

2e
7



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

DETERMINACION EXPERIMENTAL DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA EL SISTEMA ETANOL - AGUA EN UNA TORRE EMPACADA ATMOSFERICA INSTALADA EN EL L.E.M. DE LA FES - C.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

LIVIA ANGELICA ESCORCIA MEJIA

Cuautitlán Izcalli, Méx,

1986



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

INTRODUCCION

1. BASES TEORICAS

- 1.1. Transferencia de masa interfacial líquido-gas
 - 1.1.1. Mecanismos de transporte de masa
- 1.2. Equipo de destilación
- 1.3. Diseño y operación de columnas empacadas
- 1.4. Determinación de los coeficientes de transferencia a partir de las condiciones experimentales

2. DESCRIPCION DEL EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

- 2.1. Equipo
- 2.2. Diagrama de flujo
- 2.3. Técnica experimental
 - 2.3.1. Calibración de rotámetros
 - 2.3.2. Análisis cuantitativo
 - 2.3.3. Curva de equilibrio etanol-agua
 - 2.3.4. Operación de la columna

3. RESULTADOS

- 3.1. Datos experimentales de la curva de equilibrio

3.2. Cálculo de los coeficientes de transferencia de
masa.

3.3. Resultados

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

ANEXOS

NOTACION

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

Las operaciones que involucran procesos difusionales son quizas las más importantes que se manejan en Ingeniería Química, ya que difícilmente se encuentran procesos que no ocupen una o varias secciones que se refieran a estas. Los equipos que se usan comúnmente son las columnas rellenas y de platos, que dependiendo de criterios operacionales y económicos se considerará la elección entre ellas.

El equipo seleccionado para la presente investigación son las columnas empacadas, que esencialmente son tubos verticales colocados sobre una cimentación adecuada y rellenas de los llamados materiales de empaque que suelen ser muy diversos, y otros accesorios como soportes de empaque, distribuidores de líquido, etc., las características de estos influyen en el funcionamiento de las columnas, de tal manera que pueden modificar el rendimiento de éstas.

A nivel industrial, las columnas de destilación empacadas son particularmente útiles cuando la caída de presión debe ser baja, como en la destilación al vacío; y cuando la retención del líquido es pequeña, como en la destilación de materiales sensibles al calor o de efectos corrosivos; su uso está restringido a

columnas cuyo diámetro no exeda de 0.61 metros y su altura de 6.1 metros pues en columnas mayores el problema de contacto entre las fases se agudiza disminuyendo la eficiencia y aumentando el costo.

La evaluación de una columna de destilación empacada es muy compleja ya que intervienen muchos factores: caída de presión, tipo de empaque, coeficientes de transferencia, condiciones de alimentación y de reflujo, cantidad refluja, etc., por lo que no es posible encontrar ecuaciones definitivas que involucren estos factores para un tipo de servicio dado; entonces la experiencia será la mejor arma para predecir el comportamiento del equipo para un servicio específico y así obtener correlaciones generalizadas para diferentes condiciones de operación.

El trabajo experimental que se presenta, se desarrolló con la finalidad de obtener información de una columna de destilación empacada atmosférica instalada en el Laboratorio Experimental Multidisciplinario de la FES-Cuautitlán. Esta investigación es solo una parte de la evaluación total de la columna, sin embargo, será un apoyo para las investigaciones y prácticas realizadas en la carrera de Ingeniería Química.

El objetivo principal de este trabajo es la determinación experimental de los coeficientes de transferencia de masa en estado estacionario de la columna de destilación empacada atmosférica operando a reflujo total con soluciones de etanol en agua; la destilación se efectuará en un intervalo restringido de concentraciones, de tal manera que la pendiente de la línea de equi

librio no presente cambios considerables que impidan utilizar los coeficientes de transferencia globales promedio y el número de unidades de transferencia, lo anterior con el fin de determinar el comportamiento de la columna en su estado actual.

El material que se expone se ha ordenado en cuatro capítulos:

El primer capítulo contiene el desarrollo teórico del transporte interfacial líquido-gas y la determinación de los coeficientes de transferencia de masa a partir de las condiciones experimentales.

El segundo capítulo describe el equipo utilizado en la experimentación, la secuencia de operación y el método de análisis químico empleado.

El tercer capítulo presenta una secuencia de cálculo para determinar los coeficientes $K_y a$ y $K_x a$ (volumétricos), además de los datos obtenidos experimentalmente de la curva de equilibrio etanol-agua y una lista de los coeficientes de transferencia de masa para todas las corridas experimentales.

El cuarto capítulo presenta el análisis de la información obtenida y las sugerencias de modificación posibles al equipo.

1. BASES TEORICAS

1.1.- Transporte de masa interfacial líquido-gas.

Cuando se ponen en contacto dos fases parcialmente miscibles, el sistema tratará de alcanzar el equilibrio mediante un movimiento de difusión de los componentes de una fase a través de la interfase. El alejamiento de la posición de equilibrio debido a los gradientes de concentración es el potencial que origina el proceso de transporte de masa entre las fases.

1.1.1.- Mecanismos de transporte de masa.

La transferencia de masa puede ocurrir por medio de dos mecanismos, Transporte por difusión molecular y Transporte por difusión turbulenta.

Transporte por difusión molecular.- Si las fases que forman parte del proceso de transferencia se encuentran estancadas, los componentes que se están transfiriendo lo harán por medio del movimiento individual de las moléculas a través de los huecos intermoleculares debido a su energía térmica, este mecanismo se denomina difusión molecular. La rapidez de transferencia dentro de cada fase depende del gradiente de concentración que exista en ella y al mismo tiempo el gradiente de concentración entre ambas fases del sistema, origina el proceso de transferencia in

verfacial.

La rapidez de transferencia puede describirse en términos del flujo molar, moles/(tiempo·área), considerando el área en dirección normal a la difusión.

Si tenemos un sistema no uniforme de dos componentes, estos tenderán a difundirse para alcanzar la uniformidad o equilibrio. Para describir el movimiento de cada componente, necesitamos dos flujos molares: N , el flujo relacionado con un lugar fijo en el espacio y J , el flujo con relación a la velocidad molar promedio de todos los componentes. La relación del flujo molar J de un componente y su gradiente de concentración se define como coeficiente de Difusión o difusividad que representa la primera Ley de Fick,

$$J_A = -cD_{AB} \cdot \nabla x_A \quad (1)$$

donde D_{AB} es el coeficiente de difusión del componente A en solución con B y ∇x_A es el gradiente de concentración en las direcciones X, Y, Z. Entonces, el flujo molar de un componente, para una solución binaria, con referencia a un sistema de ejes coordenados fijos se expresa de la siguiente manera:

$$N_A = x_A(N_A + N_B) - c D_{AB} \cdot \nabla x_A \quad (2)$$

La ecuación anterior resulta de la suma de dos cantidades vectoriales: el vector $x_A(N_A + N_B)$, es el flujo molar de A referido al movimiento global del fluido, y el vector $-c D_{AB} \cdot \nabla x_A$ que es el flujo molar de A resultante de la difusión molecular J_A en relación al movimiento global.

Se pueden analizar dos tipos de transferencia molecular u-

utilizando las ecuaciones de transporte: la contradifusión equimolar, donde el componente A se difunde a través del componente B, el cual se está difundiendo en la misma proporción molar que A pero en dirección contraria, y tiene lugar cuando los gradientes de concentración y área de transferencia son constantes para el estado estable, $N_A = -N_B = \text{cte}$, es la ecuación que representa a este tipo de transporte. El segundo tipo de transferencia es llamado difusión de un componente a través de otro estacionario, que se presenta cuando una frontera del sistema es permeable solamente a un componente, este caso muestra que no hay movimiento de uno de los componentes que se dice estacionario, los gradientes de concentración no son constantes en el estado estable, entonces $N_B = 0$ y $N_A \neq 0$.

Transporte Turbulento.- En la mayoría de las situaciones prácticas de transferencia de masa, los fluidos se mueven bajo régimen turbulento. El experimento reportado por Osborne Reynolds en 1883 (1), demuestra las diferencias cualitativas entre el régimen laminar y el turbulento, el cual se describirá brevemente: se introdujo una corriente de colorante soluble en agua, haciendo uso de un capilar, colocado en el centro de un tubo de vidrio por el cual fluía agua a una cierta velocidad promedio. La observación muestra 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 disminuyendo pasando por una área de transición hasta llegar a -

la pared del tubo donde las condiciones serán semejantes al régimen laminar. De lo anterior se puede concluir que el transporte de masa en una corriente turbulenta es un proceso de mezclado, - donde el material es transportado por el desplazamiento de los - remolinos, en donde la difusión molecular puede ser despreciada, aunque exista entre y dentro de cada remolino del flujo turbulento.

Para intentar describir el transporte turbulento en la interfase de dos fluidos en movimiento se necesita expresar en forma adecuada la turbulencia, determinar experimentalmente las condiciones interfaciales, así como evaluar las resistencias al proceso, lo que ha llevado a los investigadores a proponer modelos matemáticos combinando la teoría con la experiencia. El modelo - más antiguo denominado de la película, establece que toda resistencia a la transferencia en un flujo turbulento se concentra en una película inmóvil próxima a la frontera estacionaria del fluido, la velocidad en la interfase líquido-gas se aproxima a cero y solo el flujo normal a la interfase es el que corresponde al - flujo molar de transferencia. En la región turbulenta del fluido los gradientes de concentración son insignificantes debido al - desplazamiento de los remolinos que provocan un mezclado total, - por lo que no existe una resistencia apreciable al transporte de masa, de aquí que la resistencia a la transferencia esté confinada casi totalmente en la película estancada. El modelo anterior predice una dependencia de la rapidez de transferencia o flujo - molar con el coeficiente de difusión elevado a la primera poten-

cia, esta aproximación está equivocada, porque se ha demostrado que la velocidad en la interfase no es cero, en consecuencia el flujo molar no sería proporcional a la difusividad elevada a la primera potencia, sino a una que estuviera entre cero y la unidad. Por lo tanto, fué necesario desarrollar el concepto de coeficiente de transferencia de masa que agrupara la resistencia total al proceso, involucrando la región turbulenta, la de transición y la laminar (película estancada), conduciendo a expresar la rapidez de transferencia por medio de la siguiente expresión general:

$$\text{Cantidad de material transportado} = \left(\text{Resistencia a la transferencia} \right)^{-1} \left(\text{Fuerza Motriz} \right)$$

o bien

$$\text{Flujo molar} = \left(\text{Coeficiente de transferencia} \right) \left(\text{Gradiente de concentración} \right) \quad (3)$$

Observando las ecuaciones anteriores se reconoce que dicen muy poco de cómo se realiza el transporte, ya que estas agrupan todas las resistencias al proceso de tal manera que el coeficiente varía en forma muy complicada y es difícil de obtener.

Para las operaciones de transferencia de masa en estado estacionario, la rapidez de difusión de un componente para alcanzar la interfase del gas es igual a aquella con la cual se difunde el líquido de tal forma que no hay acumulación o agotamiento de dicho componente en la interfase. Por lo tanto, el flujo molar es función de los coeficientes de transferencia de masa en cada fase y de los gradientes de concentración en cada una de ellas.

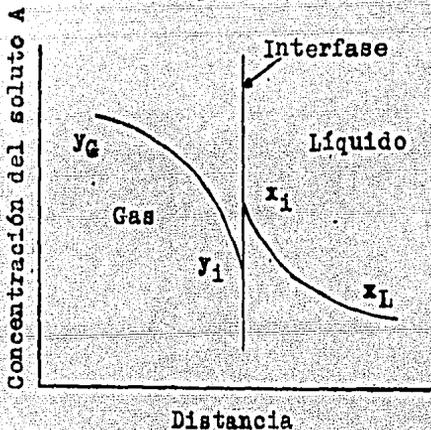
llas; ecuaciones típicas que representan el transporte interfacial son las siguientes:

$$N_A = k_y(y_1 - y_G) \quad (4)$$

$$N_A = k_x(x_L - x_1) \quad (5)$$

donde es necesario emplear las concentraciones en la interfase, - ver fig. 1, que son normalmente imposibles de medir por la dificultad de tomar muestras del fluido en ella.

