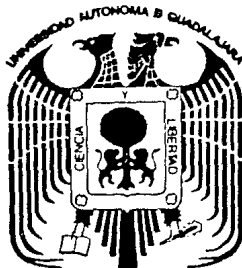


UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA
 INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

DETERMINACION EXPERIMENTAL DE LOS
 COEFICIENTES GLOBALES DE ABSORCION EN LA FASE
 LIQUIDA EN UNA TORRE DE RELLENO.

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

HUGO RAUL SEGURA ALCALA

Guadalajara, Jal. Mexico Diciembre de 1984



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 esta 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

	Página
LISTA DE TABLAS	v
LISTA DE FIGURAS	vi
INTRODUCCION	vii

Capítulo

I	TORRES DE ABSORCION	1
	A)Tipos de torres	1
	B)Características de las torres de relleno	1
II	PRINCIPIOS TEORICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA EN TORRES DE RELLENO	11
	A)Balance de materia	11
	B)Ecuaciones de velocidad de transferencia	12
III	DESCRIPCION DEL EQUIPO UTILIZADO	22
	A)Descripción de la torre de relleno . . .	22
	B)Descripción del sistema empleado	23
	C)Características dimensionales de la torre de relleno	27

CONTENIDO
(continuación)

Capítulo		Página
IV	PARTE EXPERIMENTAL	29
	A) Experimentos previos	29
	A.1) Calibración de manómetros	29
	A.2) Selección del flujo de gas	29
	A.3) Encontrar el rango de trabajo para el flujo de líquido	29
	A.4) Método de muestreo y análisis	30
V	RESULTADOS Y CALCULOS	31
	A) Resultados del muestreo	31
	B) Cálculo de la concentración de CO ₂	31
	C) Cálculo de K _L para cada corrida	34
	D) Comportamiento de la torre	37
	CONCLUSIONES	46
	APENDICE	47
	A) Métodos de calibración de manómetro	47
	A.1) Método de calibración del manómetro de gas	47
	A.2) Operación del calibrador	47
	A.3) Método de calibración del manómetro de líquido	49

CONTENIDO
(continuación)

Capítulo	Página
B) Calibración del manómetro	
de agua	49
C) Calibración del manómetro	
de gas	55
D) Operación de la columna	56
BIBLIOGRAFIA	59

LISTA DE TABLAS

Tabla	Página
3.1	Características dimensionales de la torre de relleno 28
5.1	Datos obtenidos en el muestreo 32
5.2	Valores de absorción y coeficientes de absorción para todas las corridas 35
5.3	Valores del número de Reynolds en función del flujo 41
5.4	Datos del coeficiente de absorción para flujos de 4 a 6 lts/hr 43
5.5	Datos del coeficiente de absorción para flujos de 6.5 a 9.30 lts/hr 44
A.1	Datos obtenidos para la calibración del manómetro de agua 50
A.2	Datos de la figura A.2 52
A.3	Datos para la obtención de la ecuación del medidor de agua 53
A.4	Datos para la obtención de la ecuación del medidor de gas 55

LISTA DE FIGURAS

Figura	Página
1.1 Torre de relleno	2
1.2 Empaques al azar más comunes	5
1.3 Empaques regulares más comunes	7
2.1 Concepto de doble resistencia	15
2.2 Diferencia global de concentración	17
3.1 Torre de relleno empleada	24
3.2 Diagrama de equipo empleado	26
5.1 Absorción obtenida en función del flujo	36
5.2 Coeficientes de absorción experimentales en función del flujo	36
5.3 Coeficientes de absorción en función del flujo ajustándose a una curva	38
5.4 Coeficientes de absorción en función del flujo ajustándose a dos rectas	38
5.5 Número de Reynolds obtenidos en función del flujo	42
A.1 Calibrador de orificio	48
A.2 Calibración del medidor de flujo de agua . . .	54
A.3 Calibración del medidor de flujo de gas . . .	54

INTRODUCCION

INTRODUCCION

Durante las últimas décadas, la utilización de los equipos de contacto gas-líquido, ha sido de gran importancia, debido, al incremento de las necesidades industriales para extraer uno o más componentes de una mezcla gaseosa original.

Viendo la necesidad de conocer mejor el proceso de absorción de un gas, en un líquido, se realizó este estudio, haciendo un modelo a pequeña escala de una torre de absorción de relleno, para determinar los coeficientes globales de transferencia de masa en la fase líquida, así mismo ver la influencia que tiene el tipo de flujo que rige en la torre, sobre los coeficientes de absorción.

Este modelo podrá utilizarse posteriormente, para prácticas en el laboratorio de Ingeniería Química.

El relleno experimental fué un conjunto de pequeñas esferas, dispuestas de una manera aleatoria, las cuales sirvieron como medio de intercambio másico. Para la fase líquida se usó agua y para la fase gaseosa una mezcla de dióxido de carbono y aire.

C A P I T U L O I

TORRES DE ABSORCION

TORRES DE ABSORCION (1, 2, 3)

A) Tipos de torres

La absorción es un proceso de transferencia de masa en el cual un soluto A en la mezcla de gases, es absorbido por medio de un líquido, en el cual A es más o menos soluble. La mezcla gaseosa consiste casi siempre de un gas inerte y el soluto. El líquido es casi inmisible en la fase gaseosa también; es decir, su vaporización en la fase gaseosa es poco considerable.

Para que el contacto entre el líquido y gas en la absorción sea eficiente, se usa una gran variedad de equipo, pero el método más común es por medio de las torres de absorción de las cuales, las más usadas son:

Torres de platos

Torres de relleno o empaque

B) Características de las torres de relleno

Las torres de relleno, utilizadas para el contacto del líquido y el gas pueden funcionar tanto a flujo en contracorriente como en corriente paralela, pero debido a la eficiencia del flujo en contracorriente, éste es el más usado.

Las torres de relleno, como se muestra en la figura 1.1 consisten en: una columna cilíndrica que contig

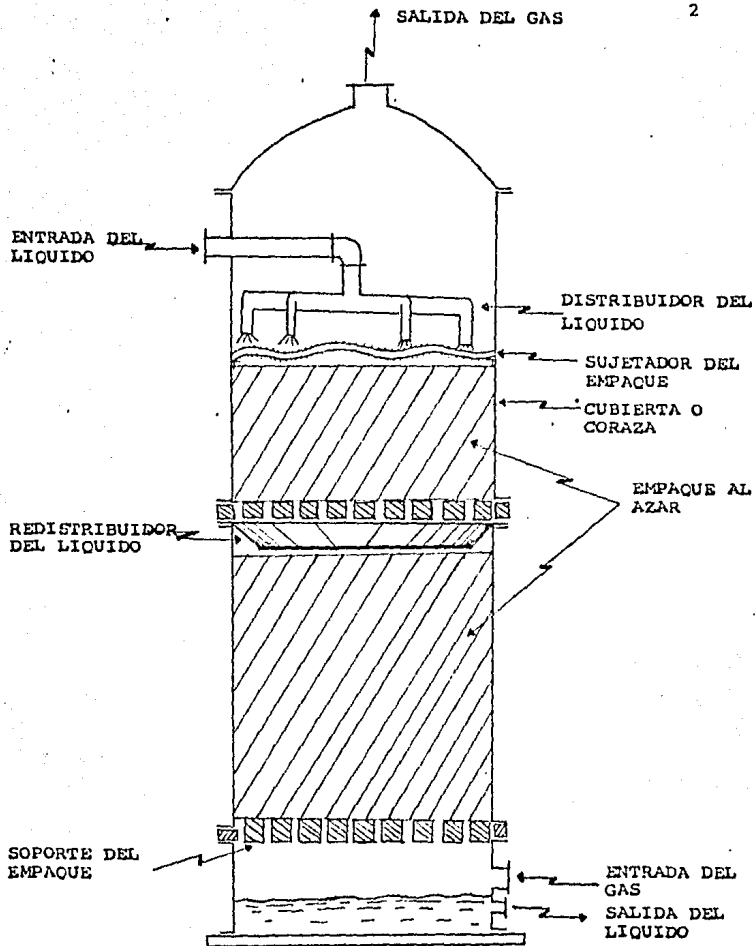


FIG. 1.1 TORRE DE RELLENO. (2,5)

ne en la parte inferior una entrada de gas, la salida del líquido y un espacio de distribución en el fondo; y en la parte superior una entrada de líquido y un dispositivo de distribución, la salida del gas y el empaque o relleno de la torre que es la parte esencial del equipo.

