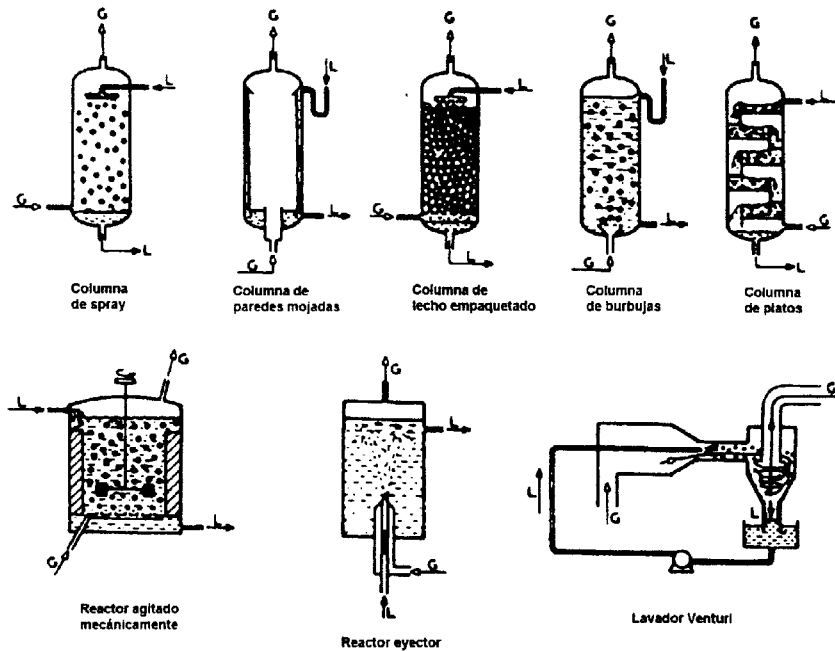
y la expresión (12) se convierte en:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{H}{K_L} = \frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_l} \quad (14)$$

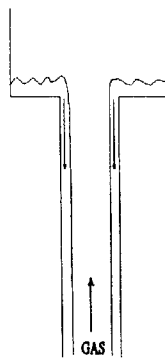
Los valores de n y n' para un determinado sistema, dependen de la curva de equilibrio, es decir, de la **temperatura** y de la posición del punto M, es decir, de la **concentración**. En consecuencia y como ya decíamos, los coeficientes globales están más influenciados por la concentración que los individuales, si el sistema se aparta apreciablemente de la ley de Henry. Sin embargo, los coeficientes globales tienen mayor utilidad práctica que los individuales ya que en su cálculo no intervienen las condiciones de la interfase.

12.4. COLUMNAS DE RELLENO. COEFICIENTES VOLUMETRICOS

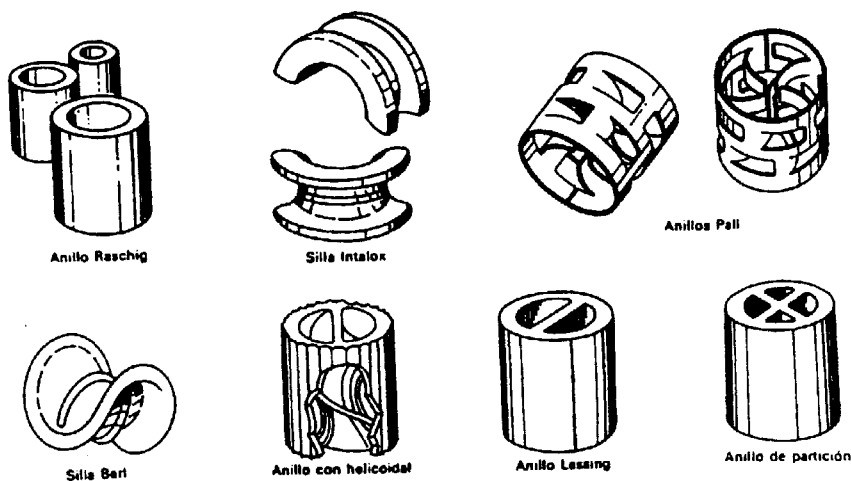
En la siguiente figura se muestran distintos tipos de columnas utilizadas industrialmente.



Después de elegir el tipo de aparato más adecuado de acuerdo con las condiciones (control de una u otra fase, etc.) se plantea el problema de determinar el *area de contacto* entre ambas fases.



Si el aparato de absorción es una columna de paredes humedecidas, es fácil determinar geoméricamente el área de contacto interfacial y lo mismo ocurre cuando se trata de columnas de esferas o de discos. Sin embargo, estos aparatos no se suelen utilizar mucho en la industria porque ofrecen poca superficie de contacto, lo que se suelen utilizar son columnas con rellenos como anillos Rasching, anillos Pall, sillas Berl, etc.



En la siguiente página se presenta un esquema de una columna de relleno con detalles del relleno y el proceso de transferencia de materia que tiene lugar sobre éste.

