

300618

19

2o.



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

Incorporada a la
Universidad Nacional Autónoma de México

**"CONSTRUCCION Y ELABORACION DE PRACTICAS
EN UNA TORRE EMPACADA PARA EL LABORATORIO
DE INGENIERIA QUIMICA DE LA UNIVERSIDAD
LA SALLE"**

TESIS PROFESIONAL

Que para obtener el Título de:

LICENCIADO EN INGENIERIA QUIMICA

P R E S E N T A:

JOSE LUIS RENDON CANALES

México, D. F.

1988

FALLA DE CRIGEN



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.

I N D I C E

	<u>PAG.</u>
I- <u>INTRODUCCION</u>	1
II- <u>GENERALIDADES DE ABSORCION</u>	
2.1 TRANSFERENCIA DE MASA	2
2.2 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MASA	4
2.3 COEFICIENTES TOTALES DE TRANSFERENCIA DE MASA	5
2.4 RELACIONES DE EQUILIBRIO	8
III- <u>GENERALIDADES DE TORRES EMPACADAS</u>	
3.1 CARACTERISTICAS DE LAS TORRES EMPACADAS	11
3.2 DISEÑO DE TORRES EMPACADAS	15
3.3 BALANCE DE MATERIA	16
3.4 RELACION MINIMA L/V	20
3.5 FLUJO DE GAS Y LIQUIDO P. TRAVES DE UNA TORRE EMPACADA	22
3.6 DIMENSIONES DE LAS TORRES EMPACADAS	28
3.7 CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE	29
3.8 VELOCIDAD DE MOJADO	33
3.9 ALTURA DE LA TORRE	36
3.10 CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA	37
3.11 CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA	43
IV- <u>DESCRIPCION DEL PROYECTO</u>	
4.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO	46
4.2 DESCRIPCION DEL PROCESO	49
V- <u>EXPERIMENTACION</u>	
5.1 COMPORTAMIENTO HIDRAULICO	51
5.2 TRANSFERENCIA DE MASA	59
VI- <u>DISEÑO DE PRACTICAS</u>	
6.1 CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD DE INUNDACION EN UNA TORRE EMPACADA, SISTEMA AIRE/AGUA	62
6.2 ABSORCION EN UNA TORRE EMPACADA SISTEMA AIRE-CO ₂ / AGUA	68
VII- <u>CONCLUSIONES</u>	82
VIII- <u>BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS</u>	86

I. INTRODUCCION

La absorción es una operación de la Ingeniería Química que involucra la transferencia de uno o más componentes de una fase gaseosa a un solvente líquido. En algunos casos, parte del solvente puede transferirse a la fase gas, sin embargo, este es un efecto que no altera el propósito fundamental del proceso de absorción.

Muchas de las veces los solventes utilizados son caros, por lo que se requiere remover el gas absorbido y regresar el solvente al sistema. Al proceso de separación de un gas absorbido en un líquido por medio de otro gas no soluble se le denomina desorción, operación inversa a la absorción debido a que involucra la transferencia de uno o más materiales desde el solvente líquido a la fase gaseosa.

Generalmente el solvente líquido entra al equipo por la parte superior a contracorriente de la fase gaseosa que sube a través de platos o empaque, de tal forma que el soluto sea transferido de la fase gas al solvente.

El solvente ideal, ya sea para torres empacadas, que es el tipo de equipo de contacto a que se refiere este estudio y que por su menor costo son más utilizadas, y torres de platos es aquel no volátil, de mínimo costo, no corrosivo, estable, no viscoso, no inflamable, que no forme espuma y que posea una solubilidad infinita para el soluto. Debido a todo esto no se ha encontrado el solvente perfecto para cada proceso, por lo que la selección del solvente es aún muchas veces un proceso de prueba.

El objetivo de esta tesis es construir y experimentar en una torre empacada a nivel laboratorio, la operación de absorción, de tal forma que se puedan realizar en este equipo prácticas repetitivas acerca del comportamiento hidráulico y cálculo del coeficiente global de transferencia para el sistema CO_2 -aire y agua.

II. GENERALIDADES DE ABSORCIÓN

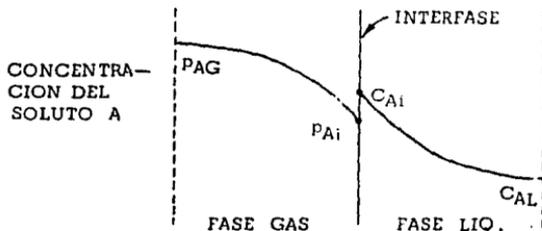
2.1 TRANSFERENCIA DE MASA

La absorción, como todas las demás operaciones de transferencia de masa, involucra el transporte de una sustancia a través de otra a nivel molecular. Para el caso de la absorción se tiene que analizar la transferencia de masa entre dos fases, ya que involucra la transferencia de un soluto desde una fase gaseosa a una fase líquida la cual no contiene al soluto o solo en una mínima proporción.

Cuando las operaciones de transferencia de masa se realizan en un tipo de operación continua, los flujos de entrada y salida del equipo permanecen constantes dando como resultado que las concentraciones en cualquier punto del equipo no cambien con el tiempo.

En el caso de la absorción, cuando las fases líquida y gaseosa entran en contacto se establece una interfase entre ellas, donde el soluto se difunde a través de la misma, la cual por sí sola constituye una resistencia a la transferencia del soluto. Con el fin de considerar isotérmico el proceso de transferencia de masa, deberá asumirse que no ocurre reacción química entre las dos fases o entre el soluto y la fase líquida.

Dado que el soluto se transfiere de la fase gaseosa hacia el líquido, existe un gradiente de concentración en la dirección de la difusión para cada fase, esto se muestra gráficamente en la siguiente figura:



Existe un gradiente de presión de la concentración del soluto en la fase gas p_{AG} a la concentración interfacial p_{Ai} y un gradiente de concentración en el líquido de c_{Ai} en la interfase a c_{AL} . Las concentraciones de A en la fase gaseosa y en la fase líquida no son valores en el equilibrio, ya que si lo fueran no existiría difusión del soluto.

Como se observó en la figura existe un aumento en la concentración en la interfase de p_{Ai} a c_{Ai} , lo cual no es una barrera para la difusión del gas al líquido. Las concentraciones de la interfase son concentraciones en el equilibrio, correspondiendo a potenciales químicos iguales de la sustancia A en ambas fases en la interfase, dependiendo de la temperatura y presión del sistema.

Para relacionar las resistencias encontradas entre las dos fases con la fuerza impulsora para el proceso de absorción, se utiliza la teoría de la Doble Resistencia sugerida por Lewis y Whitman.

Esta teoría es llamada también la teoría de la Doble Película, sin embargo este nombre no es apropiado, definiéndose mejor como teoría de la Doble Resistencia ya que existe la teoría de difusión en una película que no se relaciona con el mecanismo de absorción gaseosa.

La teoría utiliza dos suposiciones principales: que la velocidad de transferencia de masa está restringida por las resistencias que de suyo presentan los fluidos y que no hay ninguna resistencia a la transferencia a través de la interfase.

Si se restringe el estudio a la transferencia en estado permanente del soluto A y considerando que las velocidades con que A deja la fase gas para difundirse en el líquido deben ser iguales, teremos que:

$$N_A = k_g (P_{AG} - P_{Ai}) \quad (1)$$

$$N_A = k_L (c_{Ai} - c_{AL}) \quad (2)$$

k_G y k_L son los coeficientes de transferencia de masa para la fase gaseosa y la fase líquida respectivamente y tienen unidades de moles transferidos de A / (tiempo) (área interfacial) (unidades de concentración).

La diferencia de presión parcial $p_{AG} - p_{Ai}$, es la fuerza impulsora requerida para transferir el soluto del seno del gas a la interfase y la diferencia de concentración $c_{Ai} - c_{AL}$, es la fuerza impulsora necesaria para continuar la transferencia de A hasta el seno del líquido.

2.2 COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MASA.

Los coeficientes de transferencia de masa utilizados en las expresiones de velocidad de transferencia, representan la resistencia que se presenta a la difusión del soluto en cada una de las fases.

En las ecuaciones 1 y 2 se puede observar que las fuerzas impulsoras involucran términos en la interfase, los cuales son generalmente imposibles de calcular, ya que tienen lugar en distancias extremadamente pequeñas. Debido a lo anterior, estos términos tienen que ser conocidos por medio de un método indirecto.

En caso de que el componente que se absorbe sea muy soluble en el solvente utilizado, como en el caso de amoníaco en agua, puede ser demostrado que la presión parcial del componente gaseoso en la interfase es igual a la presión parcial en el equilibrio del mismo componente gaseoso p_A^* . La resistencia a la absorción es casi única en la película de gas y el gradiente de las presiones parciales a través de esta película es esencialmente como si no existiera película de líquido presente, y la ecuación 1 se expresa:

$$N_A = k_G (p_{AG} - p_A^*) \quad (3)$$

En este caso se dice que la película de gas controla. Los coeficientes calculados con la ecuación 3 son prácticamente iguales a los valores rea-

les de k_G .

Para el caso de bióxido de carbono en agua, el componente que se absorbe CO_2 es muy poco soluble en el líquido absorbente, por tanto en caso inverso al anterior, la película de líquido tiende a controlar y la ecuación 2 se expresa en términos de la concentración de equilibrio c_A^* como:

$$N_A = k_L (c_A^* - c_{AL}) \quad (4)$$

El coeficiente de transferencia calculado para un gas poco soluble es prácticamente idéntico al valor real de k_L .

Como resultado de este cálculo de los coeficientes individuales tenemos que el efecto de la película de líquido es despreciable en una absorción si el gas es muy soluble en el líquido y el efecto de la película de gas es despreciable si el gas es poco soluble en dicho líquido.

Cuando la solubilidad del gas es intermedia, por lo que no se encuentra en ninguno de los casos anteriores, la resistencia de ambas películas tiene que ser considerada y los coeficientes no pueden ser calculados mediante las ecuaciones obtenidas.

2.3 COEFICIENTES TOTALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Debido a que es muy difícil obtener los datos de presión y concentración en la interfase, es conveniente utilizar los coeficientes totales basados en las fuerzas impulsoras totales:

$$N_A = K_G (P_{AG} - P_{i,A}^*) \quad (5)$$

$$N_A = K_L (c_A^* - c_{AL}) \quad (6)$$

Donde K_G y K_L son los coeficientes totales de transferencia para cada fase, P_{AG} y P_A^* son las presiones parciales en el seno del gas y en el equilibrio

y c_A^* y c_{AL} son las concentraciones de A en el equilibrio y en el seno del líquido.

Es claro que K_G y K_L son iguales a sus respectivos coeficientes de película cuando alguna de las fases controla.

Los coeficientes totales no pueden ser calculados a partir de los datos de laboratorio a menos que la ley de Henry sea válida para el sistema en el cual se está trabajando. Estos coeficientes también pueden ser calculados a partir de datos de laboratorio si la relación de equilibrio entre la presión parcial y la concentración en el líquido del soluto A es lineal en el rango de concentraciones considerado.

Si la absorción es llevada a cabo a baja presión, en muchos casos la ley de Henry es tomada como la relación de equilibrio, pudiéndose relacionar los coeficientes totales con los coeficientes individuales mediante las siguientes ecuaciones:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} \quad (7)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{Hk_G} \quad (8)$$

donde H es la constante de proporcionalidad de la ley de Henry. $1/K_G$ y $1/K_L$ son consideradas como las resistencias totales y $1/k_G$, H/k_L , $1/k_L$ y $1/Hk_G$ son las resistencias de película expresadas en términos de presión y concentración.

Sólo que k_G sea mucho mayor que k_L , se tendrá que es un gas muy soluble en el líquido y la constante de Henry es muy pequeña, resultando el término H/k_L despreciable y por lo tanto $1/K_G$ es igual a $1/k_G$, la película de gas controla.

En el caso contrario, k_L es mucho mayor a k_G , el gas por lo tanto es

muy poco soluble en el líquido y la constante de Henry es muy grande, el término $1/Hk_G$ es despreciable y por lo tanto $1/K_L$ es igual a $1/k_L$.

En el caso de absorción de dióxido de carbono en agua, donde habíamos mencionado que la película de líquido controla y resolviendo simultáneamente las ecuaciones 7 y 8 tenemos que:

$$k_G = \frac{K_L}{H}$$

$$K_L = k_L$$

En las torres empacadas no es posible medir directamente el área de contacto entre el líquido y el gas, por lo que los coeficientes de absorción son calculados en función de un volumen efectivo V , utilizando el área de contacto específica a , modelando como sigue:

$$a = \frac{A}{V}$$

Aplicando este factor a las ecuaciones 5 y 6 tenemos que:

$$N_{AV} = K_G a (P_{AG} - P_A^*)$$

$$N_{AV} = K_L a (C_A^* - C_{AL})$$

$K_G a$ es el coeficiente expresado como moles de soluto transferidas por unidad de tiempo, por unidad de volumen, por unidad de presión y $K_L a$ es el coeficiente expresado en unidades de concentración, N_{AV} es la velocidad de transferencia de masa en función del volumen efectivo, en unidades de moles por unidad de tiempo, por unidad de volumen.

2.4 RELACIONES DE EQUILIBRIO

Para el caso de la absorción de un gas en un líquido, el estado de equilibrio se considera como la composición de la fase gaseosa y la composición de la fase líquida que se alcanzaría si ambas fases se ponen en contacto por un periodo de tiempo infinito.

Las expresiones para las condiciones de equilibrio se pueden realizar de varias formas. Para el equilibrio entre un líquido y su vapor, se utiliza una curva que representa la concentración de vapor que está en equilibrio con el líquido puro cuando ambos están a una temperatura específica.

Para una mezcla binaria, la relación de equilibrio es descrita por la concentración o presión parcial de cada constituyente en la fase vapor que está en equilibrio con el líquido de una composición particular a una temperatura específica.

La transferencia de masa depende de la velocidad de difusión del gas soluble a través del gas no absorbido y del líquido absorbente. El límite de la transferencia de masa se alcanza cuando ambas fases alcanzan el equilibrio, entonces la transferencia neta de material se vuelve cero.

Se ha visto que para gases ideales, la presión total es igual a la suma de las presiones de los componentes puros. Para gases reales esto se cumple, siendo esto el postulado de la ley de Dalton de las Presiones Aditivas:

$$P_t = \sum_{i=1}^{i=n} P_i \quad P_i = \sum_{i=1}^{i=n} y_i P_t$$

Esta ley dice que en una mezcla de gases, cada componente gaseoso llena todo el volumen de la mezcla a la temperatura de la mezcla y a la presión parcial de ese componente, donde P_t es la presión total, P_i la presión parcial del componente y y_i es la fracción mol del componente.

Si un gas y un líquido no volátil son llevados al equilibrio, la concentración final del gas disuelto en el líquido es considerada como la solubilidad del gas a las condiciones de temperatura y presión de este sistema.

Si la presión de equilibrio de un gas es alta a una concentración determinada del líquido, el gas es relativamente insoluble en el líquido, mientras que si es baja, la solubilidad del gas es alta.

Cuando la fase líquida puede considerarse ideal, la presión parcial de equilibrio del gas puede determinarse sin necesidad de datos experimentales.