El gas entra en el espacio de distribución que está debajo de la sección empacada y se va elevando a -- través de las aberturas o intersticios del relleno, poniéndose en contacto con el líquido descendente que fluye a través de las mismas aberturas. El empaque proporciona extensas áreas de contacto íntimo entre el gas y el líquido.

Se han desarrollado muchos tipos de relleno para torres y el relleno se escoge según las características -- a las que se trabajará la torre.

Las torres empacadas en contracorriente funcionan en contacto continuo durante su trayectoria a través de la torre. Por lo tanto, en una torre empacada las composiciones del líquido y el gas cambian continuamente con la altura del empaque. Por esta razón, cada punto sobre -- una línea de operación representa las condiciones que se encuentran en un lugar de la torre.

Como se explicó anteriormente, las torres se -- llenan con empaques o dispositivos de superficie grande, los cuales deben ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas.

- Poseer las características deseables de flujo de fluidos, (significa que el volumen fraccionario vacío, en el lecho empacado, debe ser grande del orden del 60 - 90 %) el relleno permite que un volumen relativamente grande del líquido pase a contracorriente con respecto al gas que fluye a través de las aberturas, con caídas de presión del gas relativamente bajas.

- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos.

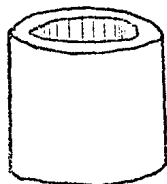
- Ser estructuralmente fuerte para un fácil manejo e instalación.

- Tener bajo precio.

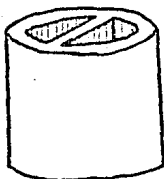
El acomodo de los empaques es de dos tipos: al azar y regulares.

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

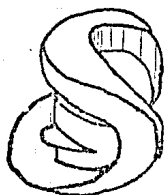
Los empaques al azar más comúnmente usados se muestran en la figura 1.2. La mayor parte de los empaques están contruídos de materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana, grafito, hojas delgadas de metal y de plástico los cuales ofrecen ventajas individuales y se escogerán según las condiciones a las que se tra



(A)



(B)



(C)

FIG. 1.2: EMPAQUES AL AZAR MAS COMUNES:

(A) ANILLOS DE RASCHING, (B) ANILLOS DE LESSING, (C) MONTURAS DE BERL. (5)

bajará la torre de relleno. Los empaques se vierten en la torre de manera que caigan aleatoriamente, con el fin de prevenir una posible ruptura, la torre puede inicialmente llenarse con agua para reducir la velocidad de caída.

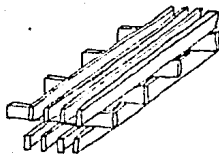
Los rellenos regulares son acomodados geométricos que se apilan verticalmente, de los cuales hay una gran variedad mostrándose algunos en la figura 1.3. Estos empaques regulares forman espacios abiertos de manera interrumpida a través del lecho empacado. Los empaques regulares ofrecen la ventaja de una menor caída de presión del gas y de un flujo mayor, pero a expensas de una instalación más costosa. El material de estos empaques debe ser también inerte con los fluidos con los que funcionará la torre.

El cuerpo de la torre puede ser de una gran variedad de materiales según las condiciones de corrosión; estos materiales pueden ser de madera, metal, plástico, vidrio u otro material. Además debe resistir el empuje -- que ejercerá el relleno sobre las paredes, es por esto -- que para facilitar su construcción y su resistencia generalmente son circulares en la sección transversal.

Es necesario un espacio abierto en el fondo de la torre para asegurar una buena distribución del gas en el empaque, el soporte debe ser lo suficientemente fuerte para sostener el peso de una altura razonable de empaque,



(A)



(B)

FIG. 1.3: EMPAQUES REGULARES MAS COMUNES:

(A) PLACAS METALICAS DOBLADAS, (B) REJILLAS.

(5)

además de un área suficientemente amplia para permitir un flujo de líquido y gas con el mínimo de restricciones. -- Los soportes más usados son los que proporcionan un paso separado para el gas y el líquido.

La distribución del líquido en la parte superior es de una gran importancia, pues una inadecuada distribución del líquido formará zonas de empaque seco el -- cual no es efectivo para la transferencia de masa. Para -- solucionar ésto, se utilizan diferentes dispositivos, de -- los cuales, el más preferido es el que permite que la co-- rriente del líquido choque con el plato distribuidor, pe-- ro en éstos también lo más recomendable es que se tengan diferentes caminos para el líquido y para el gas.

Para torres de diámetros mayor o igual a 1.2 me-- tros, es recomendable proporcionar al menos cinco puntos de introducción cada 0.1 metros cuadrados de sección trans-- versal, y un número mayor para diámetros más pequeños.

En las torres empacadas al azar al líquido tien-- de a pasarse hacia las paredes de la torre y el gas a flu-- ir por el centro de la torre, ésto es menos pronunciado -- si la relación entre el diámetro de los empaques y el diá-- metro de la torre se encuentra entre un octavo y un quin-- ceavo.

También se acostumbra la redistribución del lí-- quido a intervalos que varían de tres a diez veces el diá-- metro de la torre, esta redistribución se realiza por me--

dio de platos distribuidores colocados cada determinada distancia.

En las torres en donde la velocidad del gas es elevada, es necesario poner contenedores para evitar el levantamiento del empaque durante un aumento repentino de la velocidad del gas.

Sucede con frecuencia que la altura necesaria para una buena absorción es muy grande para una torre única, en estos casos pueden utilizarse varias torres más cortas colocadas en serie.

En una torre empacada con cierto tipo y tamaño de relleno y con flujo conocidos de líquido, existe un límite máximo para la velocidad del flujo de gas, llamada velocidad de inundación. La torre no puede operar con una velocidad de gas superior a ésta. A velocidades gaseosas bajas, el líquido fluye hacia abajo a través del empaque casi sin influencia por el flujo ascendente del gas. A medida que se aumenta la velocidad del flujo del gas (la caída de presión es proporcional a la velocidad del flujo a la potencia de 1.8). Al llegar a la velocidad de flujo de gas llamada punto de carga, éste comienza a impedir el flujo descendente del líquido y al mismo tiempo aparecen acumulaciones o lagunas localizadas en el empaque. La caída de presión del gas comienza a incrementarse cada vez más, a medida que la velocidad del flujo del gas aumenta,

la acumulación o retención del líquido también aumenta. -
En el punto de inundación, el líquido ya no puede seguir
fluyendo a través del empaque y sale expulsado con el gas.

En la operación real de una torre, la velocidad
del gas se mantiene por debajo del punto de inundación. -
La velocidad gaseosa óptima económica es aproximadamente
la mitad de la velocidad de inundación

Generalmente la velocidad de inundación para --
los empaques regulares o apilados, será considerablemente
mayor que para los empaques al azar.

C A P I T U L O I I

PRINCIPIOS TEORICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

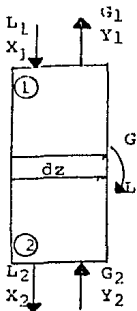
EN TORRES DE RELLENO

PRINCIPIOS TEÓRICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA
 EN TORRES DE RELLENO
 (1, 2)

A) Balance de materia

Este balance es para una torre de relleno en la cual la absorción no tiene reacción química y para un flujo en contracorriente, pues la velocidad es mayor que en flujos de corriente paralela.

Para un elemento dz de altura de la columna - el balance de materia total es:



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

$$L_1 + G_2 = L_2 + G_1 \quad (2.2)$$

y para un componente:

$$d(Lx) = d(Gy) \quad (2.3)$$

$$L_1 X_1 + G_2 Y_2 = L_2 X_2 + G_1 Y_1 \quad (2.4)$$

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:

$$L_s = L (1 - x) \quad (2.5)$$

por tanto:

$$L = \frac{L_s}{(1-x)} \quad (2.6) \quad G = \frac{G_s}{(1-y)} \quad (2.7)$$

siendo L y G las velocidades másicas de la fase líquida y gaseosa totales respectivamente y x e y las fracciones molares de cualquier componente en la fase líquida y gaseosa respectivamente.