Figura 1. Concepto de la doble resistencia



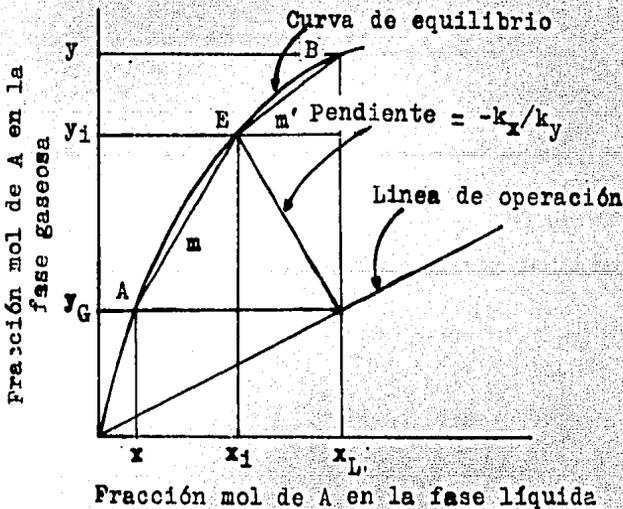
Para solucionar este problema Lewis y Whitman supusieron que las únicas resistencias a la difusión son las que de suyo presentan los fluidos, por consiguiente, no hay resistencia a la transferencia de soluto a través de la interfase que separa las fases y como resultado las concentraciones y_1 y x_1 son valores en el equilibrio, dados por la curva de distribución en el equilibrio del sistema. Las concentraciones y_G y x_L son concentraciones en el seno del gas y del líquido respectivamente que se determinan-

por muestreo y análisis.

Consideremos una operación de transferencia de masa en la situación que se muestra en la fig. 2, aceptando lo propuesto - por Lewis y Whitman obtendremos un efecto total de la transferencia de masa de las dos fases en función de un coeficiente global de transferencia de masa, K_y o K_x ,

$$N_A = K_y (y^* - y_G) = K_x (x_L - x^*) \quad (6)$$

Figura 2. Diferencias globales de concentración



A partir de la geometría de la figura, para la fase gaseosa:

$$y^* - y_G - (y^* - y_1) + (y_1 - y_G) = m'(x_L - x_1) + (y_1 - y_G) \quad (7)$$

en donde m' es la pendiente de la cuerda EB. Substituyendo en la ecuación anterior las diferencias de concentración por sus equivalentes (Flujo molar/coeficiente), dados por las ecuaciones (4),

(5) y (6), tenemos:

$$1/K_y = m'/k_x + 1/k_y \quad (8)$$

Un procedimiento análogo hacemos para la fase líquida y obtenemos:

$$1/K_x = 1/mk_y + 1/k_x \quad (9)$$

Las expresiones (8) y (9) muestran la relación entre los coeficientes de transferencia para cada fase y el coeficiente global como una suma de resistencias.

Si los coeficientes individuales k_x y k_y son aproximadamente iguales se observará la importancia de las pendientes de la curva de equilibrio, si m es muy grande, una pequeña porción del líquido proporciona una gran concentración del soluto en el gas, entonces el término $1/mk_y$ en la ecuación (9) se vuelve despreciable y lo anterior determina que la fase controlante es la fase líquida. La ecuación (9) se reduce a la siguiente expresión:

$$1/K_x \approx 1/k_x \quad (10)$$

o bien,

$$x_L - x^* \approx x_L - x_1 \quad (11)$$

en estos casos, ni un cambio considerable en el coeficiente de la fase gaseosa k_y afectará significativamente a K_x , por lo tanto, se deberá de tratar de disminuir la resistencia de la fase líquida. Caso contrario, cuando m' es muy pequeña, una mínima porción del gas proporciona una gran concentración del soluto en el líquido entonces en la ecuación (8) el término m'/k_x se vuelve poco importante y la resistencia a la transferencia de masa la controla la fase gaseosa, finalmente se tiene:

$$1/K_y \approx 1/k_y \quad (12)$$

$$y_1 - y_G \approx y^* - y_G \quad (13)$$

en estas condiciones, se tratará de modificar el coeficiente de la fase gaseosa para incrementar la rapidez de transferencia de masa.

Coefficientes globales.- Regularmente en los equipos de transferencia de masa las concentraciones de las fases en contacto varían considerablemente de un lugar a otro del equipo, en tonces se puede hablar de un coeficiente global promedio que se puede aplicar a todo el equipo. Estos coeficientes solo tienen un significado práctico, cuando $m = m' = \text{cte}$, es decir cuando la curva de distribución en el equilibrio es recta. Por lo general en la operación de destilación, la curva de equilibrio para cualquier sección de la columna experimenta en la pendiente el cambio suficiente para que no puedan utilizarse los coeficientes de transferencia de masa globales ni las alturas de las unidades de transferencia. Sin embargo, si solo se toma un intervalo de concentraciones de la curva de equilibrio, de tal manera que la línea sea básicamente recta, se pueda obtener este coeficiente a partir de los coeficientes para cada fase individual mediante las ecuaciones desarrolladas anteriormente. Es obvio que debe existir el mismo régimen hidrodinámico en todo el equipo.

1.2.- Equipo de Destilación.

La separación de los componentes de una solución, dependiendo de la distribución de éstos en la fase líquida y gaseosa, mediante la ebullición de dicha solución y recuperación de los vapores por condensación, se conoce como destilación.

El equipo empleado a nivel industrial para estas operaciones es de dos tipos: a) Equipo de contacto continuo y b) Equipo de contacto por etapas. Estamos interesados en el primer tipo de equipo por ser el seleccionado para llevar a cabo la destilación experimental.

Las columnas empacadas representan a una operación de contacto continuo, que se caracteriza por mantener la interfase líquido-gas en todo el equipo.

La columna empacada es un dispositivo simple en comparación con las columnas de platos, consiste en una estructura rígida cilíndrica colocada sobre una cimentación adecuada, que contiene un plato soporte para el material de empaque, un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación efectiva del empaque. La columna empacada funciona de modo característico con las fases a contracorriente, el líquido es distribuido sobre el empaque fluyendo en forma descendente sobre las piezas de éste, formando películas delgadas, mientras que el gas fluye en forma ascendente entre los espacios libres del empaque.

1.3.- Diseño y Operación de columnas empacadas.

Las columnas empacadas constituyen uno de los equipos más empleados en las operaciones de transferencia de masa por presentar una área de contacto grande. El equipo depende de muchos factores como son la eficiencia, grado de separación deseado, costos, etc., todos estos factores deben ser tomados en cuenta por el diseñador para la evaluación del equipo. En ocasiones la expa

riencia resulta ser la mejor arma con la que cuenta el diseñador pues se puede predecir el comportamiento del equipo de una manera cualitativa, con lo que resulta más sencilla la evaluación cuantitativa.

Los factores más importantes para una buena evaluación en el diseño de la columna son: los datos de equilibrio; la selección del empaque, que nos determina en cierta forma la eficiencia del sistema; el diámetro de la columna, que nos proporciona la capacidad de la misma; la altura de la columna; la caída de presión, la cual determina en ocasiones el factor económico de la columna; la distribución de las corrientes, el soporte del empaque, así como los distribuidores de líquido, son también factores que deben tomarse en consideración; finalmente la evaluación de los coeficientes de transferencia de masa, lo cual afecta la eficiencia de la columna,

La evaluación de los factores anteriores es generalmente experimental, por lo que el diseñador deberá tener cuidado al evaluarlas, de tal manera que nos permitan obtener correlaciones generalizadas para diferentes condiciones de operación.

Empaques.- Existe actualmente una gran variedad de empaques contruidos en acero, porcelana química, carbón y plásticos. Se darán a continuación algunos aspectos sobre las características a considerar en la elección del empaque para un servicio dado.

Resistencia química

Esfuerzo estructural admisible

Gran superficie de contacto por unidad de volumen

Propiedades que favorezcan la conducción de fluidos

Baja retención

Eficiencia

Baja caída de presión

Bajo costo

En el curso de las investigaciones en torres empacadas de destilación se ha encontrado que para este tipo de procesos los empaques más eficientes son los de tela de alambre como el tipo Stedman o McMahon. Heinlen y colaboradores (2), efectuaron estudios intensivos en columnas empacadas de 2, 4 y 5.75 pulgadas de diámetro, empacadas con empaque corrugado y McMahon; el empaque corrugado fué el que mostró mayor eficiencia en las columnas, además de tener baja caída de presión; también el empaque hecho de malla de latón da buenos resultados en destilación, (6).

Los empaques al azar son ampliamente usados en destilación, se ha observado que el arreglo del empaque dentro de la columna no es igual en el centro que en las paredes, lo que afectará la distribución del líquido. Para tratar de disminuir este efecto se recomienda que la velocidad del flujo del líquido aumente cuando se tenga alta relación diámetro de la columna/diámetro del empaque, (DT/DE) ; en columnas con relación DT/DE menores de 7 habrá tendencia del líquido a fluir hacia las paredes provocando canalizaciones que disminuyen el área de transferencia y por lo tanto la eficiencia.

La capacidad de conducción de los fluidos se incrementa en el siguiente orden: Anillos Raschig, Monturas Berl, Monturas Intalox, Anillos perforados, Anillos Pall y Anillos Hy-Pack; la ca

pacidad de conducción de cada tipo de empaque aumenta con el tamaño nominal del mismo; el factor de empaque cf es precisamente una medida de la capacidad de conducción, si disminuye este factor aumenta la conducción del fluido.

La eficiencia para la transferencia de masa se incrementa en el siguiente orden: Anillos Raschig, Monturas Berl, Monturas-Intalox, Anillos Pall y Anillos Hy-Pack; la eficiencia de cada tipo de empaque aumenta al disminuir el tamaño nominal del mismo, a escala industrial no se logran incrementos substanciales en la eficiencia usando empaques menores de $3/4$ ". Para evitar "el efecto de pared" o canalizaciones, que disminuyen sensiblemente la eficiencia y las relaciones de caída de presión e inundación, deberá tener cuidado que la relación DT/DE sea mayor de 7 y menor de 30.

Caída de Presión.- La caída de presión es un factor económico válido sólo si una substancial parte del costo es asignada al ventilador o compresor en el proceso. La caída de presión máxima permisible será aquella en la que las condiciones de flujo para un empaque dado sean estables. En la mayoría de los empaques al azar, la caída de presión que sufre el gas es modificada por el flujo del gas y del líquido en forma similar a la que se muestra en la fig. 3.