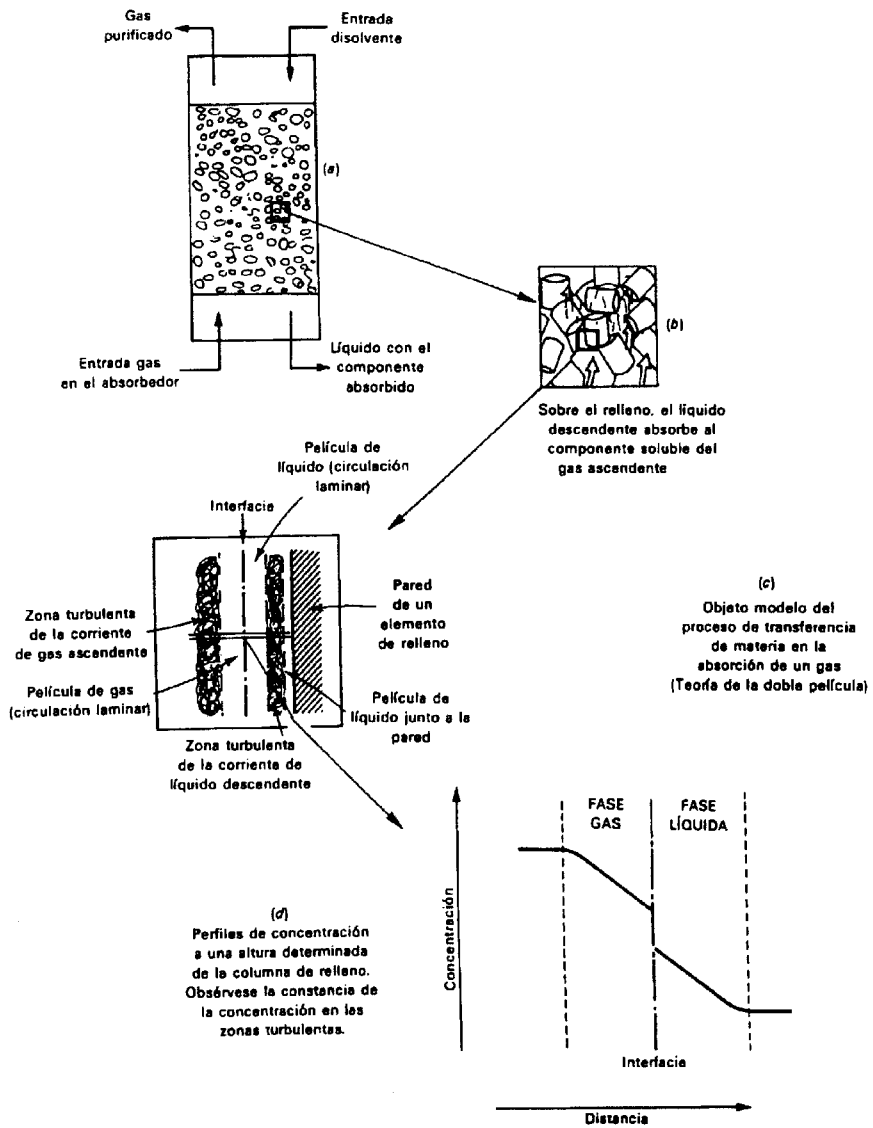
En las columnas de relleno industriales es muy difícil la medida del área interfacial, lo que es necesario para la medida del caudal. (Recordemos que N se mide en Kmol/s.m^2 y si queremos conocer los kmol/s hemos de conocer el área interfacial [m^2]).

Lo que se hace es introducir una nueva magnitud, "área interfacial específica":

$$a = \frac{\text{m}^2 \text{ de interfase}}{\text{m}^3 \text{ de relleno}} \quad a \rightarrow L^{-1} \quad (15)$$

a representa "la superficie de contacto entre las fases por unidad de volumen de la torre", a no se puede conocer exactamente (sólo algunas excepciones), pero nos permite definir unos nuevos coeficientes llamados **coeficientes volumétricos de transferencia de materia**:

$$N.a = k_g a(p-p_i) = k_l a(c_i-c) = K_G a(p-p_e) = K_L a(c_e-c) \quad (16)$$



Los productos $k_g a$, $k_l a$, etc. son los nuevos coeficientes volumétricos, que engloban dos magnitudes que hay que determinar experimentalmente.

La relación entre los coeficientes volumétricos individuales y globales se obtiene inmediatamente a partir de (12):

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{n'}{K_L a} = \frac{1}{k_g a} + \frac{n}{k_l a} \quad (17)$$

y si se cumple la ley de Henry:

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{H}{K_L a} = \frac{1}{k_g a} + \frac{H}{k_l a} \quad (18)$$

12.5. BALANCES EN LA TORRE. LINEA DE OPERACION

Nos limitaremos al cálculo de columnas de relleno.

Por razones de comodidad en el cálculo se suelen utilizar muy frecuentemente, en absorción, las concentraciones en *razones molares*:

$$Y = \frac{\text{moles de soluto en el gas}}{\text{moles de gas inerte}} \quad X = \frac{\text{moles de soluto en el líquido}}{\text{moles de líquido inerte}}$$

Como veremos, al representar los datos en el diagrama Y-X, la línea operativa es recta.

Para cualquier sistema, los datos de equilibrio vienen en la bibliografía dados en presiones parciales para el gas y concentraciones para la fase líquida (p,c).

$$\begin{array}{cc} \underline{p} & \underline{c} \\ : & : \\ : & : \end{array}$$

Hemos de obtener los valores de Y-X a partir de los anteriores:

$$y = \frac{\text{moles soluto}}{\text{moles soluto} + \text{moles gas inerte}}$$

dividiendo numerador y denominador por el número de moles de gas inerte queda:

$$y = \frac{Y}{Y+1}$$

análogamente:

$$x = \frac{X}{X+1}$$

Si se cumple la ley de Dalton, lo que es frecuente en el gas, $p = y \pi$, siendo π la presión total;

$$p = \frac{Y}{Y+1} \pi \quad Y = \frac{p}{\pi - p} \quad (22)$$

Para calcular X a partir de c hemos de introducir la magnitud ρ_M (densidad molar de la fase líquida):

$$\rho_M = \frac{\text{kmoles totales}}{m^3} \quad c = \frac{\text{kmol soluto}}{m^3}$$

luego

$$\frac{c}{\rho_M} = \frac{\text{kmol soluto}}{\text{kmoles totales}} = x$$

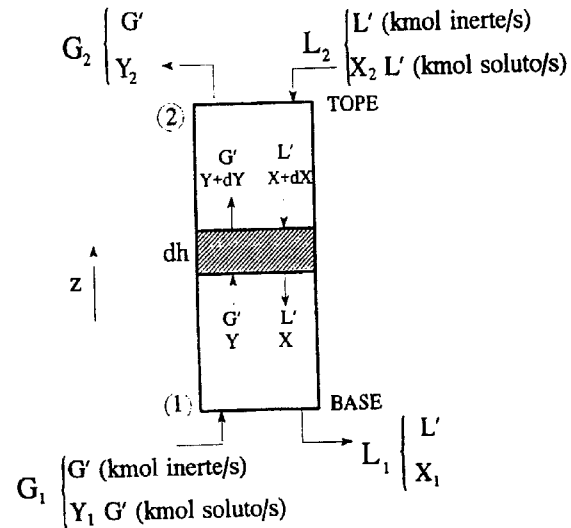
$$c = \frac{X}{X+1} \rho_M \quad X = \frac{c}{\rho_M - c} \quad (23)$$

Las relaciones (22) y (23) nos permiten obtener la siguiente tabla a partir de la comentada anteriormente.