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:

$$d(Lx) = dL \quad (2.8) \quad d(Gy) = dG \quad (2.9)$$

En las que x e y se refieren también al componente que se transfiere.

B) Ecuaciones de velocidad de transferencia

En condiciones de régimen permanente y tomando dN_A como positivo:

$$dN_A = -d(Gy) = -d(Lx) \quad (2.10)$$

Y en consecuencia partiendo de las ecuaciones 2.8 y 2.9 se llega a las ecuaciones:

$$dN_A = -\frac{Gdy}{1-y} = -\frac{Ldx}{1-x} \quad (2.11)$$

Como se dijo anteriormente con condiciones de 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 lí-
quida. En este caso, además de la velocidad de transferen-
cia de masa a través de la fase gaseosa se considera la -
velocidad de transferencia a través de la fase líquida -
por lo que existe un gradiente de concentración.

La forma usual de ecuación de transferencia de
masa a través de la fase líquida para un elemento diferen-
cial es:

$$dN_A = k_L (C_{A_i} - C_{A_L}) dA \quad (2.12)$$

y para la fase gaseosa:

$$dN_A = k_G (P_{A_i} - P_{A_L}) dA \quad (2.13)$$

Sin embargo, como es más común tener los datos experimen-
tales en terminos de concentración es por lo que, sabiendo
que $P = (y - y_i) = - (P_i - P_G)$ se escriben:

$$-\frac{V dy}{1 - y} = k_G P (y - y_i) dA \quad (2.14)$$

siendo P la presión total (atm.).

Y para la fase líquida corresponde:

$$-\frac{L dx}{1 - x} = k_L \rho_m (x_i - x) \quad (2.15)$$

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

Como se sabe, el soluto se está difundiendo desde la fase gaseosa hacia el líquido, por lo tanto, debe existir un gradiente de concentración en el sentido de la transferencia de masa dentro de cada fase. Esto se muestra gráficamente en función de la distancia a través de las fases en la figura 2.1, donde se muestra una sección a través de las dos fases en contacto.

Se supone que no ocurre reacción química. La concentración de gas en la masa principal es Y_{ag} , fracción molar y desciende hasta Y_{ai} en la interfase. En el líquido la concentración desciende desde X_{ai} en la interfase hasta X_{al} ; éstos no son valores en el equilibrio, pues si lo fueran no habría difusión del soluto.

La determinación experimental de la velocidad de transferencia de masa, generalmente es posible determinarla por muestreo y análisis de las concentraciones de soluto en la masa total de los fluidos. Pero el muestreo adecuado de los fluidos en la interfase es generalmente imposible, puesto que las diferencias de concentración -- tienen lugar en distancias extremadamente pequeñas. Un aparato ordinario de muestreo resultaría tan grande en comparación con esta distancia, que sería imposible acercarse lo suficiente a la interfase. Por lo tanto, el muestreo nos proporcionará Y_{ag} y X_{al} , pero no Y_{ai} ni X_{ai} . Por lo que sólo puede determinarse un efecto global en función -

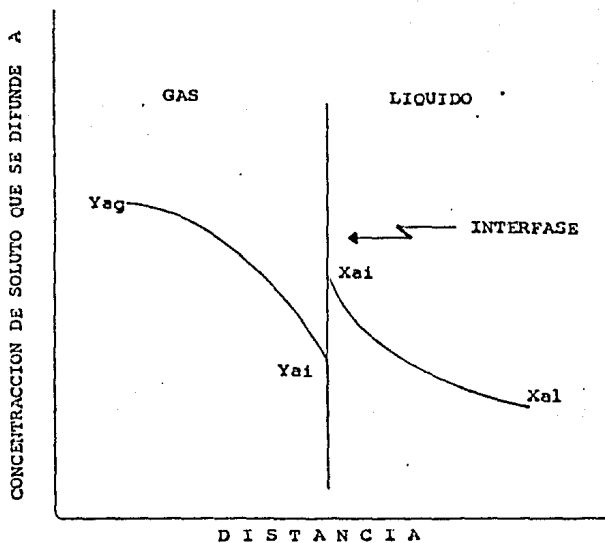


FIG. 2.1: CONCEPTO DE DOBLE RESISTENCIA. (2)

de las concentraciones de la masa principal.

Como se ve en la figura 2.2, la curva de equilibrio es la misma para una condición de temperatura y presión dada, por lo que Y_a' , en el equilibrio con X_{a1} , es una medida de X_{a1} tan adecuada, como es X_{a1} por si sola y más aún, tiene la misma base que Y_{ag} , por lo que el efecto de la transferencia de masa de las dos fases puede medirse en función de un coeficiente global de transferencia de masa:

$$N_a = K_y (Y_{ag} - Y_a^*) \quad (2.16)$$

siguiendo la geometría de la figura 2.2

$$\begin{aligned} Y_{ag} - Y_a^* &= (Y_{ag} - Y_{a1}) + (Y_{a1} - Y_a^*) \\ &= (Y_{ag} - Y_{a1}) + m'(X_{a1} - X_{a1}) \end{aligned} \quad (2.17)$$

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

$$\frac{N_a}{K_g} = \frac{N_a}{k_g} + \frac{m' N_a}{k_l} \quad (2.18)$$

$$\text{ó} \quad \frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{m'}{k_l} \quad (2.19)$$

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

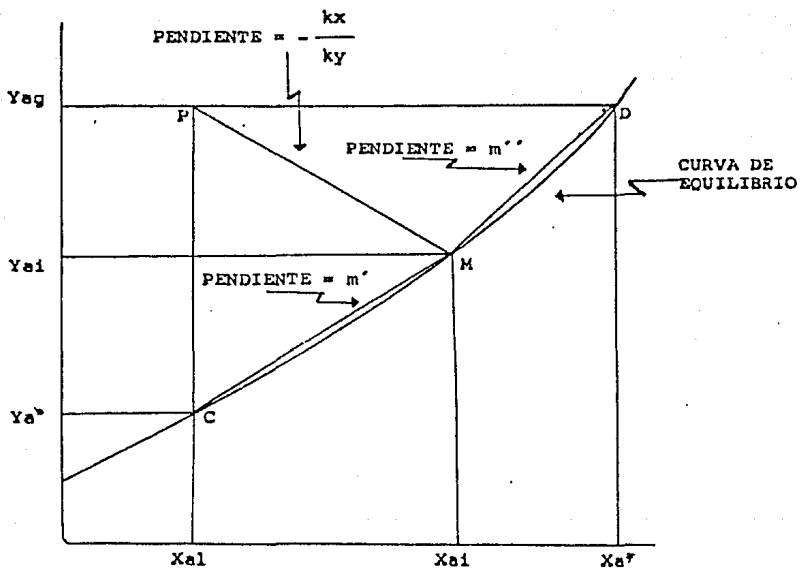


FIG. 2,2: DIFERENCIAS GLOBALES DE CONCENTRACION. (2)

resistencias, por ésto es por lo que se llama teoría de -
doble resistencia. En la misma forma, X_a^* es una medida -
de Yag y con ésto se puede medir otro coeficiente global
Kl:

$$N_a = Kl (X_a^* - X_{a1}) \quad (2.20)$$

y de la misma forma:

$$\frac{1}{Kl} = \frac{1}{m''kg} + \frac{1}{kl} \quad (2.21)$$

en donde m'' es la pendiente de la curva MD de la figura
2.2.

Apartir de las ecuaciones podremos saber cuál -
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 proporcionara una concentración muy grande en el lí-
quido (el soluto A es muy soluble en el líquido) enton-
ces el termino m' / kl se vuelve poco importante por lo
que se dice que la resistencia principal se presenta en -
 $1 / kg$, quedando:

$$\frac{1}{Kl} \approx \frac{1}{kg} \quad (2.22)$$

lo que significa que la transferencia de masa está contro-
lada por la fase gaseosa.

Así tenemos que cuando m'' es muy grande, o sea
A relativamente insoluble en el líquido, el término $1 / m''kg$

se vuelve poco importante, quedando entonces:

$$\frac{1}{K_L} \cong \frac{1}{k_l} \quad (2.23)$$

lo que nos dice que la transferencia de masa está controlada por la fase líquida, pues ésta presenta la principal resistencia.