Las soluciones ideales se caracterizan por lo siguiente:

1. El promedio de las fuerzas intermoleculares de atracción y repulsión en la solución no varía una vez que se mezclan los constituyentes.
2. El volumen de la solución es una función lineal de la composición.
3. No existe absorción o desprendimiento de calor una vez mezclados los constituyentes.
4. La presión de vapor total de la solución varía linealmente con la composición expresada en fracción mol.

En la realidad, no existen soluciones exactamente ideales. Las soluciones polares, como agua, alcohol y electrolitos tienden a desviarse significativamente de la idealidad, mientras que mezclas de sustancias no polares se comportan muy cerca de la idealidad.

Cuando la mezcla gaseosa en equilibrio con una solución líquida ideal sigue también la ley de los gases ideales, aplica la ley de Raoult:

$$P_A = x_A P_{VA}$$

donde P_A es la presión parcial del componente A en la fase gas, x_A es la fracción mol de A en el líquido en equilibrio y P_{VA} es la presión de vapor de A a la temperatura de equilibrio.

En el caso de que la solución líquida no pueda considerarse ideal, la ley de Raoult proporciona resultados muy inexactos. Para estas soluciones puede aplicarse la ley de Henry, de acuerdo con la cual la concentración de un componente en una fase es proporcional a su concentración en la otra fase:

$$P_A = Hx_A$$

donde H es la constante de la ley de Henry, cuyo valor numérico depende del sistema considerado. Para gases poco solubles se cumple la ley de Henry hasta presiones parciales de equilibrio inferiores a 1 atm, mientras que para vapores no debe emplearse esta ley para presiones parciales superiores al 50% de la presión de saturación correspondiente a la temperatura de operación.

III. GENERALIDADES DE TORRES EMPACADAS

3.1 CARACTERÍSTICAS DE LAS TORRES EMPACADAS

Las torres empacadas se utilizan para el contacto continuo entre un líquido y un gas, normalmente son tanques verticales que son rellenos con elementos o dispositivos de una gran área superficial.

La torre empacada con flujos a contracorriente es el tipo más comúnmente usado, en ella el líquido es distribuido en la parte superior del empaque y desciende dando quiebres a través del empaque, la corriente gaseosa llevando el soluto entra por la parte inferior de la torre subiendo en contra del líquido descendente. Este arreglo provoca la máxima eficiencia posible, mientras la concentración del soluto en la corriente gaseosa disminuye al subir por la columna, existe siempre líquido fresco en contacto con el gas. En algunos casos se utiliza el flujo a cocorriente, en los que el líquido y el gas entran en la parte superior de la torre. En un principio existe una alta velocidad de absorción que disminuye hasta que en una torre de altura infinita, el líquido y el gas salen del equipo en equilibrio. Este arreglo tiene bajas caídas de presión, sin embargo, sólo conviene utilizarse cuando existen grandes fuerzas motrices.

Las torres empacadas también pueden operar con flujo cruzado, en el cual el gas fluye horizontalmente a través del empaque y es irrigado por el líquido que desciende verticalmente por el empaque. La característica de este arreglo es el bajo requerimiento de líquido y un alto flujo de gas con bajas caídas de presión. Se le utiliza cuando se absorben gases muy solubles en el líquido.

Las columnas empacadas poseen las siguientes características generales:

1. Mínimo de estructura. Se requiere exclusivamente el soporte del empaque y distribuidores de líquido aproximadamente cada 3 m. de altura.
2. Versatilidad. El empaque puede ser cambiado fácilmente en caso de requerirse menor caída de presión o mayor eficiencia, en el caso de algún cambio en las condiciones del proceso.
3. Manejo de fluidos corrosivos. Existe empaque cerámico de alta resistencia a la corrosión, de fácil cambio cuando es corroído.
4. Baja caída de presión. Sólo que se trabaje a muy altas velocidades del líquido la caída de presión por pie de altura de empaque es relativamente baja.
5. Rango de operación. A pesar de que la eficiencia varía con los flujos de líquido y gas, el rango de operación es amplio.
6. Baja inversión. Cuando son aplicables empaques de plástico o cuando el diámetro es menor a 1.3 m, el costo es relativamente bajo.

La correcta selección del tipo de empaque es importante para obtener un funcionamiento eficiente del equipo de absorción. Los principales puntos a considerar en la selección del empaque se enlistan a continuación:

1. Durabilidad y resistencia a la corrosión. El material de construcción del empaque debe ser inerte a los fluidos de proceso.
2. Alto valor de espacios vacíos. Esto evita la retención de líquido y disminuye la caída de presión.
3. Área húmeda de empaque por unidad de volumen. Debe ser alta, debido a que determina el área interfacial de contacto entre el líquido y el gas.
4. Resistencia a la fricción del flujo de gas.

5. Resistencia estructural del empaque. Con el fin de poderse manejar e instalar fácilmente.
6. Peso por unidad de volumen.
7. Costo por área efectiva de transferencia.

Existen dos formas de acomodo del empaque, en forma regular o al azar, la segunda de las dos es la más utilizada debido a su más fácil instalación y menor costo. El empaque en forma regular se utiliza generalmente como capas iniciales sobre el soporte.

Enseguida se presentan algunos tipos de empaque:



ANILLO RASCHIG



ANILLO LESSING



SILLA INTALOX



SILLA BERL



TELLERETTE



ANILLO PALL

Otro factor de importancia es la distribución de líquido en las torres empacadas, aún un buen empaque puede verse afectado en su eficiencia si existe una mala distribución de líquido en la capa superior del mismo. Una mala distribución de líquido reduce el área húmeda efectiva y favorece la canalización de líquido.

La selección del tipo de distribuidor de líquido a lo largo del empaque depende del tamaño de la columna, tipo de empaque, tendencia del empaque a dirigir el líquido hacia la pared de la torre y el material de construcción para el distribuidor.

El líquido descendiente a través del empaque y sobre la pared de la torre debe redistribuirse cada 3 diámetros de columna de altura de empaque para anillos Raschig y cada 5 a 10 diámetros de columna para empaque tipo silla. Usualmente los anillos Raschig tienen una altura máxima de 10 a 15 ft. por sección de empaque, mientras que las sillas pueden empacarse de 12 a 20 ft. de altura.

Como regla general puede considerarse una distancia de 10 ft. para la instalación de distribuidores. Estos dispositivos conducen el líquido hacia el centro de la torre para iniciar una nueva distribución en la sección inferior de empaque. La redistribución no es necesaria para empacques regulares, ya que el líquido fluye prácticamente en corrientes verticales, por lo que el líquido no fluye hacia la pared.

3.2 DISÑO DE TORRES EMPACADAS

El diseño del equipo para absorción se basa en la aplicación de los principios de difusión, equilibrio y transferencia de masa, teniendo como principal objetivo el lograr el contacto íntimo del gas con el líquido creando una gran área interfacial.

Generalmente en la mayoría de las aplicaciones de los absorbdores la corriente gaseosa es el fluido de proceso, por lo que sus condiciones de entrada como flujo, composición y temperatura son conocidos. La temperatura y composición del líquido de entrada y la composición del gas de salida se especifican de acuerdo a las necesidades propias del proceso.

Los objetivos principales en el diseño de una torre de absorción empacada son el encontrar el flujo requerido de solvente y el cálculo de las dimensiones del equipo.

Un procedimiento general de diseño consiste en los siguientes pasos:

1. Selección del solvente
2. Evaluación de los datos de equilibrio
3. Estimación de los datos de operación
4. Cálculo del diámetro de la torre, basándose en las condiciones de inundación
5. Cálculo de la altura de la torre, obteniéndose por el producto del número de unidades de transferencia por la altura de la unidad de transferencia.
6. Estimación de la caída de presión a través de la columna, utilizando correlaciones basadas en el tipo de empaque, las condiciones de operación y las propiedades físicas de las sustancias utilizadas.

3.3 BALANCE DE MATERIA

Las condiciones de operación que deben estimarse son los flujos y las concentraciones de salida para ambas fases, los cuales fijan la curva de operación.

Si consideramos una torre de absorción en la que se ponen en contacto a contracorriente dos fases insolubles, identificadas en la figura como fase V y fase L, en la base de la columna los flujos y concentraciones se definen de la siguiente forma:

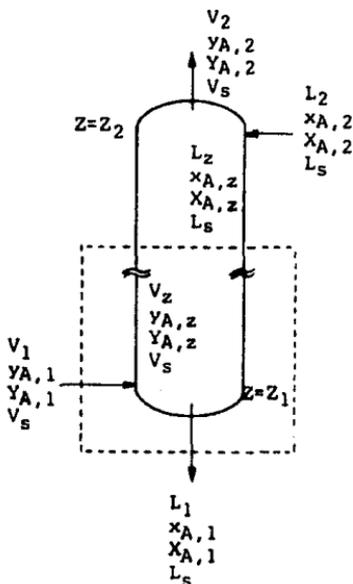


Fig. 1 Balance de materia para el componente A.

$$Y = \frac{y}{(1-y)} = \frac{P}{(P_t - P)}$$

$$V_s = V (1 - Y)$$

$$X = \frac{x}{(1-x)}$$

$$L_s = L (1 - X)$$

- V_1 son las moles totales de la fase V de entrada a la torre por hora por área transversal de la columna.
- L_1 son las moles de la fase L a la salida de la torre por hora por área transversal de la columna.
- $y_{A,1}$ es la fracción mol del componente A en V_1 , expresada en moles de A por moles totales en la fase V.
- $x_{A,1}$ es la fracción mol de A en L_1 , expresada como moles de A por moles totales en la fase L.

Para el domo de la torre se tienen V_2 , L_2 , $y_{A,2}$ y $x_{A,2}$ expresadas en las mismas unidades. Y y X son las fracciones mol en una base libre de soluto. El balance de materia global alrededor de la columna es:

$$V_1 + L_2 = V_2 + L_1 \quad (3,1)$$

que para el componente A se convierte en:

$$V_1 y_{A,2} + L_2 x_{A,2} = V_2 y_{A,2} + L_1 x_{A,1} \quad (3,2)$$

Un balance de materia para el soluto A alrededor del plano Z de la figura y el plano $Z = Z_1$, delimitado por la línea punteada:

$$V_1 y_{A,1} + L_2 x_{A,z} = V_2 y_{A,z} + L_1 x_{A,1} \quad (3,3)$$

Dado que la cantidad de gas y líquido solventes prácticamente no varía a través de su paso en la columna, conviene expresar el balance de materia en unidades de concentración libres de soluto.

La fracción mol de cada fase es:

$$y_A = \frac{Y_A}{(1 - Y_A)} \quad x_A = \frac{X_A}{(1 - X_A)}$$

Los flujos utilizados ahora son L_S y V_S , que son las moles de cada fase en base libre de solvente por hora por área transversal de la columna. El balance global para el componente A utilizando los valores libres de soluto queda:

$$V_S Y_{A,1} + L_S X_{A,2} = V_S Y_{A,2} + L_S X_{A,1} \quad (3, 4)$$

factorizando

$$V_S (Y_{A,1} - Y_{A,2}) = L_S (X_{A,1} - X_{A,2}) \quad (3, 5)$$

La ecuación 3,5 representa una línea recta, llamada línea de operación, de pendiente L_S/V_S que pasa por los puntos $(X_{A,1}, Y_{A,1})$ y $(X_{A,2}, Y_{A,2})$ como se muestra en la figura No. 2.

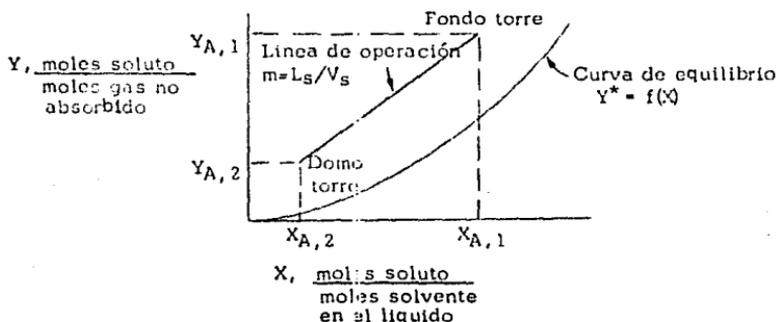


Fig. No. 2 Línea de operación.

La curva de operación es recta solamente cuando se grafica en unidades libres de soluto X y Y, debido a que las concentraciones están basadas en las cantidades constantes L_S y V_S .

Cuando se utilizan las fracciones mol x & y , como se muestra en la figura No. 3, la moles totales en las fases L o V cambian cuando el soluto se transfiere de una fase a otra. Lo anterior produce una línea curva de operación en las coordenadas X - Y.

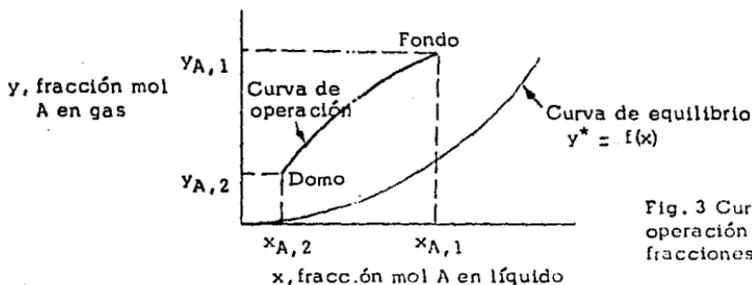


Fig. 3 Curva de operación en fracciones mol

Cuando las soluciones son relativamente diluidas, la curva de operación en fracciones mol es aproximadamente recta y los valores promedio de L y V pueden utilizarse para calcular la pendiente de la curva de operación.

3.4 RELACION MINIMA L/V

Quando se diseña una torre de absorción, la cantidad de gas que se requiere tratar V_S , las concentraciones $Y_{A,1}$ y $Y_{A,2}$ y la composición del líquido de entrada $X_{A,2}$ son fijadas por las necesidades del proceso, sin embargo, la cantidad de líquido requiere ser definida.

En la figura No. 4 se muestra como la curva de operación debe pasar por el punto A y terminar en la ordenada $Y_{A,1}$. Si se utiliza la cantidad de líquido para obtener una línea de operación AB, el líquido de salida tendrá la composición $X_{A,1}$. En caso de utilizar menos líquido, la composición del líquido de salida aumentará, punto C de la figura, pero debido a que las fuerzas motrices para la transferencia de masa son menores, la absorción se dificulta. El tiempo en que deben estar en contacto el líquido y el gas debe ser mayor y la columna de absorción por tanto debe ser más alta.

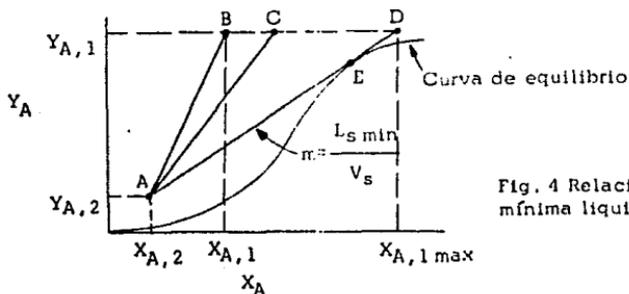


Fig. 4 Relación mínima líquido-gas

La cantidad de líquido mínima que puede utilizarse corresponde a la curva de operación ND , que posee la mayor pendiente (m) para cualquier línea que toque la curva de equilibrio, siendo tangente a ésta en el punto E . En el punto de tangencia la fuerza motriz de difusión es cero, el tiempo necesario para el cambio de concentración es infinito, por lo que la altura de la torre resultante es infinita también. Esto representa la relación limitante líquido - gas.