Y	X
:	:
:	:
:	:

suponiendo conocidos π y ρ_M .

A partir de ahora nos referiremos a la columna con la nomenclatura que se muestra en el dibujo:



Se utiliza el subíndice 1 para referirnos a las condiciones en la base de la columna donde la atraviesan las corrientes gaseosa y líquida ricas en soluto; el subíndice 2 alude a las condiciones en el tope por donde pasan las corrientes de gas y líquido pobres en soluto. G_1 , G_2 , L_1 , L_2 son kmoles totales/s, $G_1 = G' + G'Y_1 = G'(1+Y_1)$.

Aunque se admitirá la posibilidad de que la concentración del soluto transferido pueda variar apreciablemente en ambas fases, se supondrá en principio que los efectos caloríficos son suficientemente pequeños para que resulte aceptable suponer una temperatura media uniforme para las dos fases en toda la columna.

También se supondrá una presión total media π para la columna suponiendo despreciable, frente a ella, la pérdida de presión que experimenta el gas al atravesar el relleno.

Consideramos tanto G' como L' constantes a lo largo de toda la columna. (La fase ligera en vez de V , la denominamos G para evitar confusiones con las velocidades en el cálculo del anegamiento).

Si consideramos una porción de la columna de altura diferencial, dh , al llegar el gas, la concentración de soluto será Y y a la salida será $Y+dY$ (puesto que se ha transferido dY , realmente dY es negativo pero esto no tiene importancia ya que estamos considerando el sentido positivo del eje z hacia arriba). Por otra parte, el líquido al llegar el elemento tiene una concentración en soluto $X+dX$ y al salir, una concentración X (puesto que ha ganado dX , también aquí dX es negativo). Establezcamos un balance de materia en la porción diferencial tomando como base de cálculo una unidad de tiempo.

Soluto perdido por el gas = Soluto ganado por el líquido

$$\text{Soluto perdido por el gas: } G'Y - G'(Y+dY) = -G'dY$$

$$\text{Soluto ganado por el líquido: } L'X - L'(X+dX) = -L'dX$$

$$-G'dY = -L'dX \quad (24)$$

Cuya integración conduce a

$$Y = \frac{L'}{G'}X + cte \quad (25)$$

si $X=X_1$, $Y=Y_1$

$$Y_1 = \frac{L'}{G'}X_1 + cte \quad cte = Y_1 - \frac{L'}{G'}X_1 \quad (26)$$

$$Y = \frac{L'}{G'}X + \left(Y_1 - \frac{L'}{G'}X_1 \right) \quad (27)$$

La ecuación (25) o (27) representan una línea recta de pendiente L'/G' en un sistema de coordenadas $Y-X$, lo que justifica la utilización de las concentraciones en "razones

molares". La ecuación (24) también se puede integrar entre 1 y 2:

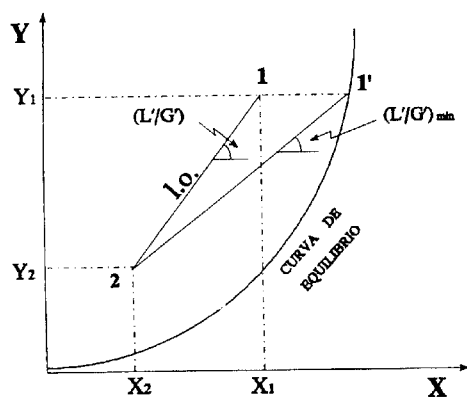
$$Y_1 - Y_2 = \frac{L'}{G'}(X_1 - X_2) \quad (28)$$

La recta considerada, que se puede expresar por (25), (27) ó (28) recibe el nombre de **línea de operación**, representando sus distintos puntos las concentraciones de las dos fases en cada punto de la columna que funciona en *régimen estacionario*. Es de gran utilidad en la resolución de problemas de absorción.

Se puede comprobar que en el diagrama p-c, la línea operativa no es recta: partiendo de (25) y poniendo en función de p y c:

$$\frac{p}{\pi - p} = \frac{L'}{G'} \frac{c}{\rho_M - c} + cte \quad (29)$$

Consideremos el diagrama Y-X donde vamos a representar la curva de equilibrio y la recta operativa. Los extremos de la l.o. (1 y 2) representan las concentraciones de soluto en ambas fases a la entrada y a la salida de la columna, respectivamente.



En un proceso de absorción, la l.o. ha de estar por encima de la curva de equilibrio, debido a que las concentraciones de soluto en la fase gaseosa siempre son superiores a las de equilibrio que correspondrían a las concentraciones de soluto en la fase líquida.

En las operaciones de desabsorción sucede lo contrario y la l.o. queda siempre situada por debajo de la curva de equilibrio. Cuando ambas líneas se cortan, se interrumpe la transferencia.

Los datos de proyecto suelen ser: G_1 y % vol. de soluto, de donde se obtiene G' e Y_1 . Un balance económico determinará el grado de recuperación necesario con lo cual tendremos determinado el valor de Y_2 ; una vez seleccionado el líquido que se va a utilizar se conocerá X_2 (que puede ser cero o el valor que determine el proceso de recuperación de disolvente). También se suponen conocidos los datos de equilibrio del sistema. En definitiva se conocerá: Y_2 , X_2 , Y_1 , G' y los datos de equilibrio.

Cuanto mayor sea (L'/G') , es decir, cuanto mayor sea L' (puesto que G' es un valor fijado), mayor será la pendiente de la l.o. y estará más favorecida la absorción. Sin embargo, el aumento de L' , si bien disminuye los costes fijos de la columna, aumenta los costes de operación. Un balance económico desde el punto de vista práctico suele conducir a un valor

$$L' \approx 1,4 L'_{\text{mínimo}} \quad (30)$$

El L'_{min} se obtiene uniendo el punto 2 con 1'; determinando la pendiente $(L'/G')_{\text{min}}$ y como G' se conoce se puede obtener L'_{min} y de aquí L' .

12.6. CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

Volvamos al elemento diferencial de la columna de absorción, cuyo volumen es Sdh .

