



*Universidad Nacional Autónoma
de México*

FACULTAD DE QUIMICA

DETERMINACION DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA
DE MASA EN UNA COLUMNA DE ABSORCION EMPACADA
PARA EL SISTEMA ETANOL-DIOXIDO DE CARBONO-AGUA

T E S I S

Que para Obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO

Presenta:

Adolfo García Quintero



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

TESIS 1979

U.T.

134

— AS —
— DE —
— ECHA —
— RES —
—



3 0 0 0 0 0 0 0 0 0

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE: PROFR. ING. GRACIELA MARTINEZ ORTIZ
VOCAL: PROFR. ING. ROBERTO ANDRADE CRUZ
SECRETARIO: PROFR. DR. FRANCISCO J. LOZANO GARCIA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA. D.E.S.

FACULTAD DE QUIMICA

SUSTENTANTE: 
ADOLFO GARCIA QUINTERO

ASESOR: 
DR. FRANCISCO J. LOZANO GARCIA

Con todo cariño a mi Familia:

Severiano

Rufina

Severiano

Rocío

Dagoberto

I N D I C E

INTRODUCCION

I.- FUNDAMENTOS TEORICOS

- 1.1.- Transferencia de Masa Interfacial Líquido-Gas.
- 1.2.- Equipo de Absorción Gaseosa.
- 1.3.- Diseño de Equipo.

II.- DESCRIPCION DEL EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

- 2.1.- Descripción del Equipo.
- 2.2.- Diagrama de Flujo.
- 2.3.- Técnica Experimental.

III.- RESULTADOS EXPERIMENTALES

- 3.1.- Cálculos.
- 3.2.- Resultados.

IV.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

NOMENCLATURA

APENDICE

BIBLIOGRAFIA

I N T R O D U C C I O N

El objetivo de la presente tesis fue determinar experimentalmente los coeficientes de transferencia de masa del sistema Etanol-Dióxido de Carbono-Agua, para usarse en el diseño de torres empacadas. Esto último, con el objeto de recuperar el etanol que contiene la mezcla gaseosa que se desprende en la fermentación anaeróbica de la melaza en la obtención de etanol.

La melaza que se procesa en la industria alcoholera contiene en promedio un 55% de azúcar fermentable, lo que equivale aproximadamente a 5×10^6 metros cúbicos de dióxido de carbono que se desprenden anualmente. Si consideramos que la mezcla gaseosa que se forma contiene 1% de etanol, se desperdiciara aproximadamente 100 toneladas al año.

El precio de venta del alcohol etílico sin considerar impuestos, costos de transporte y envase, oscila alrededor de 15 pesos por litro, referido a 96°GL. Por lo que el valor del alcohol etílico que se pierde será de aproximadamente dos millones de pesos al año.

El material que exponemos a continuación, lo hemos ordenado en cuatro capítulos:

El capítulo I contiene el desarrollo teórico para calcular los coeficientes volumétricos totales de transferencia de masa, a partir de la información experimental obtenida.

El capítulo II muestra el diseño y construcción de las partes principales del equipo empleado, así como el procedimiento de operación y el método de análisis químico.

El capítulo III presenta una secuencia de cálculo para el K_{ya} y K_{xa} , empleando las ecuaciones anteriormente deducidas. Además, se listan los coeficientes de transferencia de masa para todas las corridas experimentales.

El capítulo IV presenta el análisis hecho en la información obtenida.

C A P I T U L O I

FUNDAMENTOS TEORICOS

1. Transferencia de Masa Interfacial Líquido-Gas

Cuando se ponen en contacto dos fases parcialmente miscibles, se origina un proceso de transporte de masa de una fase a la otra a través de la interfase. El potencial que origina el proceso se expresa como gradiente de concentración y manifiesta la desviación de las condiciones del equilibrio termodinámico. Debe emplearse la actividad para expresar el gradiente, pero se utiliza la concentración por dos razones: 1.- La densidad de flujo molar se aproxima a cero cuando el gradiente de concentración tiende a cero; 2.- Puede emplearse cuando los fluidos se mueven a régimen turbulento o laminar.

1.1.- Mecanismos de Transporte de Masa

A) Transporte por Difusión Molecular.- Si las fases involucradas en un proceso de transferencia interfacial se encuentran estancadas, los componentes que se están transfiriendo lo harán mediante un mecanismo denominado difusión molecular. Hay que considerar que la velocidad de transporte dentro de cada fase depende del gradiente de concentración existente en ellas, y que al mismo tiempo el gradiente de concentración entre ambas fases del sistema origina el proceso de transporte interfacial.

La velocidad del transporte puede ser descrita en términos de densidad de flujo molar, moles/(tiempo área), considerando el área normal a la dirección del flujo. La densidad de flujo molar de un componente, para una mezcla binaria, relativo a un sistema de ejes coordenados fijos, se expresa de la siguiente manera:

$$N_A = x_A (N_A + N_B) - c \cdot D_{AB} \cdot \nabla x_A$$

La ecuación (a) resulta de la suma de dos cantidades vectoriales: el vector $x_A (N_A + N_B)$, es el flujo molar de A resultante del movimiento global del fluido, y el vector $J'' = c \cdot D_{AB} \nabla x_A$, que es el flujo de A resultante de la difusión molecular, super---

puesta al movimiento global. Esta ecuación puede ser utilizada para obtener expresiones que nos proporcionan los perfiles de concentración. Con tal fin, plantearemos un balance de masa en estado estacionario en un elemento de volumen $\Delta U \cdot \Delta V \cdot \Delta W$, fijo en el espacio (ver Fig. 1), a través del cual fluye una mezcla binaria de A y B.

(1)

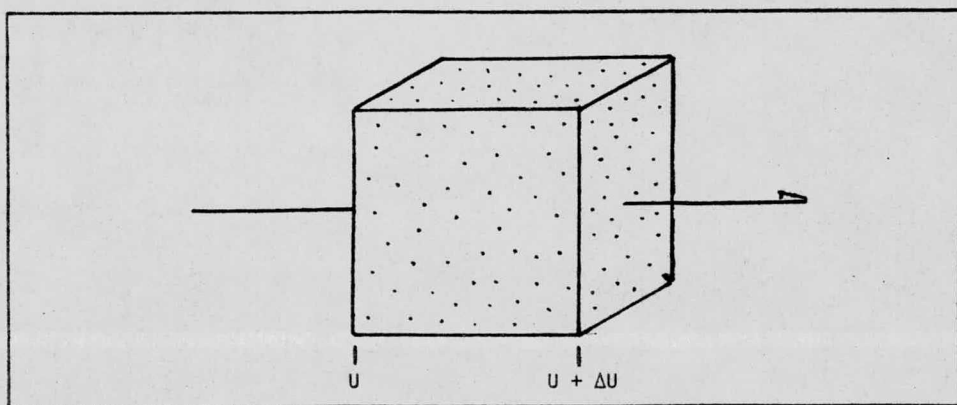


Fig. 1

Entrada de A a través de la cara situada en U = Salida de A a través de la cara situada en U + ΔU ... (2)

$$N_{AU} \Big|_U \Delta V \cdot \Delta W = N_{AU} \Big|_{u+\Delta u} \Delta V \cdot \Delta W \quad \dots (3)$$

También existen términos de entrada y salida en las direcciones V y W. Expresando el balance de materia completo y dividiendo entre $\Delta U \cdot \Delta V \cdot \Delta W$, en el límite cuando el elemento de volumen tiende a cero, se obtiene:

$$\left(\frac{\delta N_{AU}}{\delta u} + \frac{\delta N_{AV}}{\delta v} + \frac{\delta N_{AW}}{\delta w} \right) = 0 \quad \dots (4)$$

Expresando la ecuación (4) en notación vectorial queda:

$$\nabla \cdot N_A = 0 \quad \dots (5)$$

La ecuación (5) es la ecuación de continuidad para el componente A de la mezcla binaria en estado estacionario, y describe la variación de A con respecto a puntos fijos en el espacio.

Se pueden obtener formas más útiles, sustituyendo la expresión de densidad de flujo molar. Así, sustituyendo la ecuación (1) en la (5) obtenemos:

$$\nabla \cdot (x_A (N_A + N_B) - c \cdot D_{AB} \cdot \nabla x_A) = 0$$

y haciendo uso de la relación:

$$N_A + N_B = c \cdot v''$$

donde $v'' = x_A v_A + x_B v_B$

y $x_A = c_A / c$

obtenemos:

$$\nabla \cdot c_A \cdot v'' = \nabla c \cdot D_{AB} \cdot \nabla \cdot x_A \quad \dots (6)$$

La ecuación (6) es completamente general y puede ser empleada para obtener el perfil de concentración para un proceso de difusión molecular. La única restricción es que sea en ausencia de difusión térmica o de presión. Podemos hacer la suposición adicional de que D_{AB} y c sean constantes, entonces:

$$\nabla \cdot c_A \cdot v'' = D_{AB} \cdot \nabla^2 c_A \quad \dots (7)$$

$$v'' \nabla c_A + c_A \cdot \nabla v'' = D_{AB} \cdot \nabla^2 c_A \quad \dots (8)$$

y de acuerdo a la ecuación de continuidad para la mezcla obtenemos:

$$\nabla \cdot (N_A + N_B) = 0$$

$$\nabla \cdot (c \quad v'') = 0$$

$$c \cdot \nabla \cdot v'' = 0$$

por lo tanto:

$$\nabla \cdot v'' = 0$$

entonces:

$$v'' \cdot \nabla c_A = D_{AB} \cdot \nabla^2 c_A \quad \dots (9)$$

cuando los fluidos se encuentran estancados $v'' = 0$

$$D_{AB} \cdot \nabla c_A = 0 \quad \dots (10)$$

Las ecuaciones (9) y (10) se pueden aplicar en sistemas con temperatura y presión constantes, en movimiento o estancadas, respectivamente.

B) Transporte por Difusión de Remolino.- En aplicaciones prácticas de operaciones de transferencia de masa los fluidos se mueven bajo régimen turbulento.

El régimen turbulento se debe al movimiento desordenado de grandes grupos de moléculas, y en algunos casos estos grupos son lo suficientemente grandes para ser visibles a simple vista. La turbulencia no puede ser descrita completamente por una sola expresión matemática, por lo que es necesario combinar la teoría con la evidencia experimental para obtener una descripción adecuada del fenómeno.

Un experimento clásico reportado por Osborne Reynolds en 1883, demuestra las diferencias cualitativas entre el régimen laminar y turbulento. Reynolds introdujo una corriente de colorante soluble en agua, haciendo uso de un capilar, en el centro de un tubo de vidrio por el cual fluía agua a una cierta velocidad promedio. La velocidad de la corriente del colorante se hizo igual a la del agua en el punto de inyección. El experimento mostró que a baja velocidad del agua, el filamento de colorante retiene su identidad, tendiendo a ensancharse un poco durante su paso corriente abajo, debido a difusión molecular. A velocidades un poco mayores el filamento de colorante se quiebra en porciones de considerable tamaño; corriente abajo estas porciones o remolinos se apartan aún más y el colorante introducido es homogéneamente disperso. A velocidades definitivamente altas, la actividad de los remolinos es extremadamente violenta y la región en que la coloración se hace homogénea se acerca al punto de inyección del colorante. De la observación visual se nota que los remolinos aparecen después de rebasar cierto límite de velocidad y que este límite está separado del régimen laminar por una región de transición. El experimento de Reynolds y otros medios de observación mostraron que la formación de remolinos empieza en el centro del tubo y forma un núcleo central de actividad; el diámetro de este núcleo aumenta en proporción con la velocidad promedio, y conforme nos alejamos del centro de éste la turbulencia irá en disminución, y ya en la pared del tubo las condiciones serán semejantes al régimen laminar. Los remolinos viajan a través de la corriente mediante un movimiento fortuito, éstos continuamente se forman, se fragmentan, desaparecen y se reforman. Además, remolinos grandes contienen otros pequeños y todo esto causa variaciones en la velocidad.

Concluyendo: La transferencia de masa en una corriente turbulenta es esencialmente un proceso de mezclado, donde la masa es transportada por el desplazamiento de los remolinos y en la cual la difusión molecular puede ser despreciada, aunque exista entre y dentro de cada remolino del flujo turbulento.

Se ha intentado describir este proceso de transporte, pero las dificultades para expresar en forma adecuada la turbulencia, - determinar experimentalmente las condiciones interfaciales y evaluar las resistencias al proceso, ha llevado a los investigadores a proponer modelos matemáticos.