En la mayoría de los casos la curva de equilibrio toma el perfil mostrado en la figura No. 5, entonces la relación mínima líquido - gas corresponde a una concentración del líquido de salida en equilibrio con el gas de entrada.

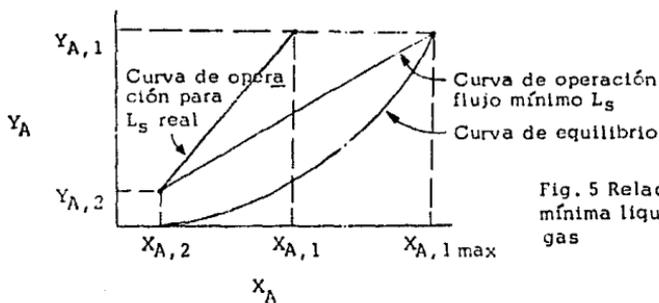


Fig. 5 Relación mínima líquido-gas

La importancia de la relación mínima líquido - gas estriba en el hecho de que frecuentemente, las condiciones de operación de los absorbedores se especifican como un factor de esta relación. En muchos casos reales, la relación real de operación es 1.5 veces la mínima L_S/V_S .

5. FLUJO DE GAS Y LIQUIDO A TRAVES DE

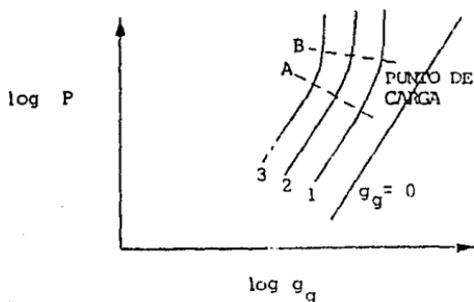
UNA TORRE EMPACADA

Uno de los parámetros más importantes que debe considerarse en el diseño de torres empacadas es la caída de presión debida al flujo de gas. En el caso de que el sistema con el cual se esté trabajando presente la mayor resistencia a la transferencia de masa en la fase gas, se tenderá a incrementar la velocidad del gas con el fin de mejorar la transferencia y a emplear empaques de menor tamaño para incrementar el área interfacial.

Además se tratará de irrigar debidamente el empaque utilizando un mayor flujo de líquido.

Todas las acciones anteriores incrementan la caída de presión del gas en la columna empacada. Con objeto de trabajar el equipo eficientemente, se debe conocer un punto óptimo de trabajo en el cual se reduzcan los costos de la instalación y de bombeo.

El comportamiento de la caída de presión con la variación de los flujos de gas y líquido se representa en la siguiente figura, en la cual la línea $g_L = 0$ muestra la variación de ΔP como función del gasto de gas para el empaque seco. La pendiente de la línea para el empaque seco se encuentra generalmente entre los valores de 1.8 a 2^[1], que corresponden a un flujo turbulento para las velocidades recomendables del gas.



Si se comienza a irrigar el empaque, dependiendo del flujo de líquido, se obtienen líneas paralelas por debajo de la línea A. La caída de presión aumenta al aumentar el flujo de líquido para una velocidad fija de gas, esto es motivado principalmente por el decremento en la sección transversal libre que puede utilizar el gas como resultado de la presencia de líquido. En esta sección, la retención de líquido es prácticamente constante a cambios en el flujo de gas.

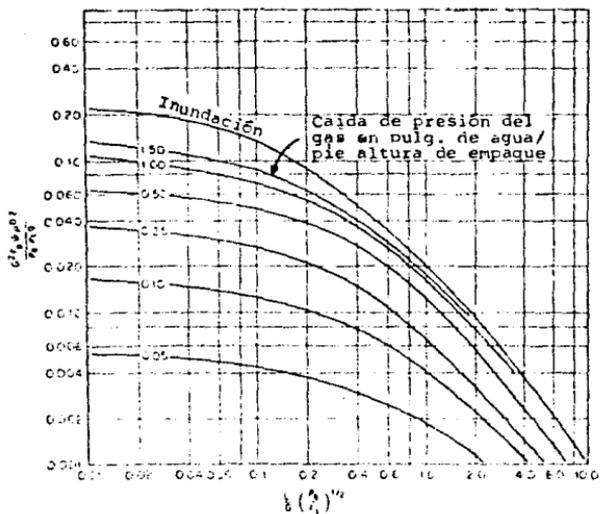
Por arriba de la línea A hasta B, al incrementarse el flujo de gas la retención de líquido aumenta rápidamente y la sección libre para el flujo de gas se reduce, ocasionando un rápido incremento de la caída de presión. A esta región se le conoce como punto de carga.

Si se aumenta aún más el flujo de gas hasta la línea B, se presenta alguno de los siguientes efectos:

- Formación de una capa de líquido en la parte superior del empaque, a través de la cual burbujea el gas.
- El líquido comienza a llenar la torre desde el fondo, cambiando de gas disperso en el líquido a líquido disperso en gas continuo, conociéndose como inmersión.
- La espuma puede comenzar a elevarse a través del empaque.

en este momento la torre se inunda, indicado por el ascenso vertical de la curva, limitándose con ello la operación de la torre empacada.

Los valores de los flujos de gas y líquido para la inundación en empaques colocados al azar dependen del método de carga del mismo (en seco o húmedo). En la figura mostrada a continuación, la curva superior correlaciona adecuadamente los datos de inundación para la mayoría de los empaques colocados al azar.



Inundación y caída de presión en torres empacadas al azar. [4] Correlación generalizada de Eckert.

Para calcular la caída de presión a través del empaque seco puede utilizarse la ecuación^[2]:

$$\Delta P = C_1 \rho_g U_t^2$$

donde ΔP = caída de presión, pulg. H₂O/pie empaque

C_1 = constante del empaque

ρ_g = densidad del gas, lb/pie³

U_t = velocidad superficial del gas, pie/seg

CONSTANTES DE EMPAQUE ^[13]				
Empaque	Material	Tamaño nominal pulg.	Espesor de pared pulg.	C_1
Anillos Raschig	Cerámica	1	1/8	0.53
		1½	3/16	0.32
		2	1/4	0.25
Anillos Raschig	Metal	1	1/16	0.54
		1½	1/16	0.32
		2	1/16	0.25
Sillas Intalox	Cerámica	1	--	0.43
		1½	--	0.18
		2	--	0.14
		3	--	0.073
Anillos Pall	Metal	1	1/16	0.18
		1½	1/16	0.11

La caída de presión incrementa cuando el empaque está irrigado, Leva^[3] de sarrolló una correlación para ajustar el coeficiente para el empaque seco al valor durante operación:

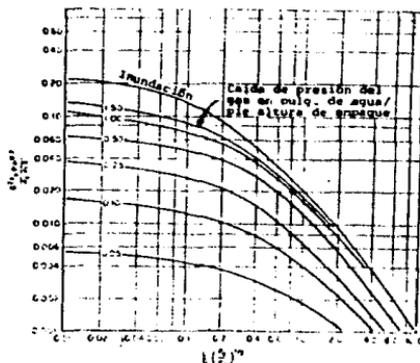
$$\Delta P = C_2 10^{C_3 U_t} \rho_g U_t^2$$

donde U_t = velocidad superficial del líquido, pie/seg, C_2 y C_3 son constantes del empaque.

Empaque	CONSTANTES DE EMPAQUE [13]				Rango de L lb/hr pie ²
	Tamaño nominal pulg.	Espesor de pared pulg.	C_2	C_3	
Anillos Raschig	1/2	3/32	3.50	0.0577	300- 8,600
	3/4	3/32	0.82	0.0361	1,800-10,800
	1	1/8	0.80	0.0348	360-27,000
	1½	1/4	0.30	0.0320	720-18,000
	2	1/4	0.28	0.0236	720-21,600
Sillas Berl	1/2	--	1.50	0.0272	300-14,100
	3/4	--	0.60	0.0236	360-14,400
	1	--	0.40	0.0236	720-28,800
Sillas Intalox	1½	--	0.20	0.0161	720-21,600
	1	--	0.31	0.0222	2,520-14,400
	1½	--	0.14	0.0161	2,520-14,400

La correlación de Leva fué desarrollada a partir de datos del sistema aire-agua, operando por debajo del punto de inundación.

Una gráfica que muestra una correlación para el cálculo de la caída de presión en lechos empacados es la siguiente [4]:



Correlación generalizada de caída de presión para empaques.
Correlación generalizada de Eckert.

Las estimaciones obtenidas de esta gráfica son similares a las que se calculan mediante la correlación de Leva, pudiéndose aplicar en cualquier caso, práctico.

FACTORES DE EMPAQUE F, (Empaque húmedo al azar) [4]

Tipo de empaque	Material	Tamaño nominal empaque, pulg.								
		1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	
Sillas Intalox	Cerámica	725	330	200	--	145	98	--	52	
Sillas Intalox	Plástico	--	--	--	--	--	33	--	--	
Anillos Raschig	Cerámica	1600 ^{b,d}	1000 ^{b,d}	580 ^e	380 ^e	255 ^e	155 ^f	125	95 ^g	
Sillas Berl	Cerámica	900 ^b	--	240 ^b	--	170 ^g	110 ^h	65 ^g	65 ^g	
Anillos Pall	Plástico	--	--	--	97	--	52	--	32	
Anillos Pall	Metal	--	--	--	70	--	48	--	28	
Anillos Raschig, c	Metal	700 ^b	300 ^b	200 ^b	170	155	115 ^b	--	--	
Anillos Raschig, d	Metal	--	--	410	290	220	137	110	83	

b

F = α/ϵ^3 obtenido en torres de 16 y 30 pulg. d.i.

^b Extrapolado ^e 3/32" pared ^h Dato por Leva

^c 1/32" pared ^f 1/8" pared

^d 1/16" pared ^g 3/16" pared

3.6 DIMENSIONES DE LAS TORRES EMPACADAS

Una vez que se han calculado las condiciones de operación a las cuales el equipo de absorción va a trabajar, queda pendiente el determinar las dimensiones de la torre. El equipo debe poseer un diámetro de tamaño suficiente para permitir el paso del líquido y el gas, además de tener la altura necesaria para asegurar la transferencia de masa requerida.

Cuando en una torre empacada se incrementa gradualmente la velocidad del gas mientras la entrada de líquido permanece constante, llega el momento en el que el efecto del gas en el líquido es tan alto que no le permite un fácil descenso en la columna. El líquido se acumula en secciones del equipo y tiende a bloquear la sección transversal para el flujo, a este punto se le conoce como carga. Lo anterior incrementa la caída de presión y evita un contacto eficiente entre las fases, llegando por último a un arrastre de líquido hacia la parte superior de la torre.

A esta condición de operación se le conoce como inundación, la cual se presenta súbitamente y a la velocidad del gas a la cual ocurre se le denomina velocidad de inundación.

7.7 CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE

Para la determinación del diámetro de torres empacadas se utilizan las condiciones de inundación, considerando como condiciones de operación un rango de 60% a 75% de la velocidad de inundación.

Enseguida se presentan algunas de las correlaciones que existen para el cálculo de las condiciones de inundación.

1. Correlación generalizada de caída de presión.

Una de las más utilizadas es la correlación de la caída de presión de la U.S. Stoneware [5] presentada en la figura No. 6, de la cual se obtienen las condiciones de inundación de acuerdo al siguiente procedimiento:

- Cálculo de la abscisa $\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.5}$
- Leer la ordenada para la curva de inundación.
- Calcular G_F de inundación de la ecuación de la ordenada.

$$\frac{G_F^2 \psi \mu^{0.2}}{\rho_g \rho_L g_c}$$

- Calcular el área transversal S , para el % de la velocidad de inundación seleccionado.

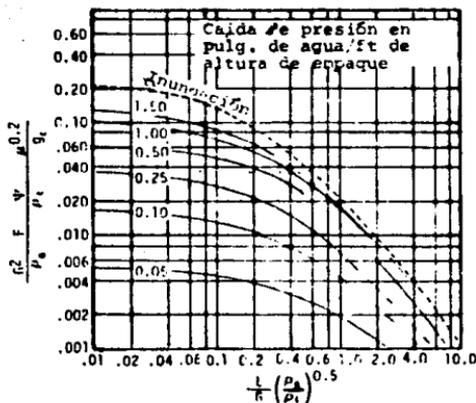
$$S = \frac{V'}{1G} \left(\frac{\text{lb totales /seg}}{\text{lb /seg ft}^2} \right)$$

- El diámetro de columna resulta de la ecuación:

$$D_T = 1.13 S^{0.5}$$

FIGURA No.6

Correlación generalizada



- L = Flujo de líquido lb/seg ft²
- G = Flujo de gas lb/seg ft²
- ρ_l = Densidad del líquido lb/ft³
- ρ_g = Densidad del gas lb/ft³
- F = Factor de empaque
- μ = Viscosidad del líquido cP
- ψ = Relación $\frac{\text{Densidad del agua}}{\text{Densidad del líquido}}$
- g_c = Constante gravitacional = 32.2

2. Correlación de Leva [6]

La correlación de Leva aplica para los puntos de carga e inundación para varios tipos de empaque. Siguiendo el mismo procedimiento que en la correlación anterior, obtenemos U_0 , con el cual fácilmente se calcula el diámetro de la torre para una fracción f de la velocidad de inundación.

$$D_T = \left(\frac{G^u}{0.785 f u_0} \right)^{0.5}$$

Siendo G'' el flujo volumétrico del gas de entrada a la torre en $\text{ft}^3/\text{seg.}$ y u_0 en $\text{ft}/\text{seg.}$

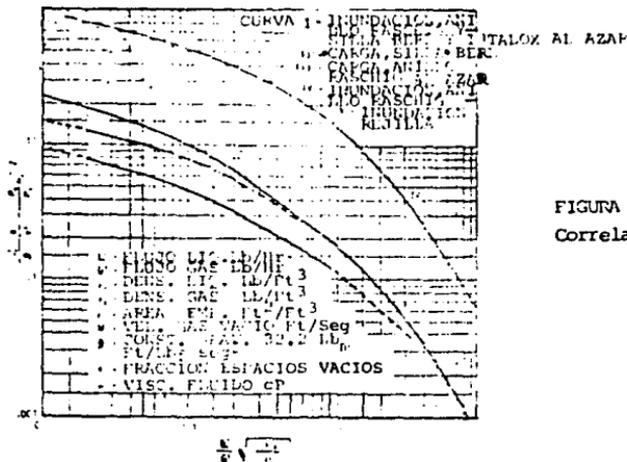


FIGURA No. 7
Correlación de Leva

3. Correlación de Zenz [7]

Esta correlación es un arreglo diferente de la correlación de Sherwood^[8], la cual ofrece la ventaja de tener menor error para extrapolaciones y no requiere el método de prueba y error para el cálculo de la velocidad de inundación. Puede ser representada por la ecuación:

$$\left[\frac{28.6 W'' (a'' L'')^{0.2} 0.5}{(\rho G/L) 0.5 (\epsilon^3)^{0.5}} \right]^{1/3} + \left[\frac{L'' (a'' L'')^{0.2} 0.5}{7,481 (\epsilon^3)^{0.5}} \right]^{1/2} = 18.91$$

La cual para un sistema gas-líquido dado, se simplifica en:

$$(W'')^{1/3} + (L'')^{1/2} = \text{constante}$$

donde:

W^m = flujo de inundación del gas, CFM por ft²
de sección transversal.