Multipliquemos la ecuación (16) por este valor y tengamos en cuenta (24):

$$N \text{ a } S \, dh = k_g a S dh (p - p_i) = k_f a S dh (c_i - c) = K_G a S dh (p - p_e) = K_L a S dh (c_e - c) = -G' dY = -L' dX \quad (31)$$

Obtenemos una expresión en la que todos los términos tienen las dimensiones de un caudal de soluto transferido en kmol/s. De la expresión (31) se puede poner:

$$dh = \frac{-G' dY}{k_g a S (p - p_i)} = \frac{-G' dY}{K_G a S (p - p_e)} = \frac{-L' dX}{k_f a S (c_i - c)} = \frac{-L' dX}{K_L a S (c_e - c)} \quad (32)$$

Para poder integrar esta expresión podemos seguir dos caminos:

- a) Poner las variables p y c en función de X e Y y utilizar el diagrama $Y-X$. Aquí la l.o. es recta, pero la "l.tie" es curva.

$$p = \frac{Y}{Y+1} \pi \quad c = \frac{X}{X+1} \rho_M \quad (33)$$

$$\begin{aligned} dh &= \frac{-G'dY}{k_g a S \pi \left(\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1} \right)} = \frac{-G'dY}{K_G a S \pi \left(\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_e}{Y_e+1} \right)} = \\ &= \frac{-L'dX}{k_l a S \rho_M \left(\frac{X_i}{X_i+1} - \frac{X}{X+1} \right)} = \frac{-L'dX}{K_L a S \rho_M \left(\frac{X_e}{X_e+1} - \frac{X}{X+1} \right)} \end{aligned} \quad (34)$$

- b) Poner X e Y en función de c y p y utilizar el diagrama $p-c$, donde la l.o. es curva y la "l.tie" es recta.

$$Y = \frac{p}{\pi - p} \quad dY = \frac{\pi - p + p}{(\pi - p)^2} dp = \frac{\pi dp}{(\pi - p)^2} \quad (35)$$

$$X = \frac{c}{\rho_M - c} \quad dX = \frac{\rho_M}{(\rho_M - c)^2} dc \quad (36)$$

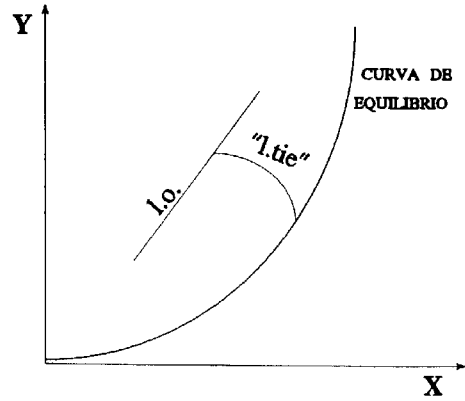
$$\begin{aligned} dh &= \frac{-G'\pi dp}{(\pi - p)^2 k_g a S (p - p_i)} = \frac{-G'\pi dp}{(\pi - p)^2 K_G a S (p - p_e)} = \\ &= \frac{-L'\rho_M dc}{(\rho_M - c)^2 k_l a S (c_i - c)} = \frac{-L'\rho_M dc}{(\rho_M - c)^2 K_L a S (c_e - c)} \end{aligned} \quad (37)$$

Tenemos en total ocho expresiones para calcular la altura mediante integración, debiéndose utilizar aquella que nos convenga en cada caso particular en función de los datos conocidos y las características del proceso.

Puesto que los coeficientes volumétricos $k_g a$ y $k_l a$ son más independientes de la concentración que los $K_G a$ y $K_L a$, vamos a trabajar en primer lugar con los primeros.

12.6.1. Diagrama Y-X

De las relaciones anteriores para el cálculo de dh podemos integrar entre los límites 1 (base) y 2 (tope), o bien cambiando los límites con el correspondiente cambio de signo.



$$h = \frac{G'}{S} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{k_g a \pi \left(\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1} \right)} = \frac{L'}{S} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{k_l a \rho_M \left(\frac{X_i}{X_i+1} - \frac{X}{X+1} \right)}$$

Tomando valores medios para $k_g a \pi$ y para $k_l a \rho_M$:

$$h = \frac{G'/S}{(k_g a \pi)_m} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(Y+1)(Y_i+1)}{(Y-Y_i)} dY = \frac{L'/S}{(k_l a \rho_M)_m} \int_{X_2}^{X_1} \frac{(X_i+1)(X+1)}{(X_i-X)} dX$$

H_G N_G H_L N_L

H_G y H_L reciben el nombre de "altura de una unidad de transferencia" referida a la fase gas o a la fase líquida, respectivamente. Se puede comprobar que el cociente que representan tiene las dimensiones de una altura.

N_G y N_L son adimensionales y representan el "número de unidades de transferencia" referidos a la fase gaseosa y a la fase líquida, respectivamente. Las integrales nos dan números puros que representan el número de unidades de transferencia para transformar Y_1 en Y_2 , o bien X_2 en X_1 . Para calcular la integral se pueden seguir métodos numéricos o gráficos.

La expresión anterior se puede poner:

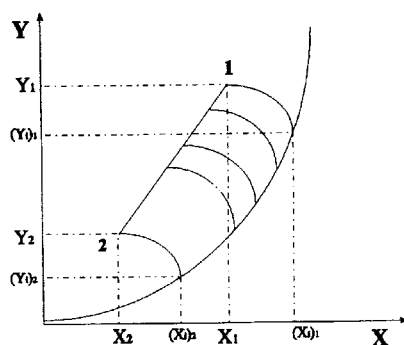
$$h = H_G N_G = H_L N_L$$

Los valores H_G y H_L serán naturalmente diferentes, pero cada uno viene complementado por el valor de N_G y N_L , de tal manera que su producto es igual, tanto para la fase gaseosa como para la fase líquida, e igual a la altura que debe tener el relleno.

Desde el punto de vista del cálculo el problema principal consiste en obtener la integral, puesto que para ello es necesario conocer los datos de la interfase que vendrán dados por la línea tie:

$$\frac{P - P_i}{c - c_i} = - \frac{k_l}{k_g} \quad ; \quad \frac{\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1}}{\frac{X}{X+1} - \frac{X_i}{X_i+1}} = - \frac{k_l \rho_M}{k_g a \pi}$$

Así pues, después de trazar en el diagrama Y-X la curva de equilibrio y la l.o. (recta) será preciso trazar las líneas tie (curvas) para obtener las relaciones Y-Y_i o bien X-X_i.