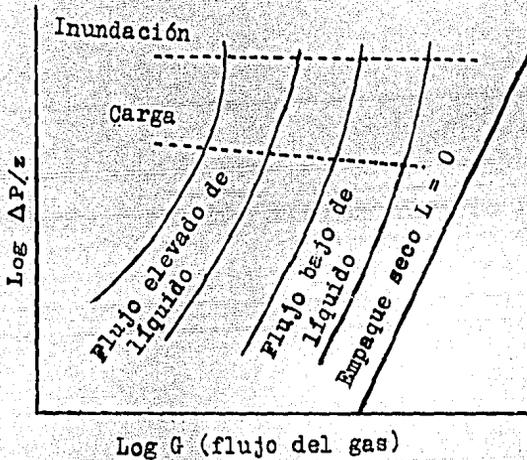
A una velocidad fija del gas, la caída de presión aumenta proporcionalmente al aumentar el flujo del líquido y tendrá una pendiente constante hasta un punto denominado punto de carga, que en realidad es una zona de carga que puede apreciarse por un liga

ro aumento de la retención del líquido en el empaque, las caídas de presión son aún comparativamente bajas y el empaque se encuentra bien mojado; las torres diseñadas para operar en la zona de carga permitirán una sobrecapacidad importante llegada la necesidad de utilizarla. Cuando se pasa de la región de carga, la observación mostrará una mayor cantidad del líquido secuestrado, el líquido habrá así llenado todo el lecho y el gas burbujeará a través de él, esta condición se llama "inundación visual". Para un gasto mayor al correspondiente a la inundación visual tiene lugar un segundo cambio en la pendiente de la curva, ver fig. 3, a esta región se le denomina zona de inundación, donde la caída de presión se eleva con rapidez, conforme se produce la inversión de fases, esto es un cambio de gas disperso-líquido continuo a líquido disperso-gas continuo. La operación de la columna en esta región no es conveniente por las siguientes razones: a) es difícil controlar la estabilidad de la operación; b) las caídas de presión son demasiado altas para ser prácticas; c) habrá arrastre considerable del líquido por el gas.

Para destilaciones a reflujo total efectuadas en columnas empacadas, se identifican regiones de carga e inundación por sus efectos sobre la eficiencia en la transferencia de masa como se muestra en la figura 4. El flujo del gas y del líquido aumentan juntos y se llega a un punto en que el líquido se acumula con rapidez (punto A) y disminuye la superficie efectiva para la transferencia de masa, iniciándose la inundación, (8).

Puesto que la inundación, o la inversión de fases represen-

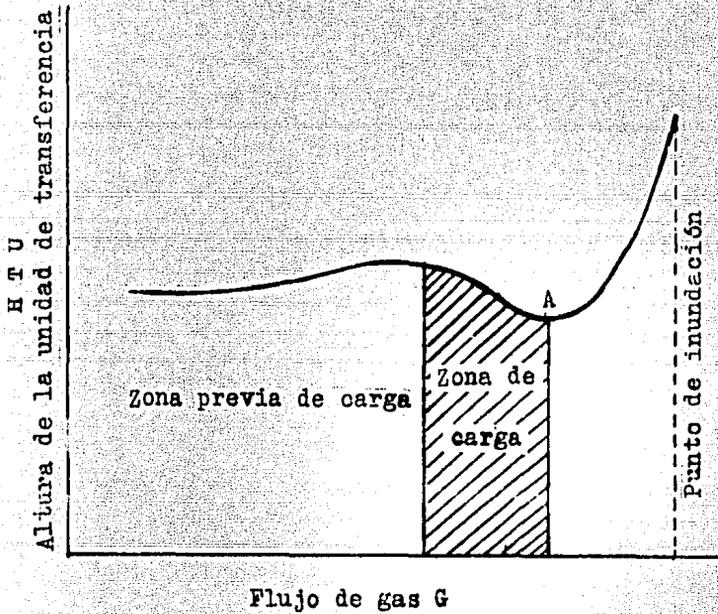
Figura 3. Caída de presión del gas para flujo a contracorriente en empaques al azar.



ta normalmente la condición de capacidad máxima para una columna empacada, es conveniente predecir su valor para nuevos diseños. - La primera correlación generalizada la obtuvieron Sherwood, Shibley y Holloway (Ind. Eng. Chem., 30, 1938). Otros trabajos hechos con aire y diversos líquidos distintos de agua condujeron a modificaciones de la correlación de Sherwood, primeramente por Leva y después por Eckert. La modificación mas reciente se muestra en la figura 5, y es presentada por Eckert.

Otro factor importante es a_v , definido como cantidad de superficie activa por unidad de volumen empacado; como el grado de mojado varía de punto a punto dentro de la columna, a_v es un valor promedio no proporcional a la superficie específica total del empaque seco, a , esta falta de proporcionalidad se debe a las si-

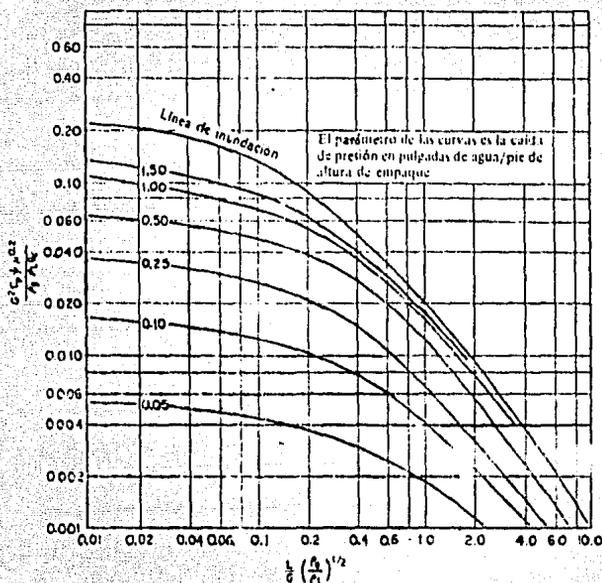
Figura 4. Características de eficiencia de columnas-empacadas en una destilación a reflujo total.



Siguientes causas: a) desigualdad en la distribución del líquido sobre la sección transversal de la columna; b) incapacidad del líquido para mojar cada una de las piezas del empaque; c) superficie inactiva en puntos de contacto en los cuales el líquido permanece estancado y ha sido saturado con soluto.

Altura del lecho empacado.- Para obtener una determinada separación es necesario una determinada altura de lecho empacado de la columna. La solución a este problema puede ser por dos vías, una utilizando el concepto de etapa de equilibrio y la otra basada en las velocidades del proceso difusional; cualquiera de las dos vías implica el conocimiento de las condiciones de equi-

Figura 5. Correlación generalizada de inundación y caída de presión [Eckert, Chem. Eng. Prog., 66 (3), 39 (1970)].



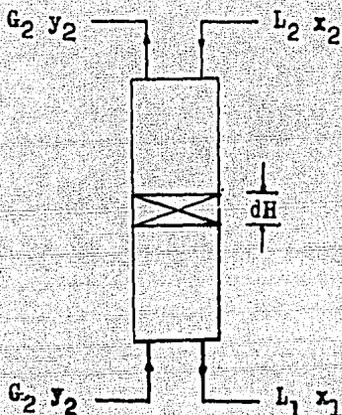
librio del sistema líquido-gas involucrado.

1.4.- Determinación de los coeficientes de transferencia a partir de las condiciones experimentales.

Las ecuaciones de diseño para la destilación estarán relacionadas con las velocidades de los procesos difusionales definidos en secciones anteriores.

Consideremos la columna empacada que se aprecia esquemáticamente en la fig. 6, para las operaciones en estado estable, un balance en la sección diferencial de la columna nos proporciona la siguiente ecuación:

Figura 6. Columna empacada.



$$dG = dL \quad (14)$$

un balance del componente que se quiere separar para la misma -
sección,

$$d(Gy) = d(Lx) \quad (15)$$

esta ecuación nos relaciona las composiciones en conjunto de las
dos fases en contacto en cualquier punto a lo largo de la columna.
Suponiendo G y L constantes en base molar de acuerdo al princi -
pio de flujo equimolar y vaporización, la ecuación anterior la
podemos expresar de la siguiente manera:

$$Gdy = Ldx \quad (16)$$

Si se cumple la contradifusión equimolar obtendremos las siguien -
tes expresiones:

$$Gdy = K_y(y^* - y_0)dA \quad (17)$$

$$Ldx = K_x(x_L - x^*)dA \quad (18)$$

en donde dA es la diferencial del área de transferencia interfa-

cial asociada con la sección transversal de la columna que se puede expresar como:

$$dA = a_v dH \quad (19)$$

El término a_v de la ecuación anterior es el área interfacial por unidad de volumen empacado y es función de una combinación de las características del empaque y del líquido retenido, por lo que depende también de los flujos de la fase líquida y gaseosa. El área interfacial para columnas empacadas es difícil de obtener y generalmente se le combina con el coeficiente global de transferencia de masa para obtener un coeficiente volumétrico. Substituyendo la ecuación (19) en la (17) y (18) tenemos:

$$G dy = K_y a_v (y^* - y_G) dH \quad (20)$$

$$L dx = K_x a_v (x_L - x^*) dH \quad (21)$$

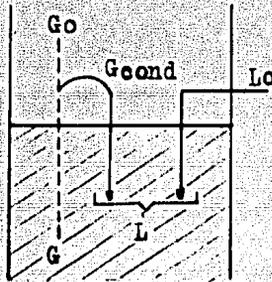
estas dos últimas expresiones se emplean para obtener la altura del lecho empacado integrando sobre el cambio total de concentración en las corrientes de la torre y también se emplearán para determinar los coeficientes volumétricos globales.

$$K_y a_v = \frac{G}{H} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y_G} \quad (22)$$

$$K_x a_v = \frac{L}{H} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x_L - x^*} \quad (23)$$

Para la evaluación de la integrales o número de unidades de transferencia de las ecuaciones anteriores, se procederá en forma gráfica. Para ello, es necesario conocer las concentraciones y^* y x^* las cuales obtendremos de la curva de equilibrio y y las concentraciones promedio en ambas fases y_G y x_L , que determinarán la curva de operación.

Figura 7. Flujo a través de la parte superior del empaque, cuando el reflujo es un líquido subenfriado.



La destilación experimental se llevó a reflujo total, entonces el balance de materia se reduce a la siguiente expresión:

$$L_o = G_o \quad (24)$$

un balance para el componente más volátil:

$$L_o x_L = G_o y_G \quad (25)$$

donde G_o y L_o son el vapor y el reflujo externo. En nuestro caso experimental el reflujo externo es un líquido subenfriado, ver figura 7. La cantidad de vapor G_o que asciende por la parte superior de la columna será menor que para el resto de la sección empacada, ya que para calentar el reflujo hasta la temperatura de ebullición se tiene que condensar algo de vapor que pasa a formar parte de L , el flujo del líquido en la sección empacada; el balance de materia es el siguiente:

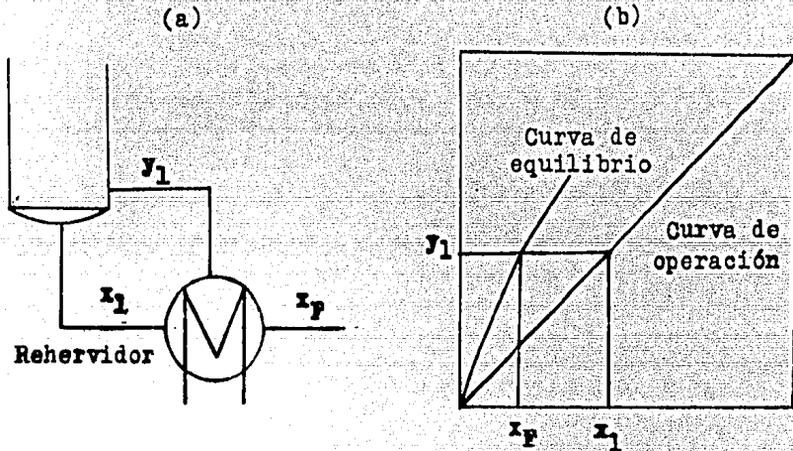
$$L = L_o + G_{cond} \quad (26)$$

El calor necesario para calentar el reflujo será proporcionado por el vapor que se condensa:

$$Q = L_o c_p M_{pr} (T_{ob} - T_R) \quad (27)$$

entonces el flujo de vapor condensado se expresará de la siguiente

Figura 8. Sección inferior de la columna



te forma:

$$G_{\text{cond}} = L_0 C_p M_{\text{pr}} (T_{\text{eb}} - T_R) / (\lambda M)_{\text{pr}} \quad (28)$$

El término $(\lambda M)_{\text{pr}}$ de la ecuación anterior es el promedio ponderado de los calores latentes molares. En el caso del etanol y del agua los calores latentes son casi iguales, de modo que no es necesario promediar.