El modelo más antiguo, denominado de "Película Estancada", fue propuesto por Nernst en 1904 y fue la base de la "Teoría de la Doble Película" para absorción gaseosa enunciada por Whitman en -- 1923, y será en base a ésta que desarrollaremos nuestras ecuaciones de diseño. El modelo supone que cuando un fluido bajo condiciones de turbulencia, fluye sobre una fase que lo limita, la velocidad local se aproxima a cero en la interfase, además de que en este límite sólo el flujo normal a la interfase es el que corresponde a la densidad de flujo molar de transferencia y el fluido en contacto inmediato con la interfase puede decirse que se encuentra estancado. En la región turbulenta del fluido, debido al rápido desplazamiento de los remolinos que provocan un mezclado total, - los gradientes de concentración son muy pequeños, por lo que no - existe una resistencia apreciable al transporte de masa. Por lo tanto, la resistencia al transporte está confinada casi totalmente en la película estancada, donde son aplicables las ecuaciones deducidas para la difusión molecular.

La mayor falla de este modelo es que predice una dependencia de la densidad de flujo molar con el coeficiente de difusión - molecular elevado a la primera potencia; siendo que en la región - turbulenta la densidad de flujo sería proporcional al coeficiente de difusión molecular " D_{AB} " elevado a una potencia cero, ya que no existe transporte por difusión molecular. En la película estancada donde el transporte es por difusión molecular, N_A es proporcional a " D_{AB} "; por lo tanto, si una potencia " D^n " fuera empleada para representar el proceso total, el exponente " n " tendría que estar entre cero y la unidad. (2)

Por lo tanto, fue necesario desarrollar el concepto de coeficiente de transferencia de masa, para que éste agrupara la resistencia total al proceso, involucrando la región turbulenta la de transición y la película estancada. Esto condujo a expresar la densidad de flujo molar de la siguiente manera:

$$\begin{array}{l} \text{Densidad} \\ \text{de} \\ \text{Flujo Molar} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Coeficiente} \\ \text{de} \\ \text{Transferencia} \end{array} \times \begin{array}{l} \text{Diferencia} \\ \text{de} \\ \text{Concentración} \end{array} \quad \dots (11)$$

La ecuación (11) agrupa todas las resistencias al proceso, de tal manera que el coeficiente de transferencia varía en forma muy complicada. Ecuaciones típicas, que expresen el proceso de transferencia interfacial son las siguientes:

$$N_E = k_y (y_E - y_{Ei}) \quad \dots (12)$$

$$N_E = k_x (x_{Ei} - x_E) \quad \dots (13)$$

Donde vemos que es necesario emplear las concentraciones de la interfase, que son normalmente imposibles de medir, por la dificultad de tomar muestras de los fluidos en la interfase. Lo que se hace experimentalmente, es tomar muestras y analizar las concentraciones de soluto en el seno de la corriente principal y bajo estas condiciones sólo un efecto total puede ser determinado.

La "Teoría de la Doble Película" nos ayuda a resolver el problema. Esta considera que a cada lado de la interfase se encuentra una película estancada, las cuales están en equilibrio en todos los puntos de la interfase. Supone además, que la interfase no ofrece resistencia al transporte de masa.

Las ecuaciones (12) y (13) no presentan la diferencia de concentración en unidades relacionadas. Para obtener el efecto total de transferencia de masa, es necesario expresar el perfil de concentración en forma continua, de tal manera que las ecuaciones

(12) y (13) puedan ser combinadas. Con tal propósito, se utiliza la ecuación de equilibrio líquido-gas, aceptando la consideración hecha por Whitman. La ecuación de equilibrio líquido-gas relaciona la concentración del soluto en la fase líquida con la concentración del soluto en la fuga gas, y se expresa de la siguiente manera:

$$y^{\#} = f(x) \quad \dots (14)$$

Para sistemas diluidos, esta función es frecuentemente lineal y llega a ser:

$$y^{\#} = m x \quad \dots (15)$$

donde m es un factor de distribución que relaciona la concentración del soluto en la fase gas, en equilibrio con la concentración del soluto en la fase líquida. Donde m es la pendiente de la curva de equilibrio en x . Basándonos en la consideración hecha por Whitman, tenemos:

$$y_{Ei} = m x_{Ei} \quad \dots (16)$$

ahora multiplicando la ecuación (13) por m y reorganizando obtenemos:

$$(m x_{Ei} - m x_E) = N_E m / k_x \quad \dots (17)$$

combinando las ecuaciones (15) y (16) con la (13), nos resulta:

$$(y_{Ei} - y_E^{\#}) = N_E m / k_x \quad \dots (18)$$

La ecuación (18) está escrita en términos adecuados para sumarse a la ecuación (12), obteniendo la siguiente expresión:

$$N_E = \frac{y_E - y_E^\#}{\frac{l}{k_y m} + \frac{m}{k_x}} \quad \dots (19)$$

La ecuación (19) está expresada ahora en términos de resistencia total, para la fase gas. Una expresión similar podemos obtener para la fase líquida:

$$N_E = \frac{x_E^\# - x_E}{\frac{l}{m k_y} + \frac{l}{k_x}} \quad \dots (20)$$

En las dos ecuaciones anteriores tenemos, el flujo molar la diferencia de concentración y la resistencia total a la transferencia de masa, que denominaremos como coeficiente de transferencia de masa total, quedando éstos de la siguiente manera:

$$\frac{l}{K_y} = \frac{l}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad \dots (21)$$

$$\frac{l}{K_x} = \frac{l}{m k_y} + \frac{l}{k_x} \quad \dots (22)$$

Sustituyendo las ecuaciones (21) y (22) en (19) y (20), obtenemos las siguientes expresiones:

$$N_E = K_y (y_E - y_E^\#) \quad \dots (23)$$

$$N_E = K_x (x_E^\# - x_E) \quad \dots (24)$$

Ecuaciones similares podemos obtener conteniendo la diferencia de concentración en unidades de relación mol.

$$N_E = K_Y (Y_E - Y_E^\#) \quad \dots (25)$$

$$N_E = K_X (X_E^{\#} - X_E) \quad \dots (26)$$

La representación gráfica de las diferencias de concentración que originan el proceso se presentan en la figura 2.

$$y_E - y_E^{\#} = (y_E - y_{Ei}) + (y_{Ei} - y_E^{\#})$$

$$y_E - y_E^{\#} = (y_E - y_{Ei}) + m (x_{Ei} - x_E)$$

donde: $m = \frac{y_{Ei} - y_E}{x_{Ei} - x_E}$

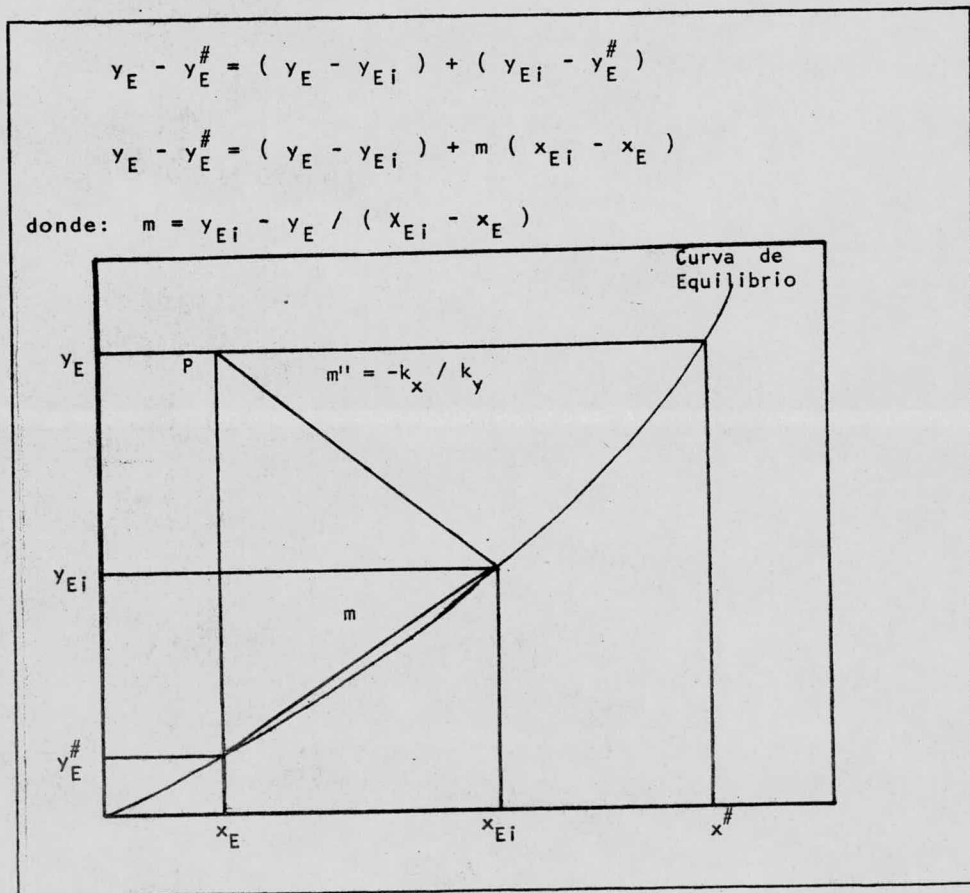


Fig. 2

1.2.- Equipo de Absorción Gaseosa.

La absorción gaseosa es una operación unitaria en la cual uno o más componentes gaseosos se disuelven en un líquido, al estar en contacto con él, dando como resultado una solución de las especies que se difundieron. La operación puede ser un fenómeno puramente físico o puede involucrar una reacción química en el seno de la solución que se forma.

El equipo industrial empleado para esta operación unitaria puede clasificarse en dos tipos diferentes:

- a.- Equipo de contacto continuo.
- b.- Equipo de contacto por etapas.

En el equipo de contacto continuo la interfase gas-líquido se mantiene en todo el equipo. El equipo más común son las torres empacadas, en las que estamos interesados por ser el equipo seleccionado para llevar a cabo nuestra experimentación. Consisten en una estructura rígida, cilíndrica, colocada sobre cimientos adecuados y llenas con algún material inerte, llamado empaque; se operan usualmente a contracorriente, el solvente es distribuido sobre el empaque fluyendo hacia abajo sobre las piezas de éste, formando películas delgadas, mientras el gas fluye hacia arriba entre los espacios libres del empaque mojado. Debe tenerse especial cuidado en asegurar una distribución adecuada de las corrientes a través del empaque, pues aún de haber logrado una distribución uniforme del líquido en la parte alta de la columna, éste tiende a fluir hacia la pared de ésta, llamándosele a este fenómeno "acanalamiento", por lo que en columnas altas es necesario dividir la altura del empaque en varias secciones, con el objeto de coleccionar el líquido de las paredes y redistribuirlo.

Los materiales de construcción de las columnas empacadas dependen de las condiciones de corrosión y pueden variar desde madera, metal, vidrio, plástico, hasta cerámica; en cuanto al empaque

se han propuesto distintas formas, medidas y materiales para su -- construcción. Todos ellos deben ser inertes a los fluidos que se -- rán procesados, proporcionar la mayor área interfacial posible, - ser estructuralmente fuertes para permitir su fácil manejo e insta lación, presentar bajo costo por unidad de volumen y mantenimiento, además de una larga vida bajo las condiciones de operación.

Entre las formas más comunes están los anillos Raschig, que se fabrican en acero, porcelana y carbón, sillas Berl que se fabri can en los mismos materiales, al igual que los anillos Lessing, - Pall y sus tamaños varían entre media pulgada y seis pulgadas. El objetivo es tener una máxima eficiencia de absorción; este límite puede ser alcanzado, si el empaque presenta un área máxima al moja do para el contacto interfacial.

Para elegir las características físicas del empaque, se han definido algunos parámetros sobre éstos. Uno de estos parámetros es a_v , definido como unidad de superficie activa húmeda por unidad de volumen empacado, y es un valor promedio, ya que el grado de mo jado del empaque varía de punto a punto dentro de la columna. Este promedio no es proporcional a la superficie específica total del - empaque seco "Av", aunque naturalmente empaques pequeños tenderán a dar mayor superficie mojada por unidad de volumen. Esta falta - de proporcionalidad se debe a tres causas:

- I.- Desigualdad en la distribución del líquido sobre la sección transversal de la columna.
- II.- Incapacidad del líquido para mojar cada una de las piezas - del empaque.
- III.- Superficie inactiva en puntos de contacto en los cuales el líquido permanece estancado y ha sido saturado con soluto.

La fracción del total de la superficie externa que está mo jada y activa, no ha sido medida directamente y depende principal mente del gasto del líquido y muy poco de la velocidad del gas.(3)

En adición a la naturaleza del empaque, debe considerarse la resistencia que oponga al flujo de gas, ya que la potencia requerida para forzar el gas a fluir a través del empaque representa, frecuentemente, el principal costo de operación de una torre empacada. La potencia es proporcional al producto del gasto de gas por la caída de presión a través de la columna, por lo que los datos de caída de presión son importantes para el diseño. Ya que no se ha logrado obtener correlaciones satisfactorias para caídas de presión en empaques comerciales operando a contracorriente, lo que se ha hecho es graficar la caída de presión contra el gasto, para determinado tipo de empaque.