Y	"l.tie"	Y _i		X	"l.tie"	X _i	
Y ₂	→	(Y _i) ₂	} No	X ₂	→	(X _i) ₂	} N _L
:		:		:		:	
:		:		:		:	
Y ₁		(Y _i) ₁		X ₁		(X _i) ₁	

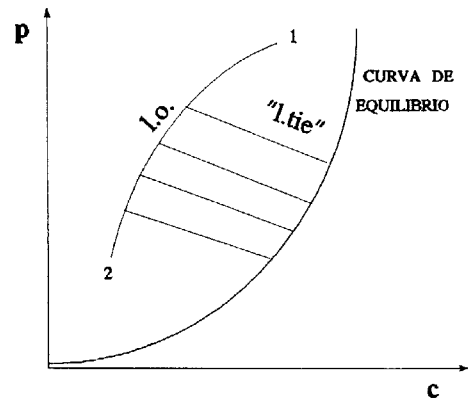
Se ve que el procedimiento resulta bastante engorroso, pero lo que ocurre es que, en muchos casos, se pueden aplicar simplificaciones, como ya veremos.

12.6.2. Diagrama p-c

Como ya sabemos, para este caso la l.o. es curva y la línea tie es recta.

$$\frac{p}{\pi - p} = \frac{L'}{G'} \frac{C}{\rho_M - c} + cte$$

$$\frac{p - p_i}{c - c_i} = - \frac{k_g a}{k_g a}$$



$$h = \frac{G'}{S} \int_{p_2}^{p_1} \frac{\pi dp}{(\pi - p)^2 k_g a (p - p_i)} = \frac{L'}{S} \int_{c_2}^{c_1} \frac{\rho_M dc}{(\rho_M - c)^2 k_g a (c_i - c)}$$

Conocida la pendiente de la "línea tie", $-k_g a / k_g a$, se pueden determinar las condiciones p_i , c_i de la interfase para los puntos de la columna de condiciones p, c . Si se utiliza la fase gaseosa se obtiene la primera tabla y, si la fase líquida, la segunda.

p	"l.tie"	p_i		c	"l.tie"	c_i
p_2	→	p_{i2}		c_2	→	c_{i2}
:		:		:		:
p_1		p_{i1}		c_1		c_{i1}

Las integrales anteriores se pueden simplificar ya que en muchos casos $\pi = cte$.

Si sólo se pretende obtener la recta operativa, entonces las ventajas del diagrama Y-X son evidentes. Pero si hay que obtener a partir de la l.o. muchos valores de la interfase a

través de la "l.tie" es preferible el diagrama p-c, pues es mejor construir una curva y varias rectas que una recta y varias curvas.

12.6.3. Casos particulares. Simplificaciones

a) Mezclas diluidas: se consideran así cuando la razón molar de soluto en el gas que entra en la columna, Y_1 , es menor del 10%. Para estos casos el tratamiento es mucho más sencillo y se suele aplicar a la mayoría de los gases. Para estos casos $Y \ll 1$; $X \ll 1$.

La ecuación de la "línea tie" será:

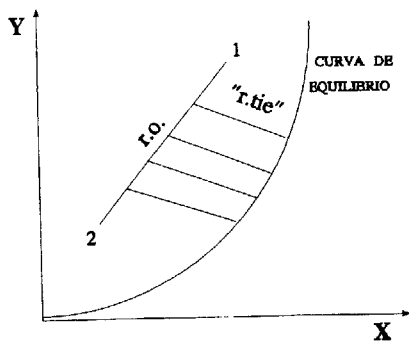
$$\frac{Y - Y_i}{1 - Y_i} = - \frac{k_f a \rho_M}{k_g a \pi} \frac{X - X_i}{1 - X_i}$$

es decir

$$\frac{Y - Y_i}{X - X_i} = - \frac{k_f a \rho_M}{k_g a \pi}$$

En cuanto al número de unidades de transferencia:

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i} \quad N_L = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X}$$



Tanto la l.o. como la l. tie son rectas en el diagrama Y-X por lo que este diagrama será el apropiado para calcular el número de unidades de transferencia en el caso de disoluciones diluidas.

Aquí la presión parcial del gas inerte es prácticamente constante a lo largo de toda la columna e igual a π : $\pi - p \approx \pi$.

Los coeficientes volumétricos $k_g a$ y $k_l a$ son constantes a lo largo de toda la columna.

La concentración de soluto en el gas y en el líquido es lo suficientemente pequeña para que sean prácticamente iguales las razones molares y las fracciones molares:

$$Y = \frac{p}{\pi - p} \approx \frac{p}{\pi} = y \quad X = \frac{c}{\rho_M - c} \approx \frac{c}{\rho_M} = x$$

Para el diagrama Y-X:

$$h = \frac{G' / S}{k_g a \pi} \int_{y_i}^{y_1} \frac{dY}{Y - Y_i} = \frac{L' / S}{k_l a \rho_M} \int_{x_i}^{x_1} \frac{dX}{X_i - X}$$

y si es posible la simplificación considerada anteriormente, se puede utilizar el diagrama y-x:

$$h = \frac{G' / S}{k_g a \pi} \int_{y_i}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} = \frac{L' / S}{k_l a \rho_M} \int_{x_i}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x}$$

b) Control de la fase líquida: o lo que es igual, resistencia de la fase gaseosa despreciable. Esto significa que $Y \approx Y_i$; $Y - Y_i = 0$.