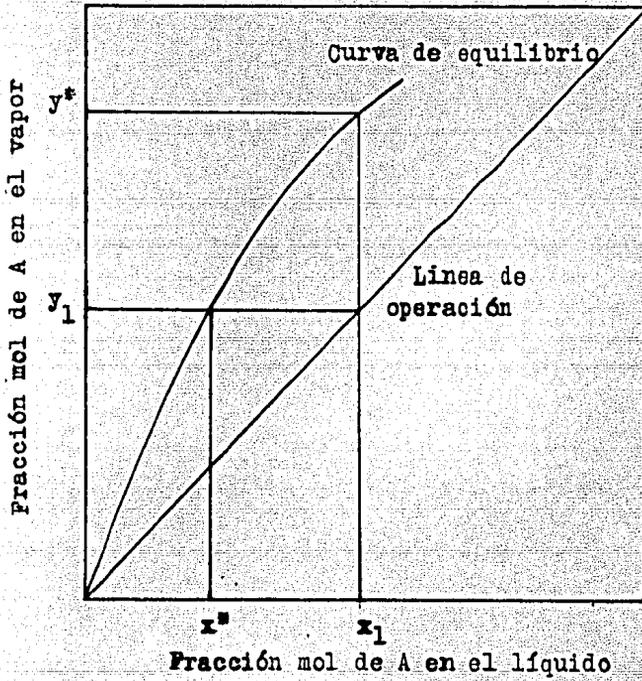
Substituyendo la ecuación anterior en la ecuación número (26) queda:

$$L = L_0 + L_0 C_p M_{\text{pr}} (T_{\text{eb}} - T_R) / (\lambda M)_{\text{pr}} = G \quad (29)$$

El muestreo de las concentraciones en la parte inferior de la columna nos proporciona x_P , ver figura 8a, las concentraciones x_1 y y_1 las obtendremos gráficamente, ver figura 8b.

Una vez que se tiene la curva de equilibrio, se graficará - en el mismo sistema de ejes coordenados que la línea de operación y se procederá a determinar en forma gráfica y^* y x^* , ver fig. 9.

Figura 9. Concentraciones en el equilibrio con la concentración principal de la otra fase.



2. DESCRIPCION DEL EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

2.1.- Equipo.

El equipo se encuentra localizado en la nave 1000 del Laboratorio Experimental Multidisciplinario (LEM).

Listado de partes principales del equipo .

Columna.- El trabajo experimental se realizó en una columna empacada atmosférica con las siguientes características:

Material: Acero al carbón cédula 40

Diámetro exterior: 0.0825 m

Diámetro interior: 0.0760 m

Altura total de la columna: 2.75 m

Altura total del lecho empacado: 1.33 m

Altura del lecho de la sección de enriquecimiento: 0.63 m

Altura del lecho de la sección de agotamiento: 0.70 m

Empaque: Silleteras Intalox de 0.619 m (3/4") en cerámica

Soporte: Tipo placas perforadas

Distribuidores: Alimentación, tipo tubo perforado

Reflujo, tipo regadera

Servicio: Destilación de mezcla etanol-agua

(en las fig. 10, 11, 12 y 13 se muestra esquemáticamente esta columna, así como los detalles del soporte y los distribuidores).

Figura 11. Dimensiones de la parte inferior de la columna, rehervidor y localización de boquillas.

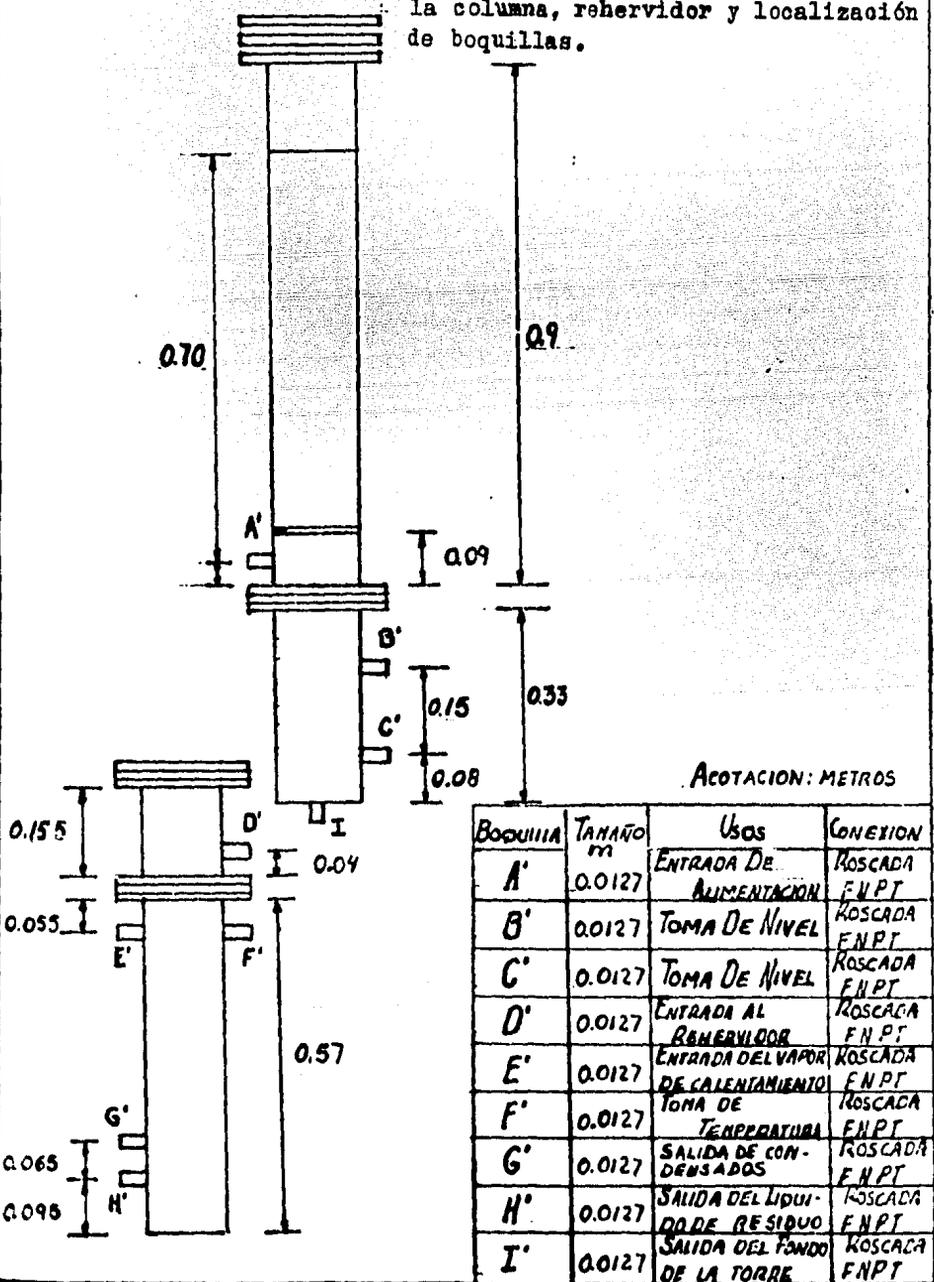
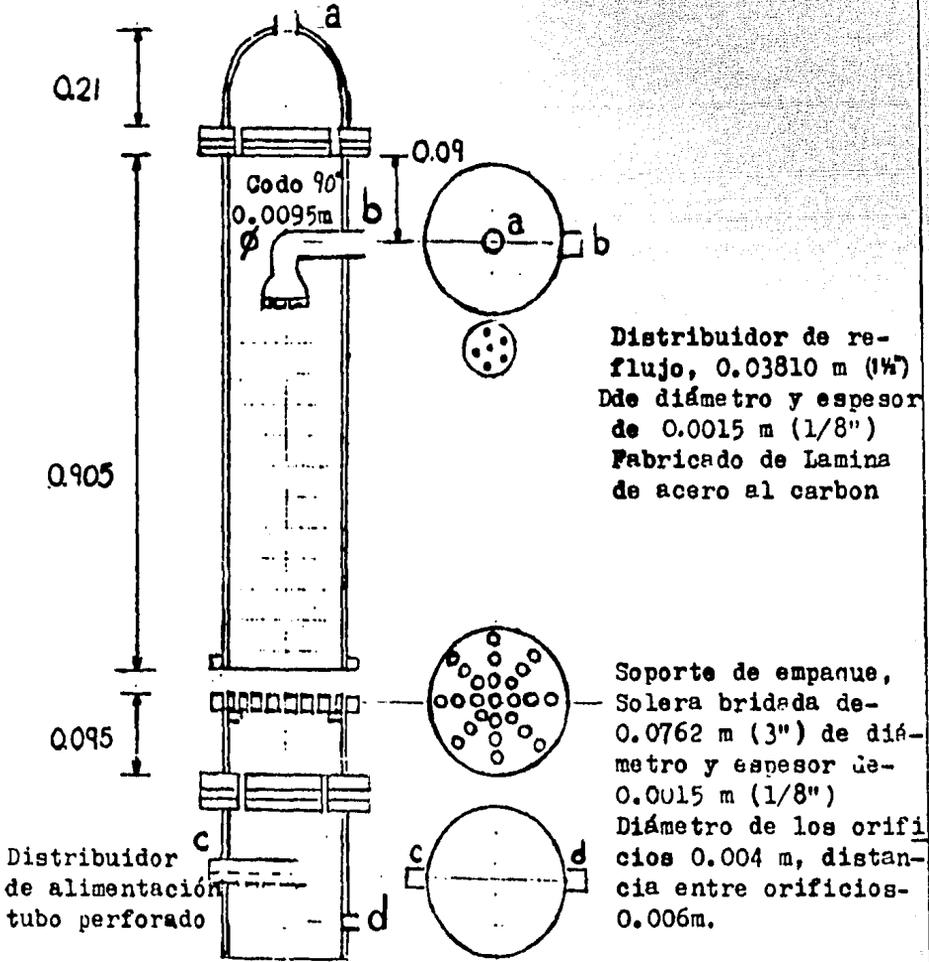


Figura 12. Corte longitudinal y vista en planta de la columna, sección superior.

Corte longitudinal Vista en planta



Distribuidor de reflujo, 0.03810 m (1 1/2")
 De diámetro y espesor de 0.0015 m (1/8")
 Fabricado de Lamina de acero al carbon

Soporte de empuje, Solera bridada de 0.0762 m (3") de diámetro y espesor de 0.0015 m (1/8")
 Diámetro de los orificios 0.004 m, distancia entre orificios 0.006m.