L^m = flujo de inundación del líquido, CFM por ft²
de sección transversal.

$\frac{a}{E^3}$ = factor de empaque

μL = viscosidad del líquido cP

$\rho G, \rho L$ = densidades del gas y el líquido lb/ft³

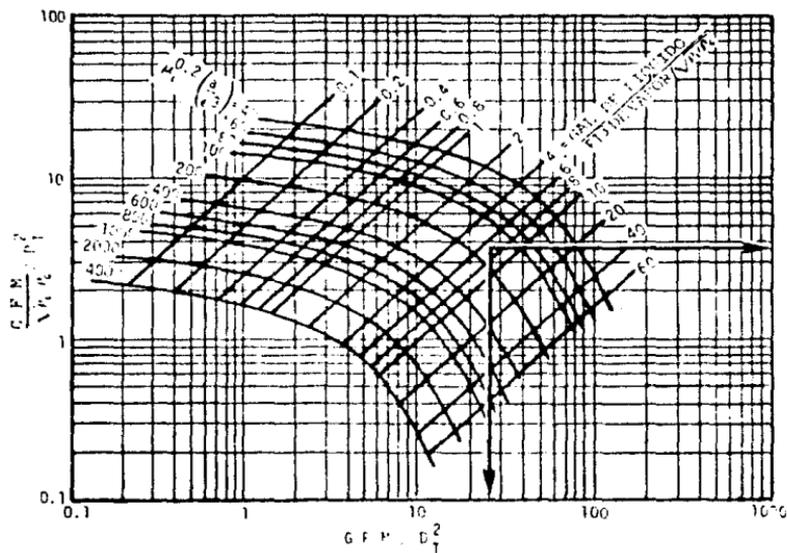


FIGURA No.8 Correlación de Zenz

3.8 VELOCIDAD DE MOJADO

En un equipo de absorción de empaque se requiere que la velocidad del flujo de líquido sea lo suficientemente alta para asegurar el óptimo humedecimiento del empaque, sin exceder el punto de carga, asegurando un funcionamiento satisfactorio de la torre. Con objeto de alimentar suficiente líquido a la torre para lograr formar una capa de líquido sobre todo el empaque, se debe calcular la velocidad mínima de mojado (NWR).

La velocidad de mojado, W , se define como el flujo volumétrico de líquido L_V'' por unidad de periferia de empaque P :

$$W = \frac{L_V''}{P} = \frac{L''A}{P}$$

donde L'' es el flujo volumétrico de líquido por sección transversal de la torre, igual a la velocidad superficial del líquido. La periferia por unidad de área, P/A , puede ser utilizada igual al área superficial de empaque por unidad de volumen, quedando:

$$W = \frac{L''}{a} = \frac{\bar{L}}{a/\rho_L}$$

donde \bar{L} es el flujo másico de líquido por unidad de sección transversal de la torre.

Morris y Jackson encontraron las siguientes velocidades como satisfactorias para los empaques indicados:

Velocidad mínima de mojado [9]

$$MWR = \frac{\text{velocidad líquido ft}^3/\text{hr ft}^2}{\text{superficie de empaque por volumen ft}^2/\text{ft}^3}$$

Empaque

Anillos (Raschig, Lessing,
etc.) 3" diámetro

0.85

Empaques mayores de
3" de diámetro

1.30

Empaques de metal
pulido y superficies de
difícil humedecimiento

1.30 - 2.50

El flujo mínimo de líquido por sección transversal de columna estará dado por:

$$\bar{L} \text{ min} = (MWR) \rho_L (a) \text{ lb/hr ft}^2$$

La velocidad del líquido en el punto de carga puede estimarse a partir de la correlación gráfica de Morris y Jackson, en la cual se utiliza la relación volumétrica gas-líquido en base al sistema aire-agua contra la velocidad de mojado.

El factor de corrección F_a se define como:

$$F_a = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{\text{aire } 20^\circ\text{C}}} \right)^{0.5}$$

De la gráfica se obtiene el flujo máximo en punto de carga:

$$\bar{L} \text{ max} = W \text{ max } \rho_L a \text{ lb/hr ft}^2$$

Por lo que la cantidad de líquido deberá encontrarse entre los límites calculados $\bar{L} \text{ min} < \bar{L} < \bar{L} \text{ max}$, con lo cual se asegura una capa de líquido suficiente sin riesgos de carga.

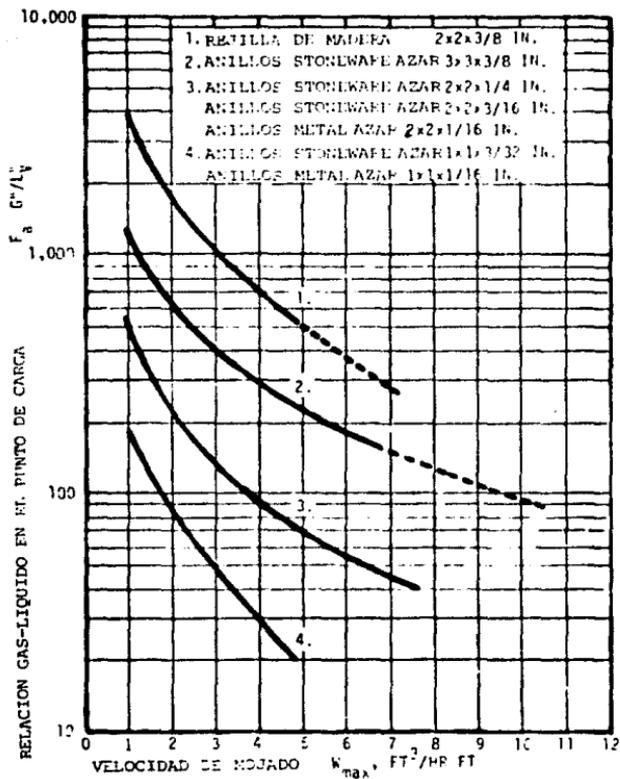


FIGURA No. 9 Velocidades de mojado para distintos tipos de empaques

3.9 ALTURA DE LA TORRE

La altura del lecho empacado se calcula determinando el número de unidades teóricas de transferencia requeridas y obteniendo la altura de empaque que ofrece la transferencia de una unidad de transferencia.

La unidad de transferencia es una medida de la dificultad de la separación del soluto de la corriente gaseosa. El número de unidades de transferencia NOG se obtiene experimentalmente o se calcula de acuerdo con alguno de los métodos expuestos posteriormente. La altura de la unidad de transferencia HOG es también determinada experimentalmente para el sistema específico de que se trate.

Existen varias aproximaciones para determinar la altura de la torre, una de las más comunes es la aproximación HOG-NOG, donde HOG se obtiene de los datos del fabricante. Sólo en caso de no existir el dato de HOG se podrá estimar, basando ambos cálculos en los coeficientes globales ya sea de la fase gas o líquida. La altura del empaque será entonces:

$$Z = \text{NOG HOG} + \text{NOL HOL}$$

donde

NOG = número de unidades de transferencia con base en los coeficientes globales fase gas.

NOL = número de unidades de transferencia con base en los coeficientes globales fase líquida.

HOG = Altura de la unidad de transferencia con base en los coeficientes globales fase gas, ft.

HOL = Altura de la unidad de transferencia con base en los coeficientes globales fase líquida, ft.

Z = altura de empaque, ft.

Usualmente un factor de seguridad de 1.2 es usado, multiplicándolo por la altura de empaque calculada.

3.10 CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

En la evaluación del número de unidades de transferencia cuando se trata de la difusión de un componente A a través de un componente no difuyente B, considerando soluciones diluidas con las que usualmente se trabaja tenemos que:

$$NOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{y-y^*} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*}$$

y = moles A/moles totales gas
 Y = moles A/moles gas libre A
 1 = Fondo de la torre
 2 = Domo de la torre
 * = Condiciones equilibrio

cuya resolución puede hacerse con la ayuda de varios métodos.

MEDIA LOGARITMICA DE LA FUERZA MOTRIZ

En este método se asume que:

$$NOG = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_M (Y - Y^*)_M}$$

donde

$$(Y - Y^*)_M = \frac{(Y - Y^*)_1 - (Y - Y^*)_2}{\ln \left[\frac{(Y - Y^*)_1}{(Y - Y^*)_2} \right]}$$

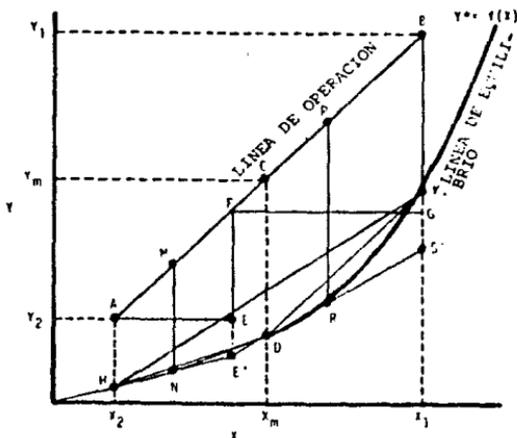
$$(y - y^*)_M = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln \left[\frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2} \right]}$$

Este método es muy simple, sin embargo, está basado en el supuesto de que la curva de equilibrio es recta dentro del rango de operación como se muestra en

la figura No. 10 . Con la curvatura de curva de equilibrio el número de unidades de transferencia calculado será mayor al requerido ya que la fuerza motriz utilizada es menor de su valor real.

FIGURA No.10

Aproximaciones involucradas en el cálculo de N_{OG}



AB Línea de operación

HK Línea de equilibrio empleando media
logarítmica fuerza motriz

HDK Línea de equilibrio empleando media
logarítmica fuerza motriz con corrección
de curvatura

HE'G' Línea de equilibrio empleando método
gráfico de Baker

AEF/FGB Representación de unidades de transferencia

MN/PR Fuerzas motrices medias de cada unidad.

FUERZA MOTRIZ MEDIA CON CORRECCIÓN DE CURVATURA

Este método se basa en la suposición de que la curva de equilibrio puede representarse por dos líneas rectas con vértice en la media aritmética de la composición del líquido, figura No. 10 . El número de unidades queda:

$$NCG = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta M} \quad F = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta M}$$

donde el factor de corrección F esta dado por:

$$F = \frac{1}{2} \left[\frac{\ln \frac{A_m}{A_t}}{1 - \frac{A_t}{A_m}} + \frac{\ln \frac{A_m}{A_b}}{1 - \frac{A_b}{A_m}} \right] \quad (a)$$

$$A_t = (Y - Y^*)_2 \quad A_b = (Y - Y^*)_1 \quad A_m = (Y - Y^*)_m$$

en la que el subíndice m significa el valor a la composición media del líquido.

Si $A_m = A_b$ o $A_m = A_t$ la ecuación (a) es indeterminada y tiene que ser reemplazada por:

$$F = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{\ln \frac{A_m}{A_b}}{1 - \frac{A_b}{A_m}} \right] \quad \text{para } A_m = A_t$$

$$F = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{\ln \frac{A_m}{A_t}}{1 - \frac{A_t}{A_m}} \right] \quad \text{para } A_m = A_b$$

METODO GRAFICO DE BAKER

Este método es una mucho mejor aproximación al valor real ya que asume que la curva de equilibrio solamente es recta dentro de cada unidad de transferencia, figura No.10.

La construcción de la gráfica está basada en la definición del número de unidades de transferencia.

$$\text{NOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dy}{Y-Y^*}$$

la cual para pequeños incrementos puede ser escrita como:

$$\text{NOG} = \frac{\Delta Y}{(Y-Y^*)_A}$$

A= promedio aritmético.

Suponiendo que la fuerza motriz promedio puede considerarse como el promedio aritmético, se sigue el procedimiento indicado, con referencia en la Fig. No.11

PROCEDIMIENTO

1. Trazar la bisectriz de la fuerza motriz
2. Desde A trazar la recta AB paralela a las abscisas y dejar que AB = BC
3. Desde C trazar la línea paralela a las ordenadas hasta la línea de operación en el punto D.

El escalón ACD representa una unidad de transferencia.

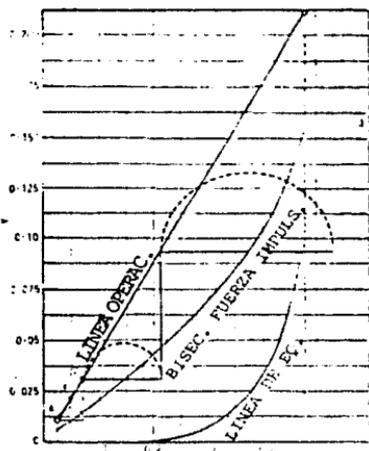


FIGURA No.11
Determinación de Nog
por el método de Baker

INTEGRACION NUMERICA O GRAFICA

De acuerdo con la ecuación inicial de NOG, el número de unidades de transferencia puede ser evaluado graficando $1/(Y-Y^*)$ contra Y y calcular el área bajo la curva desde Y_2 hasta Y_1 . De otra forma el área puede calcularse por integración numérica, donde el valor promedio de $(1/(Y-Y^*))_{avg}$ es multiplicado por ΔY para pequeños incrementos de Y . NOG se calcula para cada pequeño incremento hasta llegar a Y_1 , entonces el número de unidades de transferencia es la suma de los NOG'S parciales.

CURVA DE EQUILIBRIO RECTA

Cuando la curva de equilibrio es recta y la relación de los coeficientes de transferencia de masa es constante, el número de unidades de transferencia puede simplificarse y está dado por:

$$NOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1-Y)_M dY}{(1-Y)(Y-Y^*)}$$

$$NOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1-Y_2)}{(1-Y_1)}$$

$$NOG = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1+Y_2)}{(1+Y_1)}$$

$$NOL = \int_{X_2}^{X_1} \frac{(1-X)_M dX}{(1-X)(X^*-X)}$$

$$NOL = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^*-X} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1-X_1)}{(1-X_2)}$$

$$NOG = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^*-X} + \frac{1}{2} \ln \frac{(1+Y_1)}{(1+Y_2)}$$

Y^* (o y^*) es la concentración del soluto en el gas para el equilibrio con la concentración de líquido X (o x), de tal forma que $Y-Y^*$ ($y-y^*$) es la distancia vertical entre la línea de operación y la curva de equilibrio.

$(1-Y)_{*M}$ es el promedio logarítmico de $(1-Y)$ y $(1-Y^*)$. Para soluciones diluidas, el segundo término de las ecuaciones anteriores es despreciable.

SOLUCIONES DILUIDAS

En los casos en que aplica la Ley de Henry, línea de operación y curva de equilibrio rectas, el número de unidades de transferencia está dado por:

$$NOG = \frac{\ln \left[\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

donde $A = L/mV$ y m es la pendiente de la curva de equilibrio. Esta ecuación puede resolverse en forma gráfica a partir de la figura siguiente.

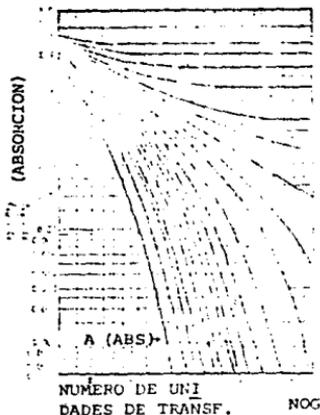


FIGURA No.12
NOG número de
unidades.