Para el diagrama Y-X la "línea tie"

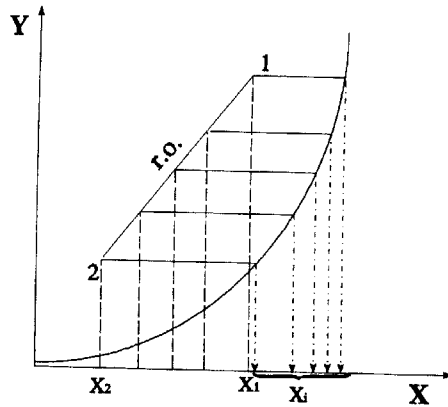
será:

$$\frac{\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1}}{\frac{X}{X+1} - \frac{X_i}{X_i+1}} = \frac{\frac{Y_i}{Y_i+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1}}{\frac{X}{X+1} - \frac{X_i}{X_i+1}} = -\frac{k_l a \rho_M}{k_g a \pi}$$

por tanto será:

$$-\frac{k_l a \rho_M}{k_g a \pi} = 0$$

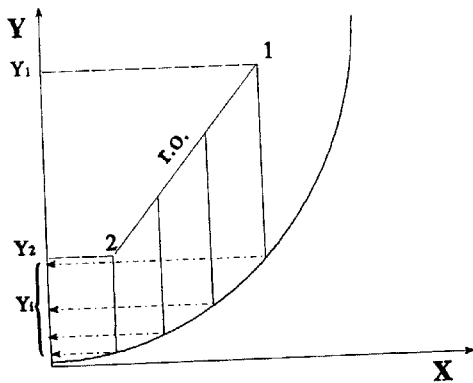
las líneas tie son horizontales. Se utilizará la fase líquida para el cálculo del N_L .



$$N_L = \int_{X_2}^{X_1} \frac{(X_i+1)(X+1)}{(X_i-X)} dX$$

El diagrama Y-X tiene ventaja sobre el p-c ya que la l.o. es recta.

c) Control de la fase gaseosa: ahora será despreciable la resistencia a la transferencia de materia en la fase líquida: $X \approx X_i$; $X - X_i = 0$.



La ecuación de la línea tie en el diagrama Y-X será:

$$\frac{\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1}}{\frac{X}{X+1} - \frac{X_i}{X_i+1}} = \frac{\frac{Y}{Y+1} - \frac{Y_i}{Y_i+1}}{\frac{X_i}{X_i+1} - \frac{X_i}{X_i+1}} = -\frac{k_f \rho_M}{k_g a \pi}$$

entonces:

$$-\frac{k_f \rho_M}{k_g a \pi} \rightarrow -\infty$$

es decir, la línea tie es vertical.

Se utilizará la fase gaseosa para calcular el N_G .

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(Y+1)(Y_i+1)}{(Y-Y_i)} dY$$

d) Mezclas muy diluidas: para este caso se cumple la ley de Henry, $p = Hc$; que en función de las razones molares será:

$$\frac{Y}{Y+1} \pi = H \frac{X}{X+1} \rho_M$$

y puesto que $Y \ll 1$; $X \ll 1$;

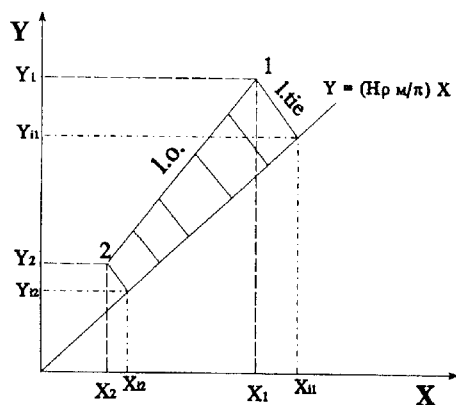
$$Y\pi = HX\rho_M \quad Y = \left(\frac{H\rho_M}{\pi} \right) X$$

En el diagrama Y-X tanto la línea de equilibrio, la línea tie como la l.o. son rectas.

$$l.o.: Y = \frac{L'}{G'} X + cte$$

$$l.tie: \frac{Y - Y_i}{X - X_i} = \frac{k_f \rho_M}{k_g a \pi}$$

$$l.equil.: Y = \left(\frac{H\rho_M}{\pi} \right) X$$



En este caso se puede resolver la obtención de N_G o de N_L sin tener que recurrir a métodos gráficos, pues se puede utilizar un valor medio logarítmico constante de la fuerza impulsora entre el tope y la base de la columna.

Ahora será:

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i} \quad ; \quad N_L = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X}$$

Consideremos $Y - Y_i = \Delta Y$. Cuando se trata de líneas rectas:

$$\frac{dY}{dX} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$$

Análogamente

$$\frac{d(\Delta Y)}{dX} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{X_1 - X_2}$$

Dividiendo

$$\frac{dY}{d(\Delta Y)} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}$$

multiplicando ambos miembros por $d(\Delta Y) / \Delta Y$ queda:

$$\frac{dY}{\Delta Y} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1 - \Delta Y_2} \frac{d(\Delta Y)}{\Delta Y}$$

integrando

$$\int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{\Delta Y} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1 - \Delta Y_2} \int_{\Delta Y_2}^{\Delta Y_1} \frac{d(\Delta Y)}{\Delta Y} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1 - \Delta Y_2} \ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_1 - \Delta Y_2} \frac{Y_1 - Y_2}{(\Delta Y)_{ml}} = \frac{Y_1 - Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}}$$

denominándose el último denominador de la expresión anterior "media logarítmica". Por

tanto:

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y_i} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y - Y_i)_{ml}} ; \quad (Y - Y_i)_{ml} = \frac{(Y_1 - Y_{i1}) - (Y_2 - Y_{i2})}{\ln \frac{Y_1 - Y_{i1}}{Y_2 - Y_{i2}}}$$

Similarmente:

$$N_L = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X_i - X} = \frac{X_1 - X_2}{(X_i - X)_{ml}} ; \quad (X_i - X)_{ml} = \frac{(X_{i1} - X_1) - (X_{i2} - X_2)}{\ln \frac{X_{i1} - X_1}{X_{i2} - X_2}}$$

Los resultados son exactos cuando la línea de equilibrio es recta, pero aún tienen buena aproximación cuando presenta ligera curvatura.

La media logarítmica se puede sustituir por la media aritmética cuando las fuerzas impulsoras en ambos extremos de la columna difieren en un valor inferior a 2.

12.6.4. Cálculo de la altura basada en los coeficientes volumétricos globales

Desde el punto de vista práctico es casi siempre más interesante trabajar con los coeficientes volumétricos globales para los que no es necesario el conocimiento de las condiciones interfaciales.