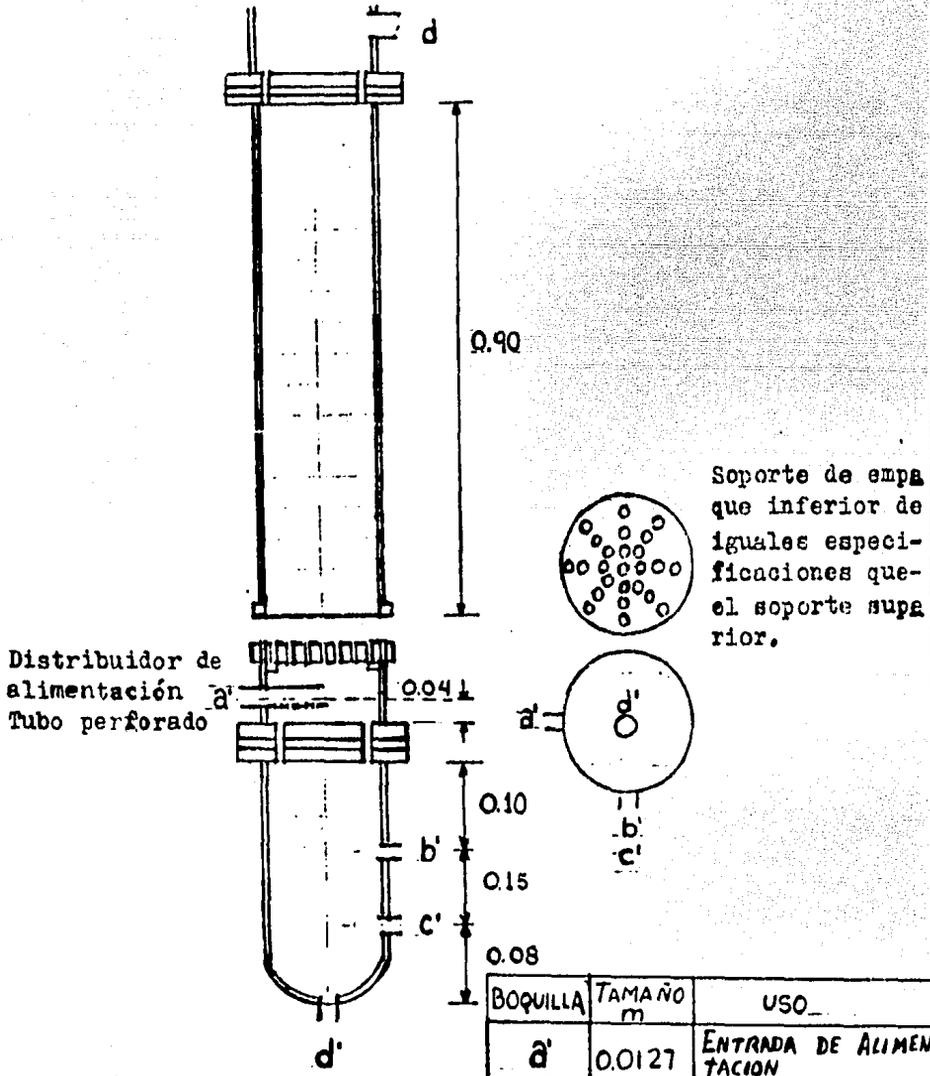
Distribuidor de alimentación tubo perforado

BOQUILLA	TAMAÑO m	Uso
a	0.0127	SALIDA DEL VAPOR
b	0.0127	ENTRADA DE REFLUJO
c	0.0127	ENTRADA DE ALIMENTACION
d	0.0127	TOMA DE MUESTRA

ACOTACION: METROS

Figura 13. Corte longitudinal y vista en planta de la columna, sección inferior.

corte Longitudinal Vista en planta



BOQUILLA	TAMAÑO m	USO
a'	0.0127	ENTRADA DE ALIMENTACION
b'	0.0127	NIVEL
c'	0.0127	NIVEL
d'	0.0127	SALIDA DE LIQUIDO DE FONDOS

ACOTACION: METROS

Bombas .-

Bomba de Alimentación

Tipo: Centrífuga

Succión:

Descarga: 0.0127 m

Potencia: 1/4 HP

Bomba de Reflujo

Tipo: Desplazamiento positivo de engrane de neopreno

Succión: 0.00635m

Descarga: 0.00635 m

Gasto: 2 lt/min

Carga: 3 mt

Rotámetros.-

Alimentación

Tipo: Gilmont No. 5

Escala: 0-100%

Flujo: 0-1.1 Lt/min de agua

Reflujo

Tipo: Fisher

Escala: 0-100 %

Flujo: 5 -1.2 lt/min

El rotámetro esta calibrado para soluciones de baja concentración de etanol -agua (aprox. 25% en peso de etanol)

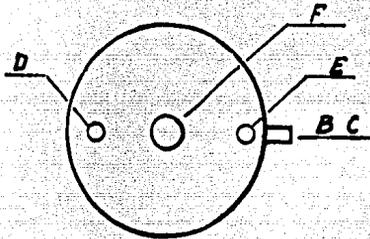
Agua de enfriamiento

Tipo: Fisher

Escala: lt/min

Flujo: 0 - 21 lt/min de agua

Figura 14. Dimensiones y localización de boquillas del tanque de alimentación



TANQUE DE ALIMENTACION

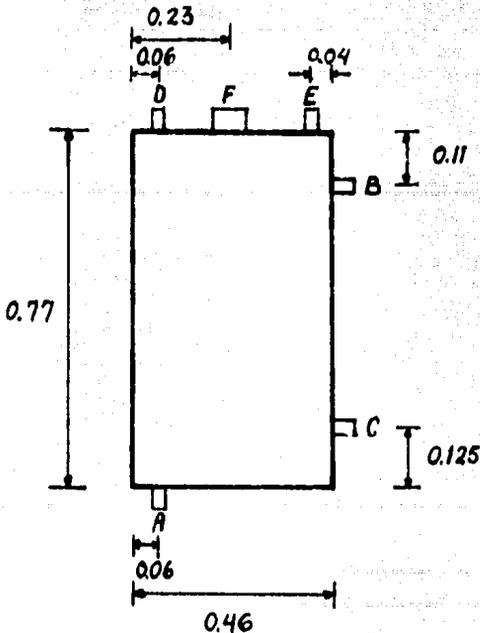
T - 1

DIAMETRO: 0.46 m

ALTURA: 0.77 m

CAPACIDAD: 128 lt

Fabricado en lámina de acero al carbón No 18 3/16" (0.0047 m), fondo plano.



Boquilla	Tamaño m	Uso
A	0.0127	SALIDA DE ALIMENTACION
B	0.0127	TOMA DE NIVEL
C	0.0127	TOMA DE NIVEL
D	0.0127	RETORNO DE DESTILADO
E	0.0127	RETORNO DE ALIMENTACION
F	0.0635	CARGA DE ALIMENTACION

ACOTACION: METROS

Figura 15. Dimensiones y localización de boquillas del tanque de condensados y del tanque de almacenamiento.

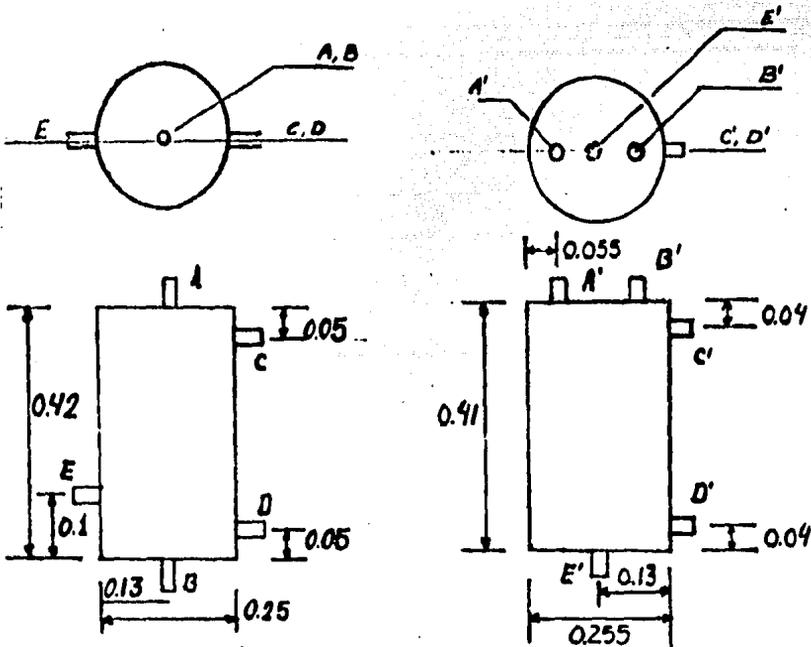
TANQUE DE CONDENSADOS
T - 2

DIAMETRO: 0.25 m
ALTURA: 0.42 m
CAPACIDAD: 21 lt

TANQUE DE ALMACENAMIENTO
T - 3

DIAMETRO: 0.255 m
ALTURA: 0.41 m
CAPACIDAD: 21.1 lt

Fabricados en lamina de acero al carbón No 18, 3/16" - (0.0047m), fondo plano.



BOQUILLA	TAMAÑO (mm)	USO
A	0.0127	ENTRADA DEL DEST. COND.
B	0.0127	SALIDA DE CONDENSADO
C	0.0127	TOMA DE NIVEL
D	0.0127	TOMA DE NIVEL
E	0.0127	BAY PASS

BOQUILLA	TAMAÑO (mm)	USO
A'	0.0127	ENTRADA DE LA SOLUCION DESTILADO
B'	0.0127	CONEXION PARA VALVULA
C'	0.0127	TOMA DE NIVEL
D'	0.0127	TOMA DE NIVEL
E'	0.0127	SALIDA DE LA SOLUCION ALMACENADA.

Figura. 16. Dimensiones y localización de Boquillas del tanque de Fondos o Residuos atmosférico.

TANQUE DE RESIDUOS ATMOS-
PERICO

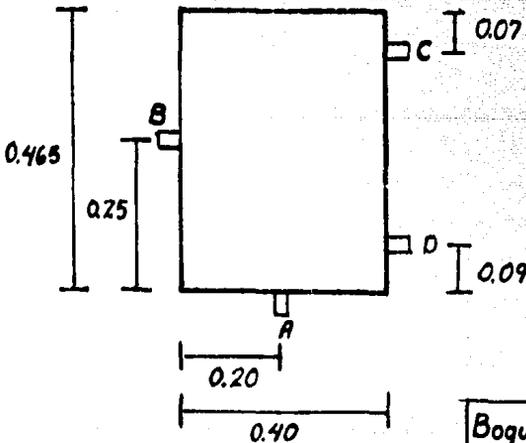
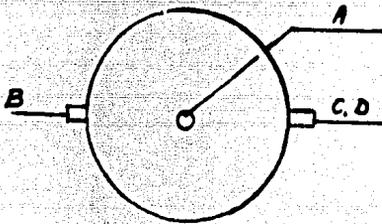
T - 4

DIAMETRO: 0.40 m

ALTURA: 0.465 m

CAPACIDAD: 58.5 lt

Fabricado en lamina
de acero al carbón -
No 18, 3/16" (0.0047m)
fondo plano.



Boquilla	Tamaño m	Uso
A	0.0127	SALIDA DE RESIDUO
B	0.0127	ENTRADA DE RESIDUO
C	0.0127	TOMA DE NIVEL
D	0.0127	TOMA DE NIVEL

Intercambiadores de calor.-

Condensador.(clave diagrama de flujo, EA-3)

Material: Acero al carbón cédula 40

Tipo: Serpentin

Número de vueltas: 14

Diámetro del tubo del serpentín: 0.0127 m (1/2")

Diámetro del tubo exterior: 0.0762 m (3")

Longitud del condensador: 0.84 m

Fluido de enfriamiento: Agua

Rehervidor.(clave diagrama de flujo, EA-1)

Material: Acero al carbón cédula 40

Tipo: Serpentin

Número de vueltas: 10

Diámetro del tubo interior: 0.0127 m (1/2")

Diámetro del tubo exterior: 0.0762 m (3")

Fluido de enfriamiento: Agua

Longitud del rehervidor: 0.57 m

Precalentador de alimentación: (clave diagrama de flujo EA-2).

Material: Acero al carbón

Tipo: Doble tubo

Diámetro del tubo interior: 0.00635 m (1/4")

Diámetro del tubo exterior: 0.01905 m (3/4")

Longitud: 1.06 m

Fluido de enfriamiento: Agua

Condensador atmosférico. (clave del diagrama de flujo-EA-4).