3.11 CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA

Altura de la unidad de transferencia en base al gas HG.

Los datos más importantes acerca de HG fueron obtenidos por Fellinger^[10] para la absorción de amoníaco con aire en agua para diferentes empaques. Para ciertos rangos de flujo de gas y líquido la altura de la unidad puede calcularse por la fórmula:

$$HG = \frac{\alpha \bar{V}^{\beta} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G DG} \right)^{0.5}}{\bar{L}^{\delta}}$$

donde:

HG = altura de la unidad de transferencia, ft

\bar{V} = velocidad del gas, lb/hr ft²

\bar{L} = velocidad del líquido, lb/hr ft²

μ_G = viscosidad del gas, lb/ft hr

ρ_G = densidad del gas, lb/ft³

DG = difusividad del gas, ft²/hr

α, β, δ = constantes del empaque (tabla anexa)

Altura de la unidad de transferencia en base al líquido, H_L.

Los valores de H_L son determinados a partir de experimentos de desorción de oxígeno, dióxido de carbono o hidrógeno de agua ya que la resistencia es casi por completo de la fase líquida.

Con base en sus estudios Sherwood y Holloway^[11] propusieron la siguiente correlación:

$$H_L = \phi \left(\frac{\bar{L}}{L} \right)^j \left(\frac{\mu_L}{L \rho_L} \right)^{0.5}$$

donde:

H_L = Altura de la unidad de transferencia, pies

\bar{L} = Velocidad del líquido, Lb/Hr pie²

ν_L = Viscosidad del líquido, Lb/Hr pie

ρ_L = Densidad del líquido, Lb/pie³

D_L = Difusividad del líquido, pie²/Hr

ϕ, j = Constantes del empaque (tabla anexa)

CONSTANTES DE EMPAQUE PARA CALCULO DE H_G [11]

EMPAQUE	α	β	γ	\bar{v}	\bar{L}
Anillos Raschig					
3/8 pulg.	2.32	0.45	0.47	200- 500	500- 1500
1 pulg.	7.00	0.39	0.58	200- 800	400- 500
	6.41	0.32	0.51	200- 600	500- 4500
1½ pulg.	17.30	0.38	0.66	200- 700	500- 1500
	2.58	0.38	0.40	200- 700	1500- 4500
2 pulg.	3.82	0.41	0.45	200- 800	500- 4500
Sillas Berl					
1/2 pulg.	32.40	0.30	0.74	200- 700	500- 1500
	0.81	0.30	0.24	200- 700	1500- 4500
1 pulg.	1.97	0.36	0.40	200- 800	400- 4500
1½ pulg.	5.05	0.32	0.45	200-1000	400- 4500
Anillos partidos acomodados 3 pulg	650	0.58	1.06	150- 900	3000-10000
Anillos espiral acomodados					
3 pulg. 1 espiral	2.38	0.35	0.29	130- 700	3000-10000
3 pulg. 3 esp.	15.60	0.38	0.60	200-1000	500- 3000

Altura global de la unidad de transferencia.

Para soluciones diluidas la altura global de la unidad^d de transferencia puede calcularse:

$$H_{OG} = H_G + (m V_m/L_m) H_L$$

$$H_{OL} = H_L + (L_m/m V_m) H_G$$

donde m , es la pendiente de la curva de equilibrio y (L_m/V_m) la pendiente de la línea de operación. Cuando alguna de las dos fases controla, $H_{OG} = H_G$ para la fase gas y $H_{OL} = H_L$ para la fase líquida.

CONSTANTES DE EMPAQUE PARA CALCULO DE H_d [11]

EMPAQUE			Rango de L
	ϕ	j	Lb/Hr Ft ²
Anillos Raschig			
3/8 pulg.	0.00182	0.46	400-15000
1/2 pulg.	0.00357	0.35	400-15000
1 pulg.	0.01000	0.22	400-15000
1½ pulg.	0.01110	0.22	400-15000
2 pulg.	0.01250	0.22	400-15000
Sillas Berl			
1/2 pulg.	0.00666	0.28	400-15000
1 pulg.	0.00588	0.28	400-15000
1½ pulg.	0.00625	0.28	400-15000
Anillos partidos acomodados 3 pulg.	0.06250	0.09	3000-14000
Anillos espiral acomodados			
3 pulg. 1 espiral	0.00909	0.28	400-15000
3 pulg. 3 espiral	0.01160	0.28	3000-14000

IV- DESCRIPCION DEL PROYECTO

4.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO

Este proyecto tiene como finalidad proporcionar al laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad La Salle, una torre de absorción empacada a nivel laboratorio en la cual se puedan realizar con suficiente precisión, prácticas de comportamiento hidráulico y de transferencia de masa (absorción gas-líquido).

La torre de absorción empacada permitirá a los estudiantes de Ingeniería Química comprobar experimentalmente la teoría sobre la absorción, complementando su aprendizaje teórico con la práctica, de tal forma que puedan formarse un criterio acerca de esta operación unitaria y a partir del cual elaboren conclusiones propias de este proceso.

El cuerpo de la torre está fabricado en vidrio Corning incoloro y resistente a químicos, de 3" de diámetro interno, formado por dos secciones rectas de un metro de longitud, dos tees desiguales para conexión de gas y líquido y dos reducciones a la descarga de la solución y el gas no absorbido. Para la conexión de las tuberías de proceso se fabricaron bridas roscadas en Nylamid, material para maquinar compuesto de nylon.

La torre se soporta de una estructura metálica unida a la parte posterior de un tablero de aglomerado, que sirve para dar presentación al equipo y como soporte de la tubería e instrumentos. Entre la tubería de proceso y la columna de vidrio se instalaron mangueras de látex, logrando con ello eliminar la transmisión de los esfuerzos mecánicos de las tuberías al equipo de vidrio.

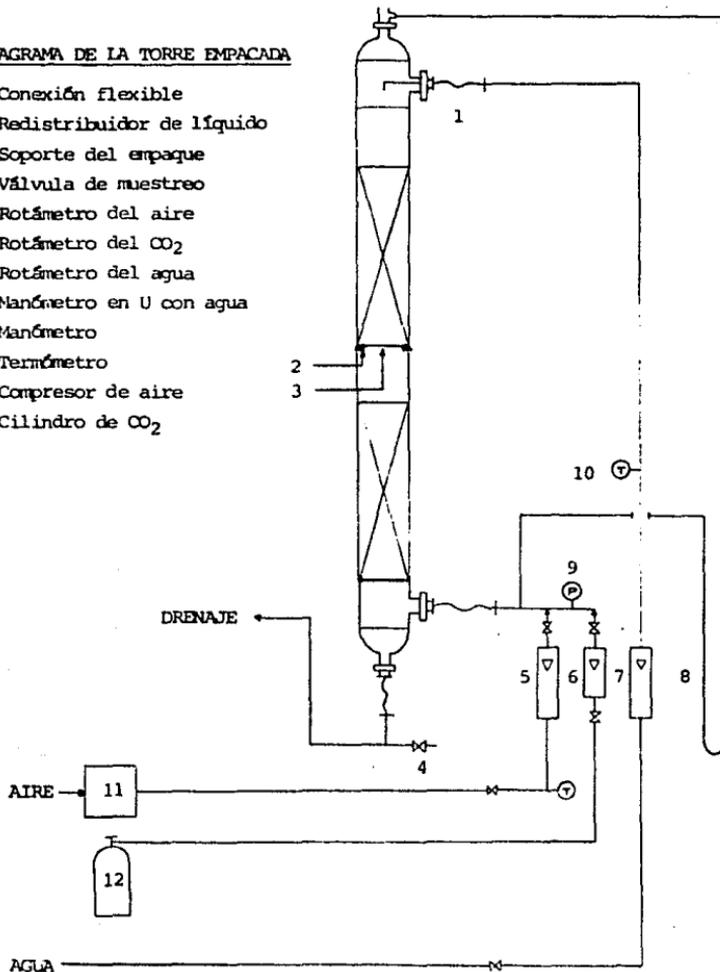
El empaque está constituido por anillos tipo Raschig fabricados con tubo de vidrio cortado en secciones de $\frac{1}{4}$ " de longitud promedio y de $\frac{1}{4}$ " de diámetro exterior. El lecho empacado se dividió en dos secciones de 80 centímetros de altura cada una, las cuales están soportadas por malla metálica, instalando un redistribuidor de líquido de teflón debajo del soporte de la cama superior de empaque.

El aire de proceso lo proporciona un compresor, mientras que el bióxido de carbono se obtiene de un cilindro a presión el cual contiene un kilogramo de gas, ambos gases se manejan en tubería de acero al carbón de $\frac{1}{2}$ " de diámetro. El agua se obtiene de una alimentación general y es alimentada también por tubería de acero de $\frac{1}{2}$ " de diámetro. El líquido de salida se maneja en acero inoxidable, de tal forma que se tenga un sello de líquido en el fondo de la torre.

La medición del gasto de cada uno de los fluidos de proceso se realiza en un rotámetro con tubo de cristal, el utilizado para el agua posee una escala de lectura directa en GPM y tiene una capacidad máxima de 8 GPM; el rotámetro para medición del aire es igual al anterior, con lectura en porcentaje, correspondiendo el flujo máximo a 8.24 scfm (14.7 psia & 70°F), el flujo de aire es regulado mediante una válvula de aguja posterior al rotámetro; para la medición del gas a absorber se cuenta con un rotámetro de tipo purgómetro con flotador esférico, posee una válvula de aguja integrada y se tiene adicionalmente otra posterior al rotámetro, la capacidad máxima de este instrumento es 0.2 scfm aire. Para la medición de la caída de presión a lo largo de la torre, se instaló una manguera transparente conectada a la entrada y salida del gas, en la cual se pueden hacer mediciones en unidades columna de agua.

DIAGRAMA DE LA TORRE EMPACADA

- 1-Conexión flexible
- 2-Redistribuidor de líquido
- 3-Soporte del empaque
- 4-Válvula de muestreo
- 5-Rotámetro del aire
- 6-Rotámetro del CO₂
- 7-Rotámetro del agua
- 8-Manómetro en U con agua
- 9-Manómetro
- 10-Termómetro
- 11-Compresor de aire
- 12-Cilindro de CO₂



4.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

En el equipo se pueden llevar a cabo esencialmente dos procesos, el primero únicamente proporciona las características del comportamiento hidrúlico de la torre empacada, mientras que en el segundo se obtiene información práctica referente a coeficientes totales de absorción.

Para observar el comportamiento hidrúlico de la torre se trabaja exclusivamente con aire y agua. Inicialmente se comprueba el incremento lineal de la caída de presión para el empaque seco, tomando lecturas para cinco gastos diferentes de aire, utilizando los instrumentos que se tienen instalados para ello, rotámetro, manómetro y termómetro.

Posteriormente se procede a simular los puntos de carga e inundación, para lo cual se fija un flujo constante de agua medido en el rotámetro correspondiente y se toman lecturas de ΔP para seis gastos diferentes de aire; este proceso se repite para tres gastos diferentes de agua.

Con los datos obtenidos de la operación anterior, se pueden obtener las curvas para gasto constante de líquido, donde a flujos bajos de gas la caída de presión se incrementa linealmente en forma proporcional, al aumentar el flujo de gas se llega al punto de carga, después del cual la caída de presión aumenta en mayor proporción al incrementar la velocidad del gas y por último se alcanza el punto de inundación en el cual a un pequeño aumento en la velocidad del gas la caída de presión crece considerablemente.

La demostración del proceso de absorción se lleva a cabo estableciendo un gasto constante para la mezcla gaseosa aire- CO_2 , fijando un flujo de aire leído en el rotámetro y posteriormente estableciendo un flujo de CO_2 observando que el flujo del aire permanezca constante; después se alimenta el agua al gasto deseado para la primera corrida. Una vez alcan

zado un régimen estacionario, aproximadamente cinco minutos, se purga - el líquido retenido en la base de la torre y se toma una muestra de un volumen conocido de la disolución acuosa de CO_2 , a la cual se le adiciona un volumen idéntico de sosa 0.1 N, con lo cual se forma la sal -- que posteriormente se valorará.

El procedimiento anterior se repite para un nuevo gasto de agua, procurando mantener constante el flujo de la mezcla gaseosa, se realizan un total de seis experimentos. Las muestras a las cuales se les ha añadido la sosa, se analizan con ácido clorhídrico 0.1 N, utilizando primero fenolftaleína y después anaranjado de metilo como indicadores.

V. EXPERIMENTACION

5.1 COMPORTAMIENTO HIDRAULICO

Los datos del equipo requeridos para el cálculo de los valores registrados durante el experimento, se mencionan en el protocolo de la práctica correspondiente, siendo los siguientes:

-Area transversal de la torre	45.6 cm ² (0.0491 ft ²)
-Altura del lecho empacado	1.6 m (5.249 ft)
-Diámetro del empaque	6.35 mm (0.25 in)
-Altura del empaque	6.35 mm (0.25 in)

Con una muestra que se tiene de empaque, se obtienen las constantes del mismo, las cuales se compararán posteriormente con las obtenidas experimentalmente y con las existentes en la literatura. Se obtuvo un área promedio de 627 m²/m³ y una fracción de espacios vacíos de 72%, el primer valor se calculó por medición directa de las dimensiones de algunos anillos y el segundo por el volumen de agua que permite el empaque en un vaso de volumen conocido.

La temperatura de operación del aire fué 22°C y del agua 23°C. Las tablas con los resultados y las gráficas obtenidas se presentan en las siguientes páginas.