En la operación normal de una torre empacada, el líquido que fluye sobre el empaque ocupa una apreciable fracción del espacio vacío existente en el volumen empacado, reduciendo la sección abierta al flujo de gas y haciendo apreciablemente mayor la caída de presión que cuando el empaque está seco.

Para un determinado gasto líquido, la caída de presión aumenta linealmente, al ir aumentando la velocidad del gas. Esta relación que se grafica como una recta $\Delta P/H$ vs G , tendrá una pendiente constante, hasta un punto denominado "punto de carga", donde la pendiente de la relación se incrementará. Cuando se pasa el punto de carga, la observación visual mostrará una mayor cantidad de líquido secuestrado en la parte alta del empaque por el líquido. El líquido habrá así llenado una gran parte del empaque, y el gas tendrá que burbujear a través de él. Esta condición es algunas veces llamado "inundación visual". Para un gasto ligeramente mayor al que corresponde a la inundación visual tiene un segundo cambio en la pendiente de la relación, y a este punto se le denomina "punto de inundación". (4)

1.3.- Diseño de Equipo

El problema en el diseño de equipo de absorción, consiste en calcular la altura y el diámetro del equipo para obtener una de terminada separación. El problema puede ser resuelto por dos métodos distintos, uno utilizando el concepto de etapas de equilibrio, y el otro basado sobre velocidades del proceso difusional. La selección del método depende de la clase en la cual la operación se llevará a cabo, pero sea cual fuere el método empleado, implica el conocimiento de la ecuación de equilibrio líquido-gas del sistema involucrado. Nuestra operación es una absorción gaseosa realizada en una columna empacada, por lo que nuestras ecuaciones estarán relacionadas con las velocidades de los procesos difusionales definidas en secciones anteriores.

Consideremos la columna empacada de nuestra experimentación para determinar las ecuaciones de diseño. (Ver. Fig. No. 3)

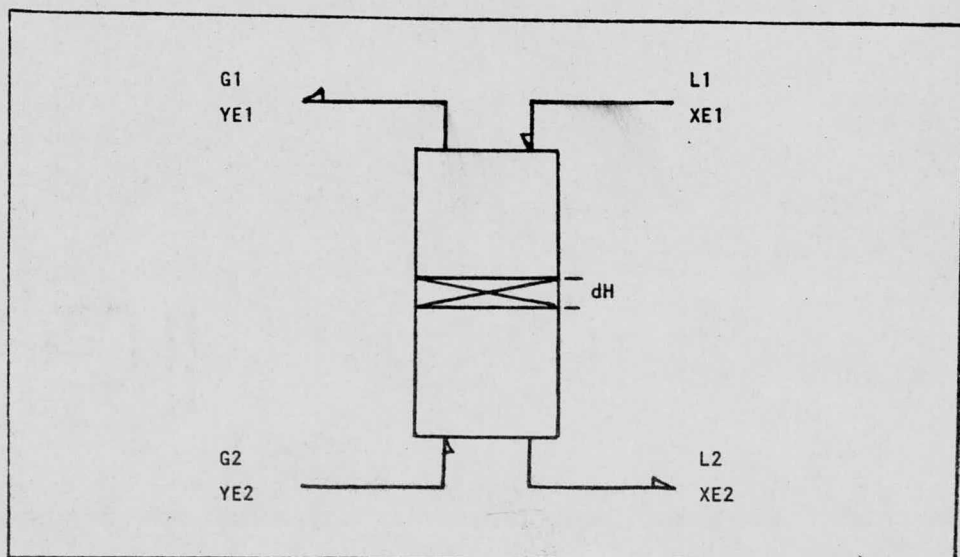


Fig. 3

Para operaciones en estado estacionario, un balance de materia para una sección diferencial de la torre, se expresa de la siguiente manera:

$$d G = d L \quad \dots (27)$$

Y un balance parcial para el componente que nos interesa, - sobre la misma sección diferencial nos da:

$$d (G w_G) = d (L w_L) \quad \dots (28)$$

Esta ecuación nos relaciona las composiciones de las dos fases en contacto en cualquier punto a lo largo de la torre; nosotros también podemos expresarla de la siguiente manera:

$$d (G_s Y) = d (L_s X) \quad \dots (29)$$

$$G_s d Y = L_s d X \quad \dots (30)$$

Como la rapidez de cambio de un componente dentro de una fase debe ser igual a la rapidez de transferencia en la otra fase, obtenemos las siguientes expresiones:

$$G_s d Y = K_Y (Y_E - Y_E^\#) d A \quad \dots (31)$$

$$L_s d X = K_X (X_E^\# - X_E) d A \quad \dots (32)$$

En donde dA es la diferencial del área de transferencia interfacial asociada con la sección transversal de la torre. Esta área de transferencia en una torre empacada es muy difícil de medir, por lo que es más conveniente expresarla como:

$$d A = a d H \quad \dots (33)$$

El término "a" de la ecuación anterior es el área interfa--

cial por unidad de volumen de empaque y es función de una combinación de las características del empaque y del líquido retenido, - por lo que depende también de los gastos de las dos fases. Puesto que "a" no se conoce generalmente para las columnas empacadas, se le combina con el coeficiente de transferencia para dar una entidad con unidades de cantidad transferida por unidad de tiempo por unidad de concentración por volumen de empaque. Así las ecuaciones (31) y (32) toman la siguiente forma:

$$G_s dY - K_Y a (Y_E - Y_E^\#) dH \quad \dots (34)$$

$$L_s \cdot dX = K_X a (X_E^\# - X_E) dH \quad \dots (35)$$

Estas dos últimas ecuaciones pueden emplearse para obtener la altura requerida de la torre integrando sobre el cambio total de concentración en las corrientes de la torre:

$$H = \int_0^H dH = \frac{G_s}{K_Y a} \int_{Y_{E1}}^{Y_{E2}} \frac{dY}{(Y_E - Y_E^\#)} \quad \dots (36)$$

$$H = \int_0^H dH = \frac{L_s}{K_X a} \int_{X_{E1}}^{X_{E2}} \frac{dX}{(X_E^\# - X_E)} \quad \dots (37)$$

Las ecuaciones (36) y (37) podremos usarlas para determinar los coeficientes volumétricos totales. Así

$$K_Y a = \frac{G_s}{H} \int_{Y_{E1}}^{Y_{E2}} \frac{dY}{(Y_E - Y_E^\#)} \quad \dots (38)$$

$$K_X a = \frac{L_s}{H} \int_{X_{E1}}^{X_{E2}} \frac{dX}{(X_E^\# - X_E)} \quad \dots (39)$$

En las ecuaciones (38) y (39) podemos observar que el único término que no obtenemos directamente es la integral que aparece - en ellas, ya que tienen que ser resueltas gráficamente. Para esto es necesario tener las concentraciones de equilibrio, $y^{\#}$ y $x^{\#}$, las cuales obtendremos haciendo uso de la curva de equilibrio y la relación de concentraciones totales en ambas fases a lo largo del empaque, denominada línea de operación. (6)

La curva de equilibrio se construyó a partir de datos de - presión de vapor de soluciones de etanol en agua a 20°C (8), transformadas a unidades de relación mol.

Y_E	X_E	
0.0000	0.0000	
0.01158	0.0427	
0.02201	0.0989	
0.03011	0.1666	
0.03668	0.2594	Pt = 585 mm. de Hg
0.04185	0.3908	
0.04576	0.5873	

La línea de operación se puede obtener con sólo disponer de las concentraciones de ambas fases, en la entrada y a la salida - del equipo, siendo éstas las coordenadas de dos puntos que grfica dos en un sistema de ejes coordinados, y unidos por medio de una - línea recta, representan la línea de operación.

Para deducir una expresión analítica de la línea de opera--ción, a partir de las concentraciones de las corrientes de entrada, planteamos un balance parcial de etanol, procediendo de la siguiente manera:

Balance parcial de etanol

$$G_s \cdot Y + L_s \cdot X = G_s \cdot Y_{E2} + L_s \cdot X_{E1} \quad \dots (40)$$

como en nuestra experimentación $X_{E1} = 0.0$

$$G_s \cdot Y + L_s \cdot X = G_s \cdot Y_{E2} \quad \dots (41)$$

dividiendo la ecuación (41) entre G_s , obtenemos:

$$Y_E = - (L_s / G_s) X + Y_{E2} \quad \dots (42)$$

siendo ésta la ecuación de la línea de operación, con pendiente $- (L_s / G_s)$ y ordenada al origen Y_{E2} .

Las concentraciones en relación mol de ambas fases en la entrada y en la salida del equipo, se obtienen de la siguiente manera:

Balance total de materia

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad \dots (43)$$

del balance total desconocemos los gastos G_1 y L_2 . El gasto L_2 lo podemos obtener por un balance parcial de agua:

$$L_1 \cdot W_{A1} = L_2 \cdot W_{A2}$$

$$L_2 = (L_1 \cdot W_{A1} / W_{A2}) \quad \dots (44)$$

ahora del balance total obtenemos G_1 :

$$G_1 = G_2 + L_1 = L_2 \quad \dots (45)$$

Obteniendo las siguientes expresiones para las concentraciones en relación mol:

$$Y_{E1} = \frac{(G_1 \cdot W_{E1}) / MC}{(G_1 \cdot W_{C1}) / MC} = \frac{\text{gr. mol de Etanol}}{\text{gr. mol de } CO_2}$$

$$Y_{E2} = \frac{(G_2 \cdot W_{E2}) / MC}{(G_2 \cdot W_{C2}) / MC} = \frac{\text{gr. mol de Etanol}}{\text{gr. mol de } CO_2}$$

$$X_{E1} = \frac{0.0}{\quad} = \frac{\text{gr. mol de Etanol}}{\text{gr. mol de agua}}$$

$$X_{E2} = \frac{(L2 \cdot WE2) / ME}{(L2 \cdot WA2) / MA} = \frac{\text{gr. mol de Etanol}}{\text{gr. mol de agua}}$$

Ya con la curva de equilibrio y la línea de operación, podemos obtener las concentraciones de equilibrio, $Y^{\#}$ y $X^{\#}$, como procederemos a continuación (ver Fig. 4):

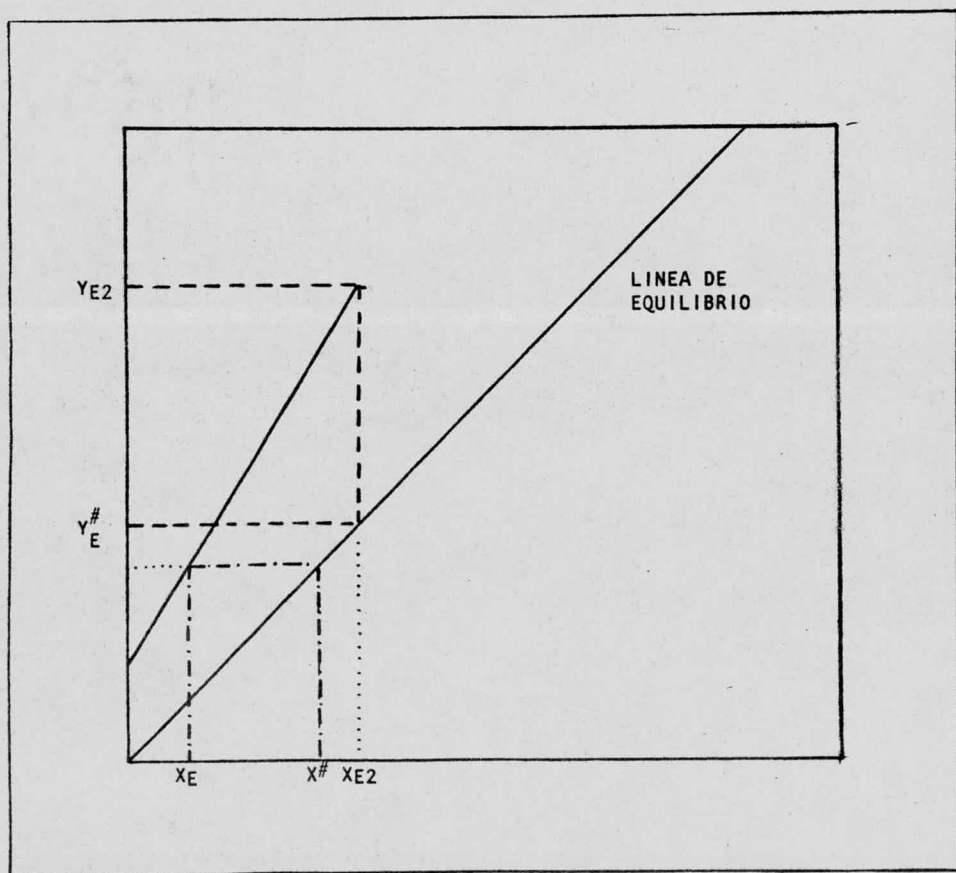


Fig. 4

Para un punto (X_E, Y_E) , sobre la línea de operación la concentración de equilibrio $Y^\#$ correspondiente a Y_E , es aquella que está en equilibrio con una solución de concentración X_E . La concentración $X^\#$ correspondiente a X_E , es aquella que está en equilibrio con un vapor de concentración Y_E .