Material: Acero al carbón cédula

Tipo: Doble tubo

Diámetro del tubo interior: 0.031m (1¹/₄")

Diámetro del tubo exterior: 0.063 m (2¹/₂")

Longitud: 0.45 m

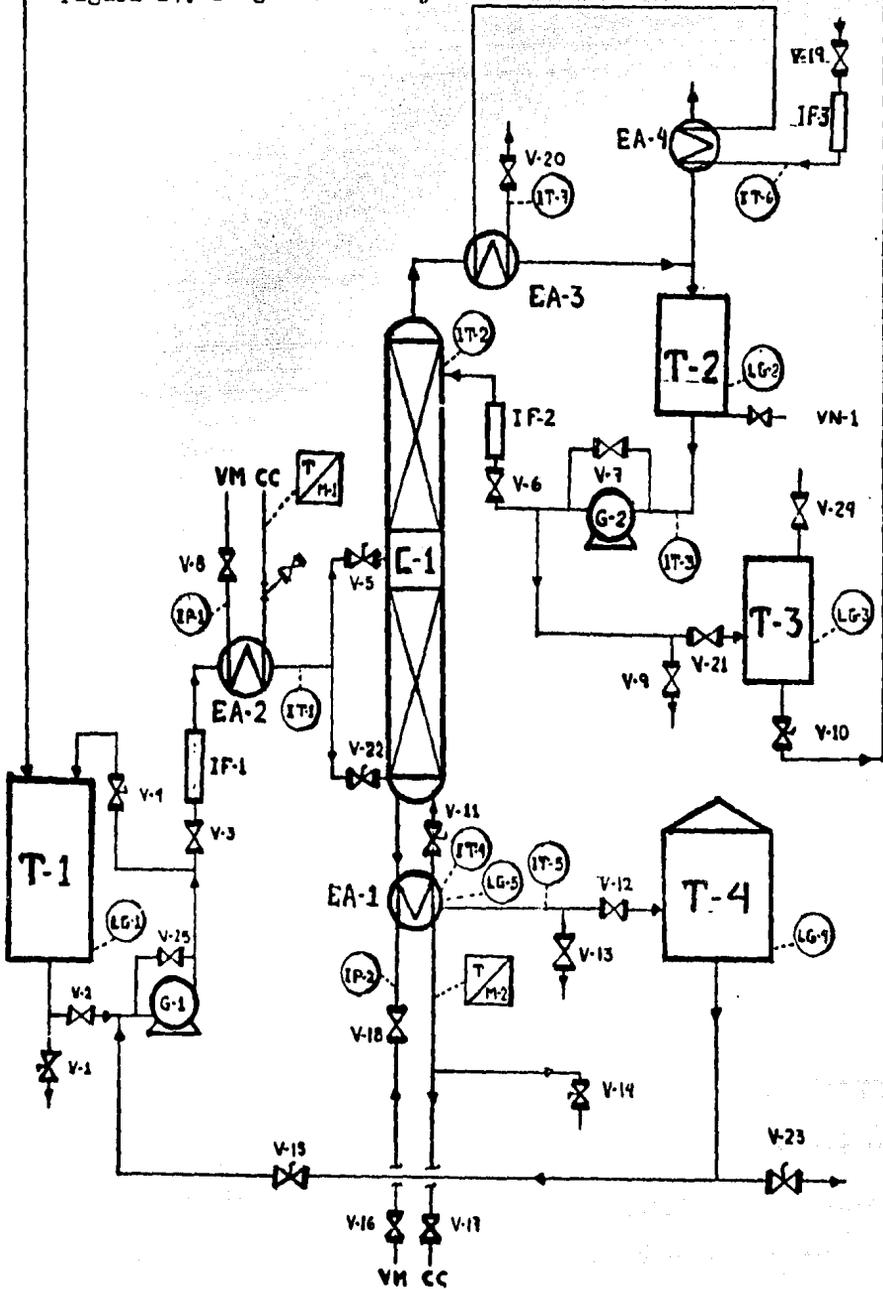
Fluido de enfriamiento: agua

(Las figuras esquemáticas y detalles de estos intercambiadores no se muestran porque no se obtuvo la información suficiente).

2.2.- Diagrama de flujo

El diagrama de flujo del proceso se muestra en la figura-17.

Figura 17. Diagrama de flujo.



T-1	Tanque de alimentación
T-2	Tanque de condensados
T-3	Tanque de almacenamiento
T-4	Tanque de residuos atmosférico
G-1	Bomba centrífuga de alimentación
G-2	Bomba de desplazamiento positivo de reflujo
C-1	Columna de destilación empacada
EA-1	Rehervidor
EA-2	Precalentador de Alimentación
EA-3	Condensador
EA-4	Condensador atmosférico
IP-1	Indicador de presión de 0 - 2 kg/cm ²
IP-2	Indicador de presión de 0 - 4 kg/cm ²
IF-1	Rotámetro de alimentación
IF-2	Rotámetro Reflujo
IF-3	Rotámetro agua de enfriamiento
IT-1	Termómetro alimentación de 0-150°C
IT-2	Termómetro domo de 0-150°C
IT-3	Termómetro Reflujo de 0-100°C
IT-4	Termómetro Rehervidor de 0-150°C
IT-5	Termómetro Residuo o fondos de 0-200°C
IT-6	Termómetro retorno de agua de enfriamiento 0-100°C
IT-7	Termómetro agua de enfriamiento de 0-150°C
LG-1	Vidrio de nivel
LG-2	Vidrio de nivel
LG-3	Vidrio de nivel
LG-4	Vidrio de nivel
LG-5	Vidrio de nivel
V-1	Válvula de paso
V-2	Válvula de globo
V-3	Válvula de globo

V-4 Válvula de paso
V-5 Válvula de paso
V-6 Válvula de globo
V-7 Válvula de globo
V-8 Válvula de globo
V-9 Válvula de globo
V-10 Válvula de paso
V-11 Válvula de paso
V-12 Válvula de globo
V-13 Válvula de globo
V-14 Válvula de paso
V-15 Válvula de paso
V-16 Válvula de globo
V-17 Válvula de globo
V-18 Válvula de globo
V-19 Válvula de globo
V-20 Válvula de globo
V-21 Válvula de globo
V-22 Válvula de paso
V-23 Válvula de paso
V-24 Válvula de globo
VN-1 Válvula de nivel
T/M-1 Trampa de vapor
T/M-2 Trampa de vapor
V-25 Válvula de globo
V-26 Válvula de globo

2.3.- Técnica Experimental.

Se trabajó experimentalmente con soluciones de alimentación de baja concentración, 20-23 % en volumen de etanol, con la finalidad de que la pendiente de la curva de equilibrio no tuviera cambios considerables que impidiera utilizar el coeficiente global volumétrico.

La curva de equilibrio correspondiente al sistema etanol agua se determinó experimentalmente, ya que el sistema no presenta comportamiento de mezclas ideales imposibilitando el uso de la Ley de Raoult, por lo que se decidió determinar la curva de equilibrio a la presión de operación para obtener datos reales y confiables para la determinación de los coeficientes de transferencia de masa.

2.3.1.- Calibración de Rotámetros.

El rotámetro que mide el gasto de la solución de alimentación ya está calibrado, (ver anexo No 2); respecto al rotámetro de agua de enfriamiento, éste determina los gastos directamente ya que su escala esta dada en litros/min; por último el rotámetro que mide el gasto del líquido reflujo fue calibrado de la siguiente manera: se fijó un gasto del líquido manteniendo la posición del rotámetro, se recibe el líquido a la salida de éste en una probeta midiendo el tiempo para un cierto volumen, se repitió la operación varias veces para cada punto de su escala, expresada en porcentaje, obteniéndose una serie de gastos expresados en ml/min con sus correspondientes posiciones. Los datos se ajustaron me

dante el método de mínimos cuadrados a la mejor recta que los representara, (ver anexo No 3).

2.3.2.- Análisis Cuantitativo.

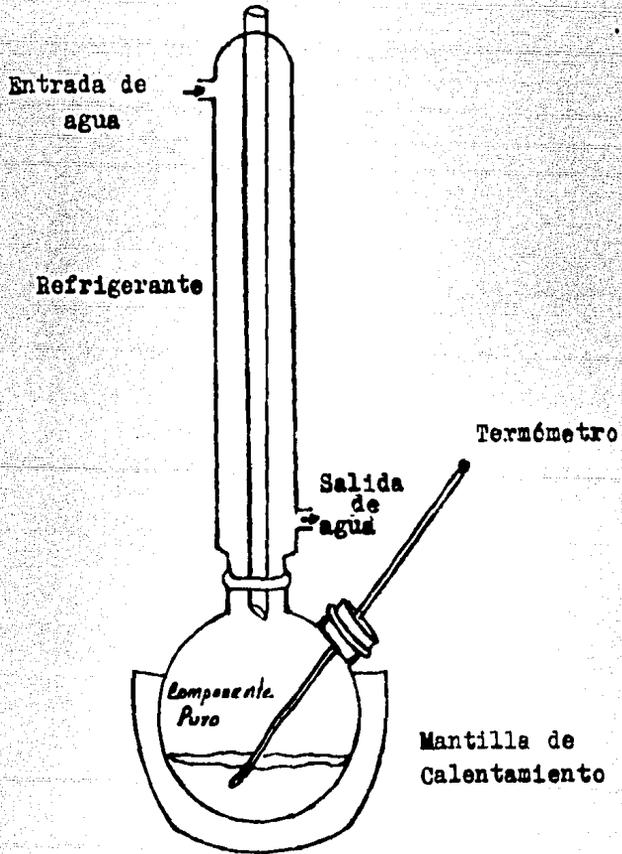
El análisis de las muestras del líquido alimentado, del reflujo y del residuo se obtuvieron en un refractómetro de Abbe. Para poder utilizar este aparato y determinar las concentraciones de las muestras se procedió a trazar una curva de calibración de la siguiente manera: se prepararon soluciones de etanol en agua en composiciones conocidas desde el 10 hasta el 90 % en volumen, se midió el índice de refracción de cada mezcla y de los componentes puros, alcohol del 96 % y agua pura, posteriormente se graficó el porcentaje en volumen contra el índice de refracción; lo anterior se repitió varias veces con la finalidad de obtener la mejor curva que determinará las composiciones de los flujos de operación, posteriormente se hicieron las conversiones a fracción mol, (ver anexo No 4).

2.3.3.- Curva de Equilibrio Etanol-agua.

La determinación experimental de la curva de equilibrio se realizó en el Laboratorio de Fisicoquímica de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán.

Como se mencionó anteriormente, la curva estará especificada a la presión atmosférica que es la presión de operación del equipo, utilizando para ello el dispositivo que se muestra en la figura 18, implementado en el laboratorio. Se trazó tam -

Figura 18. Dispositivo para determinar el punto de ebullición de los componentes puros.



bién una curva de calibración para determinar las concentraciones de las mezclas de equilibrio, graficando por ciento en volumen contra índice de refracción de igual manera como se determinó la curva de calibración anterior, los componentes fueron alcohol etílico al 96% y agua destilada. Posteriormente se hicieron las conversiones correspondientes para cambiar las concentraciones a fracción mol, (ver Anexo No 5).

