
UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON
FALLA LE ORIGEN

CONSTRUCCION Y PRUEBA DE UNA TORRE DE RELLENO
EXPERIMENTAL PARA EL CALCULO DE COEFICIENTES
GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN FASE LIQUIDA.

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
SILVIA AMBRIZ HERNANDEZ

Asesor: I. Q. Zeferino Ramírez Becerra
GUADALAJARA, JALISCO 1987



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CONTENIDO

| | pág. |
|--|------|
| INTRODUCCIÓN | I |
| NOMENCLATURA | II |
| CAPÍTULO I: TEORÍA | |
| 1.- TRANSFERENCIA DE MASA | 1 |
| A).- Equipo para la transferencia de masa | |
| 2.- TORRES EMPACADAS PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA | 6 |
| A).- Balance de Materia | |
| B).- Transferencia de masa local entre dos fuses | 7 |
| C).- Coeficientes globales de transferencia de masa local. | 9 |
| CAPÍTULO II: DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO EMPLEADO | |
| A).- Descripción de la torre de relleno | 17 |
| B).- Descripción del sistema empleado | 19 |
| CAPÍTULO III: EXPERIMENTACIÓN | |
| A).- Ecuaciones de calibración de los manómetros | 22 |
| B).- Operación de la torre de relleno | |
| C).- Selección del rango de trabajo | 23 |
| D).- Muestreo | |
| CAPÍTULO IV: RESULTADOS | |
| A).- Resultados del Muestreo | 24 |
| B).- Tabla de Concentración del CO_2 | |
| C).- Tabla y Gráficas del K_L | 32 |
| D).- Determinación de la relación entre K_L y G_L | 37 |
| E).- Linearización de K_L contra G_L por el Método Estadístico de Mínimos Cuadrados. | 37 |

| | |
|--|----|
| CAPÍTULO V; ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS | 46 |
| RESUMEN | 47 |
| CONCLUSIONES | 48 |
| BIBLIOGRAFÍA | 49 |
| APÉNDICE: | |
| A).- Calibración de los manómetros | 50 |
| B).- Rutina de Trabajo | 56 |
| C).- Tabla de la Ley de Henry para el CO ₂ en el agua a distintas temperaturas | 58 |

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. Esta operación requiere la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa al líquido. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es decir del líquido al gas, la operación se conoce como desorción.

Para conocer mejor esta importante operación se construyó y se probó una torre de relleno experimental para el cálculo de coeficientes globales de transferencia de masa en fase líquida.

Esta torre podrá utilizarse para prácticas en el laboratorio de Ingeniería Química, en la cual el alumno puede ver y aprender claramente la operación unitaria de transferencia de masa de Absorción que generalmente se utiliza dentro de la industria en la recuperación o eliminación de un soluto.

El relleno experimental fue un conjunto de pequeños cilindros dispuestos de manera aleatoria, los cuales sirvieron como medio de intercambio másico.

En la experimentación se usó para la fase líquida agua y para la fase gaseosa una mezcla de aire y dióxido de carbono (CO_2).

N O M E N C L A T U R A

NOMENCLATURA

| | |
|------------|--|
| dz | Altura diferencial de la torre |
| h | Altura de los cilindros del empaque en m |
| y | Componente más volátil en la fase gaseosa, fracción molar |
| x | Componente más volátil en la fase líquida, fracción molar |
| K_L | Cocficiente de transferencia de masa en fase líquida en - Kmol/h m ² (Kmól/m ³) |
| K_G | Cocficiente de transferencia de masa en fase gaseosa en - Kmol/h m ² (Kmól/m ³) |
| C_2 | Concentración de CO ₂ en el agua a la salida de la columna |
| C_1 | Concentración de CO ₂ en el agua a la entrada de la columna |
| C | Concentración de CO ₂ en el equilibrio |
| H | Constante de Henry en atm/fracción molar |
| I | Inundación en % |
| C_D | Concentración de solución |
| ΔP | Diferencia de presión en cm |
| ρ_m | Densidad molar Kmoles/m ³ |
| d_p | Diámetro de cada pieza del empaque en m |
| D | Diámetro de la torre en m |
| G | Gasto molar del flujo de la fase gaseosa en Kmoles/h |
| L | Gasto molar del flujo de la fase líquida en Kmoles/h |
| N | Normalidad de la solución de NaOH usada en la titulación |
| Nc | Número de cilindros dentro de la torre |
| M | Perímetro medio en m |
| r | Radio de los cilindros |
| A | Superficie de absorción total de los cilindros en m ² |
| V_2 | Volumen de la solución de dióxido de carbono en m ³ |
| V_1 | Volumen usado en la titulación de NaOH en m ³ |
| G_L | Velocidad de mojada en Kmól/h m |

CAPÍTULO I
TEORÍA .

TRANSFERENCIA DE MASA

A) EQUIPO PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA

Una parte importante de las operaciones unitarias en ingeniería Química, está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen necesariamente, reacciones químicas. -- Por lo común estas operaciones se encaminan a separar las partes componentes de una sustancia.

En el caso de mezclas, las separaciones pueden ser totalmente mecánicas, como la filtración de un sólido a partir de una suspensión en un líquido, la clasificación de un sólido por tamaño de partícula mediante cribado, o la separación de partículas en un sólido basándose en su densidad. -- Por otra parte, si las operaciones cambian la composición de soluciones, entonces se conocen como operaciones de transferencia de masa: raro es el proceso químico que no requiera de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos: para ésto, en general, se utilizan las operaciones de transferencia de masa.

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande como en la figura 1.1. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

El cuerpo de la torre puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal.

La figura 1.1 muestra los componentes principales de una torre empacada.

La fase líquida entra por la parte superior de la columna, y se distribuye sobre la superficie del empaque ya sea mediante espesas o mediante placas distribuidoras. En la mayor parte de las operaciones de transferencia de masa, la fase líquida fluiría hacia abajo a través del empaque siguiendo caminos tortuosos, exponiéndose por tanto a una gran área superficial para contactar la fase gaseosa que sube. Esta fase gaseosa, entraría por el fondo de la torre y subiría siguiendo también sendos tortuosos.

Las operaciones de transferencia de masa se llevan a cabo en torres con platos o bien en columnas empacadas. Los desarrollos que siguen se dedicarán exclusivamente a columnas empacadas, pudiendo hacerse una comparación cualitativa entre los dos tipos de contacto.

1.- Caída de presión del gas. Generalmente, las torres empacadas requerirán una menor caída de presión. Esto es especialmente importante para la destilación al vacío.

2.- Retención del líquido. Las torres empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales.

3.- Relación líquido-gas. En las torres de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En torres empacadas son preferibles los valores altos.

4.- Sistemas espumantes. Las torres empacadas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.

5.- Corrosión. Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las torres empacadas son probablemente las menos costosas.

6.- Limpieza. La limpieza frecuente es más fácil con las torres de platos.

7.- Fluctuaciones grandes de temperatura. Los empaques--

frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más satisfactorios.

8.- Carga sobre la base. Las torres empacadas de plástico son menos pesadas que las torres de platos, las que a su vez son más ligeras que las torres de cerámica o empacadas de metal.

9.- El gran diámetro de las columnas empacadas no es muy satisfactorio, debido a la mala distribución del líquido.

10.- Costo. Si no hay otras consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

Han sido utilizados muchos tipos de materiales de empaque, que van desde sólidos muy fáciles de adquirir, como piedras, botellas rotas, trozos de porcelana: hasta formas geométricas complejas y caras. En general, el material de empaque debe satisfacer las siguientes características:

1.- Debe tener buenas características de humedecimiento.

2.- Debe tener una gran superficie humedecida por unidad de volumen de espacio empacado, para que presente una área interfacial potencial grande para el contacto de las fases.

3.- Debe tener un gran volumen vacío. Esto permitirá fluir cantidades razonables de las fases sin que existan caídas serias de presión.

4.- Debe ser resistente a la corrosión.

5.- Debe tener una baja densidad a granel. Para grandes torres empacadas, el peso del empaque puede ser muy considerable, lo que suscita problemas serios de soporte.

6.- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.

7.- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.

8.- Debe ser relativamente barato.

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria.

En el caso de empaques al azar, la densidad del empaque, es decir; el número de piezas de empaque por pie cúbico, es generalmente menor en la vecindad inmediata de las paredes de la torre; por ésta causa, el líquido tiende a segregarse hacia las paredes y el gas a fluir en el centro de la torre. Dicha tendencia es menos pronunciada si el diámetro de cada pieza de empaque es al menos un octavo de diámetro de la torre; no obstante, se recomienda que, si es posible, la relación de $dp/T = 1/15$. Aún así, se acostumbra permitir la redistribución del líquido a intervalos que varían de tres a diez veces el diámetro de la torre, al menos cada 6 a 7 m. En vista a la apropiada distribución del líquido, las torres empacadas se construyen de 6 a 7 m o más.

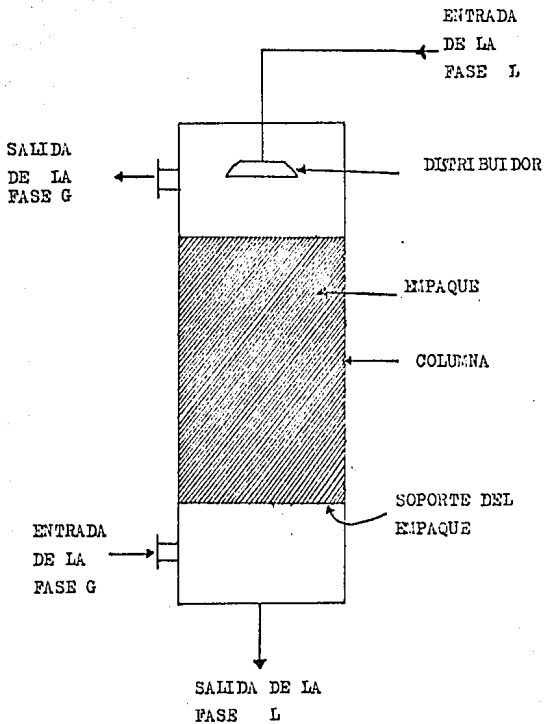


Fig. 1.1. COMPONENTES DE UNA TORRE EMPACADA

TORRES EMPACADAS PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA

A) Balance de materia

Consideremos una torre de relleno utilizada para una operación de transferencia de masa como puede serlo - una destilación o una absorción gaseosa. Esta torre se puede apreciar esquemáticamente en la Fig. 2.1. En este esquema se utiliza la siguiente nomenclatura.