Quedando las ecuaciones de los coeficientes -- globales en la siguientes forma:

$$\frac{V dy}{1 - y} = K_G P (y - y_1) dA \quad (2.24)$$

$$\frac{L dx}{1 - x} = K_L \rho_m (x_1 - x) dA \quad (2.25)$$

Como en nuestro caso el estudio se encuentra en enfocado hacia la obtención de los coeficientes globales de la 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.

Empezaremos con la ecuación:

$$\frac{L dC}{1 - C} = K_L \rho_m (C^* - C) dA \quad (2.26)$$

ordenando y agrupando nos queda:

$$- \frac{L dC}{(1 - C)(C^* - C) K_L \rho_m} = dA \quad (2.27)$$

acomodando para la integración:

$$-\int_{C_1}^{C_2} \frac{L dC}{(1-C)(C^*-C)K_L \rho_m} = \int_0^A dA \quad (2.28)$$

Para resolver esta integral se requieren algunas hipótesis, como 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 el K_L es una constante en toda la columna. Además de que el flujo se mantiene constante, igual que la temperatura y la densidad de mezcla (ρ_m) a través de toda la experimentación. Quedando entonces:

$$-\frac{L}{K_L \rho_m} \int_{C_1}^{C_2} \frac{dC}{(1-C)(C^*-C)} = A \quad (2.29)$$

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

$$-\frac{L}{K_L \rho_m} \left[\frac{1}{(1-C)} \ln \left[\frac{C^* - C_1}{C^* - C_2} \right] \left(\frac{1 - C_2}{1 - C_2} \right) \right] = A \quad (2.30)$$

si C^* y C son pequeñas la integral se reduce a:

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

despejando K_L :

$$K_L = \frac{L}{A \rho_m} \ln \frac{C^* - C_2}{C^* - C_1} \quad (2.32)$$

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

$$K_G = \frac{V}{AP} \ln \frac{C^* - C_2}{C^* - C_1} \quad (2.33)$$

C A P I T U L O I I I
DESCRIPCION DEL EQUIPO UTILIZADO

DESCRIPCION DEL EQUIPO EMPLEADO
(2,3)

A) Descripción de la torre de relleno

La torre usada es un tubo de vidrio de aproximadamente 60 centímetros de largo y con un diámetro de 2.54 centímetros. Ver figura 3.1.

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

En la parte interior del tubo está el relleno, el cual consiste en esferitas de vidrio de 4 milímetros de diámetro.

En la teoría se explica y recomienda que la relación entre el diámetro de cada empaque (esfera) y el diámetro de la torre, sea menor o igual a un octavo y mayor o igual a un quinceavo, para que exista una apropiada distribución tanto de la fase gaseosa como de la fase líquida.

$$\frac{1}{8} > \frac{d_p}{D} > \frac{1}{15} \quad (3.1)$$

El empaque usado está fuera del rango, pero se optó por éste, pues fué el que más se aproximó a este rango, quedando la relación:

$$\frac{d_p}{D} = \frac{4}{25.4} = 0.1575 = \frac{1}{6.35}$$

El empaque utilizado como se puede apreciar en la figura 3.1, es un empaque totalmente al azar y está - soportado por una placa circular; esta placa es de acrílico y se trató de hacer una copia de un plato de distribución ya diseñado.

En la parte superior se puso originalmente un - plato distribuidor, pero éste causó problemas a la torre, pues se formaba un tapón hidráulico, ya que ofrecía mucha resistencia tanto al paso del gas como del líquido, causando que la torre se inundara con mucha facilidad, aún teniendo flujos muy pequeños, por lo que se optó por eliminarlo. Para sostener los platos de distribución de la torre se cuenta con unos soportes de vidrio de la misma torre.

B) Descripción del sistema empleado

El esquema de todo el equipo empleado se encuentra en la figura 3.2 el cual describiremos 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.

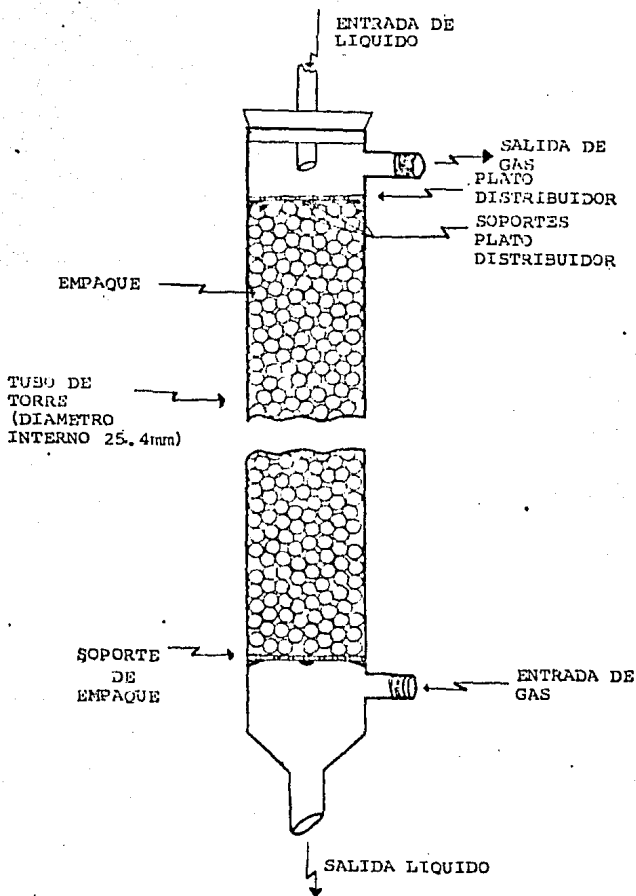
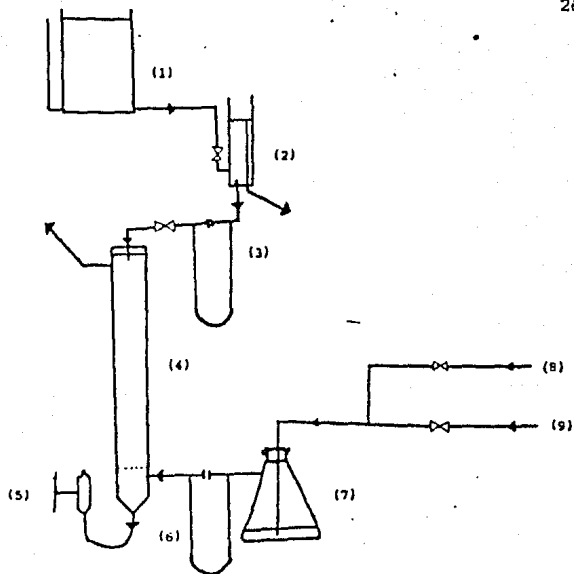


FIG. 3.1 TORRE DE RELLENO EMPLEADA.

El líquido pasa después a un manómetro, 3, que contiene tetracloruro de carbono y por medio de la diferencia de presión que causa, se deduce el caudal del líquido; el líquido después pasa a la torre de absorción, 4, entrando por la parte superior de ésta. El líquido es descargado por la parte inferior 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 el de 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 para pasar por un recipiente de mezclado, 7, que es un matraz Erlenmeyer, el cual tiene una pequeña porción de agua para tener una referencia de que existe un flujo de gas al poder verse las burbujas. Después del mezclador pasa a un manómetro, 6, que al igual que el otro es un manómetro de orificio, éste nos dará la lectura de gas para después pasar a la columna, entrando por un lado de la parte inferior de ésta.



- (1) TANQUE DE ALIMENTACION.
 (2) DOSIFICADOR DE FLUJO.
 (3) MANOMETRO DE ORIFICIO PARA EL FLUJO DE LIQUIDO.
 (4) TORRE DE RELLENO.
 (5) CONTROLADOR DE INUNDACION.
 (6) MANOMETRO DE ORIFICIO PARA EL FLUJO DE GAS.
 (7) RECIPIENTE DE MEZCLADO.
 (8) TANQUE DE CO₂.
 (9) COMPRESORA.

FIG. 3.2 DIAGRAMA DE EQUIPO EMPLEADO.