La determinación de las concentraciones de equilibrio cubrirá todo el rango de la línea de operación, con las que evaluaremos las integrales que aparecen en las ecuaciones (38) y (39). (5).

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION DEL EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

2.1.- Descripción del Equipo

2.1.1.- Partes Principales

A) Columna.- El trabajo experimental se realizó en una columna de vidrio de 15 cm de longitud, 5.2 cm de diámetro externo y 4.7 cm de diámetro interno, empacada con anillos Raschig de 1/4 de pulgada. Sobre el empaque se colocó un distribuidor de líquido - construido con dos placas circulares de acrílico de 2.5 cm de diámetro, con un corte de 3 mm de profundidad y 1.9 cm de diámetro, - dejando un borde de 3 mm de espesor. A la placa superior se le perforó un orificio de 4 mm de diámetro y a la inferior cuatro orificios de 0.9 milímetros. (Fig. 5)

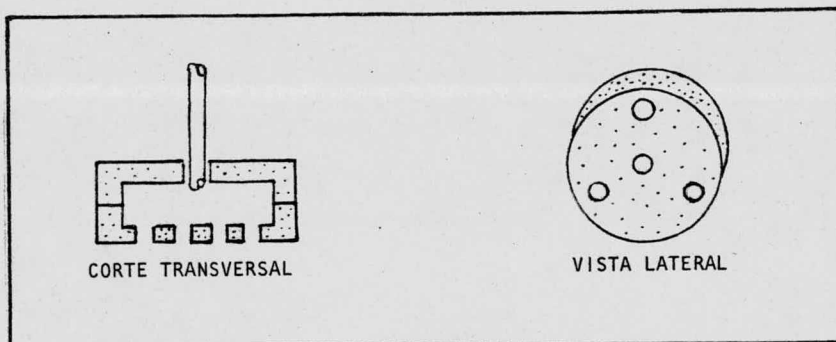


Fig. 5

El distribuidor del líquido fue sostenido por una placa de acrílico (Fig. 6), a la cual se le hizo un corte circular de 2.5 mm de ancho, donde se ajustó el tubo de la columna, la unión fue sellada con cinta de teflón. Esta placa fue de 1.2 cm de espesor y se le hicieron varias perforaciones: dos de 5 mm de diámetro para la salida del gas, una conectada al cromatógrafo y la otra de venteo a la atmósfera; un tercer orificio que sirvió para pasar un

tubo de unión al distribuidor del líquido, por medio de este tubo se controló la altura del distribuidor sobre el empaque, para este efecto se colocó, sobre la parte superior de la placa, una rondana cortada en acrílico y sujeta por medio de tornillos de 1.5 mm de diámetro, que ajustaba el tubo de unión a la altura deseada. Se le practicaron otros cuatro orificios, colocados uno en cada esquina para sostener la placa inferior por medio de tornillos. Además se le perforó un orificio que sirvió de pozo para colocar un termómetro.

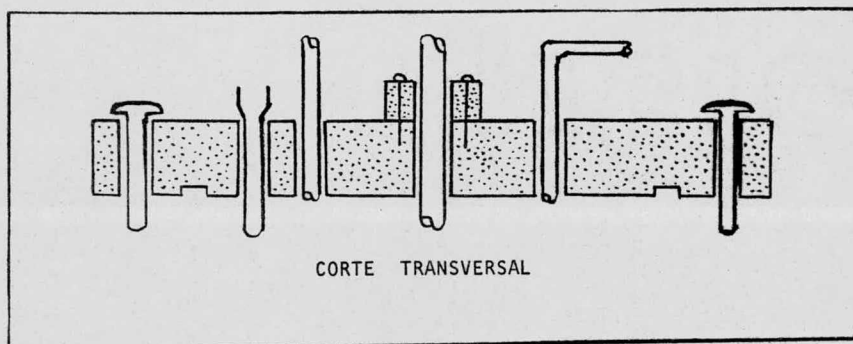


Fig. 6

La placa inferior (ver Fig. 6), fue de iguales dimensiones que la superior; se le hicieron cinco perforaciones para la distribución del gas, y éstas fueron calculadas al igual que las del distribuidor del líquido, por el siguiente método de cálculo. (7)

1.- Calcular

$$\Delta P = (P_G - P_L) \cdot g/g_c \quad h$$

$$\Delta P_d = 0.10 \cdot \Delta P$$

2.- Calcular el NRe para el flujo total aproximado del plato - distribuidor y seleccionar el coeficiente de orificio Cd, de la figura 12 del capítulo III de la citada referencia.

3.- Determinar la velocidad del fluido a través de los orificios, medida a la temperatura y densidad de operación:

$$U_{ori} = C_d (2 g_c \cdot \Delta P_d / \rho_G)^{1/2}$$

El cociente de U_0/U_{ori} da la fracción de área abierta en el distribuidor.

4.- Calcular el número de orificios por unidad de área del distribuidor, N_{ori} , con la siguiente ecuación:

$$N_{ori} = (1/(d_{ori})^2) (4/\pi) \cdot (U_0/U_{ori})$$

En la ecuación anterior se tienen dos incógnitas, d_{ori} y N_{ori} , y para resolverla se supone un diámetro de orificio y se encuentra el correspondiente N_{ori} . Se construye una tabla con los diferentes valores supuestos e inferidos y seleccionamos aquel N_{ori} que corresponda al d_{ori} más pequeño que pueda perforarse.

A la placa inferior también se le hizo un corte circular de 2.5 mm de ancho, donde se ajustó el tubo de vidrio de la columna; sobre la parte lateral se hicieron dos orificios de 3.5 mm de diámetro que llegaban hasta la mitad de la placa, los cuales se comunicaron hacia la parte interna de la columna, además se le adicionó un acumulador para recibir el gas, en el cual se colocó un termómetro ajustado por medio de un tapón de hule. (Fig. 7)

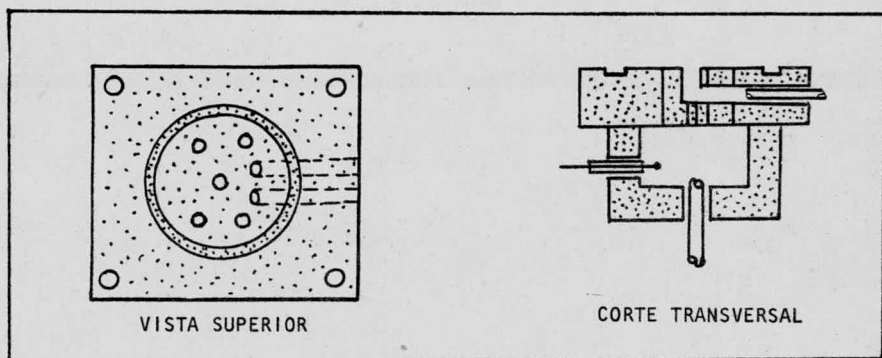


Fig. 7

B) Baño de Temperatura Constante.- A este equipo lo describiremos ampliamente, ya que fue construido en el laboratorio expresamente para la experimentación que se realizó.

El baño de temperatura consistía de un recipiente de 35 cm de alto por 45 cm de diámetro, en el que se instaló un agitador - acoplado a un motor eléctrico, un termómetro de - 10 a 120°C, un control de temperatura, cuyo elemento primario de medición fue un termistor, y el elemento final de control una resistencia de calentamiento. (Fig. 8)

El aparato se calibró para determinar la temperatura correspondiente a cada posición de las perillas de ajuste. La calibración se hizo de la siguiente manera: se colocaban las perillas de ajuste en una posición y se dejaba que el control alcanzara el punto de ajuste, se anotaba la temperatura y se proseguía a la siguiente posición; así se procedió hasta obtener la calibración del rango deseado.

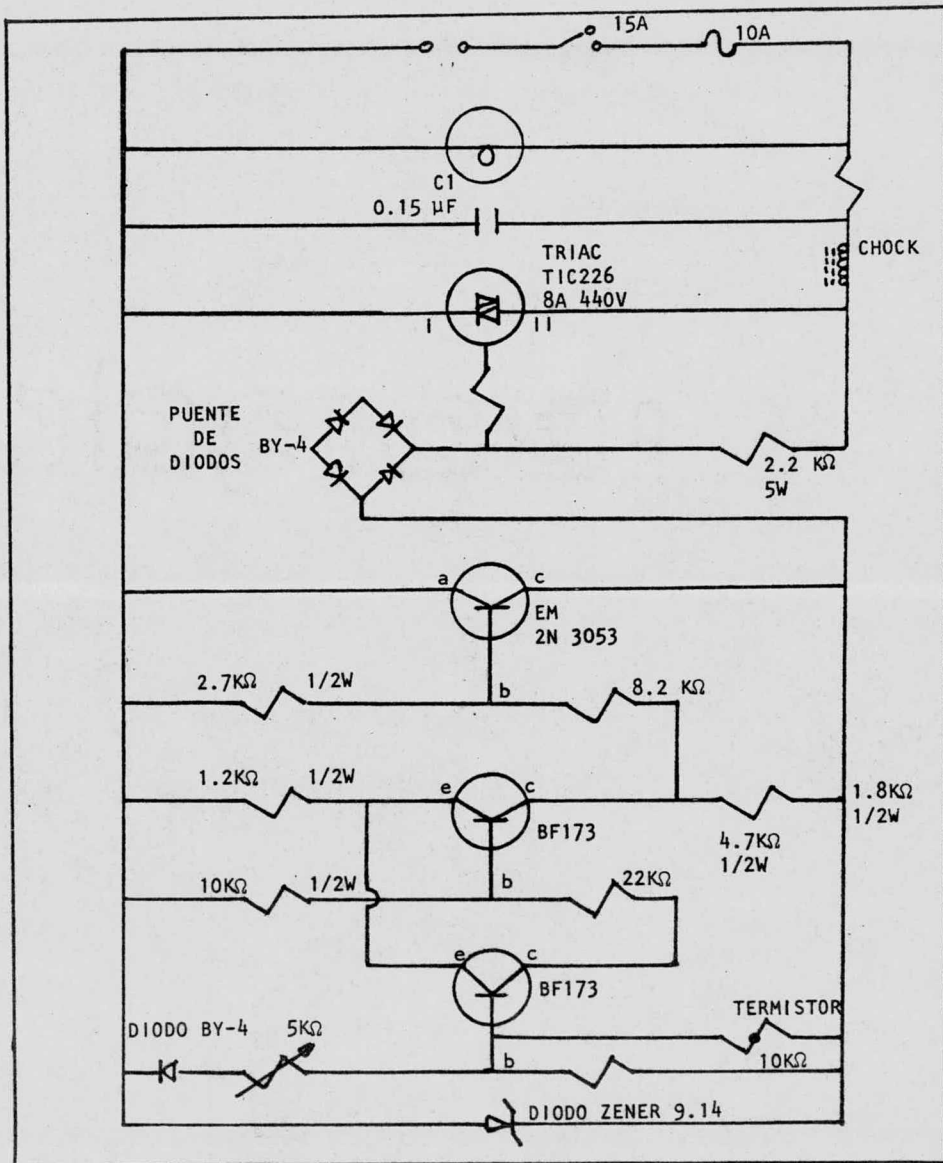
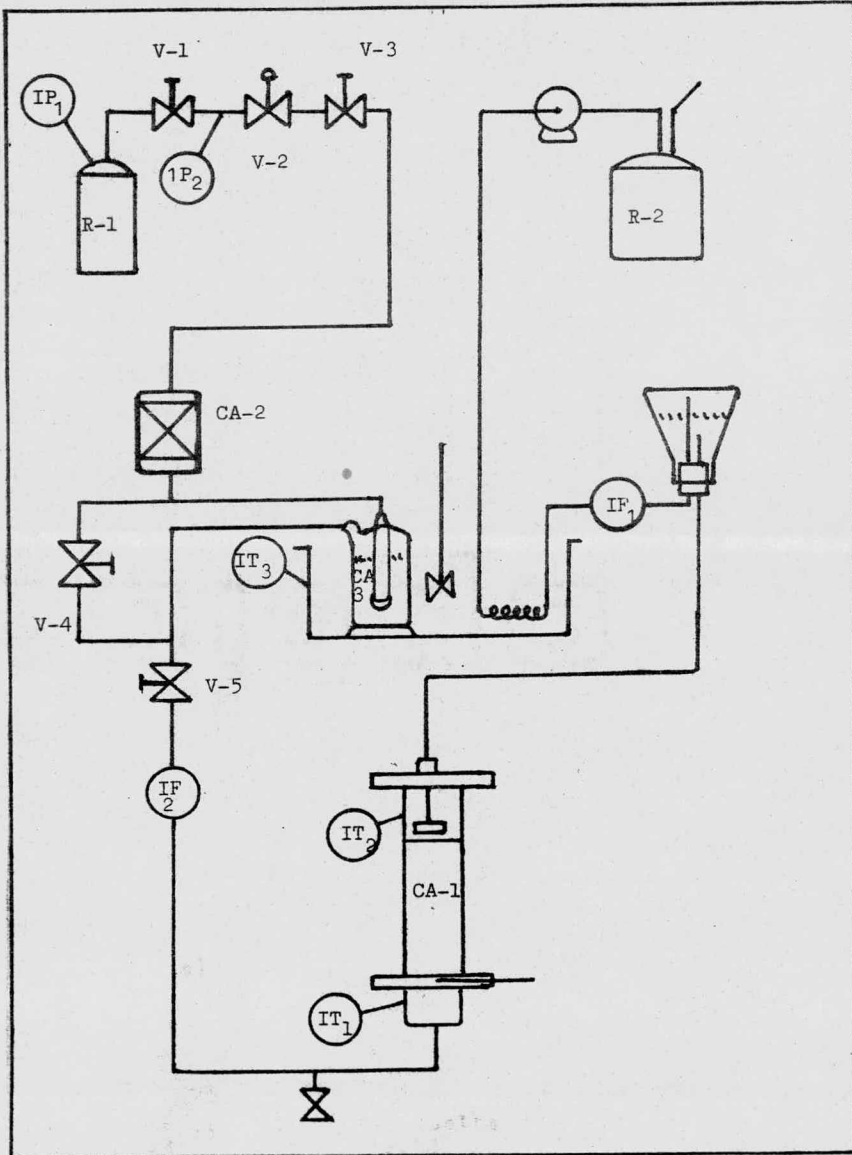