G = gasto molar del flujo de la fase G, Kg moles/h

L = gasto molar del flujo de la fase L, Kg moles/h

y = componente más volátil en la fase G, fracción molar

x = componente más volátil en la fase L, fracción molar

dz = altura diferencial de la torre, m

Subíndice 1 = domo de la torre

Subíndice 2 = fondo de la torre

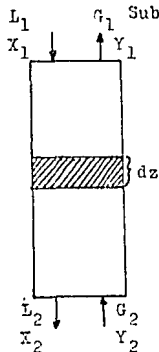


Fig. 2.1

El balance para la sección diferencial de la torre proporciona:

$$dG = dL \quad (2.1)$$

Balance de componentes para la misma sección nos da:

$$d(Gy) = d(Lx) \quad (2.2)$$

$$L_1 X_1 + G_2 Y_2 = L_2 X_2 + G_1 Y_1 \quad (2.3)$$

Si la columna tiene un único componente soluble y el resto del fluido es una sustancia inerte que pasa inalterada a través de la torre, ya sea para la fase líquida como para la gaseosa, el flujo no difundente, L_s , es igual a:

$$L_s = L (1 - x) \quad (2.4)$$

por lo tanto:

$$L = \frac{Ls}{(1-x)} \quad (2.5) \quad G = \frac{Gs}{(1-y)} \quad (2.6)$$

Si únicamente se transfiere un componente de la fase gaseosa a la fase líquida y la vaporización del disolvente es despreciable, también pueden escribirse las siguientes ecuaciones:

$$d(Lx) = dL \quad (2.7)$$

$$d(Gy) = dG \quad (2.8)$$

B) TRANSFERENCIA DE MASA LOCAL ENTRE DOS FASES

Se va a estudiar la situación a una altura particular de la torre; por ejemplo, entre la parte superior y la inferior. Puesto que el soluto se está difundiendo de la fase gaseosa hacia la fase líquida, debe existir un gradiente de concentración en el sentido de la transferencia de masa dentro de cada fase. Esto puede mostrarse gráficamente en función de la distancia a través de las fases, como es la figura 2.2 en donde se muestra una sección a través de las dos fases en contacto. Se supone que no ocurre reacción química. La concentración de A en la masa principal del gas es $y_{A,G}$ - fracción mol y desciende hasta $y_{A,i}$ en la interfase. En el líquido, la concentración desciende de $x_{A,i}$ en la interfase a $x_{A,L}$ en la masa principal del líquido. Las concentraciones de $y_{A,i}$ y $x_{A,i}$ no son claramente valores en el equilibrio, puesto que si lo fueran, no habría difusión del soluto. Al mismo tiempo, estas concentraciones no pueden utilizarse de modo directo con un coeficiente de transferencia de masa para describir la rapidez de transferencia de masa en la interfase, porque las dos concentraciones no pueden utilizarse de modo directo porque las dos concentraciones están relacionadas de manera distinta con el potencial químico, el cual es la "fuerza motriz" real de la transferencia de masa.

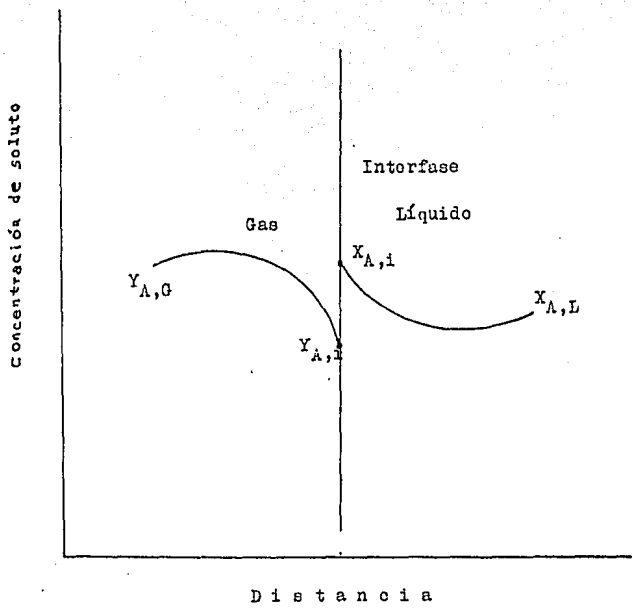


Figura 2.2 Concepto de la doble Resistencia.

Las diferentes concentraciones también pueden mostrarse en forma gráfica, como en la figura 2.3; las coordenadas serán de la curva de distribución en el equilibrio. El punto P representa las dos concentraciones de las fases: el punto M, las que se encuentran en la interfase. Para la transferencia de masa en estado estacionario, la rapidez con la cual A alcanza la interfase del gas debe ser igual a aquella con la cual se difunde en el líquido, de tal forma que no haya acumulación o agotamiento de A en la interfase. Por lo tanto, el Flux de A se puede escribir en función de los coeficientes de transferencia de masa respecto de cada fase y de los cambios de concentración apropiados para cada una. Por lo tanto, cuando k_y y k_x son los coeficientes aplicables en forma local,

$$N_A = k_y (y_{A,G} - y_{A,i}) = k_x (x_{A,i} - x_{A,L}) \quad (2.9)$$

y las diferencias en las y y las x se consideran como las "fuerzas motrices" para la transferencia de masa; la reordenación - proporciona la pendiente de la línea PM.

$$\frac{y_{A,G} - y_{A,i}}{x_{A,L} - x_{A,i}} = - \frac{k_x}{k_y} \quad (2.10)$$

G) COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA LOCAL

En determinaciones experimentales de la rapidez de la transferencia de masa, generalmente es posible determinar por muestreo y análisis, las concentraciones de soluto en la masa total de los fluidos. Un muestreo adecuado de los fluidos en la interfase es generalmente imposible, puesto que la mayoría de las diferencias de concentración, como $(y_{A,G} - y_{A,i})$, tienen lugar en distancias extremadamente pequeñas. Un aparato ordinario de muestreo resultaría tan grande en comparación

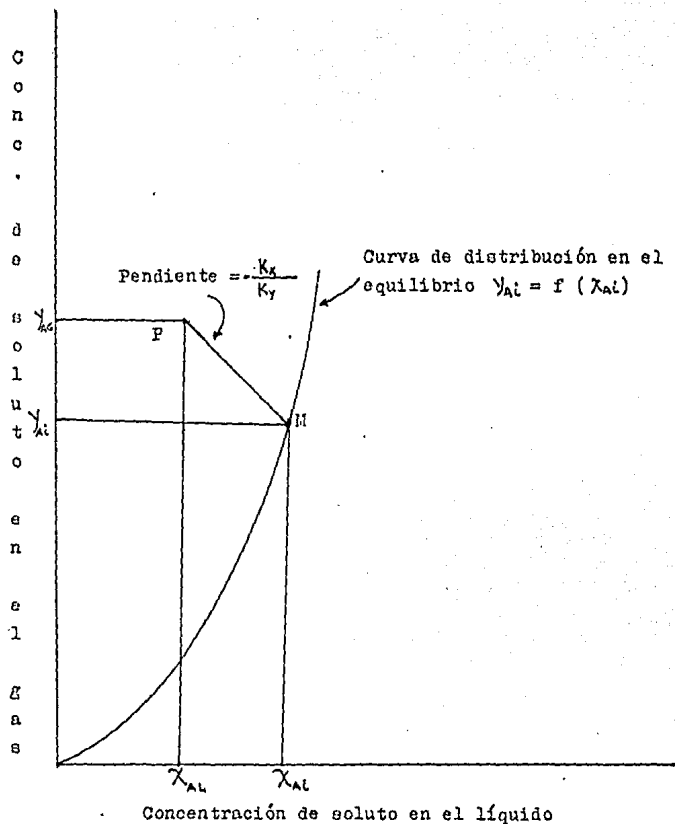


Figura 2.3 Alejamiento de las concentraciones de las fases totales del equilibrio.

con esta distancia que sería imposible acercarse lo suficiente a la interfase.

Entonces, el efecto completo de la transferencia de masa de las dos fases puede medirse en función de un coeficiente global de transferencia de masa.

En condiciones de régimen permanente y tomando dN_A como positivo;

$$dN_A = - d(G_y) = - d(L_x) \quad (2.11)$$

por lo que

$$dN_A = - \frac{G dy}{1-y} = - \frac{L dx}{1-x} \quad (2.12)$$

Con las condiciones en régimen permanente, el componente soluble se transfiere desde la masa de fase gaseosa a la interfase, luego se transfiere desde esta superficie a la masa de la fase líquida en cuyo caso se tiene la ecuación;

$$dN_A = k_L (C_{A,i} - C_{A,L}) dA \quad (2.13)$$

y para la fase gaseosa;

$$dN_A = k_G (P_{A,i} - P_{A,G}) dA \quad (2.14)$$

Como es más común tener los datos experimentales en términos de concentración es por lo que, se escribe;

$$P (y - y_1) = - (P_i - P_G) \quad (2.15)$$

$$- \frac{G dy}{1-y} = k_G P (y - y_1) dA \quad (2.16)$$

siendo P la presión total (atm)

y para la fase líquida corresponde;

$$- \frac{L dx}{1-x} = k_L \rho_m (x_i - x) \quad (2.17)$$

siendo ϱ_m la densidad molar de la fase líquida en kilomoles de disolvente más soluto por m^3 de solución. Para disoluciones acuosas diluidas o para pequeñas diferencias de concentración, ϱ_m puede considerarse constante.

Considérese la situación que se muestra en la figura 2.4. Puesto que la curva de distribución en el equilibrio es única temperatura y presión dadas, entonces y_A^* , en equilibrio con $x_{A,L}$, es una medida de $x_{A,L}$ tan adecuada como lo es $x_{A,L}$ por sí misma; más aún, tiene la misma base que $y_{A,G}$. Por lo que tenemos la siguiente ecuación;

$$N_A = K_y (y_{A,G} - y_A^*) \quad (2.18)$$

siguiendo la geometría de la fig. 2.4

$$\begin{aligned} y_{A,G} - y_A &= (y_{A,G} - y_{A,i}) + (y_{A,i} - y_A) \\ &= (y_{A,G} - y_{A,i}) + (x_{A,i} - x_{A,L}) m' \end{aligned} \quad (2.19)$$

donde m' es la pendiente de la curva CM y así, sustituyendo las diferentes concentraciones por sus equivalentes, se llega a:

$$\frac{N_A}{K_G} = \frac{N_A}{k_G} + \frac{m' N_A}{k_L} \quad (2.20)$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m'}{k_L} \quad (2.21)$$

Así se muestra la relación entre los coeficientes parciales de transferencia de masa con los coeficientes globales, los cuales tendrán la forma de una suma de resistencias, por esto es por lo que se llama teoría de doble resistencia.