C) Características dimensionales de la torre de relleno

Las características dimensionales son:

Diámetro de las partículas : d_p 4 mm (0.0040 m)

Diámetro de la torre D 25.4 mm (0.0254 m)

Superficie específica del empaque (A_p):

Es la superficie donde se realiza la transferencia de masa durante la absorción, por unidad de volumen - de empaque. Para este caso, que son esferas:

$$A_p = \frac{\pi d_p^2}{d_p^3} = \frac{\pi}{d_p} \quad (3.2)$$

$$A_p = \frac{\pi}{0.0040} = 785.4 \text{ m}^{-1}$$

Lo que significa que se tendrán 785.4 m² de superficie de transferencia de masa por cada metro cúbico de relleno.

El volumen fraccionario del lecho empacado (ξ)

es:

$$\xi = \frac{\text{volumen cubo} - \text{volumen de esfera}}{\text{volumen cubo}}$$

$$\xi = \frac{d_p^3 - 1/6 \pi d_p^3}{d_p^3} \quad (3.3)$$

quedando:

$$\xi = \frac{d_p^3 (1 - 1/6 \pi)}{d_p^3} = 1 - 1/6 \pi$$

con lo que la fracción de huecos es:

$$\xi = 1 - 0.5236 = 0.4764$$

Número de esferas	N	4915
Diámetro de esferas	d_p	4 mm
Diámetro de la torre	D	25.4 mm
Fracción de huecos	ξ	0.4764
Superficie específica	A_p	785.4 m^{-1}

Tabla 3.1

CARACTERISTICAS DIMENSIONALES DE LA TORRE DE RELLENO

CAPITULO IV
PARTE EXPERIMENTAL

PARTE EXPERIMENTAL

A) Experimentos previos

A.1) Calibración de manómetros

Antes de iniciar nuestras pruebas, se procedió a calibrar nuestros medidores de flujo para gas y para -- agua. Ver apéndice.

Se obtuvieron las ecuaciones:

para agua

$$L = 2.1335 \Delta P^{0.5742} \quad (4.1)$$

para gas

$$L = 12.1082 \Delta P^{0.7671} \quad (4.2)$$

en donde:

L = Flujo en Kg/h.

ΔP = Diferencia de presión en cm.

A.2) Selección de flujo de gas

El gas que se utiliza es una mezcla de una parte de aire por dos de CO_2 . Se usó un $\Delta P = 3$ centímetros -- que corresponde a 28.1241 litros por hora de gas.

A.3) Encontrar el rango de trabajo para el flujo de líquido

Se encontró experimentalmente que los flujos en

que se puede operar la torre son:

$$3.5 \text{ Kg/h} \leq L \leq 9.5 \text{ Kg/h}$$

pues teniendo un flujo menor de 3.5 kilogramos por hora - tendríamos un goteo inconstante, y con flujos mayores de 9.5 kilogramos por hora , causa inundación en la torre.

A.4) Método de muestreo y análisis

Los pasos para esta parte son los siguientes:

- Las muestras se recogerán a la salida del controlador de inundación.
- Se tomarán muestras hasta que se obtenga una concentración de salida constante, o sea, - que la absorción se estabilize.
- Ya estabilizada ésta, se puede decir que - se obtuvo la absorción para este flujo.
- Para saber la concentración de salida se - realizará una titulación con NaOH (Hidróxido - de sodio). Ver detalles en apéndice.

CAPITULO V
RESULTADOS Y CALCULOS

RESULTADOS Y CALCULOS

A) Resultados del muestreo

La tabla 5.1 muestra los datos obtenidos experimentalmente en cada una de las once corridas.

Al final de cada línea se puede leer los volúmenes de solución de NaOH de normalidad 0.0346 que se gastaron en la titulación, cuando se estabilizó la absorción.

Los tiempos de estabilización en ocasiones son muy largos pero esto es causado porque la unión entre la torre de absorción y el controlador de inundación es muy largo, lo cual, causa un estancamiento a la salida de la torre, y por consecuencia un retraso en la estabilización de la absorción, por lo que esta unión debe ser lo mas corta posible sin que con ésto nulifique su función, que es formar un tapón hidráulico para que el gas fluya por la torre y no trate de salir por el controlador de inundación para todo el rango de trabajo de la torre.

B) Cálculo de la concentración de CO_2

La temperatura a la que se operó fue de 18 °C, para la cual la constante de Henry para la solución de CO_2 en agua, es de 1340 atmosferas (l).

La presión atmosférica en Guadalajara es de -- 635 mm de Hg ó 0.8355 atmósferas.

La ecuación para conocer la fracción molar de -

equilibrio es:

$$X^* = \frac{P}{H} \quad (5.1)$$

Llamando C_s a la concentración de solución se obtiene:

$$X^* = \frac{C^*}{C_s} \quad (5.2)$$

y como es una solución acuosa:

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

quedando así:

$$C^* = \frac{P}{H} \cdot C_s \quad (5.3)$$

$$C^* = \frac{0.8355}{1340} \cdot \frac{1000}{18}$$

$$C^* = 0.03464 \text{ Kmol/m}^3$$

Para obtener C_1 se usa la siguiente expresión:

$$C_1 = \frac{V_1 N}{2 V_2} \quad (5.4)$$

En donde:

V_1 es el volumen usado en la titulación.

V_2 es el volumen de la solución de dióxido de carbono. $V_2 = 20 \text{ cm}^3$

N es la normalidad de la solución usada.

quedando la ecuación:

$$C_1 = \frac{V_1 (0.0346)}{2(20)}$$

Los valores de concentración se encuentran en la tabla 5.2 y se muestran en la figura 5.1.

La concentración inicial se obtiene tomando una muestra de la entrada a la torre y titulándola de la misma forma que para las otras muestras.

C) Cálculo de K_L para cada corrida

De la ecuación:

$$K_L = \frac{L}{A \rho_m} \ln \frac{C^* - C_2}{C^* - C_1} \quad (2.32)$$

de la cual ya tenemos todos los datos para la obtención de K_L , nos queda de la forma:

$$K_L = \frac{L}{23.8781} \ln \frac{0.03464 - 1.1950 \times 10^{-4}}{0.03464 - C_1}$$

Así con los valores de flujo (L), y de concentración (C_1), podremos saber los valores de K_L .

La tabla 5.2, representa los valores de K_L para cada corrida con respecto al flujo.

Graficando los puntos de K_L contra L , figura 5.2

ΔP	L	V_1	$C_1 \times 10^3$	$K_L \times 10^4$
3	4.01	1.9	1.6435	7.6144
4	4.73	2.1	1.8165	10.0268
5	5.37	2.2	1.9030	11.9934
6	5.97	2.3	1.9895	13.9806
7	6.52	2.0	1.7300	13.1035
8	7.04	1.9	1.6435	13.3703
9	7.53	1.8	1.5570	13.4762
10	8.00	1.7	1.4705	13.4378
11	8.45	1.6	1.3840	13.2678
12	8.88	1.5	1.2975	12.9768
13	9.30	1.45	1.2543	13.0799

TABLA 5.2

VALORES DE ABSORCION Y COEFICIENTES DE ABSORCION PARA
TODAS LAS CORRIDAS..

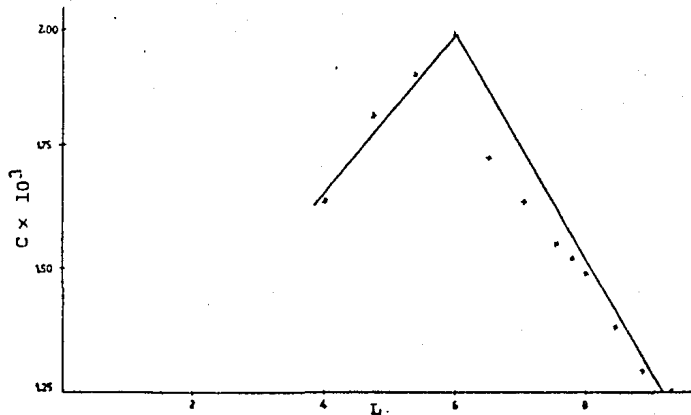


FIG. 5.1 ABSORCION OBTENIDA EN FUNCION DEL FLUJO.