Cálculo de las masas velocidad y caídas de presión

Flujo de líquido = 0

Lectura % rotámetro	ΔP (cm H ₂ O)	$\frac{\Delta P}{Z}$ (cm H ₂ O/m)	G' (Kg/hr m ²)
10	2.41	1.88	952
12	3.20	2.49	1,118
14	3.88	3.04	1,274
16	5.48	4.29	1,489
18	7.28	5.70	1,713
20	8.79	6.87	1,904
25	12.80	10.00	2,329

Flujo de líquido = 0.98 lpm = 12,943 Kg/hr m²

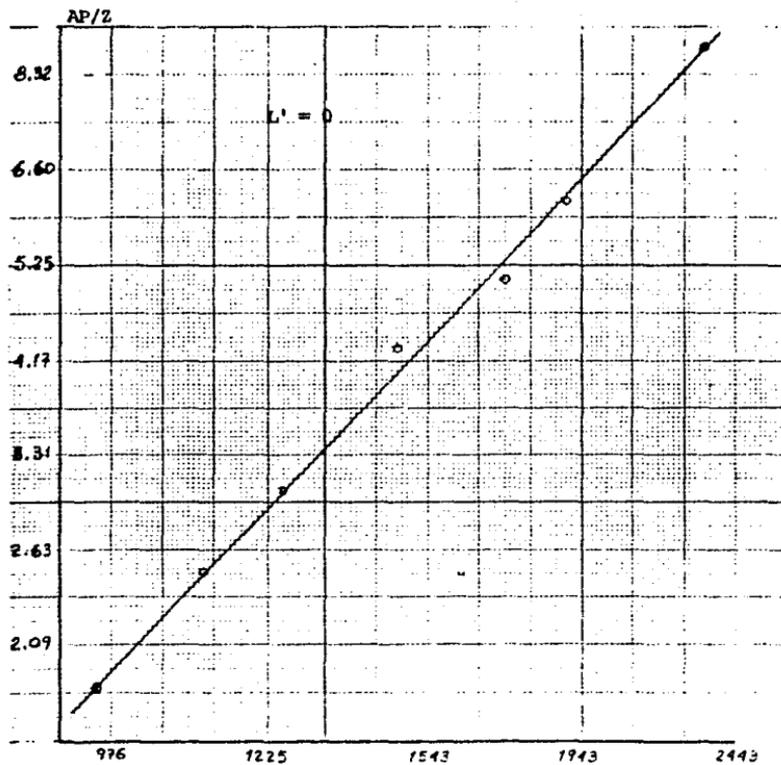
<u>Lectura % rotámetro</u>	<u>ΔP (cm H₂O)</u>	<u>$\frac{\Delta P}{Z}$ (cm H₂O/m)</u>	<u>G' (Kg/hr m²)</u>
10	3.40	2.65	879
12	4.80	3.75	952
14	6.50	5.08	1,176
16	7.59	5.93	1,303
18	9.19	7.18	1,421
20	10.99	8.59	1,528
23	13.20	10.30	1,674
25	14.40	11.25	1,777

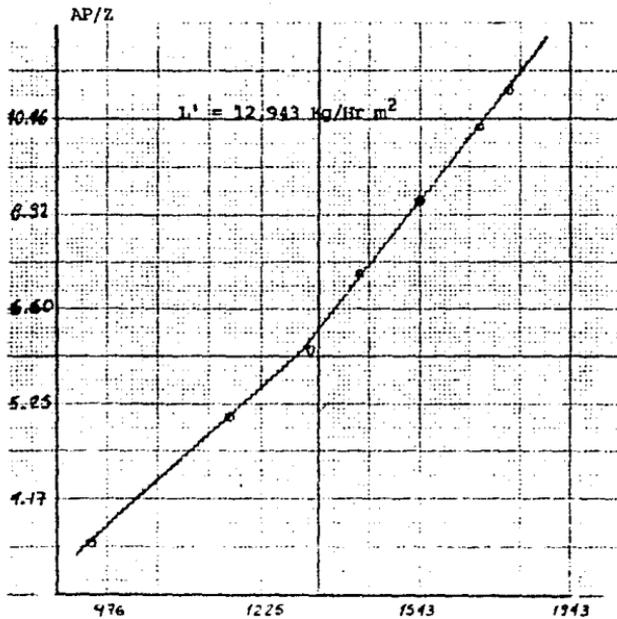
Flujo de líquido = 1.13 lpm = 14,935 Kg/hr m²

<u>Lectura % rotámetro</u>	<u>ΔP (cm H₂O)</u>	<u>$\frac{\Delta P}{Z}$ (cm H₂O/m)</u>	<u>G' (Kg/hr m²)</u>
10	3.68	2.89	752
12	5.28	4.14	996
14	7.49	5.85	1,162
16	9.80	7.65	1,342
18	12.49	9.75	1,508
20	15.59	12.18	1,679
23	20.80	16.25	1,909
25	25.29	19.75	2,075

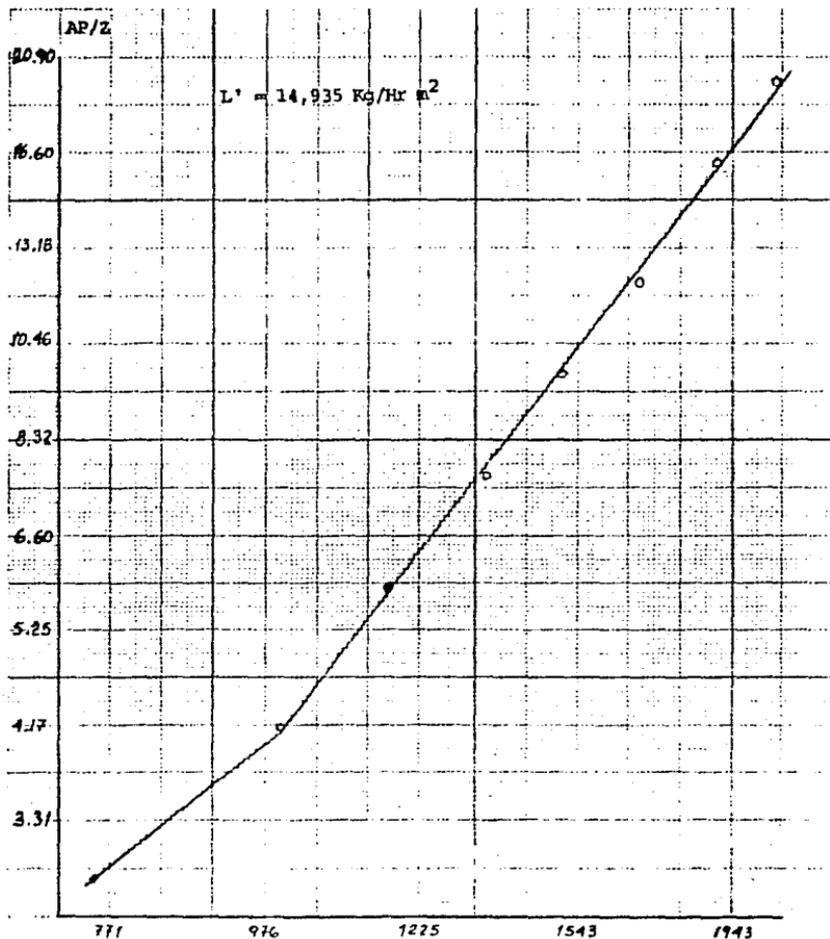
Flujo de líquido = 1.39 lpm = 18,421 Kg/hr m²

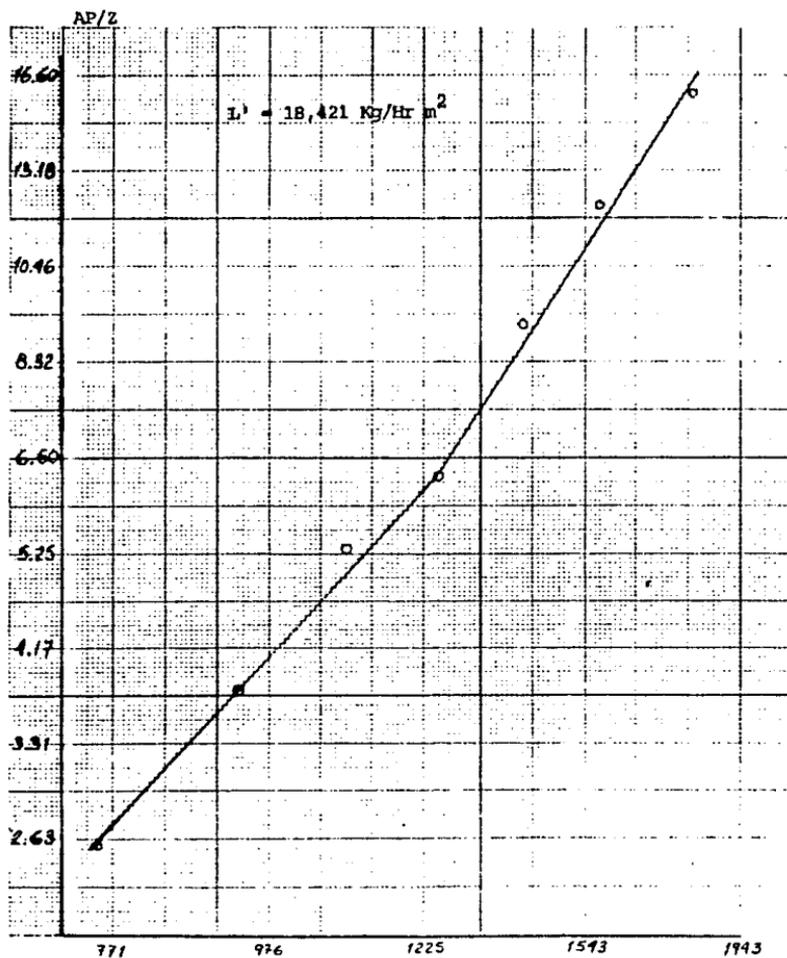
<u>Lectura % rotámetro</u>	<u>ΔP (cm H₂O)</u>	<u>$\frac{\Delta P}{Z}$ (cm H₂O/m)</u>	<u>G' (Kg/hr m²)</u>
10	3.30	2.58	761
12	4.80	3.75	937
14	6.78	5.30	1,093
16	8.10	6.33	1,264
18	11.68	9.14	1,421
20	15.59	12.18	1,582
23	20.39	15.93	1,816





G'





Determinación del factor de empaqueFlujo de líquido = 12,943 Kg/hr m²G' (Kg/hr m²)

879
952
1,176
1,303
1,421
1,528
1,674
1,777

Factor empaque f

964
958
896
691
845
929
862
795

f promedio = 868

Flujo de líquido = 14,935 Kg/hr m²G' (Kg/hr m²)

752
996
1,162
1,342
1,508
1,679
1,909
2,075

Factor empaque f

1,015
937
827
868
844
868
808
792

f promedio = 870

Flujo de líquido = 18,421 Kg/hr m²G' (Kg/hr m²)

761
937
1,093
1,264
1,421
1,582
1,816

Factor empaque f

828
734
777
679
775
799
752

f promedio = 763

El factor de empaque obtenido del promedio de los factores de empaque para cada corrida da como resultado un f de 834. En la sección 3.5, se encuentra una tabla con la información de los valores de factores f para diferentes tipos de empaque.

Los que más se aproximan al empaque de vidrio utilizado para relleno de la torre empacada, son los anillos Raschig de cerámica y metal, cuyos valores se presentan enseguida. En la referencia bibliográfica los datos de factor de empaque se presentan como extrapolados de la gráfica.

	<u>Ø Ext.</u>	<u>Esp.pared</u>	<u>Area (m²/m³)</u>	<u>f</u>
Anillos Raschig cerámica	1/4"	1/16"	787	1600
Anillos Raschig cerámica	3/8"	1/16"	508	1000
Anillos Raschig metal	1/4"	1/32"	774	700
Anillos Raschig metal	3/8"	1/32"	492	390
Anillos de vidrio	5/16"	3/64"	627	834

Observando la tabla anterior, se puede apreciar una dependencia del área - respecto del Ø exterior y del factor de empaque respecto del espesor de pared; el empaque utilizado en el experimento tiene valores intermedios en ambas características, las interpolaciones arrojan los valores de 649 m²/m³ y 923 para el factor de empaque, por lo que podemos concluir que las características obtenidas para los anillos de vidrio son válidas para nuestros cálculos.

Utilizando el factor de empaque obtenido y la gráfica de inundación, se calcularon las siguientes velocidades de inundación:

<u>Flujo de líquido</u> <u>(Kg/hr m²)</u>	<u>Flujo de gas</u> <u>(Kg/hr m²)</u>
12,943	2,343
14,935	2,197
18,421	1,855

5.2 TRANSFERENCIA DE MASA

La experimentación para la demostración de la transferencia de masa en la torre empacada, se llevó a cabo de acuerdo al protocolo de la práctica - presentado en el apartado 6.2 .

Se realizaron un total de seis experimentos, procurando dejar pasar cinco minutos en cada uno antes de tomar las muestras, de tal forma que se asegure el establecimiento de un régimen permanente en el interior del equipo.

Antes del inicio del experimento se debe verificar la cantidad de bióxido de carbono que contiene el cilindro, con el fin de no dejar incompleta la práctica. Se recomienda tener un mínimo de 400 g de gas, que corresponden a 30 minutos de operación con el rotámetro al 100%. También se debe asegurar el contar con vasos suficientes donde recibir muestras y con la cantidad requerida de ácido clorhídrico 0.1 N para agregarse a las muestras.

Las tablas con los datos y resultados experimentales se presentan enseguida:

Datos experimentales

<u>Exp.</u>	<u>Lectura % rotam.aire</u>	<u>Lectura % rotam.CO₂</u>	<u>Presión aire Kg/cm²</u>	<u>Lectura % rotam.agua</u>	<u>Δ P equipo cm c.a.</u>
1	18	100	5.0	11	10.2
2	18	100	4.9	14	11.4
3	18	98	4.8	17	12.4
4	18	96	4.7	21	12.7
5	18	95	4.7	24	13.9
6	18	90	4.7	28	16.5

<u>Exp.</u>	<u>Presión atm. mm Hg</u>	<u>Agua mol/hr °C</u>	<u>CO₂ scmh</u>	<u>Aire scmh °C</u>
1	576	2,776 23	0.652	5.94 22
2	576	3,533 23	0.647	5.89 22
3	576	4,290 23	0.628	5.84 22
4	576	5,300 23	0.609	5.79 22
5	576	6,057 23	0.604	5.79 22
6	576	7,066 23	0.572	5.79 22

Normalidad del ácido clorhídrico = 0.1 N

Normalidad del hidróxido de sodio = 0.1 N

a = 627 m²/m³ ; s = 0.0046 m² ; h = 1.6 m

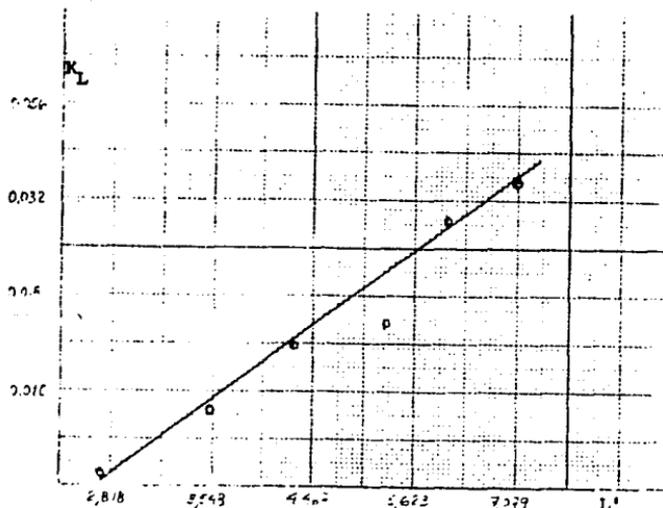
RESULTADOS EXPERIMENTALES

<u>Exp.</u>	<u>Volumen muestr. ml</u>	<u>Volumen HCl (anaranjado) ml</u>	<u>Na₂CO₃ mol/50 ml</u>	<u>CO₂ mol/m³</u>
1	50	3.9	0.00039	7.8
2	50	4.0	0.00040	8.0
3	50	4.4	0.00044	8.8
4	50	4.0	0.00040	8.0
5	50	5.4	0.00054	10.8
6	50	5.3	0.00053	10.6

<u>Exp.</u>	<u>C₁ molCO₂/m³</u>	<u>P₁ atm</u>	<u>Ce₁ molCO₂/m³</u>	<u>P₂ atm</u>	<u>Ce₂ molCO₂/m³</u>	<u>K_L m/hr</u>
1	7.8	0.479	17.44	0.473	17.22	0.006
2	8.0	0.469	17.08	0.462	16.82	0.009
3	8.8	0.451	16.42	0.441	16.06	0.013
4	8.0	0.433	15.76	0.422	15.36	0.015
5	10.8	0.430	15.66	0.413	15.04	0.028
6	10.6	0.409	14.89	0.389	14.16	0.025

En la siguiente gráfica se representaron las parejas de $\log L'$ y $\log K_L$ de

donde se obtienen los valores de m y n, que corresponden a la ecuación $K_L = m L'^n$



Al graficar las parejas de valores de $\log L'$ y $\log K_L$, se representa una línea recta que corresponde a la ecuación:

$$\log K_L = n \log L' + \log m$$

donde n es la pendiente de la recta y $\log m$ es la ordenada al origen.