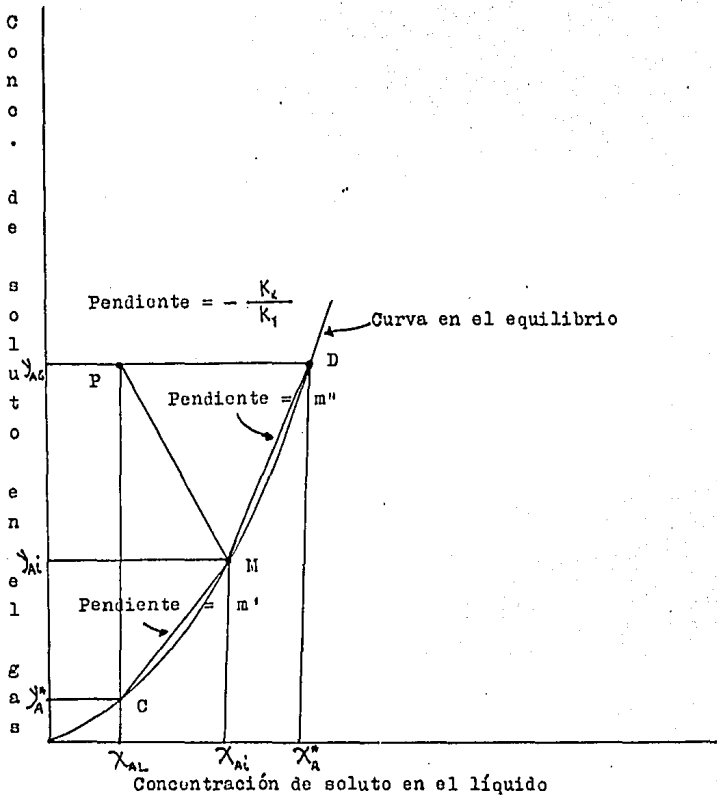


Figura 2.4 Diferencias globales de concentración

En la misma forma, x_A^* es una medida de $y_{A,G}$ y con esto se puede medir otro coeficiente global K_L :

$$N_A = K_L (x_A^* - x_{A,L}) \quad (2.22)$$

y de la misma forma:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{m'' k_G} + \frac{1}{k_L} \quad (2.23)$$

en donde m'' es la pendiente de la curva MD de la fig. 2.4 .

A partir de las ecuaciones podremos saber cual de las fases, ya sea la gaseosa o la líquida, es la que controla la rapidez de la transferencia de masa. Así, si m' es muy pequeña, una pequeña concentración de A en el gas proporcionará una concentración muy grande en el líquido (el soluto A es muy soluble en el líquido) entonces el término m'/k_L se vuelve poco importante por lo que se dice que la resistencia principal se presenta en $1/k_G$, quedando:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} \quad (2.24)$$

lo que significa que la transferencia de masa está controlada por la fase gaseosa.

Así tenemos que cuando m'' es muy grande, o sea A relativamente insoluble en el líquido, el término $1/m'' k_G$ se vuelve poco importante, quedando entonces:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} \quad (2.25)$$

lo que nos dice que la transferencia de masa está controlada en la fase líquida, pues ésta presenta la principal resistencia. Por lo que tenemos las siguientes ecuaciones para los coeficientes globales:

$$-\frac{G dy}{1-y} = K_G P (y - y_1) dA \quad (2.26)$$

$$- \frac{L dx}{1-x} = K_L \rho_m (x_1 - x) dA \quad (2.27)$$

Como nuestro estudio se encuentra enfocado hacia la obtención de los coeficientes globales en fase líquida, sólo veremos el desarrollo de ésta, pero el desarrollo es similar para obtener el coeficiente global de la fase gaseosa en función de las variaciones de la concentración.

La ec. 2.27 puede manejarse también en función de concentraciones de tal manera que quedaría;

$$- \frac{L dC}{1-C} = K_L \rho_m (C^* - C) dA \quad (2.28)$$

agrupando terminos queda;

$$- \frac{L dC}{K_L \rho_m (1-C)(C^* - C)} = dA \quad (2.29)$$

Acomodando para la integración;

$$\int_{C_1}^{C_2} \frac{L dC}{K_L \rho_m (1-C)(C^* - C)} = \int_0^A dA \quad (2.30)$$

Para resolver esta integral se considerará que el K_L se conservará constante a través de la columna, que para este caso sí se cumple, pues la curva de equilibrio para esta solución sigue la Ley de Henry, por lo que K_L es una constante a través de toda la columna. Además de que el flujo se mantiene constante, igual que la temperatura y la densidad (ρ_m) durante toda la experimentación. Quedando entonces;

$$- \frac{L}{K_L \rho_m} \int_{C_1}^{C_2} \frac{dC}{(1-C)(C^* - C)} = A \quad (2.31)$$

en la que se considere constante C^* . La integral calculada analíticamente queda:

$$A = \frac{L}{K_L \ell_m} \left[\frac{1}{(1 - C^*)} \ln \left[\frac{(C^* - C_1)(1 - C_2)}{(C^* - C_2)(1 - C_1)} \right] \right] \quad (2.32)$$

si $C_1 = 0$ ya que C_1 es la concentración de CO_2 en el agua a la entrada de la columna y considerando que C y C_2 son muy pequeñas con respecto a la unidad tenemos que:

$$A = \frac{L}{K_L \ell_m} \ln \left[\frac{C^*}{(C^* - C_2)} \right] \quad (2.33)$$

despejando K_L :

$$K_L = \frac{L}{A \ell_m} \ln \left[\frac{C^*}{(C^* - C_2)} \right] \quad (2.34)$$

De igual manera, para los coeficientes globales para la fase gaseosa con un procedimiento similar se llega a:

$$K_G = \frac{G}{A P} \ln \left[\frac{(C^* - C_1)}{(C^* - C_2)} \right] \quad (2.35)$$

CAPÍTULO II
DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO EMPLEADO

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO EMPLEADO

A) Descripción de la torre de relleno

La torre empleada es un tubo de vidrio de longitud de 1.27 m y de diámetro de 5.08 cm .

La torre en la parte superior, tiene la entrada del líquido y la salida del gas; en la parte inferior, tiene la salida del líquido y la entrada del gas.

La parte interior del tubo está relleno 1 m de pequeños cilindros de plástico de 0.6 cm de diámetro. Ver la figura I.

En la teoría se recomienda que la relación entre el diámetro de la torre y el diámetro de cada pieza de empaque es al menos menor de un octavo del diámetro de la torre; no obstante, se recomienda que, si es posible, la relación $dp/D = 1/15$ en donde dp es el diámetro de cada pieza del empaque y D es el diámetro de la torre.

$$\frac{1}{8} > \frac{dp}{D} > \frac{1}{15} \quad (I)$$

El empaque usado está dentro del rango, pues fue el que más se adaptó al equipo, la relación entre el diámetro de la torre con este empaque nos da:

$$\frac{dp}{D} = \frac{0.6}{5.08} = 0.1181 = \frac{1}{8.4}$$

El empaque utilizando como se puede ver en la figura I, es un empaque totalmente al azar y está soportado por una malla circular de alambre. Se puso originalmente una placa de plástico perforada pero esta causó problemas a la torre, pues formaba un tapón hidráulico, ya que ofrecía mucha resistencia tanto para el paso del gas como para el líquido, causando que la torre se inundara con mucha facilidad y el gas se fuera por el controlador de inundación, por lo que se optó por eliminarlo.

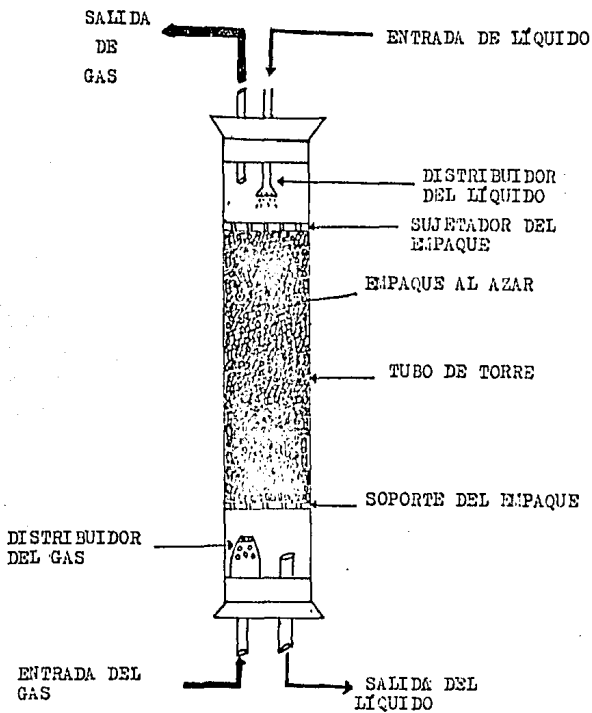


FIGURA I TORRE EMPACADA.

En la parte superior se puso una placa ranurada de plástico que tiene la función de un contenedor de empaque y distribuidor de líquido.

También se encuentra en la parte superior de la torre una pequeña regadera que mejora bastante el humedecimiento del empaque evitando así el acanalamiento del líquido en la torre.

En la parte inferior se encuentra una campana para distribuir uniformemente el gas y poder tener una mejor absorción.