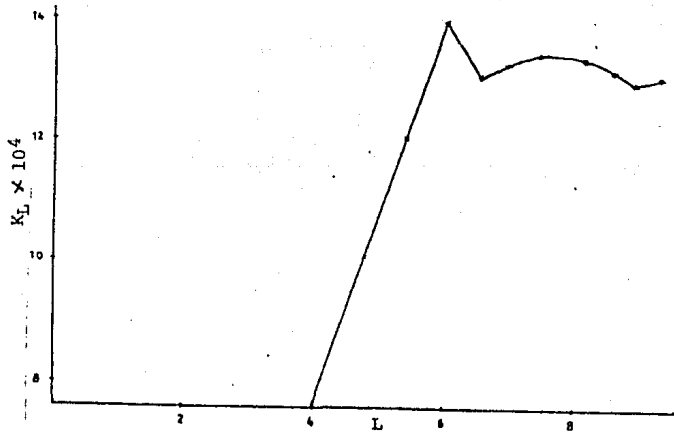


FIG. 5.2 COEFICIENTE DE ABSORCION EXPERIMENTAL EN FUNCION DEL FLUJO.

se puede observar como conforme va aumentado el flujo, K_L , también aumenta, pero llega un momento en que la absorción llega a su máximo y empieza a bajar, con una pendiente -- muy pequeña.

La figura 5.2 muestra tal como fueron resultados de los puntos experimentales, y se ve que el comportamiento de la torre cambia totalmente para flujos mayores de 6 litros por hora. Estos puntos en los cuales la absorción empieza a bajar, los aproximaremos a una recta. Después, se ajusta de tal manera, que se forme solo una curva con pendiente continua, en todo el rango donde se operó la torre, como se muestra en la figura 5.3.

Sacando las ecuaciones de la figura 5.4 podremos saber qué ecuación rige en cada rango, o sea con qué flujos tenemos un comportamiento y con qué otros se cambia.

D) Comportamiento de la torre

Como se dijo anteriormente, se procederá a sacar las ecuaciones de cada recta.

Se graficará el K_L contra el número de Reynolds.

Como se sabe, (1), el número de Reynolds para tubos con relleno es:

$$Re = \frac{Lv}{A_p \mu_L} \quad (5.5)$$

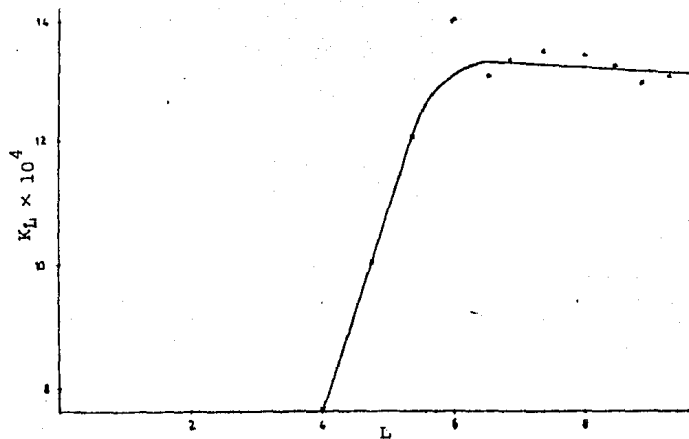


FIG. 5.3 COEFICIENTES DE ABSORCION EN FUNCION DEL FLUJO AJUSTANDOSE A UNA CURVA.

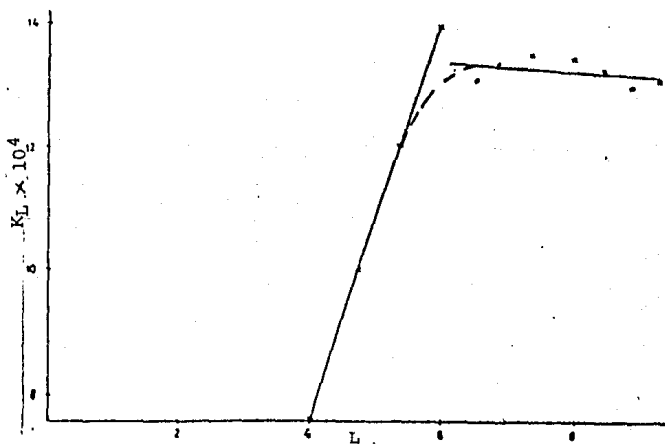


FIG. 5.4 COEFICIENTES DE ABSORCION EN FUNCION DEL FLUJO AJUSTANDOSE A DOS RECTAS.

donde:

L_v es la velocidad lineal del líquido en la torre vacía.

A_p es la superficie específica del relleno

μ_L es la viscosidad del líquido

Para lo cual la velocidad del líquido es:

$$L_v = \frac{L}{A} \quad (5.6)$$

siendo:

L el flujo

A el area transversal de la torre

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (5.7)$$

$$= \frac{\pi (0.0250)^2}{4}$$

$$= 5.0671 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

en consecuencia:

$$L_v = \frac{L}{5.0671 \times 10^{-4} \text{ m}^2}$$

y pásandola a terminos de flujo por segundo:

$$L_v = \frac{L}{5.067 \times 10^{-4} \text{ m}^2 (3600.)}$$

$$= \frac{L}{1.8242}$$

El área específica ya se había calculado anteriormente, se obtuvo un valor de $785.4 \text{ m}^2 / \text{m}^3$.

Viscosidad a la temperatura de trabajo (1):

$$\mu_L = 1.0559 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{m seg}}$$

Por lo que el número de Reynolds, sólo en función de L_v , queda:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{L_v}{785.4 (1.0559 \times 10^{-3})} \\ &= \frac{L_v}{0.8293} \end{aligned}$$

Con la cual obtenemos la tabla 5.3, de la cual se construye la figura 5.5.

Como se ve en la figura 5.5, son dos rectas las que rigen el comportamiento de la torre, por lo que se procederá a encontrar sus ecuaciones que rigen y para qué rango de número de Reynolds se cumple.

Primero se ajustará a una recta cada sección de la gráfica, de tal manera que la ecuación sólo quede en función del flujo, y para esto, se pondrá como x a el flujo, y , como y los valores de K_L , así partiendo de la ecuación A.5:

$$y = mx + b$$

la ecuación quedará de este modo:

$$K_L = mL + b \quad (5.8)$$

L	Lv	Re
4.01	2.1983	2.6508
4.73	2.5930	3.1267
5.37	2.9438	3.5498
5.97	3.2727	3.9464
6.52	3.5743	4.3100
7.04	3.8593	4.6537
7.53	4.1279	4.9776
8.00	4.3856	5.2883
8.45	4.6323	5.5858
8.88	4.8680	5.8700
9.30	5.0982	6.1477

TABLA 5.3

VALORES DEL NUMERO DE REYNOLDS EN FUNCION DEL FLUJO.

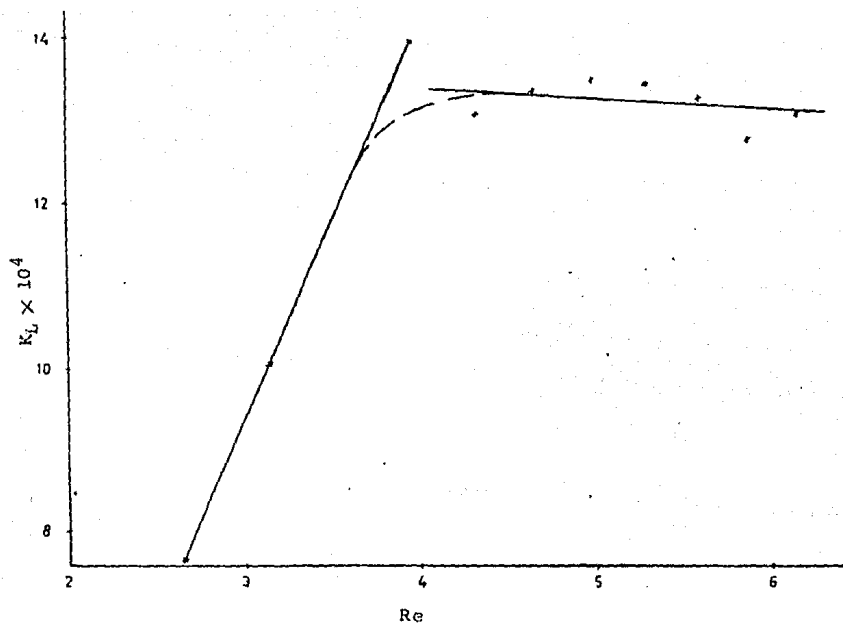


FIG. 5.5 NUMERO DE REYNOLDS OBTENIDO EN FUNCION DEL FLUJO.