A partir de la ecuación (34) ó (37) se llegaría a expresiones análogas a las que ya hemos visto para el cálculo de h:

$$h = \frac{G/S}{(K_G a \pi)_m} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1+Y)(1+Y_e)}{(Y-Y_e)} dY = \frac{L/S}{(K_L a \rho_M)_m} \int_{X_2}^{X_1} \frac{(X_e+1)(X+1)}{X_e-X} dX$$

$$H_{GT} \quad N_{GT} \quad H_{LT} \quad N_{LT}$$

$$h = H_{GT} N_{GT} = H_{LT} N_{LT}$$

Como es evidente, aquí también cabría considerar las simplificaciones vistas anteriormente para el caso en que se utilizaban coeficientes volumétricos individuales.

12.7. CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA

Es importante conocer el diámetro de la columna de relleno cuando se utiliza en las Operaciones de Transferencia de Materia tales como Destilación, Extracción líquido-líquido, Absorción. Dichas columnas se utilizan para poner en contacto dos fluidos inmiscibles o parcialmente miscibles (un gas y un líquido o dos líquidos). El relleno tiene por objeto conseguir la máxima superficie de contacto entre los dos fluidos y un alto grado de turbulencia en los mismos con el fin de favorecer la transferencia de materia. Tratemos de recordar las formas de los distintos rellenos son aquellas que han resultado ser experimentalmente más adecuadas:

- Rejillas o rejas: se utilizan en casos especiales, generalmente en columnas de sección cuadrada, construyéndose de madera, plásticos, etc.

- Sólidos troceados: son los más baratos, pero no suelen ser muy efectivos desde el punto de vista del flujo del líquido y del área de contacto interfacial.

- Los clásicos rellenos de formas determinadas: anillos Raschig, anillos Lessing, anillos Pall, sillas Berl, etc.

Están constituidos de un material con poca reactividad de manera que no se ataque por los fluidos con los que va a estar en contacto (cerámica, vidrio, plástico, metal, etc.).

Entre las propiedades importantes del relleno están:

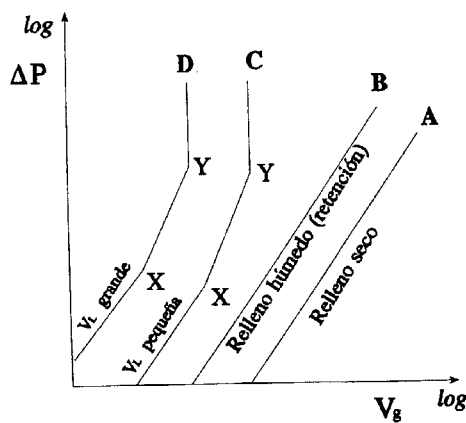
- "a" : área interfacial específica, ($a = \text{superficie del relleno} / \text{volumen del relleno}$), (L^{-1}).
- "ε" : porosidad (fracción de huecos), ($\epsilon = \text{Volumen de huecos} / \text{Volumen total}$), suele variar entre 0,45 y 0,95.

Además el tamaño del relleno debe estar relacionado con el diámetro de la columna.

Generalmente se considera que se debe cumplir:

$$\text{Tamaño del relleno} < \left(\frac{1}{8}\right) \text{ Diámetro de la columna}$$

Consideremos ahora la caída de presión cuando circulan dos fluidos en contracorriente en una columna de relleno, concretándolo al caso de la Absorción.



En la mayor parte de los casos el gas circula en régimen turbulento y la relación que se obtiene generalmente entre la caída de presión ΔP y la velocidad de gas a conducto vacío V_g (densidad de flujo volumétrico) es una línea como la A de la figura cuya pendiente es 1,8, es decir

$$\Delta P \propto V_g^{1,8}$$

Si ahora se llena la columna que contiene el relleno con el líquido y luego se deja vaciar (retención) y se repite el experimento, se encuentra una relación como la anterior, pero representada por la línea B, sólo que ahora la constante de proporcionalidad será distinta al encontrar valores de ΔP incrementados respecto al relleno seco.

Supongamos ahora que, además del flujo gaseoso hacia arriba, circula líquido hacia abajo por el relleno; si la velocidad de circulación del líquido es constante y relativamente baja, se encuentra el comportamiento representado por la línea C: al principio (V_g bajas) la caída de presión es similar a la que presentan las líneas A y B, pero cuando se alcanza cierto valor (correspondiente al punto X de la línea C), entonces ΔP se eleva más rápidamente, obedeciendo a una relación

$$\Delta P \propto V_g^{2.5}$$

que se mantiene en el intervalo XY de la mencionada línea C. Alcanzado el punto Y, el flujo de líquido y de gas se interfieren y la retención de líquido en la columna aumenta progresivamente. El espacio del relleno se va ocupando por el líquido y la resistencia al flujo se eleva rápidamente.

El punto X se conoce como *punto de carga o de arrastre* y el punto Y, *punto de anegamiento o inundación*, ambos para un flujo de líquido dado.

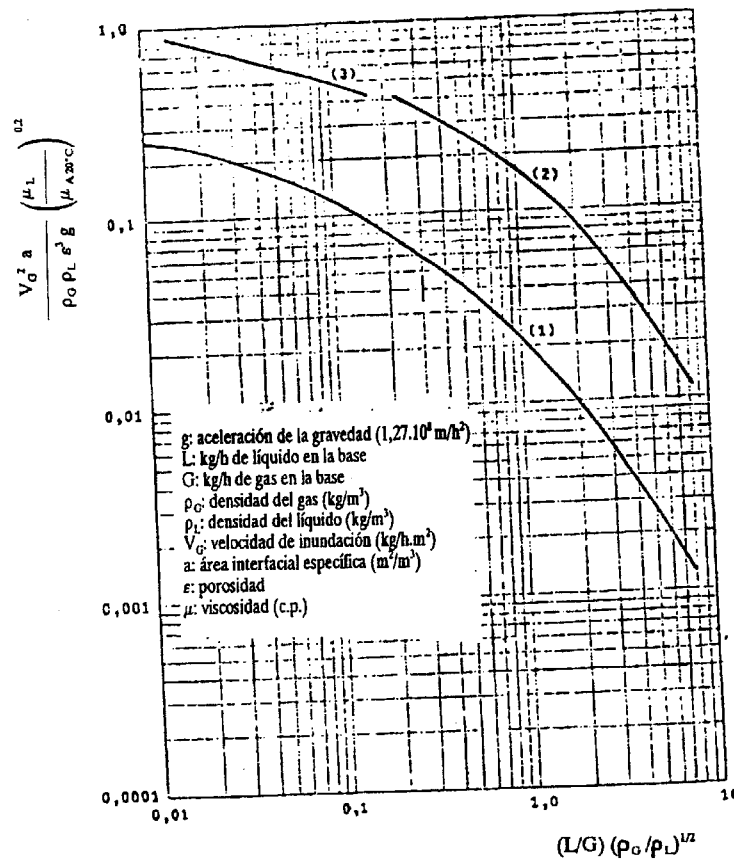
Si el flujo de líquido se incrementa se obtiene una línea D, similar a la C, en la cual el punto de carga se alcanza a una velocidad más baja de gas, pero a un valor similar de ΔP .