B) Descripción del sistema empleado

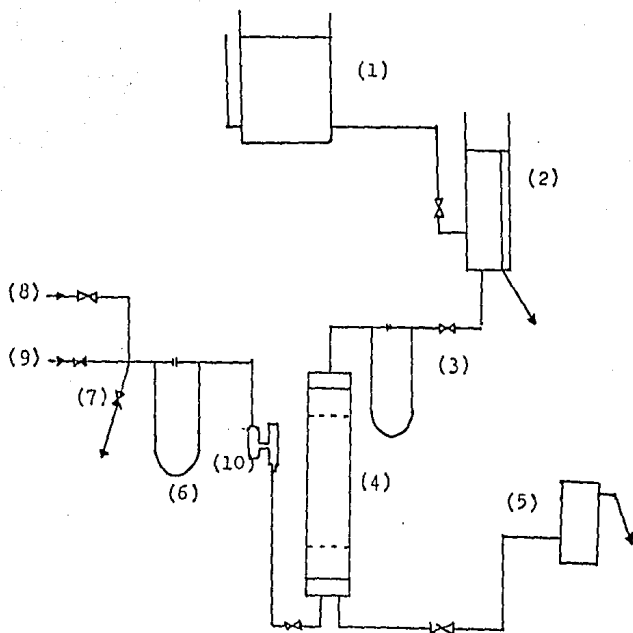
El esquema de todo el equipo empleado se encuentra en la figura II la cual se describe a continuación:

El tanque alimentador, 1, como su nombre lo dice, alimentará de líquido al sistema, pasando después al dosificador de flujo, 2, el cual tiene la función de mantener un caudal de líquido constante, y como consecuencia, también la presión constante; dicho dosificador consiste en un recipiente con un tubo a nivel constante, por el cual todo exceso de líquido está siendo eliminado.

El líquido pasa después a un manómetro, 3, que contiene una mezcla de tetracloruro de carbono coloreado con Iodo y por medio de la diferencia de presión que causa, se deduce el caudal del líquido: el líquido después pasa a la torre y pasa al controlador de inundación, 5, este accesorio tiene un doble propósito, pues además de permitirnos controlar el nivel de inundación de la torre, nos proporciona un tapón hidráulico que hace que el gas pase por fuerza por todo el relleno. Sin él, el gas trataría de irse por el camino con menos resistencia, o sea por la salida del líquido, donde hay menos presión por vencer que en todo el relleno.

El gas CO_2 se encuentra en un tanque a presión, 8, y el aire se obtiene por medio de una compresora, 9, : ambos se unen por medio de una tubería de cristal en forma de "Y". Después del mezclador pasa a un manómetro de orificio, 6, éste nos dará la lectura de gas para después pasar por una pequeña trampa de flujo de gas, 10, y enseguida pasa a la columna, entrando-

por la parte inferior de ésta.



- (1) TANQUE DE ALIMENTACIÓN
 (2) DOSIFICADOR DE FLUJO
 (3) MANOMETRO DE ORIFICIO PARA FLUJO DE LÍQUIDO
 (4) TORRE DE RELLENO
 (5) CONTROLADOR DE INUNDACIÓN
 (6) MANÓMETRO DE ORIFICIO PARA FLUJO DE GAS
 (7) DESPOQUE
 (8) TANQUE DE CO₂
 (9) COMPRESORA
 (10) TRAMPA (← PARA EL FLUJO DE GAS →)

FIGURA II DIAGRAMA DE EQUIPO EMPLEADO.

CAPÍTULO III

EXPERIMENTACIÓN

EXPERIMENTACIÓN

A) Ecuaciones de calibración de los manómetros

Primeramente se procedió a calibrar los medidores de flujo para el gas y para el líquido. Ver apéndice A.

Se obtuvieron las ecuaciones:
para el líquido

$$L = 17.6829 (\Delta P)^{0.5574}$$

para el gas

$$G = 126.24 (\Delta P)^{0.6211}$$

en donde:

L = Flujo de líquido en Kg/h

G = Flujo de gas en Kg/h

ΔP = Diferencia de presión en cm

B) Operación de la torre de relleno

Lo primero antes de empezar la experimentación es encender la compresora para que ésta alcance su presión de trabajo; se dejó que el gas corriera por el equipo durante 5 minutos, mientras se revisaban todas las conexiones para prevenir posibles fugas.

Ya que el compresor alcanzaba su presión de trabajo, se cerraba la entrada de aire y se abría la válvula del tanque del CO_2 a la presión a la que se descaba trabajar, pues ésta permanecería constante durante toda la experimentación; enseguida, se abría la entrada de aire midiendo cuidadosamente la ΔP total a la que se trabajaba la mezcla dentro de la torre.

Se escogía el flujo de agua en el que se realizaba la corrida, teniendo cuidado de no rebasar los límites de inundación y de flujo inconstante, pues ésto podría perjudicar la corrida.

Ya controlado el flujo de agua se procedía al muestreo. Ver

el apéndice B.

C) Selección del rango de trabajo

Se obtuvo que los flujos de líquido en los cuales se puede operar la torre sin que se tenga problemas de goteo o de inundación en la torre son:

$$17.6829 \text{ Kg/h} \leq L \leq 52.3132 \text{ Kg/h}$$

pues teniendo un flujo menor de 17.6829 kilogramos por hora se tenía un goteo, situación en la cual no era posible operar la torre, y con flujos mayores de 52.3132 kilogramos por hora se tenía inundación, situación también en la cual ya no es conveniente trabajarla.

D) Muestreo

Para el muestreo se tuvo la siguiente rutina:

Las muestras se recogieron a la salida de la torre en un intervalo constante de tiempo.

Se tomaron muestras hasta que se obtuvo una concentración constante, o sea que la absorción se estabilizaba.

Ya que se hubo logrado la estabilización de la torre, se puede decir que se obtuvo la absorción para este flujo.

Para saber la concentración de salida se realizó una titulación con NaOH (Hidróxido de Sodio). Ver el apéndice B.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS

RESULTADOS

A) Resultados del muestreo

La tabla 4.1 muestra los datos obtenidos experimentalmente en cada una de las catorce corridas.

Al final de cada línea se puede leer los volúmenes de solución de NaOH que se gastaron en la titulación, cuando se estabilizó la absorción.

En estas pruebas hubo necesidad de preparar dos soluciones de NaOH ya que se gastó la primera solución preparada casi al finalizar la segunda corrida, por lo que se tuvieron dos normalidades diferentes:

Normalidad de la primera solución de NaOH = 0.0892

Normalidad de la segunda solución de NaOH = 0.06635

Los tiempos de estabilización en ocasiones son muy largos, esto es causado porque la compresora no se ha cargado completamente y esto trae como consecuencia un retraso en la estabilización; por lo que se sugiere que al descargarse la compresora esperar una media hora para darle tiempo a que se cargue y poder empezar la otra corrida.

B) Tabla de concentración de CO₂

La temperatura a la que se operó fué de 18 °C, para la cual la constante de Henry para la solución de CO₂ en agua, es de 1344 atmósferas.

La ecuación para conocer la fracción molar de equilibrio es;

$$X^* = \frac{P}{H} \quad (4.1)$$

Llamando C_B a la concentración de solución se obtiene;

$$X = \frac{C^*}{C_B} \quad (4.2)$$

y como es una solución acuosa;

$$C_s = \frac{1000}{18} \text{ kmol/m}^3$$

quedando así;

$$C^* = \frac{P}{H} \cdot C_s \quad (4.3)$$

C^* es la concentración de equilibrio

H es la constante de Henry cuyo valor para estas condiciones fué de 1344 atmósferas.

P es la presión atmosférica en Guadalajara es 0.8355 atmósferas.

sustituyendo valores en la ecuación 4.3 se tiene;

$$C^* = \frac{0.8355}{1344} \cdot \frac{1000}{18}$$

$$C^* = 0.03454 \text{ kmol/m}^3$$

Para obtener C_2 que es la concentración a la salida de la torre se tiene la siguiente relación;

$$C_2 = \frac{V_1 N}{2 V_2} \quad (4.4)$$

donde;

V_1 es el volumen usado en la titulación de NaOH

N es la normalidad de la solución de NaOH usada en la titulación.

V_2 es el volumen de la solución de dióxido de carbono.

$$V_2 = 25 \text{ cm}^3$$

quedando las ecuaciones para la primera y segunda solución respectivamente:

$$(4.5) \quad C_2 = \frac{V_1 (0.0892)}{50} \quad ; \quad C_2 = \frac{V_1 (0.06635)}{50} \quad (4.6)$$

Los valores de concentración se encuentran en la tabla - 4.2 y se muestran en la figura 4.1 . En dicha figura se observa-

que a menor velocidad de flujo, la concentración aumenta y a mayor velocidad de flujo la concentración disminuye esto quiere decir que la velocidad de flujo es inversamente proporcional a la concentración obtenida en la absorción.

Los valores de concentración de la tabla 4.2 corresponden a la variación de flujo líquido, manteniendo la presión del gas constante esto es $\Delta P = 5$ (1 CO_2 y 4 Aire) con un caudal de $L = 43.3669$ Kmoles/h .

La inundación se calculó simplemente midiendo la altura del líquido dentro de la torre ya estabilizada.