Empezaremos con la primera recta, la cual empieza con $L = 4$ hasta un valor de $L = 6$, de la cual tenemos la tabla 5.4.

x	y
L	$K_L \times 10^4$
4.01	7.6144
4.73	10.0268
5.37	11.9934
5.97	13.9806

TABLA 5.4

DATOS DEL COEFICIENTE DE ABSORCIÓN PARA FLUJOS DE 4 A 6 LTS/HR.

Con lo que con estos datos obtenemos:

$$\text{intersección} = b = -5.3191 \times 10^{-4}$$

$$\text{pendiente} = m = 3.2317 \times 10^{-4}$$

$$\text{Correlación} = 0.9999$$

De esta manera acomodando estos datos de acuerdo a la ecuación A.4 nos queda que la ecuación que rige esta sección de la curva es:

$$K_L = 3.2317 \times 10^{-4} L - 5.3191 \times 10^{-4} \quad (5.9)$$

De igual manera para la segunda recta, la cual empieza en $L = 6.5$ hasta un valor de $L = 9.30$ tenemos

1.a tabla 5.5.

x	y
L	$K_L \times 10^4$
6.52	13.1035
7.04	13.3703
7.53	13.4762
8.00	13.4378
8.45	13.2678
8.88	12.9768
9.30	13.0799

TABLA 5.5

DATOS DEL COEFICIENTE DE ABSORCION PARA FLUJOS DE 6.5 A 9.30
LTR/HR.

Para también obtener los siguientes datos:

$$\text{intersección} = b = 13.8561 \times 10^{-4}$$

$$\text{pendiente} = m = -7.6743 \times 10^{-6}$$

$$\text{Correlación} = 1.0000$$

De igual manera ajustandola a la ecuación A.4
la ecuación que rige esta sección es:

$$K_L = -7.6743 \times 10^{-6} L + 13.8561 \times 10^{-4}$$

(5.10)

Ahora, si vemos ésto con respecto al número de

Reynolds, según la tabla 5.3 veremos que la ecuación:

$$K_L = 3.2317 \times 10^{-4} L - 5.3191 \times 10^{-4} \quad (5.9)$$

se cumple tan sólo para números de Reynolds mayores de 2.5 pero menores de 4.

Y para la ecuación:

$$K_L = -7.6743 \times 10^{-6} L + 13.8561 \times 10^{-4} \quad (5.10)$$

se cumple sólo para el rango de número de Reynolds mayores de 4 hasta números de Reynolds menores de 6.

Pero como se ve en la figura 5.5, las ecuaciones tienen un rango de incertidumbre, que es donde sucede el cambio de régimen, por lo que se debe tener cuidado al trabajar en esta zona, que es más o menos el rango de flujos desde 5.4 hasta un flujo de 6.5 litros por hora, lo que sería su número de Reynolds en un rango de 3.5 a 4.3, que es una zona en que ninguna de las dos ecuaciones en realidad rigen el comportamiento de la torre.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Los valores de absorción fueron variando con la variación de flujos.

A pequeños flujos, la absorción aumentó al aumentar éstos, pero se llegó a flujos en los cuales la absorción bajó al aumentar el flujo.

Esta baja en la efectividad de absorción, es -- causada por un cambio en el tipo de flujo en la torre. Si se tiene flujo laminar, la efectividad del área de transferencia de masa será mayor que si se tiene un flujo turbulento. Esto es causado por los remolinos que dejan áreas en las que no se realiza el intercambio másico, y además, causa fluctuaciones en la velocidad del líquido.

En nuestra torre la transición de flujo laminar a turbulento ocurrió cuando:

$$3.5 \leq Re \leq 4.3$$

Los valores de los coeficientes de absorción ob tenidos fueron:

- Para el flujo laminar el K_L varió desde un valor de 7.6144 hasta 13.9806.

- Para flujo turbulento varió desde 13.1035 -- hasta 13.0799.

APENDICE

APENDICE

A) Métodos de calibración de manómetros

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

A.1) Método de calibración del manómetro de gas

Para la calibración de este manómetro se utilizó un recipiente "calibrador de orificio", (4), - el cual se puede ver en la figura A.1 .

A un tanque de 20 litros de capacidad se le acoplaron los siguientes aditamentos:

- Un tubo de vidrio transparente para medir el nivel del agua; junto con éste, una graduación señalando los diferentes volúmenes de volumen. La separación entre -- cada marca corresponde a un volumen de un litro.

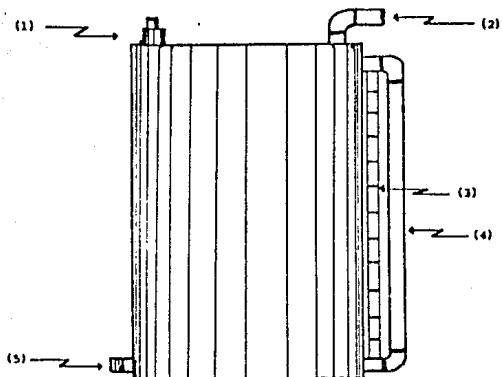
- En un extremo de la parte superior del reci-- piente, la conexión a la línea de alimentación de aire.

- Una manguera para descarga de agua.

- Y en el otro extremo de la parte superior del recipiente una conexión para la alimentación de agua, la cual se cierra después de llenar el tanque.

A.2) Operación del calibrador

Con la línea de alimentación de aire conectada



- (1) ALIMENTACION DE AGUA.
- (2) CONEXION DE ALIMENTACION DE AIRE.
- (3) GRADUACION.
- (4) TUBO DE NIVEL.
- (5) DESCARGA DE AGUA.

FIG. A.1 CALIBRADOR DE ORIFICIO.

en la parte superior del recipiente y lleno de agua, se regula el flujo de aire para que origine una caída de presión determinada en el orificio del manómetro a calibrar.

El aire desplaza el agua, que es desalojada a través de la manguera.

La salida del agua deberá mantenerse a una diferencia de altura constante sobre el nivel del agua para conservar así mismo invariable el flujo y la presión del aire.

Tomando el tiempo requerido para desplazar el nivel entre dos marcas, podrá calcularse el gasto.

A.3) Método de calibración del manómetro del líquido

La calibración del manómetro del líquido es relativamente fácil.

En un recipiente de volumen conocido se recoge el líquido después de atravesar el orificio, y se mide el tiempo necesario para llenar el recipiente, esto se repite para diferentes caídas de presión en el manómetro.

A partir de los datos de volumen y tiempo se obtiene los flujos correspondientes a la caída de presión.

B) Calibración del manómetro de agua

El recipiente usado para la calibración del manómetro de agua fué una probeta de 100 mililitros. La siguiente tabla presenta el tiempo necesario para llenar el

recipiente, para once lecturas de caída de presión.

ΔP = centímetros

t = segundos

CORRIDA	ΔP	t
1	3	89.8
2	4	76.1
3	5	67
4	6	60.3
5	7	55.2
6	8	51.1
7	9	47.8
8	10	45
9	11	42.5
10	12	40.5
11	13	38.7

TABLA A.1

DATOS OBTENIDOS PARA LA CALIBRACION DEL MANOMETRO DE AGUA

El flujo es dado por la ecuación:

$$L = V(3600/t) \quad (A.1)$$

en donde:

L = flujo en Kg/h.

V = volumen en litros.

t = tiempo en segundos.

ρ = densidad = 1 kg/l.

Sustituyendo en la ecuación A.1 podemos obtener la tabla A.2 en la cual se encuentra la variación del flujo con respecto a la caída de presión. Y así partiendo de la tabla A.2 podemos obtener la figura A.2, de L contra ΔP y en la cual con una simple lectura podremos saber qué flujo de agua tenemos.