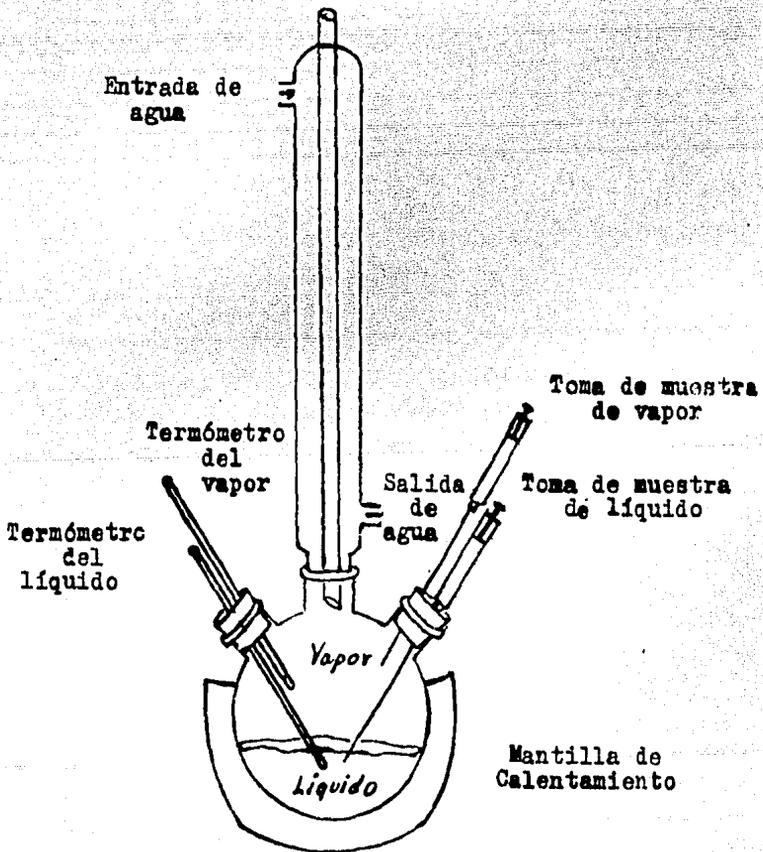
El procedimiento para obtener la curva de equilibrio fue el siguiente:

a) Se determinaron los puntos de ebullición de los componentes puros en el sistema que se muestra en la figura 19, tomando la precaución de cubrir el matraz con fibra de vidrio para mantener la temperatura constante.

b) Se prepara una mezcla de bajo contenido de alcohol (5% en volumen) y se coloca en un matraz de 3 bocas, instalando el sistema que se muestra en la figura 16, haciendo las siguientes observaciones: usar perlas de ebullición, cubrir perfectamente el matraz con fibra de vidrio, colocar los termómetros que indican la temperatura del vapor y del líquido como se muestra en la figura, observar que las jeringas para la toma de muestras del líquido y del vapor estén en la posición correcta.

c) Una vez montado todo el sistema, la mezcla se calienta y se deja que alcance el equilibrio (aproximadamente 25 min), esto sucede cuando la temperatura del vapor y del líquido se igualan y ésta será la tem-

Figura 19. Dispositivo para determinar las concentraciones (x , y) al equilibrio del sistema etanol-agua.



peratura de ebullición de la mezcla.

d) Ya establecido el equilibrio se extraen muestras a diferentes tiempos del líquido y del vapor.

e) Las muestras se llevan al refractómetro y se obtiene el índice de refracción para cada una de ellas. Las diferencias en el índice de refracción para las muestras en ambas fases no debe ser mayor del 0.05%.

f) El procedimiento anterior se repite agregando una cantidad conocida mayor de alcohol a la mezcla original.

La curva de equilibrio solo se determinó en el intervalo de composiciones de cero a 0.136 fracción mol del componente más volátil de la fase líquida, el cual es el intervalo de concentraciones seleccionado para la investigación.

2.5.4.- Operación de la columna.

La columna se opera a reflujo total y en estado estacionario, se considera una operación adiabática ya que las pérdidas de calor no fueron significativas debido al aislamiento térmico de la torre.

Se alimentó la columna con solución de etanol-agua caliente, con la finalidad de evitar el choque térmico entre la solución y el empaque; el reflujo entra a la columna como líquido subenfriado. A continuación se expone la secuencia de pasos para operar la columna:

I.- Verificar que la columna no contenga líquido, descargando éste, si lo hay, al tanque T-4 abriendo la válvula V-12 y cerrando V-11 y V-13; después retornar -

este residuo al tanque T-1 abriendo las válvulas V-15 y V-4, cerrando V-1, V-2, V-3 y encendiendo la bomba G-1; si no interesa el líquido residual descargarlo - al drenaje abriendo la válvula V-23.

II.- Verificar que el tanque de condensados T-2 tampoco contenga líquido, si contiene, desalojarlo al tanque T-1 cerrando las válvulas V-7, V-6, V-9, abriendo V-21, V-10, V-24 y encendiendo la bomba G-2

Ya que el líquido residual y el destilado estén en el tanque T-1 se pueden utilizar como alimentación.

III.- Para alimentar con una nueva solución, se llenará el tanque T-1 por la parte superior, con una mezcla de etanol-agua de baja concentración, manteniendo cerradas V-1 y V-2.

IV.- Tomar una muestra de la solución de alimentación por la válvula V-1 en un tubo de ensayo y taparlo.

V.- Abrir las válvulas V-16, V-17, V-18, V-14 y V-8 de entrada de vapor y salida de condensados, purgar las líneas; mantenerlas abiertas hasta que se especifique lo contrario.

VI.- Abrir las válvulas V-19 y V-20 de entrada y retorno de agua de enfriamiento, manteniéndolas abiertas hasta que termine la operación.

VII.- Mantener cerradas las siguientes válvulas: V-1, V-4, V-6, V-7, V-9, V-10, V-12, V-13, V-15, V-21, V-22 y V-23.

VIII.- Ajustar la presión del manómetro IP-1 entre 0.8 y 1.0 Kg/cm² con la válvula V-8 para precalentar la alimentación.

IX.- Alimentar la solución a la columna encendiendo la bomba G-1 y abriendo las válvulas V-2, V-3, V-5 y V-11.

X.- Ajustar el manómetro IP-2 a una presión mayor de 0.8 Kg/cm^2 mediante la válvula V-18.

XI.- Observar en el vidrio de nivel LG-5 que el líquido alimentado llene el rehervidor.

XII.- Apagar la bomba G-1 y cerrar las válvulas V-5 y V-8.

XIII.- Esperar a que la solución del rehervidor se evapore observando por el vidrio de nivel LG-5.

XIV.- Repetir los pasos VIII, IX, X, XI, XII y XIII hasta que se observe el nivel deseado por el vidrio LG-2 del tanque T-2; verificar que VN-1 esté cerrada.

XV.- Para empezar a operar a reflujo total verificar que las válvulas V-8 y V-5 estén cerradas, la bomba G-1 esté apagada y que haya líquido en el rehervidor observando por LG-5.

XVI.- Ajustar la presión del manómetro IP-2 a la presión de trabajo deseada.

XVII.- Abrir las válvulas V-6 y V-7, encender la bomba G-2.

XVIII.- Regular el gasto del líquido reflujo con las válvulas V-6 y V-7, observando por el vidrio LG-2 que el nivel permanezca constante.

XIX.- Regular el agua de enfriamiento con la válvula V-19 en función del vapor de calentamiento del rehervidor.

XX.- Esperar a que la operación se estabilice térmicamente (aproximadamente 35 min).

XXI.- Anotar las condiciones de operación: tempera

tura en el rehervidor (IT-4), temperatura en el domo de la columna (IT-2), temperatura del reflujo (IT-3), gasto del reflujo (IP-2), temperatura de agua de enfriamiento (IT-6) temperatura de retorno de agua de enfriamiento (IT-7), - temperatura del líquido residual o de fondo (IT-5).

XXII.- Tomar muestras a diferentes tiempos (por ejemplo cada 10 min) del líquido destilado, tanque T-2, - por la válvula de nivel VN-1 en tubos de ensaye, tomando la precaución de taparlos, así como muestras del líquido-residual por la válvula V-13.

XXIII.- Llevar las muestras por separado del líquido reflujo y del residual al refractómetro y obtener el índice de refracción (IR) para cada una de ellas. Se tomarán muestras hasta que el (IR) para el líquido reflujo del tanque T-2 no varíe más del 0.05% , la misma observación se aplicará para el líquido residual.

XXIV.- Ajustar nuevamente la presión del monómetro - IP-2 y repetir los pasos desde el XVII al XXIII.

Para finalizar la operación se procede de la siguiente manera:

XXV.- Apagar la bomba G-2 y cerrar la Válvula V-6.

XXVI.- Esperar que se evapore toda la solución del rehervidor, observando por el vidrio LG-5.

XXVII.- Cerrar las válvulas V-16 y V-17 manteniendo abiertas V-18 y V-14.

XXVIII.- Cerrar las válvulas de entrada y retorno de agua de enfriamiento V-19 y V-20.

XXIX.- Repetir los pasos I y II.

XXX.- Verificar que las bombas estén apagadas cuando no haya líquido.

Especificaremos que del primero al décimo paso corresponde al arranque del equipo y al llenado del tanque de destilado o condensados T - 2; del décimo quinto al vigésimo cuarto corresponde propiamente a la operación a reflujo total; del vigésimo quinto al trigésimo paso se determina el paro del equipo. Tanto el arranque como el paro son útiles para cualquier tipo de operación.

3. RESULTADOS

3.1.- Datos experimentales de la curva de equilibrio etanol-agua.

De la experimentación se obtuvieron los puntos de ebullición del etanol y del agua a 585 mm de Hg, 75,5 y 93 °C respectivamente, así como las temperaturas de ebullición de las mezclas y sus correspondientes composiciones en el equilibrio en las fases líquida y vapor en el intervalo de concentraciones de trabajo. A continuación se exponen los resultados:

T (°C)	x	y
93.0	0	0
89.0	0.007	0.120
85.5	0.014	0.205
83.0	0.020	0.280
81.5	0.042	0.330
80.0	0.052	0.380
78.5	0.082	0.450
77.0	0.136	0.505

Los datos anteriores se ajustaron a las mejores curvas que se observan en las figuras 20 y 21, (x vs. y) y (T vs. x,y) respectivamente, donde también se puede observar la diferencia entre la curva a una atmósfera de presión y la curva a 585 mm de Hg.