Figura 8

2.2.- Diagrama de Flujo.



- I F - 1 : Rotámetro con capacidad para medir gastos de líquido desde 0.05 cm³/s hasta 0.2 cm³/s.
- I F - 2 : Rotámetro con capacidad para medir gastos de gas desde 50 cm³/s hasta 250 cm³/s.
- I P - 1 : Manómetro indicador de presión en el recipiente de CO₂
- I P - 2 : Manómetro indicador de presión de la descarga del recipiente de dióxido de carbono.
- I T - 1 : Termómetro de - 10 a 120°C.
- I T - 2 : Termómetro de - 10 a 120°C.
- R - 1 : Recipiente de dióxido de carbono a 60 Kg/cm²
- R - 2 : Recipiente de agua con capacidad para 50 lt.
- C A - 1 : Columna de absorción de etanol.
- C A - 2 : Secador de dióxido de carbono, lleno con sílica gel.
- C A - 3 : Columna de saturación del dióxido de carbono con etanol.
- V - 1 : Válvula de globo.
- V - 2 : Válvula de diafragma.
- V - 3 : Válvula de globo.
- V - 4 : Válvula de aguja de 3/8 de pulgada.
- V - 5 : Válvula de aguja de 3/8 de pulgada.

2.3.- Técnica Experimental

La operación se inició haciendo fluir el dióxido de carbono, por fuera del saturador de etanol, para eliminar el aire en la línea de conducción de gas, éste salía del tanque a una presión de -0.5 Kg/cm^2 . Esta presión de descarga del tanque de dióxido de carbono fue seleccionada de entre aquéllas que mantuvieran el gasto deseado para la caída de presión existente en el equipo. El dióxido de carbono se hacía fluir a través de la columna de secado, antes de pasar al resto del equipo.

Después se hacía fluir el dióxido de carbono a través del saturador de etanol, hasta alcanzar el equilibrio en la saturación del gas.

El gasto de la mezcla gaseosa se midió con un rotámetro calibrado, a esta mezcla se le tomaban muestras antes de entrar al distribuidor por medio de una válvula de salida, como consecuencia de esto el gas perdía presión y el líquido inundaba el acumulador del gas obstaculizando su paso normal, lo que motivó que antes de bombear el líquido se hiciera el análisis cuantitativo del gas de alimentación. Una vez hecho esto, se hacía fluir el líquido (agua destilada), desde un tanque de nivel constante por medio de una bomba peristáltica, ajustando el gasto deseado con el control de velocidad de ésta, y midiéndolo con un rotámetro calibrado.

Debido a que la bomba peristáltica generaba oscilaciones en el gasto del líquido, se colocó en la línea de conducción de éste, antes del rotámetro de medición, un dispositivo que amortiguara las oscilaciones. Este consistía en un matraz con agua hasta la mitad de su volumen, colocado en posición invertida, y sellada su boca con un tapón de hule y cinta de teflón. Al tapón de hule se le hicieron dos perforaciones por donde se introdujeron dos tubos de vidrio, uno por donde entraba la corriente líquida, que se vertía sobre el nivel del agua, y el otro que servía de salida. (Diagrama de Flujo)

Tanto la corriente líquida como la gaseosa después de abandonar la columna tenían sus respectivas tomas de muestra.

La operación se llevó a cabo isotérmicamente, alimentando gas y líquido a una temperatura constante; para esto las corrientes de alimentación se hicieron pasar a través del baño de temperatura constante. El calor de dilución del etanol en el agua no causó diferencias apreciables de temperatura que involucraran desviaciones mayores de 0.1% en la densidad del gas y que introdujera un error mayor en la toma de muestras de gas.

Se colocaron termopozos a la entrada y a la salida de la corriente gaseosa para instalar termómetros que nos indicaran la temperatura de operación.

Rotámetros

Los rotámetros que midieron los gastos del líquido y gas fueron calibrados de la siguiente manera, respectivamente: Por medio del control de velocidad de la bomba se fijaba un gasto de líquido, manteniendo la posición en el rotámetro, se recibía el líquido a la salida de éste en una probeta midiéndose el tiempo que transcurría para recibir cierta cantidad de líquido, expresando el gasto en centímetros cúbicos por segundo. Se repetía la operación tres veces para cada punto de su escala, obteniéndose así una serie de gastos con sus correspondientes posiciones. Los datos se ajustaron mediante el método de mínimos cuadrados a la mejor recta que los representara, para de aquí obtener los gastos de operación. (Apéndice)

Para calibrar el rotámetro que midió el gasto de la mezcla gaseosa, se hizo fluir ésta a través de la línea de conducción, y a la salida del rotámetro la corriente se introdujo a un tubo de vidrio, donde con jabonadura se formaba una burbuja, la cual se desplazaba a lo largo del tubo. Este tubo se graduó hasta 500 cm^3 en intervalos de 50 cm^3 . Esta calibración fue hecha una vez que -

se tuvieron los rotámetros adecuados para la operación, es decir, que manejaran los gastos deseados para el experimento.

La selección de los rotámetros se hizo como sigue: se instalaban rotámetros, uno para el líquido y otro para la corriente de gas, se hacían fluir las corrientes de alimentación, y se determinaba cuál era el gasto máximo que podían registrar, después se hacía fluir el gas a través del saturador de etanol y se tomaban muestras de gas a la entrada de la columna y de líquido a la salida de la misma para analizar las concentraciones. Esto nos demostraba si los tiempos de residencia de las corrientes eran suficientemente grandes para lograr una buena transferencia de masa. Así se hicieron fluir gastos de gas desde 20 hasta 220 cm^3/s , y para la corriente líquida desde 0.07 hasta 0.20 cm^3/s , y para la corriente líquida desde 0.07 hasta 0.20 cm^3/s . Se encontró que para gastos menores de 150 cm^3/s , para el gasto de gas no proporcionaban una adecuada transferencia de etanol, como consecuencia se seleccionó un rotámetro que midiera gastos de 150 hasta 200 cm^3/s . Para la corriente líquida se usó un rotámetro que midiera de 0.07 hasta 0.15 cm^3/s .

Análisis Cuantitativo

El análisis se realizó mediante cromatografía de gases en un cromatógrafo Gow-Mac con detector de celdas de conductividad térmica. Se analizó la corriente de gas de entrada, que consistía de dióxido de carbono y etanol; y la corriente líquida de salida, que consistía de etanol y agua, esta corriente contenía dióxido de carbono pero en cantidades despreciables. El agua de entrada se encontró pura por análisis cromatográfico. En base a los compuestos a determinar se seleccionó helio como gas de arrastre y una columna porapak "R".

Las condiciones de operación de la columna del cromatógrafo, inyector y detector, así como los gastos de helio a través de la columna de operación y de referencia del cromatógrafo se seleccio-

naron de acuerdo a los tiempos de retención óptimos, y se buscó - que los picos de los compuestos salieran separados. Se probaron - distintas temperaturas de operación del cromatógrafo, con el objeto de optimizar el tiempo de análisis, siendo el etanol el de mayor tiempo de retención con seis minutos a 120°C en la columna y - 145°C tanto en el inyector como en el detector; el gasto de helio fue de 60 centímetros cúbicos por segundo, que fue el óptimo para el diámetro de la columna porapak "R" empleada.

En cuanto al uso del cromatógrafo se hicieron distintas -- pruebas para conocer la calibración área-masa adecuada, que debiéramos usar. Lo que se hizo fue preparar una solución de etanol en agua de una composición en peso conocida e inyectar una muestra, - obteniendo en el registrador un pico para cada componente; primero el agua y luego el etanol. El tamaño del pico tuvo que ajustarse con la atenuación del cromatógrafo y el tamaño de la muestra, así se encontró que para una muestra de tres microlitros de solución - acuosa de etanol se necesitaba una atenuación de 256 para el agua y 16 para el etanol. Para el dióxido de carbono se inyectaron -- tres mililitros con lo cual se necesitó una atenuación de 512. -- Se trató de usar para la calibración área-masa, el método de norma lización de áreas, pero los resultados obtenidos no fueron satis-- factorios, debido a que el detector no tuvo la misma respuesta para cada compuesto; también se trató de usar el método de factores de corrección, al final se encontró que la calibración absoluta -- nos proporcionaba la mayor exactitud; se procedió de la siguiente manera: se prepararon soluciones de etanol en agua de composición conocida, desde 2% hasta 25% en peso, se inyectaron y se obtuvie-- ron un par de picos para cada solución, entonces se graficó el -- área del pico del componente contra los miligramos del mismo en la muestra de la solución patrón tomada. Esta calibración tuvo que - ser ajustada por el método de mínimos cuadrados al polinomio que - mejor representara los puntos experimentalmente obtenidos. (Apén-- dice)

El cromatógrafo requería aproximadamente tres horas para alcanzar las condiciones de operación seleccionadas, en tanto que el baño de temperatura alrededor de 20 minutos para llegar al punto de ajuste colocado, por lo que también debía iniciarse su operación antes de hacer cualquier experimento. A continuación, se expone la secuencia de pasos que se hacían en cada experimento:

I.- Abrir la válvula del tanque de helio y ajustar la presión a 1 Kg/cm^2 con el manómetro.

II.- Revisar fugas en el cromatógrafo, septum de inyección y en todas las conexiones de tubería de conducción de gas y líquido.

III.- Ajustar los gastos de helio en las columnas del cromatógrafo por medio del medidor de burbuja. En el calentamiento del aparato se usó hasta 20 centímetros cúbicos por segundo por columna, para minimizar el gas de arrastre.

IV.- Hacer la conexión eléctrica del cromatógrafo a la línea de 117 volts.

V.- Cerrar el circuito principal con su interruptor.

VI.- Colocar la perilla de la columna en la posición de temperatura de 120°C .

VII.- Colocar la perilla del detector en la posición de temperatura de 145°C .

VIII.- Colocar la perilla del inyector en la posición de temperatura de 145°C ; la graduación de esta perilla no estaba ajustada a la calibración del manual, por lo que se tuvo que recalibrar la graduación para saber qué posición nos daba la temperatura deseada. Igual problema se presentó con la perilla del detector.

IX.- Poco antes de alcanzar las temperaturas fijadas en el cromatógrafo, se iniciaba la operación del baño de temperatura constante.

X.- Cerrar el circuito de la corriente eléctrica de los filamentos del detector, con el correspondiente interruptor ajustándola a 150 mA, una vez alcanzadas las temperaturas de operación del cromatógrafo y del baño de temperatura.