Para obtener mayor exactitud se encontró la ecuación que rige esta curva, para lo cual, como se sabe el flujo está en función del ΔP con la siguiente ecuación:

$$L = A(\Delta P)^b \quad (A.2)$$

la cual linearizándola por medio de logaritmos nos da:

$$\ln L = \ln A + b \ln \Delta P \quad (A.3)$$

o sea

$$y = b + m x \quad (A.4)$$

y con esto, sacando los datos de la tabla A.2 podemos obtener la tabla A.3 y con ésta los siguientes datos:

$$\text{intersección} = \ln A = 0.7577$$

$$\text{INV } \ln A = A = 2.1335$$

$$\text{pendiente} = b = 0.5742$$

$$\text{Correlación} = 1.0000$$

CORRIDA	ΔP	L
1	3	4.01
2	4	4.73
3	5	5.37
4	6	5.97
5	7	6.52
6	8	7.04
7	9	7.53
8	10	8.00
9	11	8.47
10	12	8.88
11	13	9.30

TABLA A. 2
DATOS DE LA FIGURA A. 2

ΔP	L	$\ln^x \Delta P$	$\ln^y L$
3	4.01	1.0986	1.3888
4	4.73	1.3863	1.5539
5	5.37	1.6094	1.6808
6	5.97	1.7918	1.7867
7	6.52	1.9454	1.8749
8	7.04	2.0794	1.9516
9	7.53	2.1972	2.0189
10	8.00	2.3026	2.0794
11	8.47	2.3979	2.1365
12	8.88	2.4849	2.1838
13	9.30	2.5649	2.2300

TABLA A.3

DATOS PARA LA OBTENCION DE LA ECUACION DEL MEDIDOR DE AGUA

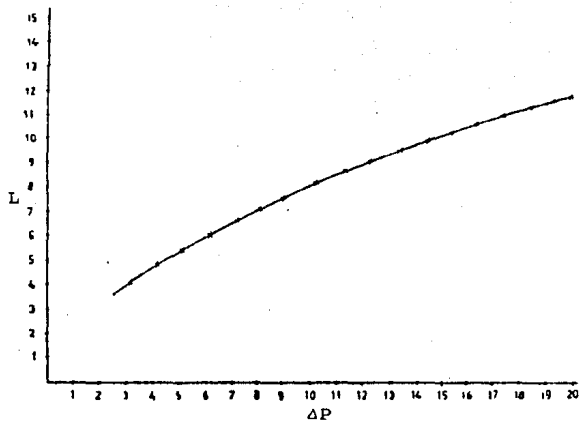


FIG. A.2 CALIBRACION DEL MEDIDOR DE FLUJO DE AGUA

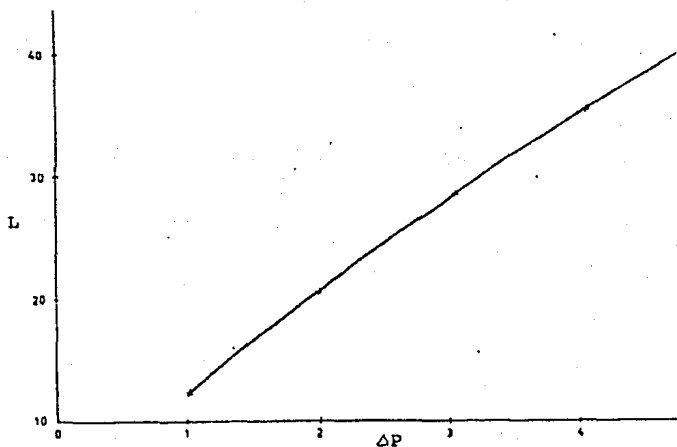


FIG. A.1 CALIBRACION DEL MEDIDOR DE FLUJO DE GAS.

Con ésto de acuerdo con la ecuación A.2 la ecuación de flujo en función de la diferencia de presión resulta:

$$L = 2.1335 \Delta P^{0.5742} \quad (\text{A.5})$$

De esta manera con cualquier valor de diferencia de presión podremos conocer el flujo exacto en ese momento. También se puede hacer gráficamente pero, por medio de la ecuación es más exacto.

C) Calibración del manómetro de gas

El gas que se utiliza es una mezcla de aire -- con CO_2 y se usó un ΔP de 3 centímetros para todas las corridas.

De igual manera, para el flujo de gas se obtuvo la siguiente tabla por el método de medición antes descrito; y se obtuvo la ecuación que rige la curva, que se ve en la figura A.3 con los datos de la tabla A.4.

AP	L	X Ln ΔP	Y Ln L
1	12.1082	0	2.4939
2	20.5063	0.6931	3.0256
3	28.1241	1.0986	3.3366
4	35.0687	1.3863	3.5573
5	41.6159	1.6094	3.7285

TABLA A.4
DATOS PARA LA OBTENCIÓN DE LA ECUACIÓN DEL MEDIDOR DE GAS

Con lo que obtenemos los siguientes datos:

$$\text{intersección} = \ln A = 2.4939$$

$$\text{INV } \ln A = A = 12.1082$$

$$\text{pendiente} = b = 0.7671$$

$$\text{Correlación} = 1.0000$$

y con estos datos de acuerdo con la ecuación A.2 obtener:

$$L = 12.1082 \Delta P^{0.7671} \quad (\text{A.6})$$

siendo esta la ecuación para el manómetro de gas.

D) Operación de la columna

Lo primero antes de empezar la experimentación es encender la compresora para que ésta alcance su presión de trabajo, mientras se realizan todos los pasos preliminares; se llena el tanque alimentador de agua y se revisan todas las conexiones para prevenir posibles fugas.

Ya que el compresor ha alcanzado su presión de trabajo, se deja que el gas corra por uno o dos minutos por el equipo y al mismo tiempo se controla con el manómetro la presión a la que se desea trabajar, pues ésta permanecerá constante durante toda la experimentación.

El gas que se utiliza es una mezcla de aire y CO_2 .

Se escoge el flujo de agua en el que se realizará la corrida, teniendo cuidado de no rebasar los límites de inundación y de flujo inconstante, pues ésto podría -

perjudicar la corrida.

Ya controlado todo ésto, se procederá al muestreo.

Para realizar otra corrida, se cambia el flujo de agua y se procederá a repetir los pasos anteriores.

Es importante tener la compresora en la presión de rango de trabajo para tener el flujo de aire constante y por consiguiente el de gas.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Perry, J. H.,
Chemical Engineers' Handbook (4th Edition).
Mc Graw-Hill Book Company, Kogakusha Company,
Ltd., Tokyo (1963) .
- 2.- Treybal, Robert E.,
Operaciones de transferencia de masa (3^a Edi-
ción), Mc Graw-Hill de México, México, 1980 .
- 3.- Badger, Walter L., Banchero, Julius T.,
Introducción a la Ingeniería Química,
Mc Graw-Hill de México, México, 1970.
- 4.- Casillas, Gutierrez Alejandro,
Diseño y construcción de un equipo piloto de
fluidización de sólidos y experimentación con
arenas sílicas, Tesis, U.A.G., 1971.
- 5.- Geankoplis, Christie J.,
Procesos de transporte y operaciones unita-
rias, (1^a Edición), CECSA, México, 1982 .

- 6.- Hörner, B., Abbenseth, R., Dialer, K.,
The prediction of mass transfer coefficients
in absorption from the measured turbulence -
properties of the liquid, International Che-
mical Engineering, Vol. 22, No 2, April 1982.

copi-offset express

TESIS • MEMORIAS • INFORMES
AV. MEXICO No. 2210
Casi Esquina Con Americas
Tel. 15-19-68

GUADALAJARA, JALISCO
COPIAS • TESIS
TRANSCRIPCIONES
HELIOGRAFICAS
ENCUADERNACION
ENCARGUADOS
REDUCCIONES
ENMICA DOS
IMPRESIONES DE:
FORMAS INTERIAS
FACTURAS VOLANTES
PASAMOS SU TESIS
LA MAQUINA IBM



USAMOS EQUIPOS XEROX Y OFFSET

• Reproducción • Impresión de offset
• Papeles de color • Copias de alta calidad
• Impresión de formas y
• Copias de alta calidad

HELIOGRAFICAS

• COPIAS (B&W)
• PAPELERIA PARA SU EMPRESA
• REDUCCIONES
• AMPLIFICACIONES