PRIMERA CORRIDA:

Variación de Flujo Líquido

 $\Delta P = 5$ (1 CO₂ y 4 Aire) ΔP (cm)

1

| | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | 50 | 55 |
| Volumen (cm ³) | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.1 | 2.2 | 2.2 | 1.9 | 2.0 | 1.8 | 2.0 | 1.0 |
| Tiempo | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 | 95 | 100 | 105 | |
| Volumen | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | |

 ΔP (cm)

2

| | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 |

 ΔP (cm)

3

| | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 |
| Tiempo | 50 | | | | | | | | |
| Volumen | 2.2 | | | | | | | | |

 ΔP (cm)

4

| | | | | | | | | | |
|-----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | 2.1 | 1.8 | 2.1 | 1.7 | 2.2 | 2.0 | 1.9 | 1.9 | 1.9 |
| Tiempo | 50 | 55 | | | | | | | |
| Volumen | 1.9 | 1.9 | | | | | | | |

 ΔP (cm)

5

| | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | 2.1 | 1.8 | 1.5 | 1.9 | 1.7 | 1.6 | 1.2 | 1.6 | 1.9 |
| Tiempo | 50 | 55 | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 |
| Volumen | 1.9 | 1.9 | 1.6 | 1.8 | 1.7 | 1.7 | 1.6 | 1.6 | 1.6 |
| Tiempo | 95 | 100 | 105 | 110 | | | | | |
| Volumen | 1.6 | 1.6 | 1.6 | 1.6 | | | | | |

TABLA 4.1 RESULTADOS DEL MUESTREO

Continuación de la tabla 4.1

| ΔP (cm) | 6 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|--|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | |
| Volumen (cm ³) | 1.7 | 1.6 | 1.7 | 1.7 | 1.7 | 1.8 | 1.7 | 1.7 | 1.7 | |
| Tiempo | 50 | 55 | | | | | | | | |
| Volumen | 1.7 | 1.7 | | | | | | | | |

| ΔP (cm) | 7 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|--|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | | |
| Volumen (cm ³) | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | |
| Tiempo | 45 | 50 | 55 | | | | | | | |
| Volumen | 1.9 | 1.9 | 1.9 | | | | | | | |

SEGUNDA CORRIDA:

| ΔP (cm) | 1 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | |
| Volumen (cm ³) | 2.0 | 2.2 | 1.8 | 1.9 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 |
| Tiempo | 50 | 55 | | | | | | | | |
| Volumen | 2.2 | 2.2 | | | | | | | | |

| ΔP (cm) | 2 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | |
| Volumen (cm ³) | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 | 2.0 |

| ΔP (cm) | 3 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|--|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | |
| Volumen (cm ³) | 2.5 | 2.2 | 2.2 | 1.9 | 2.2 | 2.2 | 1.8 | 2.2 | 1.9 | |
| Tiempo | 50 | 55 | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 | |
| Volumen | 1.8 | 2.0 | 1.9 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | |
| Tiempo | 95 | 100 | 105 | | | | | | | |
| Volumen | 2.2 | 2.2 | 2.2 | | | | | | | |

| ΔP (cm) | 4 | | | | | | | | | |
|----------------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|--|
| Tiempo (minutos) | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 | |
| Volumen (cm ³) | 2.4 | 2.5 | 2.2 | 1.7 | 2.4 | 2.0 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | |
| Tiempo | 50 | 55 | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | | |
| Volumen | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | 1.9 | | |

Continuación de la tabla 4.1

| ΔP (cm) | | 5 | | | | | | | | |
|----------------------------|--|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Tiempo (minutos) | | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 | 2.2 |
| ΔP (cm) | | 6 | | | | | | | | |
| Tiempo (minutos) | | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | | 2.4 | 2.5 | 2.2 | 2.2 | 2.4 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 |
| Tiempo | | 50 | 55 | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 |
| Volumen | | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 | 2.3 |
| ΔP (cm) | | 7 | | | | | | | | |
| Tiempo (minutos) | | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 | 45 |
| Volumen (cm ³) | | 2.3 | 1.9 | 2.0 | 2.3 | 2.3 | 2.7 | 2.6 | 2.6 | 2.6 |
| Tiempo | | 50 | 55 | 60 | 65 | | | | | |
| Volumen | | 2.6 | 2.6 | 2.6 | 2.6 | | | | | |

PRIMERA CORRIDA:

Variación de Flujo Líquido

$$\Delta P_{GAS} = 5 \text{ (1 CO}_2 \text{ y 4 Aire)}$$

$$G = 343.026 \text{ l/h}$$

| ΔP_{Agua} | L l/h | $V_1 \text{ cm}^3$ | $G_2 \times 10^3$ | inundación % |
|-------------------|---------|--------------------|-------------------|--------------|
| 1 | 17.6829 | 2.2 | 3.924 | 56 |
| 2 | 26.0224 | 2.0 | 3.568 | 62 |
| 3 | 32.6213 | 2.2 | 3.924 | 65 |
| 4 | 38.2949 | 1.9 | 3.389 | 68 |
| 5 | 43.3669 | 1.6 | 2.919 | 72 |
| 6 | 48.0059 | 1.7 | 3.052 | 74 |
| 7 | 52.3132 | 1.9 | 3.389 | 78 |

SEGUNDA CORRIDA:

Variación de Flujo Líquido

$$\Delta P = 5 \text{ (1 CO}_2 \text{ y 4 Aire)}$$

$$G = 343.026 \text{ l/h}$$

Normalidad del NaOH = N

$$N = 0.0892$$

$$*N = 0.06635$$

| ΔP_{Agua} | L l/h | $V_1 \text{ cm}^3$ | $G_2 \times 10^3$ | inundación % |
|-------------------|---------|--------------------|-------------------|--------------|
| 1 | 17.6829 | 2.2 | 3.924 | 56 |
| 2 | 26.0224 | 2.0 | 3.568 | 62 |
| 3 | 32.6213 | 2.2 | 3.924 | 65 |
| 4 | 38.2949 | 1.9 | 3.389 | 68 |
| 5 | 43.3669 | *2.2 | 2.919 | 72 |
| 6 | 48.0059 | *2.3 | 3.052 | 74 |
| 7 | 52.3132 | *2.6 | 3.389 | 78 |

* Fueron tituladas con solución de NaOH de normalidad N= 0.06635

TABLA 4.2 VALORES DE CONCENTRACIÓN DE CO₂

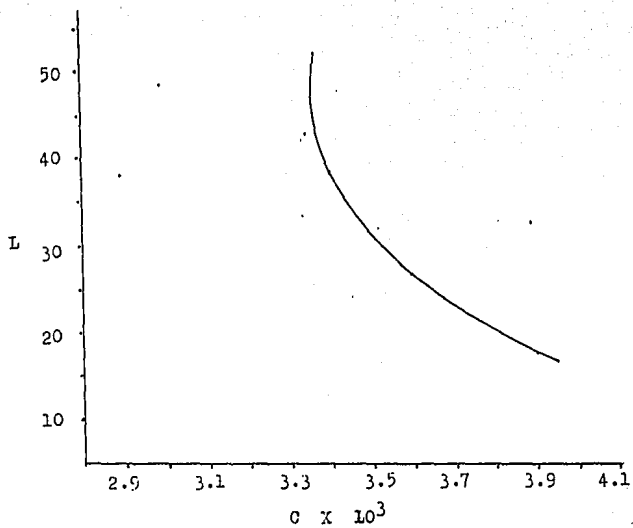


Figura 4.1 Absorción Obtenida.

C) Tabla y Gráfica del K_L

De la ecuación (2.33) se tiene que:

$$K_L = \frac{L}{A \rho_m} \ln \frac{C^*}{(C^* - C_2)} \quad (4.7)$$

donde:

A = Superficie de absorción total de los cilindros

N_c = Número de cilindros dentro de la torre

r = Radio de los cilindros

$N_c = 2665$

r = 0.003 m

h = 0.01 m

$$A = N_c (2 \pi r h + 2 \pi r^2) \quad (4.8)$$

por lo tanto sustituyendo datos se tiene:

$$A = 2665 (2 \times \pi \times 0.003 \times 0.01 + 2 \times \pi \times (0.003)^2)$$

$$A = 0.65304 \text{ m}^2$$

$$L = \text{Kg/h}$$

$$\rho_m = 55.55 \text{ Kmol/m}^3$$

$$K_L = \frac{L}{653.04} \ln \frac{0.03454}{(0.03454 - C_2)} \quad (4.9)$$

Conociendo los valores de flujo (L), y de concentración (C_2), podremos saber los valores de K_L .

La tabla 4.3, representa los valores de K_L para cada corrida con respecto al flujo.

La figura 4.2 muestra claramente los puntos experimentales, y se ve un cambio en el comportamiento de la torre - con flujos de 26 a 46 l/h. En estos puntos se ve como la absorción aumenta para después bajar repentinamente y vuelve a subir, manteniéndose en ese punto. Después se ajusta de tal manera que se forma una sola recta que abarque el mayor número de puntos posibles, con pendiente continua en todo el rango donde se operó la torre, como se muestra en la figura 4.2.

A continuación se determina la ecuación a partir de los datos que siguen la línea recta en la figura 4.3.

$$y = m x + b \quad (4.10)$$

| x | y |
|---------|-------------------|
| L | $K_J \times 10^3$ |
| 17.6829 | 3.265 |
| 26.0224 | 4.344 |
| 38.2949 | 6.056 |
| 52.3132 | 8.272 |

Con estos datos obtenemos;

$$\text{intersección} = b = 6.2612 \times 10^{-4}$$

$$\text{pendiente} = m = 1.4468 \times 10^{-4}$$

$$\text{correlación} = 0.9991$$

la ecuación quedará de este modo;

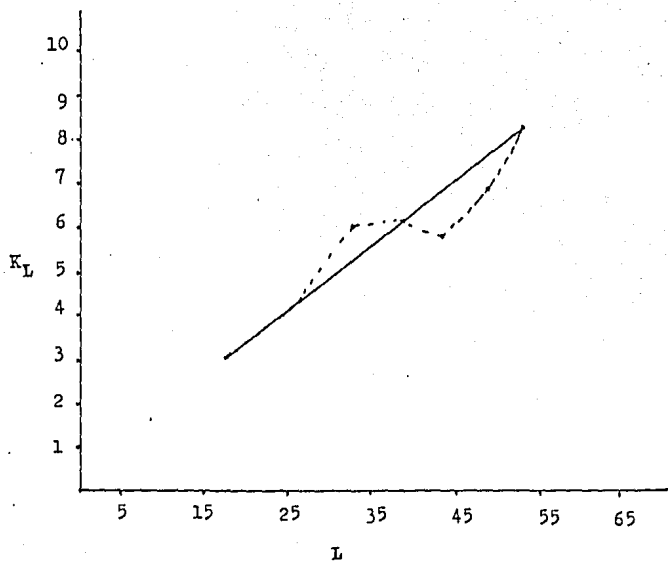


Figura 4.2 Coeficiente de Absorción en función del Flujo.