XI.- Conectar el registrador a la línea de voltaje regulado y las conexiones de la señal proveniente del cromatógrafo.

XII.- Ajustar el cero de la carta del registrador, el voltaje de amplificación de la señal del cromatógrafo y la velocidad de la carta. Estas últimas condiciones tenían que ser iguales a las que se usaron en la calibración de las curvas área-masa de los componentes; se seleccionaron de acuerdo al tamaño y forma del pico, ya que los picos del agua y etanol no eran simétricos. No se podía sustituir el área por su altura en las calibraciones y demás cálculos, por lo que se debía buscar una velocidad de carta, con la cual se obtuvieran picos de buen tamaño para facilitar la medición de su área, en esto también influía el voltaje de amplificación.

XIII.- Abrir la válvula del tanque de CO_2 y ajustar la presión de descarga.

XIV.- Abrir la válvula de flujo hacia el saturador de etanol.

XV.- Ajustar el gasto de gas con la válvula colocada a la salida del saturador.

XVI.- Abrir la válvula de muestreo y tomar muestras de gas, una vez alcanzado el equilibrio en la saturación de etanol.

XVII.- Inyectar la muestra de gas y comenzar a correr la carta del registrador. Tomar dos muestras más e inyectar al cromatógrafo.

XVIII.- Hacer fluir la corriente líquida una vez obtenido el análisis del gas de entrada.

XIX.- Después de cinco minutos de haber puesto en contacto la

corriente líquida con la gaseosa, comenzar a tomar muestras del líquido de salida, recolectándolas en ampollitas de tres mililitros, tapando la ampollita con algodón. Al momento de tomar las muestras, se comenzaba a inyectar al cromatógrafo.

XX.- Después de analizar el primer gasto líquido, se pasa al siguiente conservando el mismo gasto de gas de entrada.

XXI.- Después de recorrer todo el rango de gastos de líquido permisibles, se continúa con el siguiente gasto de gas de entrada, fijándose éste y variando el gasto del líquido.

Para terminar la operación, se procedía de la siguiente manera:

- Detener el movimiento de la hoja del registrador con su respectivo interruptor.
- Apagar el registrador.
- Bajar a cero la corriente de filamentos del cromatógrafo.
- Abrir el circuito de corriente a los elementos del cromatógrafo por medio de su interruptor.
- Cerrar la válvula de la corriente líquida.
- Abrir el circuito de corriente al control de la bomba con su interruptor.
- Cerrar la válvula del tanque de gas.
- Apagar el control de temperatura del baño.
- Reducir el gasto de gas de arrastre del cromatógrafo a su décima parte. Colocar el control respectivo en enfriamiento.

C A P I T U L O I I I

RESULTADOS EXPERIMENTALES

3.1.- Cálculos

Expondremos la secuencia de cálculo de los coeficientes de transferencia de masa de un experimento, para ilustrar el método de cálculo.

De la experimentación se obtuvieron los siguientes cromatogramas de las corrientes de gas de entrada, G_2 , y líquido de salida, L_2 . (Ver Fig. 9)

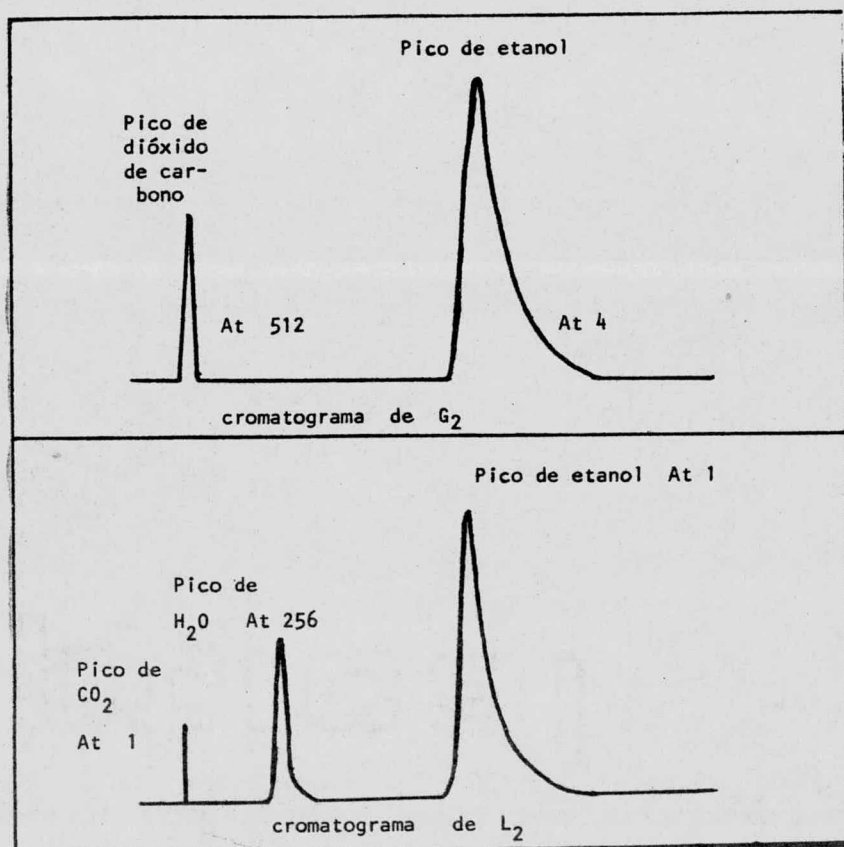


Fig. 9

Experimento No. 1

Para la corriente, G_2 , obtuvimos la siguiente información:

G_2	CO_2	H_2O	Et OH
Atenuación	512	-	8
Area Directa	15.6566	-	3.295
Area Corregida	15.6566	-	1.6478
Masa	4.6999	-	0.18114
Fracción Masa	96.2289	-	3.7711

Para el dióxido de carbono utilizamos la altura del pico, ya que éste resultó ser simétrico; para los demás componentes usamos el área. De la tabla anterior podemos observar que el pico de etanol fue obtenido a una atenuación diferente a la que se utilizó en la recta de calibración área-masa; esto se hizo con el objeto de obtener un pico de buen tamaño para que se le determinara su área de una manera más fácil. El área así determinada era dividida entre un factor para obtener el equivalente a una atenuación 16, correspondiente a la recta de calibración.

Con la posición del rotámetro del gas de entrada y la recta de calibración-gasto, obtenemos el gasto del gas de entrada, G_2 .

Para la corriente líquida, L_2 , obtuvimos la siguiente información:

L_2	CO_2	H_2O	Et OH
Atenuación	-	256	8
Area Directa	-	1.6718	4.8218
Area Corregida	-	1.6718	2.41
Masa	-	2.3736	0.2663
Fracción Masa	-	90.0	10.0

Con la posición del rotámetro del líquido, obtenemos:

$$L_1 = 309.6 \text{ gr. de Agua / hr.}$$

ahora haciendo uso de la ecuación (46) tenemos que:

$$L_2 = 344.0 \text{ gr. de Agua / hr.}$$

y del balance total expresado en la ecuación (47), obtenemos:

$$G_1 = 1277.1 \text{ gramos/hr.}$$

Las concentraciones para el trazo de la línea de operación, quedan como sigue:

$$Y_{E1} = 0.0114$$

$$Y_{E2} = 0.0374$$

$$X_{E1} = 0.0000$$

$$X_{E2} = 0.0434$$

El siguiente paso es graficar la línea de operación y la curva de equilibrio sobre un mismo sistema de ejes coordenados para obtener las concentraciones de equilibrio:

Y_E	$Y_E^\#$	$1/(Y_E - Y_E^\#)$
0.03740	0.01140	38.46150
0.03200	0.00920	43.85960
0.02600	0.00700	52.63150
0.02000	0.00440	64.10250
0.01780	0.00340	69.44400
0.01140	0.00000	87.71920

Con la información anterior graficamos $1/(Y_E - Y_E^\#)$ vs Y_E ,

para obtener el valor de la integral, el cual se determina evaluando el área que marcan sus límites, así:

$$\int_{Y_{E1}}^{Y_{E2}} \frac{dY}{(Y_E - Y_E^{\#})} = 1.48624$$

$$G_s = 1.653 \text{ gr. mol de CO}_2 / \text{hr. cm}^2$$

$$H = 9 \text{ cms.}$$

Ahora de la ecuación (41) tenemos:

$$K_{Y_a} = 0.27294 \text{ gr. mol de EtOH} / \text{hr. cm}^3 \text{ (rel. mol)}$$

Para el cálculo de K_{X_a} se sigue un procedimiento análogo al seguido en la determinación de K_{Y_a} :

Con los puntos obtenidos para el trazo de la línea de operación, graficados junto con la línea de equilibrio en el mismo sistema de ejes coordenados, obtengo las concentraciones de equilibrio $X_E^{\#}$, de acuerdo al método ejemplificado en la figura número tres:

X_E	$X_E^{\#}$	$1/(X_E^{\#} - X_E)$
0.00000	0.040	25.0000
0.00500	0.054	20.4080
0.01000	0.070	16.6660
0.01500	0.086	14.0840
0.02000	0.104	11.9047
0.02500	0.128	9.7087
0.03000	0.152	8.1967
0.03500	0.184	6.7114
0.04340	0.258	4.6590

Con la información anterior graficamos $1/(X_E^\# - X_E)$ contra X_E , para obtener el valor de la integral, el cual se determina - evaluando el área que marcan sus límites. Así:

$$\int_{Y_{E1}}^{X_{E2}} \frac{dX}{(X_E^\# - X_E)} = 0.50331$$

$$L_s = 0.99135 \text{ gr. mol de Agua / hr. cm}^2$$

$$H = 9 \text{ cms.}$$

ahora de la ecuación (42) tenemos:

$$K_{X^a} = 0.05543 \text{ gr. mol de EtOH / hr. cm}^3 \text{ (rel. mol)}$$

3.2.- Resultados

Experimento No.	G_2 (g/hr)	w_{GE2}	L_1 (g/hr)	w_{LE2}	K_{Y^a}	K_{X^a}
1	1311.50	3.77	309.60	10.00	0.2729	0.0554
2	1311.50	3.77	411.91	7.735	0.2679	0.0555
3	1311.50	3.77	480.74	7.238	0.3279	0.0682
4	1605.04	3.39	239.83	13.24	0.3687	0.0687
5	1605.04	3.39	454.93	9.533	0.5693	0.1330
6	1605.04	3.39	558.18	7.886	0.6096	0.1399

C A P I T U L O I V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El objetivo de esta tesis fue cumplido al realizar la experimentación necesaria para obtener los coeficientes de transferencia de masa a una temperatura constante y en estado estacionario.

El rotámetro de medición de la corriente G_2 tuvo una precisión de 2% en cada posición de su escala. El rotámetro de medición de la corriente L_1 tuvo una precisión de 0.8% en cada posición de su escala. En tanto que el control automático de temperatura tuvo una precisión hasta de 0.25°C .

Experimentalmente fue difícil tomar muestras representativas de la corriente G_1 , debido a la dificultad de instalar un dispositivo que permitiera reproducir la toma de muestras. Se conectó una línea para la salida de G_1 abierta a la atmósfera y también un septum sobre la placa superior de la columna, pero ambos intentos no resultaron adecuados para hacer la toma de muestras reproducible.

La dificultad fue que no se pudo recolectar la corriente G_1 de tal forma que no afectara las condiciones hidrodinámicas de la columna-líquidos de apoyo, zona de carga e inundación.

El análisis cuantitativo de las muestras de la corriente G_1 presentó hasta un 50% de variación, por lo que no se consideró tal información en el balance de materia. Por lo cual el planteamiento de éste se hizo sólo con la siguiente información: L_1 , X_{A1} , L_2 , X_{A2} , X_{E2} , G_2 , Y_{C2} , Y_{E2} , lo que imposibilitó que el balance de materia fuera comprobado.

Debido al considerable volumen que se pierde de etanol, se intentó emplear la información obtenida como fundamento para escalar la torre empacada a nivel industrial.

Se correlacionó el $K_y a$ con los gastos L_s y G_s , empleando los datos experimentales, de los cuales se obtuvo la siguiente expresión (Fig. 10).

$$K_Y a = 0.06437 L_s^{0.564} G_s^{2.727}$$

Esta se utilizó para predecir el $K_Y a$ para gastos L_s y G_s a escala industrial y emplear a éstos en el escalamiento de la altura de la zona empacada. Se encontró que la ecuación no puede ser usada para gastos G_s mayores a los experimentales, pues se obtiene valores de $K_Y a$ muy superiores a los encontrados en la práctica experimental. Esto nos hace considerar que será necesario hacer la experimentación que nos lleve a determinar el comportamiento del $K_Y a$ para gastos mayores que los ya empleados. Hay que considerar para esto que los gastos reportados en la sección 4.2 fueron optimizados en cuanto a la recuperación de etanol. Se encontró que para cocientes $L_1/G_2 > 1$, dentro del rango de concentraciones usadas, la recuperación era casi nula. Se optimizó en base al tiempo de residencia de la corriente L_1 , el cual se fue aumentando hasta que se logró una recuperación adecuada del etanol que era alimentado en la corriente G_2 .