Los valores obtenidos para los resultados de la práctica son los siguientes:

$n = 1.93$ y $m = 1.29 \times 10^{-9}$, por lo que la ecuación general para la absorción de dióxido de carbono en agua utilizando la torre empacada de laboratorio es:

$$K_L = 1.29 \times 10^{-9} (L')^{1.93}$$

donde K_L está en unidades de gmol/hr m^2 (gmol/m^3) y L' en gmol/hr .

VI- DISEÑO DE PRACTICAS

6.1 PRACTICA DE CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD DE INUNDACION EN UNA TORRE EMPACADA, SISTEMA AIRE/AGUA

UNIVERSIDAD LA SALLELABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICACAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD DE INUNDACION EN UNA TORRE EMPACADA,
SISTEMA AIRE/AGUA.I. OBJETIVO

Al finalizar la práctica el alumno será capaz de describir el comportamiento hidráulico de una torre empacada, caída de presión en función de flujos de líquido y gas. Calcular experimentalmente el factor de empaque.

II. FUNDAMENTO TEORICO

Las torres empacadas son equipos utilizados en operaciones de transferencia de masa a través de dos fases fluidas, las cuales ofrecen una gran área de contacto entre fases.

Generalmente son cilindros verticales llenos de algún material adecuado que aumente el área de contacto de las fases fluidas. La fase líquida entra por la parte superior de la columna y se distribuye en la capa superior del empaque por medio de espreas o placas distribuidoras. El líquido desciende a través del empaque exponiendo una gran área de contacto con el gas, el cual sube desde la parte inferior.

Las partes principales de una torre empacada son:

- Cuerpo o coraza
- Empaque
- Soportes del empaque
- Distribuidores de líquido
- Hoquillas de entrada y salida de las fases.

Los empaques son de formas variadas, sin embargo, todos tratan de cumplir con las siguientes características:

- Tener una gran superficie para el contacto entre las fases.
- Ofrecer una fracción de espacios vacíos alta, para disminuir la caída de presión de cada fase.
- Ser químicamente inerte a los fluidos de proceso.
- Ser estructuralmente fuerte para su fácil manejo e instalación.
- Ser de bajo costo.
- Tener una baja densidad aparente.

El empaque puede perder eficiencia si las dos fases no hacen contacto en todas las partes de la torre. El líquido que desciende tiende a seleccionar caminos a lo largo del empaque, esta tendencia se conoce como acanalamiento. Para evitar este problema se colocan redistribuidores a diferentes alturas que dependen del diámetro de la torre, para anillos Raschig se recomienda usar redistribuidores cuando la altura de la cama sea de tres veces el diámetro de la torre, sin llegar a ser mayor de 15 ft. La caída de presión está influenciada por las velocidades de flujo del líquido y del gas, como se puede observar en la figura no. 1.

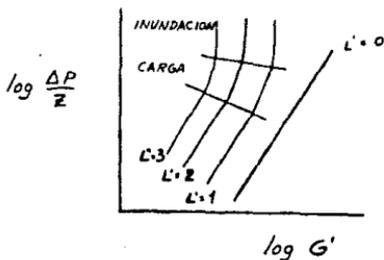


FIG. 1

Caída de presión del gas en una torre empacada.

Para una velocidad constante de gas, la caída de presión aumenta al incrementar la cantidad de líquido, a medida que se incrementa la proporción de líquido los espacios vacíos se llenan de líquido, reduciendo el área de sección transversal disponible para el flujo de gas.

En la curva correspondiente a un gasto constante de líquido $L'=1$, la caída de presión se comporta en forma similar a la del empaque seco $L'=0$, sin embargo la caída de presión es mayor debido a la fracción de los espacios vacíos llenos con el líquido. En la primera línea tiene lugar un cambio en la pendiente, lo que indica que la caída de presión aumenta más rápidamente al incrementarse la velocidad del gas. Este punto no es lo suficientemente distinto como para poder detectarse visualmente como un cambio en el patrón de flujo, quizá solamente sería posible observar un incremento en la cantidad de líquido retenido en la sección empacada.

A este punto se le denomina punto de carga y la dependencia aumentada de la caída de presión sobre la velocidad del gas, es una consecuencia del arrastre entre las fases. Cuando se pasa este punto, la observación visual muestra una mayor cantidad de líquido retenido. Tal vez la observación muestre una capa de líquido en la parte superior del empaque y un llenado gradual de los vacíos presentes dentro del empaque.

Una vez que el líquido llena una gran parte del empaque, el gas tiene que burbujear a través del líquido, esta condición se conoce como inundación visual. Para un gasto de gas ligeramente superior al que corresponde a la inundación visual, se presenta un segundo cambio en la pendiente de la línea de caída de presión, el cual es más fácil de reproducir que la inundación visual y se le considera como punto de inundación. En este punto la fuerza de arrastre del gas que burbujea a través del líquido es bastante importante, cada gasto de líquido tiene sus propios puntos de

carga y de inundación.

La operación de las torres empacadas no es práctica por encima del punto de carga, por lo que las torres empacadas se diseñan utilizando velocidades del gas de un 50% a un 75% de la velocidad de inundación para el gasto esperado de líquido.

La caída de presión de los fluidos que pasan a través de una torre empacada es función de los flujos de dichos fluidos, pero además es función del tipo, tamaño y arreglo del empaque. La forma de saber el efecto del tipo y tamaño del empaque sobre la caída de presión se utiliza el factor de empaque, cuyo valor puede determinarse analíticamente según su geometría o con mayor exactitud en forma experimental.

III. EQUIPO

Para el desarrollo de la práctica se cuenta con una torre de vidrio de 3" de diámetro nominal, dividida en dos secciones empacadas con anillos tipo Raschig de vidrio de 1/4.

El aire es proporcionado por un compresor y medido en un rotámetro con lectura en porcentaje del flujo máximo que corresponde a 8.24 scfm - - (14.7 psia a 70°F), el flujo de gas es regulado mediante una válvula de aguja e introducido a la torre por la parte inferior.

El agua es proporcionada de una alimentación general y medida en un rotámetro con lectura directa en gpm, esta corriente se regula con una válvula de aguja y es suministrada al equipo por la parte superior.

Ambas secciones de empaque tienen una altura de 80 cm y para la medición de la caída de presión a lo largo de la torre se cuenta con un manómetro en U con agua.

IV. PROCEDIMIENTO

1. Alimentando exclusivamente gas, tomar las lecturas de caída de presión para cinco gastos diferentes de aire. Registrar también la temperatura de bulbo seco y la de bulbo húmedo (termómetro en la línea) del aire.
2. Establecer un flujo constante de agua y tomar lecturas de caída de presión para seis gastos diferentes de aire. Iniciar en 5% de la lectura del rotámetro de aire y concluir hasta obtener la inundación, al llegar a este punto procurar no sobrecargar demasiado el equipo.
3. Repetir el procedimiento anterior para tres flujos diferentes de agua.

V. REPORTE

1. Calcular con los datos obtenidos experimentalmente:
las masas velocidad de líquido y gas.
la caída de presión por unidad de longitud para cada par de datos.
2. Realizar la gráfica de $\log \Delta P/Z$ contra $\log G'$, teniendo como parámetro L .
3. Indicar a que caída de presión se tiene la inundación visual para cada par de datos.
4. Determinar la velocidad de inundación mediante la gráfica de inundación (coordenadas de Eckert).
5. Determinar el factor de empaque para cada par de datos, utilizando la correlación generalizada de caída de presión (coordenadas de Eckert).
6. Obtener un factor de empaque promedio y compararlo con el esperado de acuerdo a la literatura.

6.2 PRACTICA DE ABSORCION EN UNA TORRE EMPACADA, SISTEMA AIRE-CO₂/AGUA

UNIVERSIDAD LA SALLELABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICAABSORCION EN UNA TORRE EMPACADA, SISTEMA AIRE-CO₂/AGUAI. OBJETIVO

Al finalizar la práctica el alumno será capaz de describir la influencia del flujo de líquido sobre el coeficiente global de transferencia de masa a través de la fase líquida, comparándolo con el obtenido por medio de ecuaciones empíricas, para una absorción en una torre empacada.

II. FUNDAMENTO TEORICO

Las operaciones industriales de transferencia de masa requieren de aparatos en los cuales se logre el contacto de dos fases. Existen equipos en los cuales el contacto es intermitente como en las columnas de platos y otros en que el contacto es continuo como es el caso de las torres empacadas. Existen otro tipo de dispositivos para lograr el contacto entre fases, como cámaras de pulverización o burbujeadores de gases, -- sin embargo, los de mayor importancia práctica son los dos citados anteriormente.

Para el caso específico del proceso de absorción, los equipos más utilizados son las torres empacadas, cuyo diseño debe considerar tanto las características del relleno como las condiciones de operación. De -- tal modo, el conocimiento de los diferentes tipos de empaque permitirá seleccionar el más adecuado en función de su área específica, el conocimiento de las condiciones dinámicas de los fluidos (velocidad de inunda

ción, pérdida de presión) servirán para la determinación del diámetro de la torre y los flujos óptimos de gas y líquido, y finalmente el conocimiento de los coeficientes de transferencia de masa a través de las fases, K_G y K_L , permitirá determinar la altura de la torre.

En el caso específico en el que controle la resistencia de alguna de las fases, como la líquida, solo es necesario conocer el coeficiente de transferencia de masa a través de dicha fase.

En la bibliografía se encuentran diferentes ecuaciones empíricas que correlacionan el coeficiente K_L con las diferentes variables de que dependen:

Propiedades físicas del líquido.

Difusividad del soluto a través de la fase líquida.

Flujo de líquido.

Las cuales permiten predecir el valor del coeficiente de transferencia en cada caso específico.

Si consideramos un proceso de absorción continuo y estacionario de un solo componente, de la fase gas a la fase líquida y donde ambas fases circulan a contra corriente, si se supone que la pérdida de presión del gas al atravesar la torre es despreciable comparada con la presión total y que el equilibrio en la interfase se establece instantáneamente, entonces en la interfase no se presenta ninguna resistencia a la transferencia. Considerando lo anterior, para una sección diferencial de superficie interfacial dA , a ambos lados de la cual existe el perfil de concentraciones que se esquematiza en la figura 1, se puede escribir la ecuación:

$$NdA = \frac{p-p_0}{k_g dA} = \frac{c_0-c}{k_l dA} = \frac{p-p_e}{K_G dA} = \frac{c_e-c}{K_L dA} \quad (1)$$

en la que el flujo de transporte de soluto se expresa como fuerza impulsora/resistencia a la transferencia, introduciendo los coeficientes de transferencia de masa locales, tanto individuales k_g y k_l , como globales K_G y K_L .

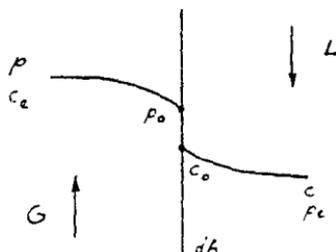


Fig. 1

En la figura 2 se representan las fuerzas impulsoras utilizadas en la ecuación 1, en un diagrama de presión-concentración de soluto. De la igualdad del segundo y tercer términos de la misma se deduce:

$$\frac{p-p_0}{c-c_0} = \frac{-k_l}{k_g} \quad (2)$$

Considerando las pendientes n' y n'' de la figura 2, se obtiene:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_g} + \frac{n'}{k_l} = \frac{n''}{K_L} \quad (3)$$

En caso de cumplirse la ley de Henry (línea de equilibrio recta $p=Hc$), resultaría $n'' = n' = H$, siendo H la constante de Henry.

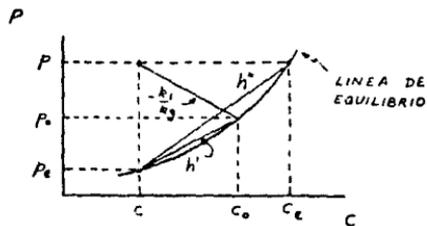


Fig. 2

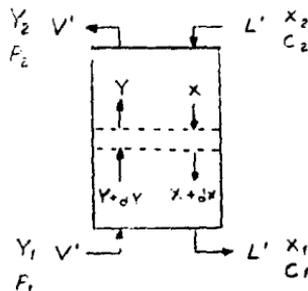
Para una torre empacada como la representada en la figura 3, si definimos los términos siguientes:

-Razón molar de la fase gaseosa $Y = \frac{p}{P-p}$

siendo p la presión parcial del soluto en la fase gaseosa y P la presión total.

-Razón molar de la fase líquida $X = \frac{c}{c_t - c}$

siendo c la concentración molar del soluto en la fase líquida y c_t la concentración molar total.



Donde V' y L' son los flujos molares libres de soluto de las fases gaseosas y líquida respectivamente, se puede realizar un balance de soluto extendido a la porción de la columna de altura dh , obteniéndose la ecuación:

$$NdA = -V' dY = -L' dX \quad (4)$$

siendo N la densidad de flujo de soluto transferido. Los signos negativos indican que el contenido de soluto de ambas fases disminuye al aumentar la altura de la columna. Teniendo en cuenta los valores de dX y dY , la ecuación (4) se puede escribir de la forma:

$$V' \frac{P}{(P-p)^2} dP = L' \frac{C_t}{(C_t-c)^2} dc \quad (5)$$

Si además se expresa por S la sección transversal de la torre, el área diferencial de contacto entre las fases dA , será:

$$dA = S a dh$$

con lo que la ecuación (1) se transforma en :

$$\begin{aligned} N(a S dh) &= k_g (a S dh) (p-p_0) = \\ &= k_l (a S dh) (c_0-c) = \\ &= K_G (a S dh) (p-p_e) = \\ &= K_L (a S dh) (c_e-c) \end{aligned}$$

Además, considerando el significado de la fracción molar del soluto en ambas fases (x, y), se puede escribir:

$$\begin{aligned} N(a S dh) &= k_g P (a S dh) (y-y_0) = \\ &= k_l c_t (a S dh) (x_0-x) = \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= K_G P (a S dh) (y - y_e) = \\
 &= K_L c_t (a S dh) (x_e - x)
 \end{aligned}
 \tag{6}$$

Considerando para nuestras condiciones de operación mezclas diluidas es posible realizar las siguientes aproximaciones:

$$Y = \frac{p}{P-p} \approx \frac{p}{P} = y \tag{7}$$

$$X = \frac{c}{c_t - c} \approx \frac{c}{c_t} = x \tag{8}$$

sustituyendo los valores anteriores en la ecuación 6 y teniendo en cuenta el balance diferencial de soluto, ecuación 4, tenemos:

$$\begin{aligned}
 N (a S dh) &= k_g P (a S dh) (Y - Y_e) = \\
 &= k_l c_t (a S dh) (X_e - X) = \\
 &= K_G P (a S dh) (Y - Y_e) = \\
 &= K_L c_t (a S dh) (X_e - X) = \\
 &= -V' dy = \\
 &= -L' dx
 \end{aligned}
 \tag{9}$$

Estas ecuaciones diferenciales una vez integradas con las condiciones límites adecuadas, ofrecerán cuatro ecuaciones que expresan la altura de la torre en función de los coeficientes locales (individuales o globales) de transferencia de masa, de los flujos molares y de las fracciones molares de ambas fases.