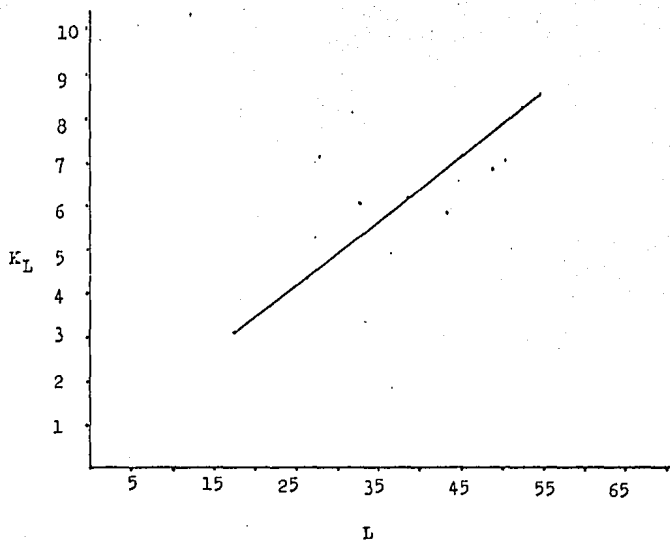


Figura 4.3 Coeficiente de Absorción en función del Flujo.

$$K_L = m L + b \quad (4.11)$$

$$K_L = 1.4468 \times 10^{-4} L + 6.2612 \times 10^{-4} \quad (4.12)$$

Para cada experimento se calculó un K_L ; y se graficó en coordenadas logarítmicas K_L vs G_L (velocidad de mojada)

$$G_L = \frac{L}{18 M} \quad (4.13)$$

$$G_L = \text{Kmol/h m}$$

M es el perímetro medio

$$M = m$$

Perímetro medio es el cociente de la superficie total de los cilindros entre la longitud total de la columna.

$$M = \frac{0.65304 \text{ m}^2}{1.27 \text{ m}} = 0.5142$$

por lo tanto se tiene;

$$G_L = \frac{L}{9.2556} \quad (4.14)$$

En la tabla 4.3 muestran los valores de G_L y K_L .

En la tabla 4.4 se muestran los logaritmos de G_L y K_L y en la figura 4.4 se muestra la relación lineal entre los $\log K_L$ contra $\log G_L$.

D) .- Determinación de la relación entre K_L y G_L .

La relación lineal entre $\log K_L$ y $\log G_L$, se traduce en una ecuación de la forma;

$$K_L = a G_L^b \quad (4.15)$$

$$K_L = \text{Kmol/h m}^2 \quad (\text{Kmol/m}^3)$$

siendo desconocidos los coeficientes a y b se determinan por el método de mínimos cuadrados. Este método sirve para reducir la expresión anterior, a una forma lineal.

Tomando logaritmos en los dos lados de la ecuación se obtiene:

$$\ln K_L = \ln a + b \ln G_L \quad (4.16)$$

E).- Linearización de K_L contra G_L por el Método Estadístico de Mínimos Cuadrados.

Llamando Δ a la diferencia entre los valores de los logaritmos naturales de K_L experimental (K_i) y K_L calculado (K_c), a partir de la ecuación (4.16) se tiene:

$$i = \ln a + b \ln G_{Li} - K_{Li} \quad (4.17)$$

Tomando:

$$c = \ln a$$

$$X_i = \ln G_{Li}$$

$$Y_i = \ln K_i$$

$$\Delta i = c + b X_i - Y_i \quad (4.18)$$

El método de mínimos cuadrados, se reduce a minimizar la suma de los cuadrados de las diferencias experimentales entre los valores de los logaritmos naturales de K_L experimental y K_L calculado, obtenidos a partir de todos los puntos experimentales.

En este caso lo que se minimiza es la diferencia sobre los logaritmos de los coeficientes de transferencia y no sobre el coeficiente mismo, en la cual el error es aproximadamente:

$$\frac{\Delta K_L}{K_L} \quad (4.19)$$

Si se desea minimizar $(K_{Li} - K_{Lc}) = \delta i$, se debe multiplicar Δi por K_{Li} ; entonces se minimiza:

$$\sum (K_{Li} \Delta i)^2 \quad (4.20)$$

Δi representa el error relativo cometido sobre cada punto; el error absoluto, que es el que requiere minimizar es $K_L \Delta i$ que se llamará $\Delta \dot{i}$.

$$\Delta \dot{i} = K_{ic} + K_i b X_i - K_i Y_i \quad (4.21)$$

El mínimo de $\sum \Delta \dot{i}^2$ corresponde a los ceros de las derivadas parciales del error absoluto con respecto a c y b .

$$\frac{\partial \sum (\Delta \dot{i})^2}{\partial c} = 0 \quad (4.22)$$

$$\frac{\partial \sum (\Delta i)^2}{\partial b} = 0 \quad (4.23)$$

$$\frac{\partial}{\partial c} = 2 \sum K_i (c K_i + b K_i X_i - Y_i K_i) = 0 \quad (4.24)$$

$$\frac{\partial}{\partial b} = 2 \sum K_i X_i (c X_i + b K_i X_i - Y_i K_i) = 0 \quad (4.25)$$

$$c \sum K_i^2 + b \sum K_i^2 X_i = \sum K_i^2 Y_i \quad (4.26)$$

$$c \sum K_i^2 X_i + b \sum K_i^2 X_i^2 = \sum K_i^2 Y_i X_i \quad (4.27)$$

este sistema tiene como solución;

$$c = \frac{\sum K_i^2 Y_i \sum K_i^2 X_i^2 - \sum K_i^2 X_i \sum K_i^2 X_i Y_i}{\sum K_i^2 \sum K_i^2 X_i^2 - (\sum K_i^2 X_i)^2} \quad (4.28)$$

$$b = \frac{\sum K_i^2 \sum K_i^2 X_i Y_i - \sum K_i^2 Y_i \sum K_i^2 X_i}{\sum K_i^2 \sum K_i^2 X_i^2 - (\sum K_i^2 X_i)^2} \quad (4.29)$$

En la tabla 4.5 están calculadas las sumatorias; por lo que se tiene;

$$c = - 6.2032$$

$$a = e^c = 2.023 \times 10^{-3}$$

$$b = 0.7782$$

Entonces la relación entre K_L y G_L es;

$$K_L = 2.023 \times 10^{-3} G_L^{0.7782} \quad (4.30)$$

K_L en Kmol/h m^2 (Kmol/m^3)

G_L en Kmol/m h

PRIMERA CORRIDA

| ΔP | V_1 | $C_2 \times 10^3$ | $I(\%)$ | L | G_L | $K_L \times 10^3$ |
|------------|-------|-------------------|---------|---------|--------|-------------------|
| 1 | 2.2 | 3.924 | 56 | 17.6829 | 1.9104 | 3.265 |
| 2 | 2.0 | 3.568 | 62 | 26.0224 | 2.8115 | 4.344 |
| 3 | 2.2 | 3.924 | 65 | 32.6213 | 3.5244 | 6.024 |
| 4 | 1.9 | 3.389 | 68 | 38.2949 | 4.1374 | 6.056 |
| 5 | 1.6 | 2.919 | 72 | 43.3669 | 4.6854 | 5.864 |
| 6 | 1.7 | 3.052 | 74 | 48.0059 | 5.1866 | 6.801 |
| 7 | 1.9 | 3.389 | 78 | 52.3132 | 5.6520 | 8.272 |

En la segunda corrida los valores calculados de K_L y G_L con respecto al flujo líquido fueron exactamente los mismos que para la primera corrida, por lo que se optó por poner los resultados de la primera corrida nada más.

Tabla 4.3 Coeficiente Global K_L , y G_L con respecto al flujo líquido L .

| K_L | $\ln K_L$ | G_L | $\ln G_L$ |
|----------|-----------|--------|-----------|
| 0.003265 | - 5.7244 | 1.9104 | 0.6473 |
| 0.004344 | - 5.4389 | 2.8115 | 1.0337 |
| 0.006024 | - 5.1120 | 3.5244 | 1.2597 |
| 0.006056 | - 5.1067 | 4.1374 | 1.4201 |
| 0.005864 | - 5.1389 | 4.6854 | 1.5444 |
| 0.006801 | - 4.9906 | 5.1866 | 1.6461 |
| 0.008272 | - 4.7948 | 5.6520 | 1.7320 |

Tabla 4.4 Valores experimentales de K_L y G_L y sus logaritmos.

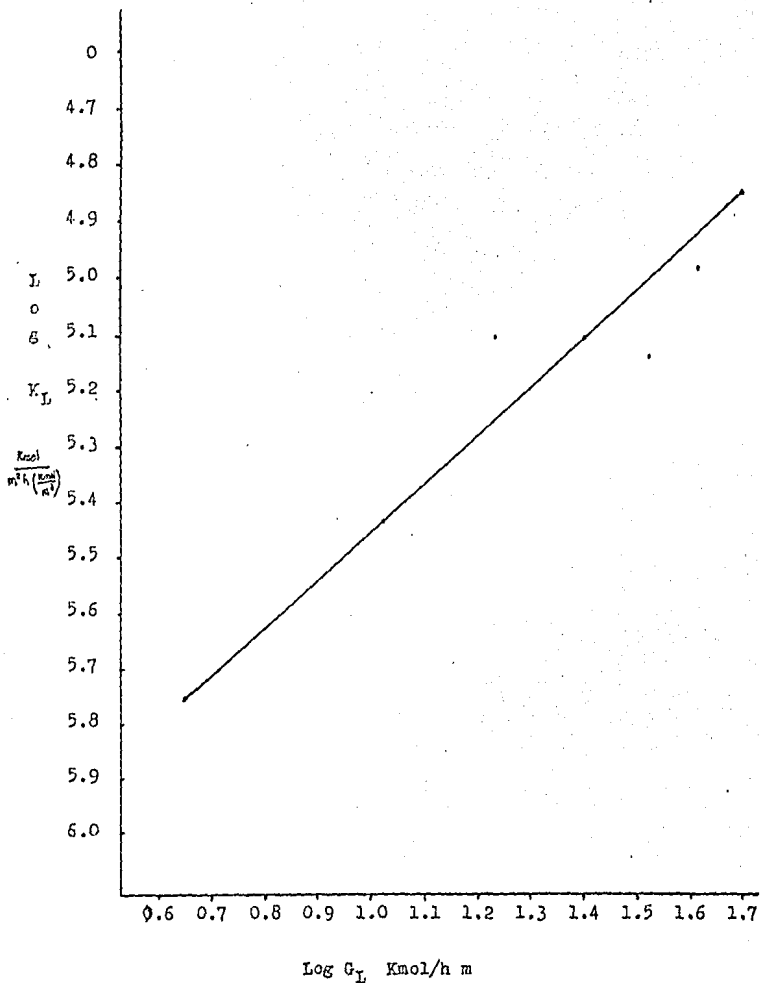


Figura 4.4 Gráfica logarítmica de K_L vs. G_L

| Ki | G _{Li} | Xi | Yi |
|----------|-----------------|--------|----------|
| 0.003265 | 1.9104 | 0.6473 | - 5.7244 |
| 0.004344 | 2.8115 | 1.0337 | - 5.4389 |
| 0.006024 | 3.5244 | 1.2997 | - 5.1120 |
| 0.006056 | 4.1374 | 1.4201 | - 5.1067 |
| 0.009864 | 4.6854 | 1.5444 | - 5.1389 |
| 0.006801 | 5.1866 | 1.6461 | - 4.9906 |
| 0.008272 | 5.6220 | 1.7320 | - 4.7948 |

| $Ki^2 Y_i \times 10^6$ | $Ki^2 X_i \times 10^6$ | $Ki^2 X_i \cdot Y_i \times 10^4$ | $Ki^2 \times 10^6$ |
|---------------------------|------------------------|----------------------------------|--------------------|
| - 61.0234 | 6.9003 | - 0.39200 | 10.6602 |
| - 102.6338 | 19.5060 | - 1.0609 | 18.8703 |
| - 135.5072 | 45.7120 | - 2.3368 | 36.2836 |
| - 187.2839 | 52.0820 | - 2.6596 | 36.6751 |
| - 176.7087 | 53.1061 | - 2.7290 | 34.3864 |
| - 230.8332 | 76.1380 | - 3.7997 | 46.2536 |
| <u>- 328.0889</u> | <u>118.5100</u> | <u>- 5.6323</u> | <u>63.4259</u> |
| -1.2721 x 10 ³ | 3.7196 E-03 | -1.8663 E-03 | 251.5602 E-06 |