La recuperación obtenida del etanol en las corridas experimentales se muestran en la tabla 1.

TABLA 1

Experimento No.	% de Recuperación
1	69.50
2	69.82
3	75.82
4	67.30
5	88.10
6	87.80

El trabajo que aquí concluye se llevó a cabo en aproximadamente 2 años, distribuidos de la siguiente manera: La selección del tema y el diseño del experimento ocupó 4 meses, y se hizo en base a la consulta de las siguientes publicaciones:

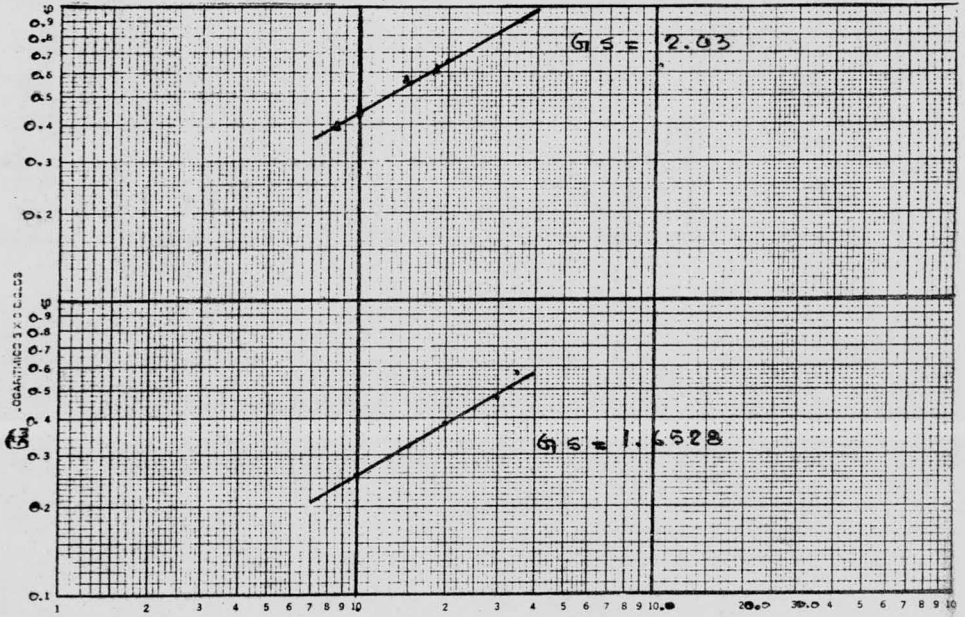


Figura 10

DISSERTATION ABSTRACTS AND MONOGRAPHS IN MICROFORMS*
APPLIED SCIENCE & TECHNOLOGY INDEX*
ENGINEERING INDEX ANNUAL*

* Localizadas en el Centro de Información Científica y Humanística de la UNAM.

La construcción e instalación del equipo ocupó once meses, y las corridas experimentales siete meses.

Durante el desarrollo de esta tesis nos encontramos con carencias de material que difícilmente fueron salvadas, ya que ésta no estuvo dentro de los planes de investigación y desarrollo de la facultad. Esto último es confirmado con la falta de continuidad en el desarrollo de la experimentación iniciada.

Todo esto nos hace considerar necesaria la formación de un mecanismo oficial que pueda ofrecer al pasante de licenciatura, interesado en el trabajo experimental, la entrada sistemática a los proyectos de investigación de la Facultad, para asegurar al tesis-ta la infraestructura adecuada.

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

- A .- Area de transferencia interfacial (cm^2/cm^2) de sección transversal de la columna).
- a .- Area interfacial por unidad de volumen de empaque (cm^2/cm^3).
- av .- Superficie activa húmeda por unidad de volumen empacado.
- Av .- Superficie específica de empaque seco.
- C .- Concentración mol total.
- C_A .- Concentración mol del componente A.
- C_d .- Coeficiente de orificio.
- D_{AB} .- Difusividad de A en el componente B.
- d_{ori} .- Diámetro de orificio.
- G .- Gasto total de gas (gramos/hora).
- G_s .- Gasto de gas solvente (gramos mol/hora cm^2).
- g .- Aceleración gravitacional (9.78 m/s^2).
- g_c .- Constante dimensional.
- H .- Altura de la zona empacada (cm).
- h .- Altura de columna hidrostática (cm).
- k_x .- Coeficiente de transferencia de masa en fase líquida (g. mol/hr cm^2 fracción mol).
- k_y .- Coeficiente de transferencia de masa de fase gas (g. mol/hr cm^2 fracción mol).
- K .- Coeficiente total de transferencia de masa. Fase indicada por el subíndice (g. mol/ hr. cm^2 . relación mol).
- L .- Gasto total de líquido (cm^3/s).
- L .- Gasto total de líquido (gramos/hora).
- L_s .- Gasto de líquido solvente (g. mol/hr. cm^2)
- Nori .- Número de orificios.
- P .- Presión parcial.

- P_E .- Presión parcial del componente E.
 P_t .- Presión total.
 T .- Temperatura (°C)
 U_o .- Velocidad del fluido dentro de la columna (L~/S :cm/s)
 U_{ori} .- Velocidad del fluido a través de los orificios.
 U, V, W .- Sistema de ejes coordenados.
 v'' .- Velocidad media molar ($x_A v_A + x_B v_B$)
 v_A .- Velocidad del componente A relativo a ejes estacionarios (cm/s).
 v_B .- Velocidad del componente B relativo a ejes estacionarios (cm/s).
 w .- Fracción masa.
 x .- Fracción mol en fase líquida.
 X .- Relación mol en fase líquida.
 y .- Fracción mol en fase gas.
 Y .- Relación mol en fase gas.
 $Y^\#$.- Relación mol de equilibrio en fase gas.
 $X^\#$.- Relación mol de equilibrio en fase líquida.
 ΔP .- Diferencia de presión.
 ΔP_d .- Diferencia de presión en el distribuidor.
 ρ .- Densidad. Fase indicada por el subíndice.

SUBINDICES

- A .- Componente A
 B .- Componente B
 E .- Componente Etanol

- x .- Fase líquida en fracción mol.
- X .- Fase líquida en relación mol.
- y .- Fase gas en fracción mol.
- Y .- Fase gas en relación mol.
- 1 .- Corriente en lo alto de la torre empacada.
- 2 .- Corriente en los fondos de la torre empacada.

APENDICE

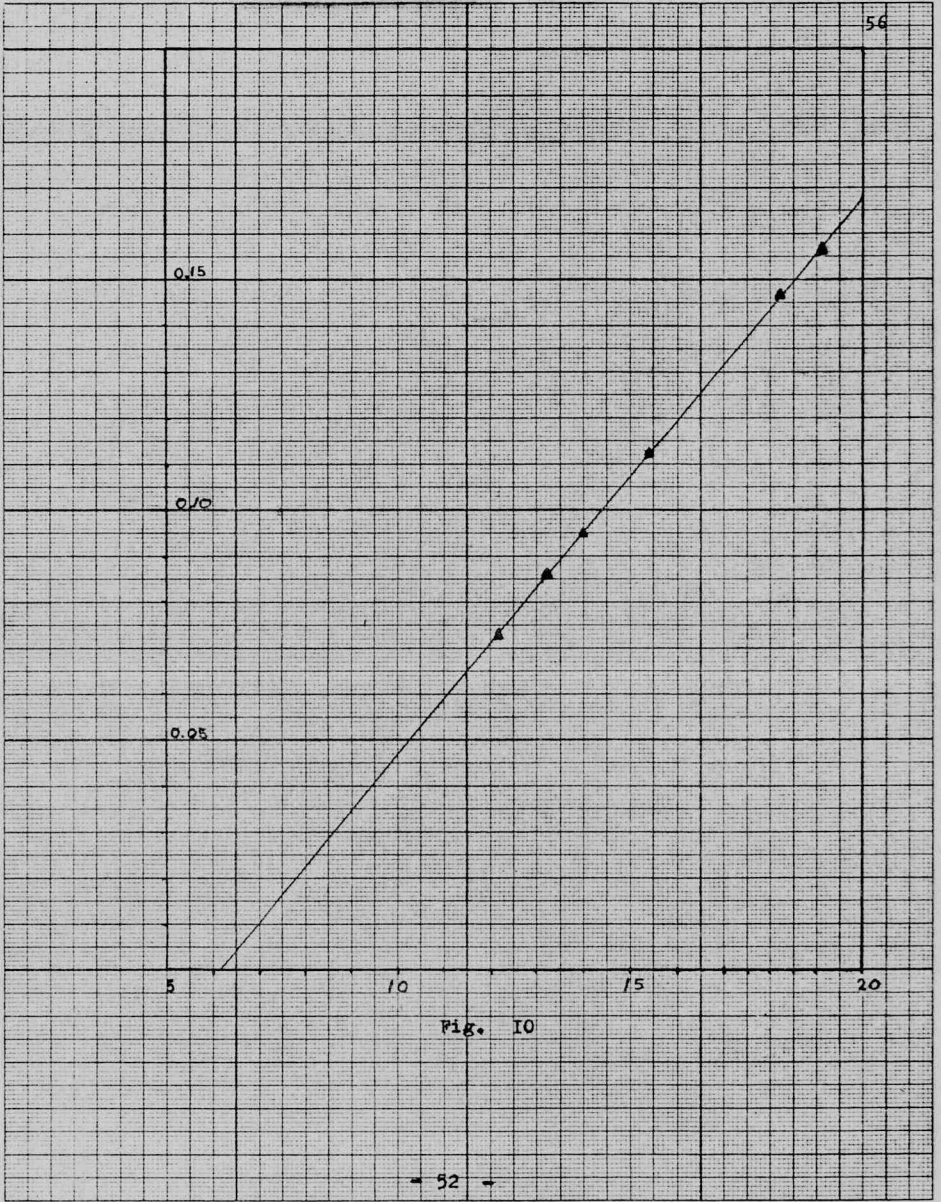
Apéndice

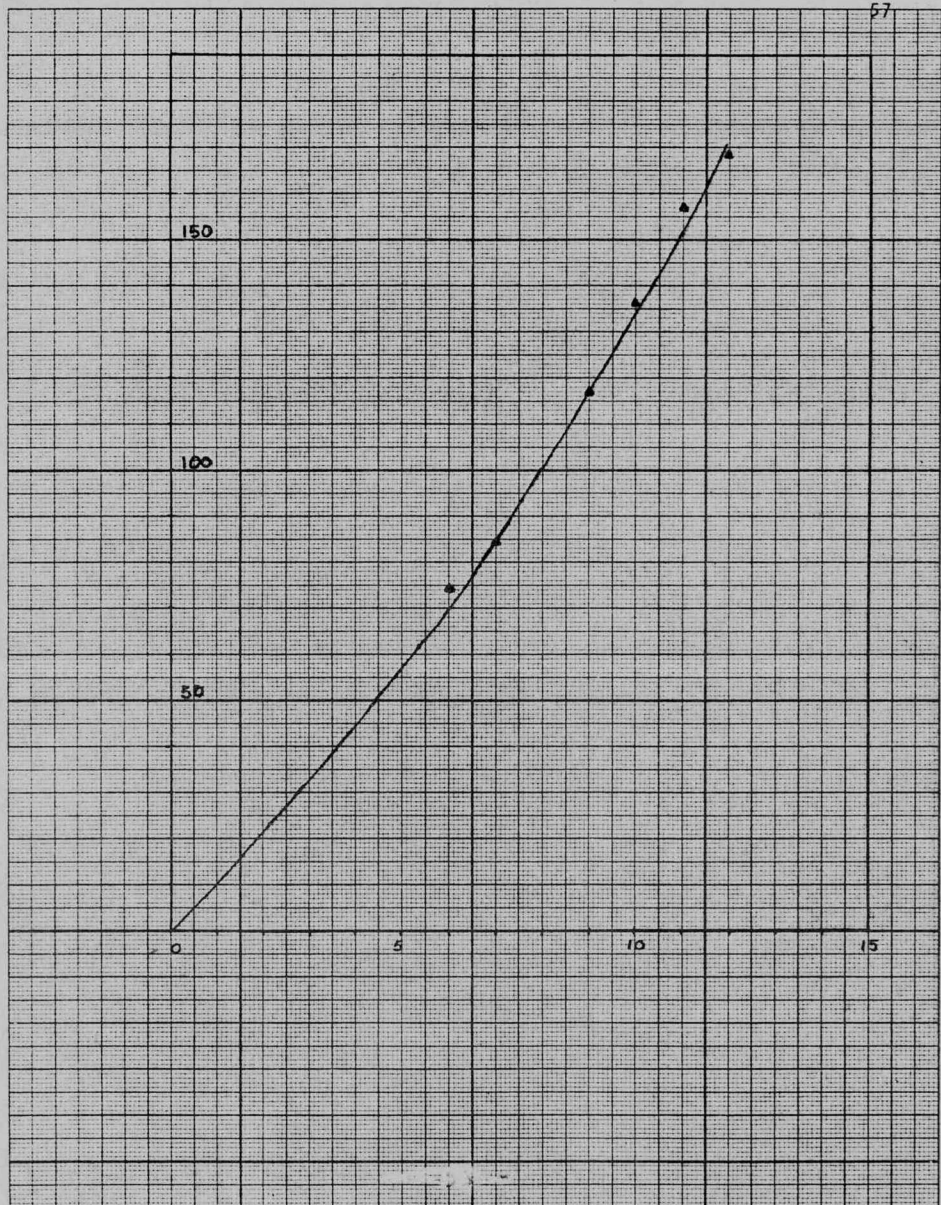
Recta de calibración Gasto-Posición para el rotámetro de la corriente líquida L_1 (Fig. 10)

L_1 (cm ³ /s)	Posición
0.07250	12.2
0.08600	13.2
0.09500	14.0
0.11270	15.4
0.14700	18.2
0.15650	19.2

Curva de calibración Gasto-Posición para el rotámetro de la corriente G_2 . Los datos experimentales se ajustaron a un polinomio de segundo grado.