Hay dos casos concretos en que si los coeficientes individuales de transferencia de masa son constantes, (como ocurre en las mezclas diluidas), también lo son los globales.

- Una de las dos fases ofrece mucha mayor resistencia y controla el proceso global
- Se cumple la ley de Henry, $n' = n'' = H$ (la

línea de equilibrio en el diagrama p-c es recta)

En el caso de la absorción de CO_2 del aire en agua, se cumplen ambas condiciones, por lo que se pueden integrar las ecuaciones 9 considerando constantes los coeficientes de transferencia de masa. Concretamente, la que corresponde a K_L , quedará de la forma: -

$$h = \frac{\frac{L'}{S}}{K_L a C_t} \int_{X_1}^{X_2} \frac{dx}{X_e - X} \quad (10)$$

$H_{LT} \qquad N_{LT}$

siendo H_{LT} la altura de una unidad de transferencia y N_{LT} el número de unidades de transferencia referidas a la fase líquida, que en este caso es la que controla.

Para este caso en que también se cumple la ley de Henry, ($Y = H X$), la variación de X_e con X resulta lineal, en cuyo caso la de $(X_e - X)$ con X también lo será, por lo tanto:

$$N_{LT} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dx}{X_e - X} = \frac{X_1 - X_2}{(X_e - X)_{ml}} \quad (11)$$

de las ecuaciones 10 y 11 :

$$K_L = \frac{\frac{L'}{S}}{h a C_t} \frac{X_1 - X_2}{(X_e - X)_{ml}} \quad (12)$$

o en función de las concentraciones molares (C):

$$K_L = \frac{\frac{L'}{S}}{h a C_t} \frac{C_1 - C_2}{(C_e - C)_{ml}} \quad (13)$$

ecuación que permite determinar K_L en función de las variables mensurables en cada experimento.

III. EQUIPO

Para el desarrollo de la práctica se cuenta con una torre de vidrio de 3" de diámetro nominal, dividida en dos secciones empacadas con anillos tipo Raschig de vidrio de 1/4".

El aire es proporcionado por un compresor y medido en un rotámetro con lectura en porcentaje de flujo máximo que corresponde a 8.24 scfm - - - (14.7 psia y 70°F) y regulado mediante una válvula de aguja posterior al rotámetro. El CO_2 se obtiene de un cilindro a presión, donde se regula el flujo con una válvula de aguja y se mide en un rotámetro con lectura en porcentaje de flujo máximo que para CO_2 es 0.162 SCFM .

La corriente de gas se mezcla y es inyectada al equipo por la parte inferior.

El agua es proporcionada de una alimentación general y medida en un rotámetro con lectura directa en gpm, esta corriente se regula con una válvula de aguja y es suministrada al equipo por la parte superior.

Ambas secciones de empaque tienen una altura de 80 cm y para la medición de la caída de presión a lo largo de la torre se cuenta con un manómetro en U con agua.

IV. PROCEDIMIENTO

1. Establecer un flujo de agua mediante la válvula de alimentación al equipo.
2. Establecer un flujo de aire, abriendo la válvula general de alimentación y regulando con la válvula de aguja.
3. Abrir la válvula del cilindro de CO_2 , cuidando que no esté completamente cerrada la válvula de aguja posterior al rotámetro.
4. Establecer el flujo de CO_2 y observar que el flujo de aire permanezca constante.

5. Esperar a que se alcance un régimen estacionario, aproximadamente 5 minutos.

6. Medir las siguientes variables:

- Flujo de agua (leído directamente en el rotámetro)
- Flujo de aire (leído en condiciones estándar y corregido por P y T)
- Flujo de CO_2 (leído como flujo de CO_2 en condiciones estándar y corregido por P y T)
- Presión atmosférica (leída en un barómetro)
- Temperatura de operación del equipo (temperatura del agua)

7. Por la válvula de muestreo previamente purgada, se recoge un volumen de líquido en un vaso. De este modo se toma un volumen conocido de disolución acuosa de CO_2 al que se le adiciona un volumen idéntico de sosa 0.1 N.

8. Se repiten los puntos 1 a 7 para un nuevo flujo de agua, procurando mantener constante el flujo de la mezcla gaseosa.

Realizar un total de 6 experimentos.

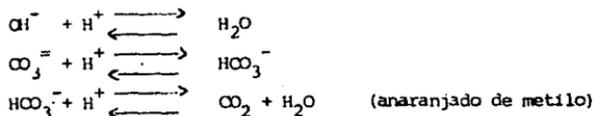
V. RESULTADOS

Los datos experimentales se deberán presentar según se indica en la tabla 1.

La determinación del CO_2 absorbido se realiza de la siguiente forma:

Se toma la muestra a la cual se le ha añadido la sosa 0.1 N y se analiza con HCl 0.1N, utilizando primero fenolftaleína y luego anaranjado de metilo como indicadores.

Las reacciones que existirán son:



ESTA TESTIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

La normalidad de la muestra se determina teniendo en cuenta la relación:

$$VN = V'N'$$

V= volumen de muestra

V'= volumen de HCl

N= normalidad de la muestra

N'= normalidad del HCl

Para obtener K_L de la ecuación 13, se determinan las siguientes variables a partir de los datos experimentales:

C_1 moles CO_2/m^3 disolución en la base de la torre

C_2 moles CO_2/m^3 disolución en la parte superior de la torre

C_{e1} moles CO_2/m^3 disolución en equilibrio con la mezcla gaseosa de presión parcial de CO_2 (P_1): calculada mediante la ley de Henry, en la que la constante H del sistema $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$ para el intervalo de temperatura de 5 a 25°C viene dada por la ecuación:

$$H = 0.2726 + 0.0156 t$$

expresados H en $\text{atm}/\text{kg}/\text{m}^3$ y t en °C.

C_{e2} moles CO_2/m^3 disolución en equilibrio con la mezcla gaseosa de presión parcial de CO_2 (P_2): calculada de igual forma que C_{e1} .

a m^2/m^3 este valor se determina experimentalmente de una muestra de empaque.

s, m^2 , h se determinan a partir de los valores de diámetro de la torre y altura de empaque.

C_t moles totales (agua + CO_2)/ m^3 disolución.

Todos los cálculos realizados a partir de los datos experimentales se deben presentar como se indica en la tabla 2.

Las parejas de valores L' y K_L de la tabla 3 se grafican en papel doble logarítmico, de donde se determinan los coeficientes m y n de la ecuación:

$$K_L = m L'^n$$

Se analizarán y discutirán estos resultados, comparándolos con las ecuaciones existentes en la bibliografía para este sistema, justificando las posibles discrepancias y fuentes de error.

VII- CONCLUSIONES

De acuerdo con los resultados de las prácticas de laboratorio en la torre empacada, se puede observar la importancia del control de los flujos de líquido y gas de forma de no llegar a la inundación, recomendándose trabajar a -- una masa velocidad de gas entre el 60% y 75% de la masa velocidad de inundación. Lo anterior asegura una buena transferencia sin aumentar el costo de operación debido a una mayor caída de presión a través del equipo.

En cuanto al comportamiento hidráulico observado en la torre empacada, fué exactamente igual al esperado de acuerdo a la literatura, pudiéndose identificar el punto de carga y la inundación visual. Los valores obtenidos para el área específica y factor de empaque son válidos, sin embargo, en ninguno de los experimentos realizados por las personas que han estudiado el fenómeno de la absorción, se encuentra información de un empaque similar. La desviación que se encontró respecto de los valores interpolados y los calculados, se puede atribuir a que la longitud de los anillos de vidrio utilizados como empaque es irregular y a la deficiente distribución de líquido en la -- parte superior del empaque, lo cual favorece las canalizaciones del líquido.

Un punto que es digno de mencionar es el de los cuidados requeridos durante la carga del empaque, se recomienda llenar con agua la torre y posteriormente dejar caer el empaque sobre la superficie del líquido, logrando con ello una distribución adecuada sin que se compacte demasiado el empaque y la protección del mismo cuando se emplean materiales como cerámica y vidrio. Se tuvo la experiencia de empacar inicialmente la torre en seco, teniendo como resultado la utilización de más empaque y una caída de presión bastante mayor de lo normal.

El tamaño del empaque es otro factor importante en el comportamiento hidráulico de la torre, a medida que el diámetro del empaque es menor se favorece una mayor concentración del mismo en el centro de la columna, por lo que el líquido fluye más fácilmente por las paredes de la torre y el gas tiende a fluir por el centro. La relación entre el diámetro del empaque y el diámetro de la torre utilizado en la práctica fué de 1:12, recomendándose los límites para esta relación de 1:20 y 1:6 .

La práctica de transferencia de masa mostró la existencia de una estrecha relación entre el flujo de líquido y el coeficiente global de transferencia de masa para la fase líquida, más aún en nuestro caso donde la capa de líquido es la que controla la velocidad de transferencia. Se pudo constatar que al incrementar el gasto de agua, la concentración de CO_2 en el líquido de salida fué aumentando, indicando con ello el aumento del coeficiente global de transferencia.

La ecuación para el coeficiente global de transferencia de masa para la fase líquida, obtenida de la experimentación de absorción de bióxido de carbono en agua, difiere de la ecuación encontrada por Kock^[12] para el mismo experimento utilizando diferentes tamaños de anillos Raschig en una torre empacada, como se muestra enseguida:

<u>Ecuación experimental</u> $K_L = 4.18 \times 10^{-14} (L)^{1.93}$	<u>Ecuación de Kock</u> $K_L = 1.15 \times 10^{-7} (L)^{0.96}$
---	---

donde: K_L [=] gmol/hr m^2 (gmol/m^3) y L [=] gmol/hr m^2 .

Lo que se puede deducir es que el experimento en el equipo de laboratorio presentó una mucho mayor dependencia del flujo de líquido, comparado con la experimentación realizado por Kock, lo cual queda representado en el exponente del flujo de líquido L . Esta desviación se puede atribuir a la mala distribución de líquido en la columna, lo que ocasiona canalizaciones, que solo al aumentar el flujo de CO_2 lograban humedecer mayor porcentaje de empaque.

La tabla siguiente presenta los valores obtenidos del coeficiente global de transferencia para la fase líquida y los calculados mediante la ecuación de Kock:

K_L exp. $\frac{\text{gmol/hr m}^2}{(\text{gmol/m}^3)}$	K_L Kock $\frac{\text{gmol/hr m}^2}{(\text{gmol/m}^3)}$
0.006	0.041
0.009	0.051
0.013	0.062
0.015	0.076
0.028	0.086
0.035	0.100

Los valores obtenidos son sensiblemente menores a los calculados, sin embargo, el comportamiento del equipo corresponde con el esperado para la transferencia de masa de un gas con baja solubilidad en el solvente, empleando una torre empacada. Otra fuente de error pudo ser la dilución de la solución en el fondo de la torre, aún cuando se utilizaron cinco minutos de estabilización de las condiciones de operación, el volumen de solución retenido en el sello de líquido tiende a disminuir el valor de concentración del solvente y por consiguiente del coeficiente de transferencia de masa, dado que el experimento se realizó obteniendo incrementos consecutivos en la concentración de CO_2 en el agua.

La determinación del CO_2 absorbido en el agua debe realizarse con cuidado, debido a que una titulación rápida puede provocar el escape del CO_2 del seno del líquido. Se recomienda de ser posible llevar a cabo la titulación en un vaso sumergido en un baño frío y mantener sumergida la punta de la bureta dentro de la solución, agitando con una varilla de vidrio. Aún tomando estas precauciones, los valores obtenidos para el carbonato suelen ser ligeramente menores al real.

De acuerdo con todo lo expuesto anteriormente, los valores obtenidos para coeficientes de transferencia en la torre empacada de vidrio no pueden considerarse útiles para su aplicación en procesos industriales, quedando comprobada su factibilidad de uso con fines didácticos en la operación de transferencia de masa dentro de la Carrera de Ingeniería Química.

VIII. BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

- 1- Treybal Robert: "Mass Transfer Operations", 2a.ed.;
Mc Graw-Hill-Kogakusha LTD.; Tokyo; 1968.
- 2- Foust Alan: "Principles of Unites Operations", 2a.ed.;
John Wiley and sons; New York; 1980.
- 3- King J.: "Transport Phenomena";
Ed Prentice Hall; New York; 1974.
- 4- Welty J.R. y Wicks C.E.: "Fundamentos de transferencia de momento,
calor y masa"; Ed. Limusa; México; 1982.
- 5- Sherwood T.: "Mass Transfer";
Mc Graw-Hill; New York; 1975.
- 6- Ludwig Ernest: "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical
Plants", vol. 2, 2a.ed.; Gulf Publishing Company; Houston; 1964.
- 7- Perry, R. y Chilton C.: "Chemical Engineers' Handbook", 5a.ed.;
Mc Graw-Hill; New York; 1973.
- 8- Ocon J. y Tojo G.: "Problemas de Ingeniería Química";
Editorial Aguilar; Madrid; 1974.
- 9- Sherwood T y Pigford R.: "Absorption and extraction";
Mc Graw-Hill; New York; 1975.
- 10- Diab S. y Maddox R.: "Absorption"; Chemical Eng.; Dic. 27, 1982; p. 38.
- 11- Hutchings L., Stutzman L. y Koch H.: "Gas Absorption"; Chemical Eng.
Prog.; Abril, 1949; p. 253.
- 12- Eckert J.: "How Tower Packings behave"; Chemical Eng.; Abril 14, 1975; p. 70.
- 13- Niranjan K.: "Estimate tower pressure drop"; Chemical Eng.; Junio 27,
1979; p. 67.
- 14- Zenz F.A.: "Designing Gas-Absorption Towers"; Chemical Eng.; Noviembre 13,
1972; p. 120.

REFERENCIAS

- [1]- Perry R. y Chilton C.: "Chem. Eng. Han.", 5a. ed.; Mc Graw-Hill; N.Y.; 1973, p. 18-21.
- [2]- Perry R. y Chilton C.: "Chem. Eng. Han.", 5a. ed.; Mc Graw-Hill; N.Y.; 1973, p. 18-22.
- [3]- Leva M.; Chem. Eng. Progr. Symp. Ser., 50(10), 51 (1954).
- [4]- Eckert J.; Chem. Eng. Progr., 66(3), 39 (1970).
- [5]- Carta No. GR-109, Rev. 4; U.S. Stoneware; Akron, Ohio; 1963.
- [6]- Leva M.: "Tower Packings and Packed Tower Design", 1a. ed.; U.S. Stoneware Co.; Akron, Ohio; 1951, 36.
- [7]- Zenz F.A.; Chem. Eng., 79 (25), 120, 1972.
- [8]- Sherwood T.K., Shipley G.H. y Holloway F.A.L.; Ind. Eng. Chem., 30, 765, 1938.
- [9]- Morris R. y Jackson J.: "Absorption Towers"; Butterworth; Londres; 1953.
- [10]- Fellingner L.; Sc. D. tesis; Massachusetts Institute of Technology; Cambridge; 1941.
- [11]- Sherwood T.K. y Holloway F.A.L.; Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 36, 39, 1940.
- [12]- Kock; Chem. Eng. Progr., 45 (11), 677, Nov. 1949.