Tabla 4.5 Sumatorias, para encontrar las constantes c y b en el método de Mínimos Cuadrados.

Continuación de la Tabla 4.5

| x_i^2 | $k_i^2 x_i^2 \times 10^6$ | $(\sum k_i^2 x_i^2)^2$ |
|---------------|---------------------------|------------------------|
| 0.4189 | 4.4656 | |
| 1.0685 | 20.1636 | |
| 1.5868 | 57.5827 | |
| 2.0166 | 73.9590 | |
| 2.3852 | 82.0184 | |
| 2.7096 | 125.3287 | |
| <u>2.9998</u> | <u>205.2640</u> | |
| 13.1855 | 568.7820 E -06 | 1.3835E -07 |

CAPÍTULO V

ANÁLISIS DE RESULTADOS

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos en la torre de relleno son satisfactorios.

Se obtuvo una mejor absorción en flujos bajos que en flujos altos, ésto se debe a que en flujos bajos se tiene una mayor área de contacto que en flujos altos, pues en estos se tienen remolinos que disminuyen notablemente el área de contacto, por lo que en dichos flujos los remolinos dejan áreas en las que no se realiza el intercambio másico.

Para una caída de presión de $\Delta P = 5$ en el flujo líquido se tenía una inestabilización en la torre ya que para dicha caída de presión se esperaba que la absorción fuera mayor que para una caída de presión de $\Delta P = 6$ y $\Delta P = 7$ que son flujos mayores, esto quiere decir que para un $\Delta P = 5$ se tiene un flujo turbulento mayor que para caídas de presión de $\Delta P = 6$ y $\Delta P = 7$.

En los coeficientes globales se tiene que al ir aumentando el flujo, va aumentando el valor de los coeficientes, por lo que se tiene una relación directamente proporcional: es decir, que a mayor flujo de líquido la capacidad de absorción es mayor.

La relación del coeficiente global con la velocidad de mojada es completamente lineal deduciéndose la ecuación:

$$K_L = 2.023 \times 10^{-3} G_L^{0.7782}$$

donde:

$$K_L \text{ en Kmol/h m}^2 \text{ (Kmol/m}^3 \text{)}$$

$$G_L \text{ en Kmol/h m}$$

R E S U M E N

RESUMEN

Se construyó y se probó una torre de relleno experimental para el cálculo de Coeficientes Globales de Transferencia de Masa en Fase Líquida.

Se seleccionó un material accesible y manejable, y de acuerdo con este material, se seleccionó el material de relleno.

Se armó y se revisó la torre, se calibraron los medidores de flujo, se determinaron rangos de los gastos que se tuvieron dentro de la torre y se procedió a operar la torre de relleno con una restricción de inundación de 50 al 80 % inundación. Se varió el flujo de agua de un $\Delta P = 1$ en donde $L = 16.800$ l/h a un $\Delta P = 7$ en donde $L = 52.800$ l/h ; se mantuvo constante el flujo de gas cuyo valor se mantuvo en $\Delta P = 5$ en donde $G = 343.026$ l/h.

Bajo estas condiciones, se alimentó primeramente la torre con el gas y enseguida el flujo de líquido: se esperó un tiempo determinado en el cual la torre llegó a estabilizarse: con esto, se llegó a trabajar la torre en estado estacionario. La característica de la operación en estado estacionario es que las concentraciones en cualquier punto del aparato permanecen constantes con el paso del tiempo, bajo estas condiciones: se procedió a la recolección de muestras en intervalos de tiempo constantes hasta que la concentración de las muestras no cambiaron. Con los datos de concentración de CO_2 se procedió a calcular los Coeficientes Globales de Transferencia de Masa en la Fase Líquida.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Con este trabajo se puede decir que se alcanzó el objetivo fijado: construcción y prueba de la torre de relleno.

En las pruebas que se hicieron se vió que la absorción aumentaba cuando se tenían flujos pequeños.

Esta baja en la efectividad de la absorción se debió básicamente a que para flujos pequeños se tiene mayor contacto entre las fases que con los flujos mayores, ya que se tiene un flujo turbulento en el cual disminuye bastante el área de contacto entre las fases, por lo que no se realiza el intercambio másico adecuadamente.

Con respecto a los coeficientes globales se tiene que al ir aumentando el flujo, va aumentando el valor de los coeficientes, por lo que se tiene una relación directamente proporcional; es decir, que a mayor flujo de líquido la capacidad de absorción es mayor.

La relación de la velocidad de mojada con el coeficiente global tiene una relación directamente proporcional con lo que su gráfica es una recta muy bien definida.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- I.- A.S. FOUST, L.A. Wenzel, C.W. Clump, Louis Maus.,
Principios de Operaciones Unitarias
C.E.C.S.A México 1979
- II.- BADGER, Walter L., Banchemo, Julius T.,
Introducción a la Ingeniería Química
Mc Graw-Hill de México 1970
- III.- Gilbert, H. Ayres
Análisis Químico Cualitativo
Ediciones del Castillo S.A Madrid (1970)
- IV.- Garmendia Palomeque M.
Tesis Profesional, Columna de discos para la determi
nación de los Coeficientes Globales de Absorción en
Fase Líquida. U.A.G (1976)
- V.- Hugo Raúl Segura Alcalá
Tesis Profesional, Determinación experimental de los
Coeficientes Globales de Absorción en Fase Líquida.
U.A.G (1984)
- VI.- Perry, J. H.,
Chemical Engineers' Handbook (4th Edition)
Mc Graw-Hill Book Company, Kogakusha Company.
Ltd., Tokyo (1973)
- VII.- Treybal, Robert E.,
Operaciones de Transferencia de Masa (3a. Edición)
Mc Graw-Hill de México, 1980

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

APÉNDICES

APÉNDICE A

Calibración de los Manómetros

La calibración se debe hacer tanto para el medidor de gas como para el de líquido. En los dos casos se utilizaron manómetros de vidrio en "U".

A.1) Calibración del manómetro de gas.

Para la calibración de este manómetro se utilizó un recipiente de 25 l y una probeta de 1 l . Se fijó la presión y se llenaron el recipiente y la probeta de agua, la probeta se introdujo en el recipiente de 25 l colocándola boca abajo y se le introdujo la conexión de la salida del medidor del flujo de aire; se tomó el tiempo que tardó el gas en desplazar el agua de la probeta. Esto se repitió para diferentes caídas de presión. Se tomaron varias lecturas para una caída de presión y se sacó un promedio de todas ellas.

En la tabla y gráfica A.I se muestran los valores y la relación de flujo del líquido y caída de presión.

A.2) Calibración del manómetro de líquido

En un recipiente de 1 l se recogió el agua después de atravesar el manómetro de agua, y se midió el tiempo necesario para llenar el recipiente. Esto se repitió para varias caídas de presión en el manómetro, tomando varias muestras para cada una de las variaciones y sacando un promedio.

En la tabla y gráfica A.II se muestran los valores y la relación de flujo de líquido con respecto a la caída de presión.

Para obtener mayor exactitud se encontró la ecuación del flujo en función del ΔP ;

$$L = A (\Delta P)^b \quad (A.1)$$

linearizándola se tiene:

$$\ln L = \ln A + b \ln \Delta P \quad (\text{A.2})$$

de la forma: $y = b + m x$ (A.3)

De acuerdo con esta ecuación se obtiene las siguientes ecuaciones:

Ecuación para el flujo de gas;

$$\text{Intersección} = \ln A = 4.838$$

$$\text{Inv. } \ln A = 126.24$$

$$\text{Pendiente} = b = 0.6211$$

$$\text{Correlación} = 0.9995$$

por lo tanto la ecuación queda de la siguiente manera;

$$G = 126.24 (\Delta P)^{0.6211} \quad (\text{A.4})$$

$$G = l/h$$

$$\Delta P = \text{cm}$$

Ecuación para el flujo de líquido;

$$\text{Intersección} = \ln A = 2.8726$$

$$\text{Inv. } \ln A = 17.6829$$

$$\text{Pendiente} = b = 0.5574$$

$$\text{Correlación} = 0.9998$$

por lo tanto la ecuación es;