G_2 (cm ³ /s)	Posición
74.67870	6
84.00720	7
116.9700	9
136.3960	10
157.2438	11
168.9581	12





Apéndice

Recta de calibración Masa-Area para el componente CO_2
(Fig. 12)

M(mg)	S(cm^2)	Atenuación	Muestra
0.91567	4.1133	512	0.5
1.83130	7.1840	512	1.0
2.74702	9.8140	512	1.5
3.66268	12.290	512	2.0
4.57837	14.043	512	2.5

Recta de calibración Masa-Area para el componente H_2O
(Fig. 13)

M(mg)	S(cm^2)	Atenuación
2.144	1.6053	256
2.408	1.8067	256
2.470	1.7450	256
2.835	1.8370	256
2.933	2.0000	256

Recta de calibración Masa-Area para el componente $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
(Fig. 14)

M(mg)	S(cm^2)	Atenuación
0.0540	0.6260	16
0.3040	2.5325	16
0.4534	4.0130	16
0.5080	4.7550	16
0.7378	6.6256	16

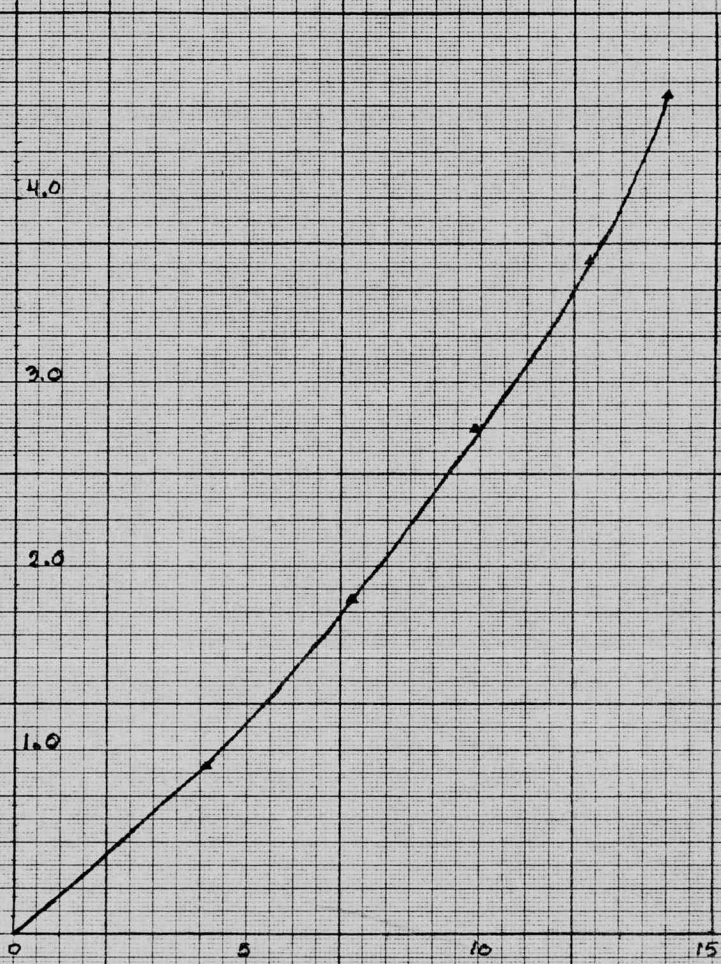


Fig. 12

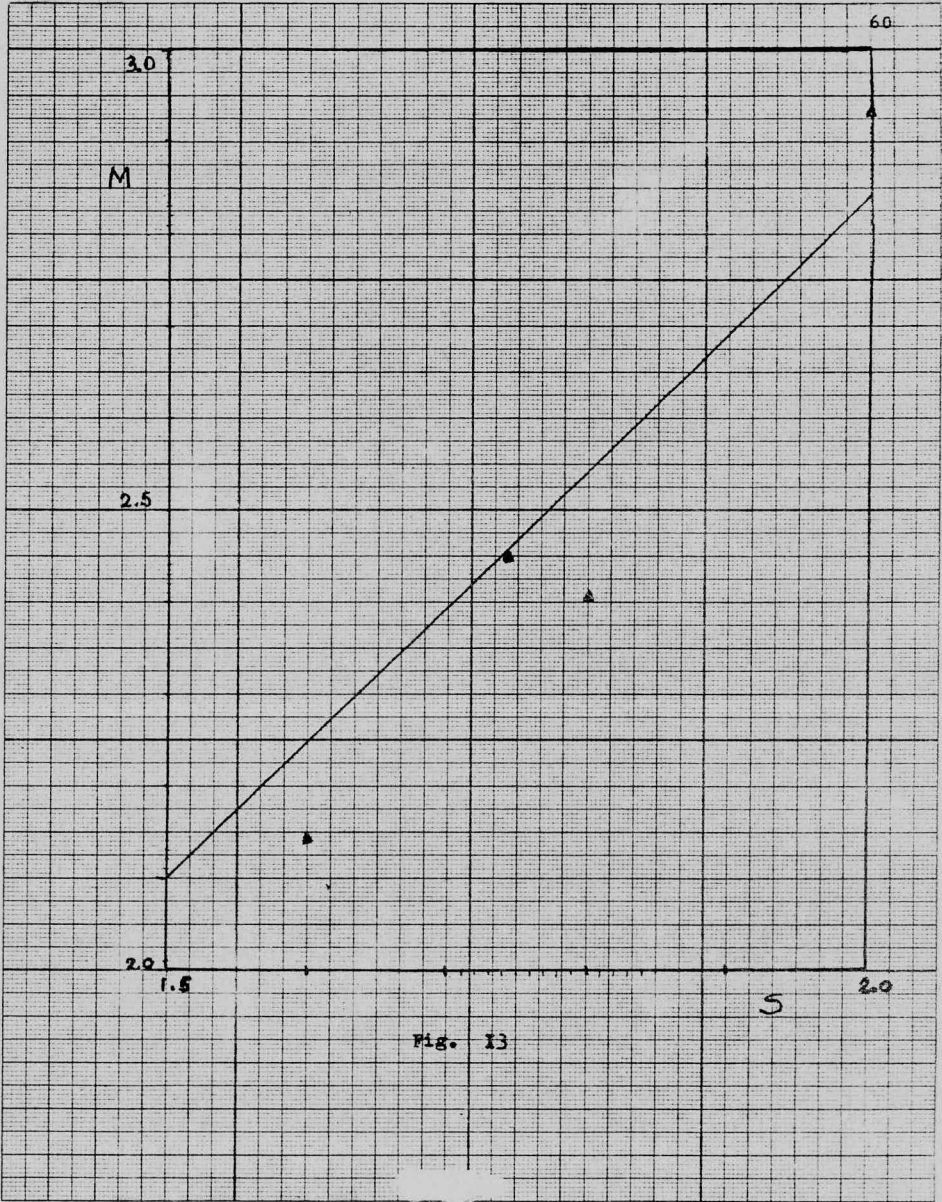


Fig. 13

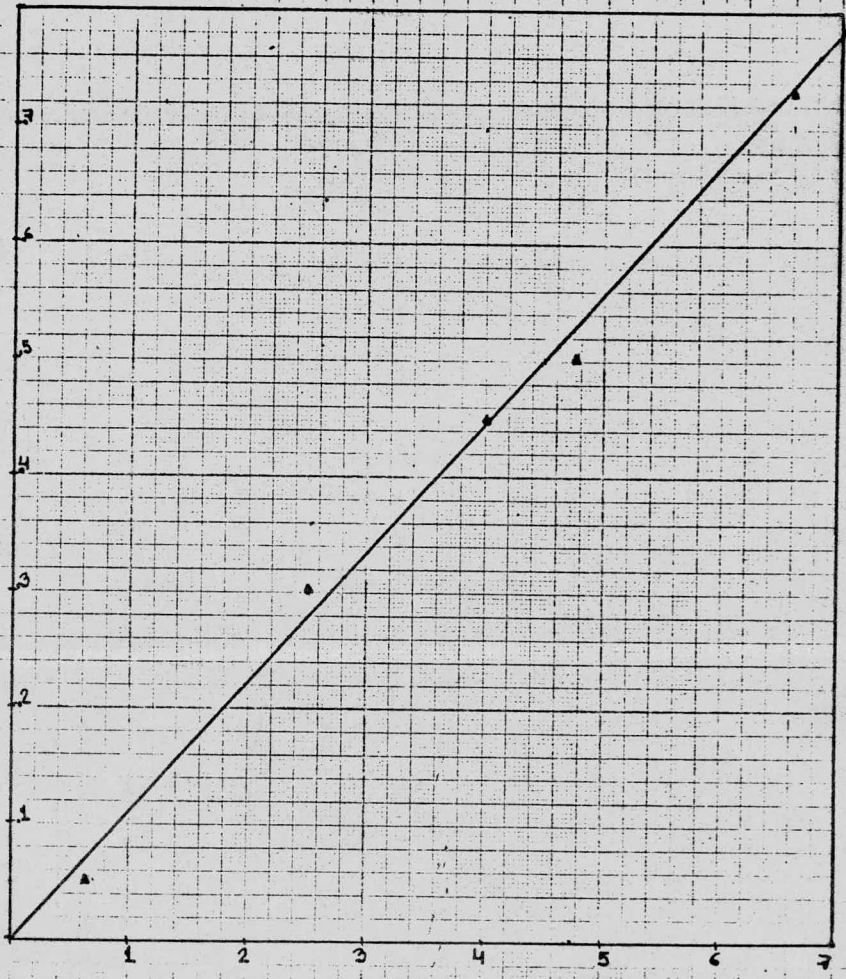


FIG. 14

B I B L I O G R A F I A

- (1) Bird, R.B., Warren E. Stewart y E.N. Lingham: "Fenómenos de Transporte". Ed. Reverté, S.A. 1973
- (2) Sherwood, T.K., R.L. Pigford y Wilke: "Mass Transfer". Mc Graw Hill Book Company.
- (3) Sherwood, T.K. y R.L. Pigford: "Absorption and Extraction". 2a. ed. McGraw Hill Book Company. 1952
- (4) McCabe, Warren L. y Julian C. Smith: "Unit Operations of Chemical Engineering". III ed. McGraw Hill Book Company. 1976
- (5) Treybal, Robert E.: "Mass Transfer Operations". 2da. ed. McGraw Hill Book Company. 1955
- (6) Foust, A.S., L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus y L.B. Andersen: "Principios de Operaciones Unitarias". Compañía Editorial Continental, S.A. 2da. ed. en español. 1974
- (7) Kunii y Levenspiel: "Fluidization Engineering". Ed. John Wiley & Sons. Iera. Ed.
- (8) "International Critical Tables". Vol. III, pág. 290.
- (9) Shulman, H.L. y R.G. Robinson: AIChE Journal. Vol. VI. - No. 3, pág. 469.

TESIS CRUZ

Perú Núm. 115 Acc. 1

México 1, D. F.

Tel. 5-26-89-23