Es recomendable la operación con una razonable retención en la columna, lo que aumenta el contacto interfacial, pero no es bueno trabajar en condiciones de inundación donde el líquido ocupa la columna como una fase continua. La zona más recomendable de operar es la comprendida entre los puntos X-Y, pero puesto que se trata de unas condiciones con un intervalo relativamente corto en el flujo de gas y muy inestable donde se puede pasar

fácilmente a la inundación, por ello en la práctica se debe fijar punto de carga X para el cálculo.

Existen procedimientos para determinar caudales de anegamiento o inundación (generalmente referidos al gas) en columnas de relleno, unos son gráficos y en otros casos se utilizan correlaciones empíricas.

En la figura siguiente se muestra una correlación de anegamiento para contacto gas líquido en torres de relleno debida a Lobo y cols.



Gráfica de anegamiento para columnas de relleno

- (1) Sillas, anillos dispuestos al azar
- (2) Anillos ordenados
- (3) Rejas de goteo

El área debajo de las curvas representa las posibles condiciones de operación.

Con fines de diseño, la velocidad másica del gas debe ser un 65-75% de la de anegamiento (un 40% si se forma espuma), para cuya determinación nos sirve el gráfico anterior, debiéndose dar los siguientes pasos:

- a) Se calcula con los datos disponibles la abscisa.
- b) Con el valor anterior y la disposición del relleno mediante el gráfico obtendremos la ordenada.
- c) Del valor de la ordenada podemos obtener la velocidad másica de anegamiento V_G .

Aplicando lo dicho anteriormente y tomando por ejemplo el 70% del valor encontrado:

$$(0,70)V_G = \frac{G}{S} \quad S = \frac{G}{(0,70)V_G} \quad (m^2)$$

Por otra parte:

$$S = \frac{\pi D^2}{4} \quad D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$$

de donde obtenemos el diámetro de la columna buscado.

Un ejemplo de correlación empírica para determinar la velocidad másica de inundación del gas, V_G , es la *ecuación de Sawitowski*:

$$\ln \left[\left(\frac{V_G^2 a}{\rho_G \rho_L \epsilon^3 g} \right) \left(\frac{\mu_L}{\mu_A} \right)^{0,2} \right] = -4 \left(\frac{L}{G} \right)_{BASE}^{1/4} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/8}$$

con la misma nomenclatura que en el caso anterior, μ_A es la viscosidad del agua a 20°C.

PRÁCTICAS DE CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA.

PRACTICA DE ABSORCIÓN

EQUIPO UTILIZADO:

Utilizaremos el programa de simulación de absorción Simuabsor versión 1.0.3.

PROCEDIMIENTO:

Nos familiarizaremos con el uso del programa y con las características de una columna de absorción con el siguiente caso.

Procederemos a calcular una columna de absorción utilizando como líquido absorbente agua y como corriente gaseosa una mezcla de aire y CO₂ con un contenido de CO₂ del 20% en volumen. (La composición de esta corriente será 55,52% de nitrógeno, 16,87 % de oxígeno y 27,61 % de dióxido de carbono). El caudal de gas será de 7,02 L/s (10 g/s) y el de agua será de 10 kg/s. La columna sera de 5 platos con una eficacia de los platos del 100%.

Utilizando el diagrama de equilibrio para el dióxido de carbono determinaremos el caudal mínimo de agua que es posible utilizar.

Se evalúan todas las corrientes en la columna al objeto de determinar el funcionamiento de la misma.

Se determina el caudal de agua que se debe utilizar para que se pudiera realizar una absorción de nitrógeno.

Se determina el efecto en el rendimiento de la absorción de dióxido de carbono de una eficacia de los platos de 75%.

Se determina el efecto de operar a 2 atmósferas de presión (202650 Pa), así como a 0,5 atmósferas.

Se determina el uso del equipo como columna de desorción mediante el uso de la corriente de líquido obtenida inicialmente a una baja presión (0,1 atm.)

Una vez familiarizados con el funcionamiento del equipo

Estudiaremos la influencia del caudal de agua mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con los siguientes caudales de agua:
0,1, 1, 5, **10**, 20, 30, 40 y 50 kg/s

Estudiaremos la influencia del caudal de gas mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con los siguientes caudales de gas:
0,001, 0,005, **0,01**, 0,1, 1, 5 y 10kg/s

Estudiaremos la influencia de la concentración de dioxido de carbono mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con las siguientes concentraciones de dioxido en volumen:
5%, 10%, 15%, **20%**, 25%, 30%, 35% y 40%

Estudiaremos la influencia del numero de etapas mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con las siguientes etapas:
1, 3, **5**, 10, 20, y 30 platos.

Estudiaremos la influencia de la eficacia de los platos mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con las siguientes eficacias:
50%, 70%, 80%, 90% y **100%**

Estudiaremos la influencia de la presion mediante el calculo del rendimiento del la absorción de doxido de carbono con las siguientes presiones:
0,1 atm , 0,5 atm, 0,75 atm, **1 atm**, 2 atm, 4 atm, y 10 atm

Finalmente se plantea el siguiente caso práctico:
Tenemos una corriente contaminada de COV con la siguiente composición:

Aire: 50%

sulfuro de hidrógeno: 15%

benceno: 25%

acetona :10%

todos los % en volumen

(los pm son: 32, 28, 34, 78 y 58 respectivamente para el oxigeno, nitrógeno sulfuro de hidrógeno, benceno y acetona)

Determine:

La relación L/V necesaria para eliminar solo el 90% de la acetona

La relación L/V necesaria para eliminar el 90% del benceno

Proponga las condiciones mas adecuadas para eliminar los compuestos contaminantes de la corriente.