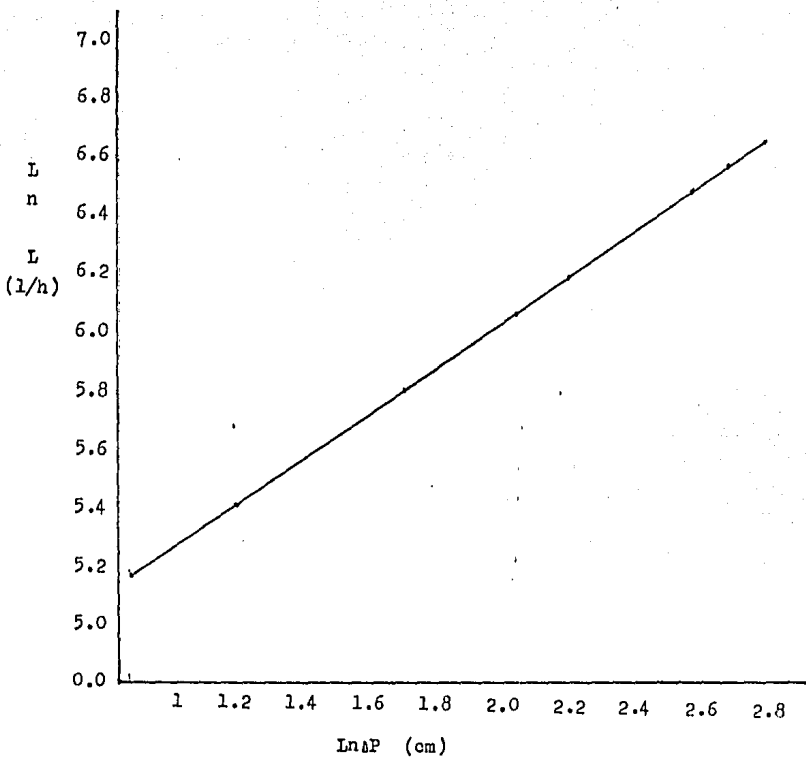
$$L = 17.6829 (\Delta P)^{0.5574} \quad (\text{A.5})$$

$$L = l/h$$

$$\Delta P = \text{cm}$$

| ΔP (cm) | L (l/s) | L (l/h) | Ln L (l/h) | Ln ΔP (cm) |
|-----------------|---------|---------|------------|--------------------|
| 17 | 209.1 | 752.760 | 6.624 | 2.83 |
| 15.5 | 192.74 | 693.864 | 6.542 | 2.74 |
| 11.5 | 164.28 | 591.408 | 6.382 | 2.44 |
| 9.5 | 142.0 | 511.20 | 6.237 | 2.25 |
| 7.5 | 129.69 | 466.884 | 6.146 | 2.01 |
| 5.5 | 89.84 | 323.424 | 5.778 | 1.70 |
| 3.5 | 69.69 | 250.884 | 5.524 | 1.25 |
| 1.5 | 49.28 | 177.408 | 5.178 | 0.41 |

TABLA A.I Valores de Flujo y Caída de Presión
 (Manómetro de gas)

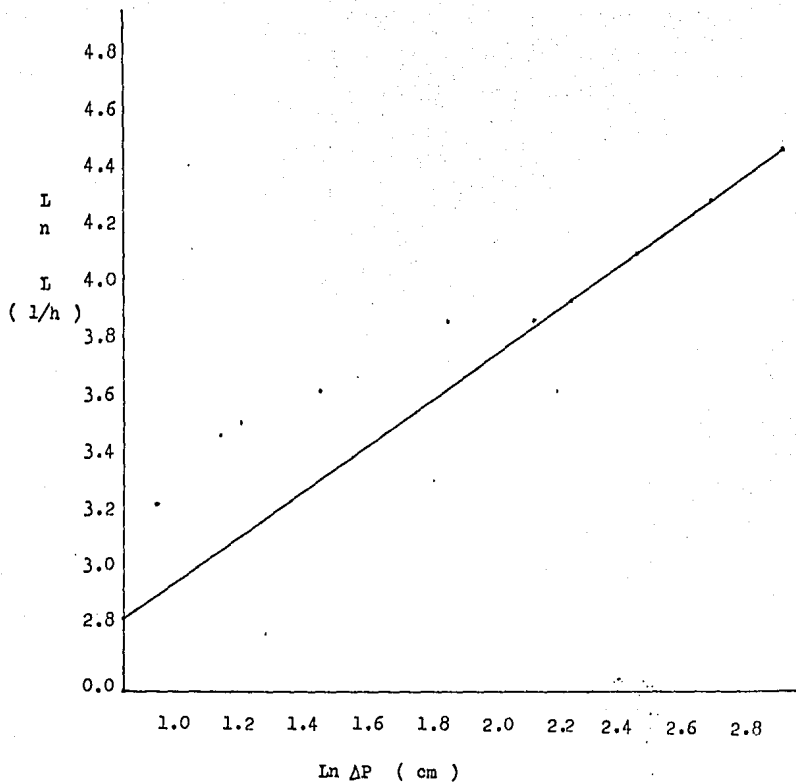


Gráfica A.I Medidor de flujo de gas

| ΔP cm | Prom. ml | L ml/s | L l/h | Ln L l/h | Ln ΔP cm |
|------------------|-------------|-----------|----------|-------------|---------------------|
| 16 | 670 | 22.3333 | 80.3999 | 4.3870 | 2.7726 |
| 15 | 660 | 22.0000 | 79.2000 | 4.3720 | 2.7081 |
| 14 | 645 | 21.5000 | 77.4000 | 4.3490 | 2.6391 |
| 13 | 620 | 20.6667 | 74.4001 | 4.3095 | 2.5649 |
| 12 | 590 | 19.6667 | 70.8001 | 4.2599 | 2.4848 |
| 11 | 560 | 18.6667 | 67.2001 | 4.2077 | 2.3979 |
| 10 | 530 | 17.6667 | 63.6001 | 4.1526 | 2.3026 |
| 9 | 500 | 16.6667 | 60.0001 | 4.0943 | 2.1972 |
| 8 | 470 | 15.6667 | 56.4001 | 4.0325 | 2.0794 |
| 7 | 440 | 14.6667 | 52.8001 | 3.9665 | 1.9459 |
| 6 | 393 | 13.1000 | 47.5200 | 3.8612 | 1.7918 |
| 5 | 370 | 12.3333 | 44.3999 | 3.7932 | 1.6094 |
| 4 | 320 | 10.6667 | 38.4001 | 3.6481 | 1.3863 |
| 3 | 278 | 9.2667 | 33.3601 | 3.5074 | 1.0986 |
| 2 | 225 | 7.5000 | 27.0000 | 3.2958 | 0.6931 |
| 1 | 140 | 4.6667 | 16.8001 | 2.8214 | 0.0000 |

TABLA A.II Valores de flujo y Caída de Presión

(Manómetro de Líquido)



Gráfica A.II Medidor de flujo de Agua.

Rutina de Trabajo

Primeramente se pone a trabajar la compresora esperando que alcance su presión de trabajo (20 Kg/cm²) ésta se obtiene aproximadamente en media hora; mientras se carga, se realizan todos los pasos preliminares.

Ya que el compresor ha alcanzado su presión de trabajo, se abre la llave de la entrada de aire y se deja correr por la torre durante 5 minutos para prevenir posibles fugas en el equipo.

Se abre la llave del desfogue, se cierra la llave de entrada de aire y se abre la válvula del tanque del CO₂ para medir la presión a la que se va a trabajar durante toda la experimentación, enseguida se abre la llave de aire, y si se requiere más aire se cierra un poco la llave del desfogue, y así mantener una alimentación de mezcla constante y mantener el ΔP fijo, ya que la caída de presión total se debe mantener constante durante toda la experimentación. Enseguida se escoge el flujo de agua en el que se va a trabajar.

En lo que la torre alcanza su nivel de inundación, se necesita que la entrada de la mezcla de gas se mantenga constante, esto se logra tomando el control con la llave del desfogue, ya sea que se cierre para aumentar el flujo de aire para romper el tapón hidráulico que se forma por la acumulación de líquido, o se abra en caso de que se tenga un valor muy alto de ΔP .

Después de que se ha llegado al nivel de inundación, se dejan pasar de unos 5 minutos a 10 minutos que es lo que más o menos se tarda en estabilizarse la torre, enseguida se toma la primera muestra a la salida de la torre, para esto se tiene una conexión en "T" la cual se cierra con unas pinzas mohr la entrada del controlador de inundación, y se abre la salida de la toma de muestra, se tira un poco de líquido y se toma la muestra :

e inmediatamente se titula con solución de hidróxido de sodio de normalidad conocida y se le pone 3 gotas de fenoftaleína, - se para la titulación hasta que la muestra cambie de color.

La toma de muestras se hacen en intervalos de tiempo constante y el volumen utilizado también debe ser constante para cada una de ellas.

Para tomar la siguiente muestra se hace exactamente lo mismo que se hizo en la toma de la primera muestra. Se para la experimentación hasta que se tenga una serie de muestras recolectadas con una concentración constante.

Para realizar otra corrida se cierra la entrada de CO_2 y se deja únicamente el aire para el lavado de la columna, se abre la llave de la toma de muestra para que se vacíe la columna más rápidamente. En cuanto vaya bajando el nivel del líquido, se va abriendo la llave del desfogue para bajar la entrada de aire en la torre; con esto se evita que se suba bastante la presión. Manteniendo el flujo de aire constante en la torre, se abre toda la llave del agua y se cierra la entrada del controlador de inundación y la toma de muestra, ocasionando con esto que se vaya inundando la torre. Se sigue aumentando el flujo de aire, y cuando se vaya llenando la torre, vaciarla de nuevo. Este procedimiento de lavado de la torre se hace cada vez que vaya a empezar una corrida.

Para realizar otra nueva experimentación se cambia el flujo ya sea de gas o de líquido en lo que se quiera variar, y se procederá nuevamente a repetir los pasos anteriores.

NOTA:

Es importante tener la compresora en la presión de trabajo (20 Kg/cm^2) para tener un flujo de aire constante y no tener problemas con la estabilización de la torre.

APÉNDICE C

Tabla de Constantes de la Ley de Henry para el CO_2
 en el Agua a distintas temperaturas.

| T °C | H x 10 ⁻⁴ Atm/fracción molar |
|------|---|
| 0 | 0.0728 |
| 10 | 0.104 |
| 20 | 0.142 |
| 30 | 0.186 |
| 40 | 0.233 |
| 50 | 0.283 |
| 60 | 0.341 |

INSTANESIS

TESIS • INFORMES • MEMORIAS
COPIAS • REDUCCIONES • EN-
CUADERNADO • IMPRESIONES •
COPI-OFFSET • TRANSCRIPCIO-
NES IBM EN LINO • DIBUJO DE
GRAFICAS, PLANOS Y ORGANI-
GRAMAS • HELIOGRAFICAS •
REVELADO KODAK.

ENRIQUE G. MARTINEZ No. 30
(ANTES PARROQUIA)
TEL. 13-99-23 GUADALAJARA