Figura 20. CURVAS DE EQUILIBRIO ETANOL-AGUA

x vs. y

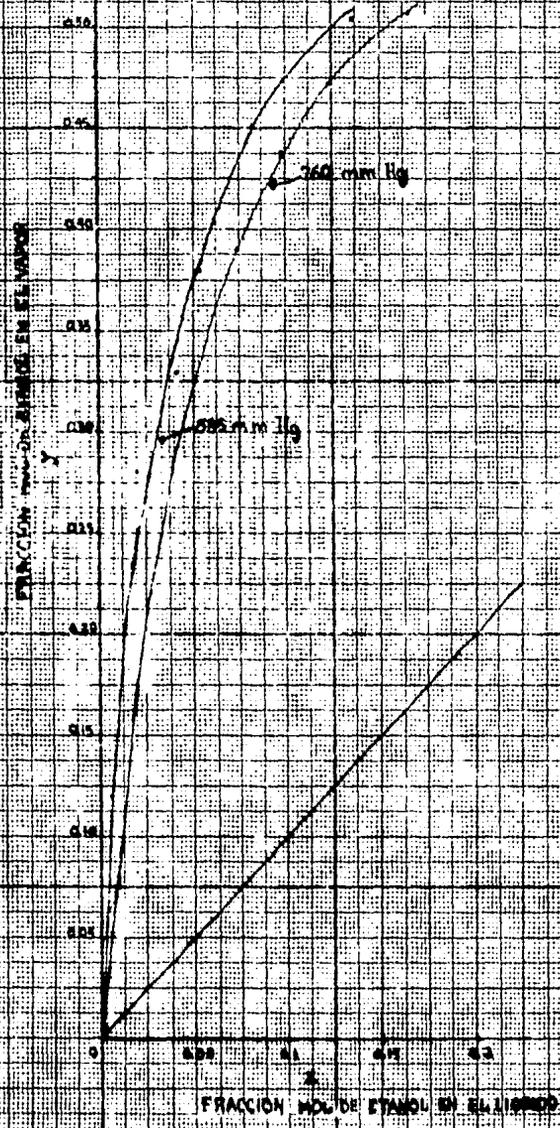
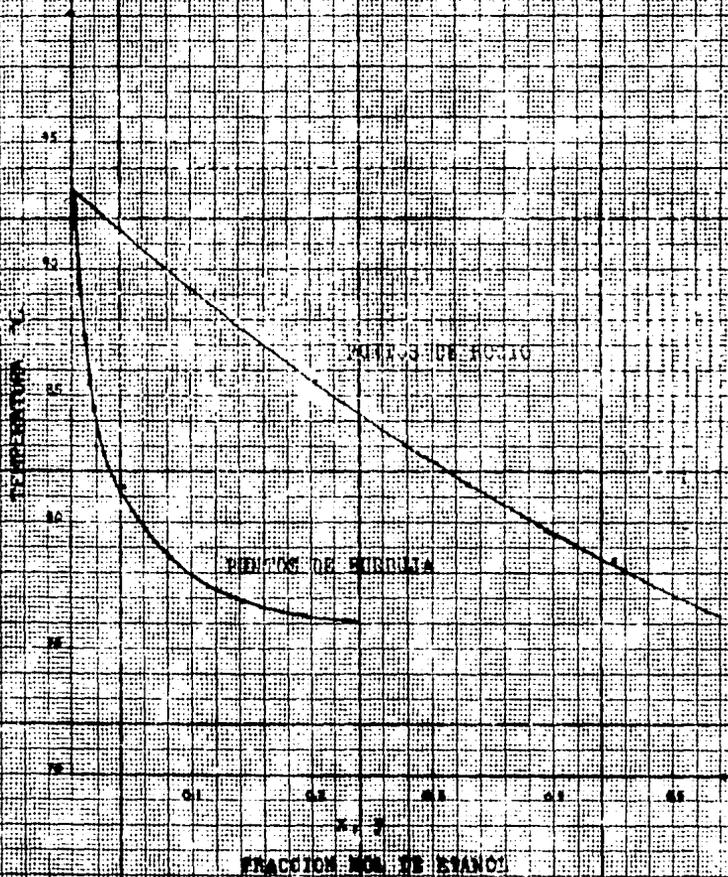


Figura 21. CUERVA DE EQUILIBRIO ETANOL-AGUA

A PRESION ESTD. (760 mm Hg)

x, y vs. TEMPERATURA



3.2.- Cálculo de los coeficientes de transferencia de masa.

Se expondrá la secuencia de cálculo de los coeficientes de transferencia de masa para un experimento, ilustrando el método-seguido. Todos los resultados se encuentran en unidades SI.

De la operación a reflujo total se obtienen los siguientes datos:

Presión del vapor de calentamiento: 0.32 Kg/cm^2

Gasto de agua de enfriamiento: 2.0 lt/min

Temperatura de entrada de agua de enfriamiento: $28 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura de salida de agua de enfriamiento: $45 \text{ }^\circ\text{C}$

Gasto del Reflujo: 19.5%

Índice de refracción del reflujo: 1.3518

Índice de refracción del residuo o fondo: 1.3328

Temperatura del líquido reflujaado: $42 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura del líquido de fondos: $44 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura en la parte superior de la columna: $86 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura en el rehervidor: $91 \text{ }^\circ\text{C}$

Con la curva de calibración para índice de refracción vs. fracción mol, encontramos las composiciones del reflujo y del residuo o fondo.

$$x_R = 0.134$$

$$x_P = 0.004$$

Con la lectura del rotámetro de reflujo y la recta de calibración-gasto, obtenemos el reflujo externo:

$$L_o = 114.5 \text{ ml/min}$$

Obtenemos el área transversal de la columna con el diámetro interior de la misma:

$$a_1 = 0.00456$$

Con la finalidad de hacer las conversiones correspondientes y obtener el gasto de L, se obtienen los siguientes datos para la mezcla refluja:

$$\rho \left| \begin{array}{l} 0.134 \\ 42 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 0.94343 \text{ g / cm}^3$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} 0.134 \\ 42 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array} \right. = 1.005 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{AB} = 9700 \text{ cal/mol}$$

(Fuente: Perry R. E., Chilton C. H., "Manual del Ing. Químico, - Vol. I, la edición en español, UTEHA, México 1966, pag 270, pag. 332, pag. 314-317).

Obtenemos el peso molecular promedio:

$$M_{pr} = 19.62 \text{ g / mol}$$

Del gráfico de la fig. 21 (T vs. x,y), tenemos la temperatura de ebullición para el reflujo.

$$T_{eb} = 76 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con la ecuación (29) y los datos anteriores determinamos L, el flujo interno de la columna:

$$L = 21.514 \text{ g mol/seg m}^2$$

En seguida, se obtiene la composición x_1 en el fondo de la columna como se muestra en la figura 8, graficando la curva de .

equilibrio y la línea de operación (línea de 45°) sobre el mismo sistema de ejes coordenados:

$$x_1 = 0.065$$

con el mismo gráfico obtendremos las composiciones en el equilibrio, y^* y x^* , y determinaremos los valores de las integrales - (Número de unidades de transferencia), de las ecuaciones (22) y (23), evaluando las áreas que marcan los límites por el método - de Simpson.

$$\int_{x_1 = 0.065}^{x_2 = 0.134} \frac{dx}{x_1 - x^*} = 0.7653$$

$$\int_{y_1 = 0.065}^{y_2 = 0.134} \frac{dy}{y - y_1^*} = 0.18739$$

Con el flujo de L que es igual al flujo de G, la altura total del lecho empacado y los valores de las integrales, determinaremos los coeficientes de transferencia de masa para las dos fases utilizando las ecuaciones (22) y (23):

$$K_y a_v = 3.03126 \text{ gmol de etanol/seg m}^3(\text{fracción mol})$$

$$K_x a_v = 12.3799 \text{ gmol de etanol/seg m}^3(\text{fracción mol})$$

A continuación se exponen los datos de todos los experimentos realizados:

Experi mento No	Presión del vapor de ca lentamiento Kg/cm^2	Agua de enfria miento			Reflujo			Residuo o fondos	
		Gasto lt/min	T_{ent} $^{\circ}\text{C}$	T_{sal} $^{\circ}\text{C}$	Gasto %	IR	T $^{\circ}\text{C}$	IR	T $^{\circ}\text{C}$
1	0.32	2.0	28	45	19.5	1.3518	42	1.3328	44
2	0.60	3.0	26	45	22.0	1.3519	43	1.3340	44
3	1.00	3.5	30	53	27.0	1.3518	52	1.3328	42
4	1.40	4.0	32	56	30.5	1.3510	56	1.3325	44
5	1.80	5.5	30	52	33.0	1.3508	59	1.3325	44
6	2.50	7.0	29	49	40.0	1.3505	60	1.3328	44
7	3.00	8.5	28	46	44.0	1.3500	61	1.3328	44

Nota: todos los valores reportados son promedios.

3.3.- Resultados

Experimento No	$L = G$	$x_R = x_2$	x_F	x_1	$K_y a_v$	$K_x a_v$
1	21.514	0.134	0.004	0.065	3.0312	12.3799
2	27.073	0.135	0.004	0.065	3.8166	15.5788
3	37.880	0.134	0.004	0.065	5.3306	21.7975
4	46.133	0.124	0.003	0.054	6.6620	30.6625
5	51.675	0.123	0.003	0.054	7.4637	34.3464
6	67.743	0.116	0.004	0.065	7.0581	31.3760
7	76.661	0.115	0.004	0.065	7.9871	35.5064

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El objetivo principal de la tesis se cumplió al determinar los coeficientes de transferencia de masa en estado estacionario y a reflujo total, así como la determinación experimental de la curva de equilibrio etanol-agua a la presión de operación del proceso en el intervalo de concentraciones de trabajo.

Se encontró que la resistencia a la transferencia de masa ocurre principalmente en la fase líquida, ya que la pendiente de la curva de equilibrio es muy grande, (ver fig.20), lo que indica que la rapidez de transferencia es independiente del flujo del gas.

Se correlacionó el $K_y a_v$ y el $K_x a_v$ con los valores de L empleando los datos experimentales de los cuales se obtuvieron las siguientes expresiones:

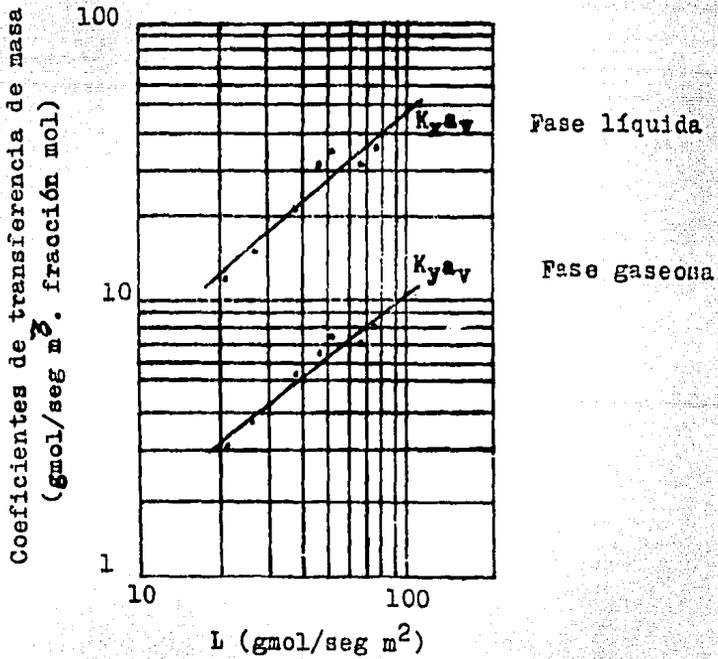
$$K_x a_v = 0.974 L^{0.8546} \quad (30)$$

$$K_y a_v = 0.317 L^{0.7633} \quad (31)$$

en la figura 22, se observarán gráficamente estas correlaciones.

No se encontraron en la literatura correlaciones en condiciones experimentales similares es decir, con el mismo tipo de empaque, el mismo diámetro de la torre y el mismo intervalo de flujos; ya que el trabajo en columnas de destilación empacadas está princi-

Figura 22. Evaluación gráfica de las correlaciones experimentales.



palmente desarrollado para anillos Raschig y silletas Berl (8).

Regularmente la altura de la unidad de transferencia HTU, - es el factor más común para predecir la eficiencia en la operación de columnas empacadas; por lo que el coeficiente de transferencia se relaciona con el flujo de L de acuerdo a la siguiente expresión:

$$HTU = \text{Flujo} / \text{Coeficiente de transferencia de masa}$$

con lo cual determinaremos las alturas de las unidades de transferencia para cada experimento, obteniéndose los siguientes valores:

Experimento No	G=L mol/seg m ²	HTU _L m	HTU _G m
1	21.514	1.73780	7.097
2	27.073	1.73781	7.093
3	37.880	1.73781	7.106
4	46.113	1.50454	6.925
5	51.675	1.50452	6.932
6	67.743	2.15907	9.597
7	76.661	2.15908	9.598

comparando estos valores con los que están en la literatura (7), - ver el siguiente cuadro:

Empaque	Altura del relleno, m	Diam. de la columna m	Mezcla	Gasto del líquido kg/hr m ²	HTU _G m
Silletas cerámicas (1")	2.75	0.305	EtOH-agua	732	0.43
0.0254 m	2.75	0.305	EtOH-agua	4680	0.34
Silletas cerámicas (1/2")	3.05	0.305	EtOH-agua	927	0.46
0.013 m	3.05	0.305	EtOH-agua	4490	0.27

resultan muy elevados, lo que indica una baja eficiencia de transferencia de masa.

A continuación se expondrán las causas probables de esta baja eficiencia:

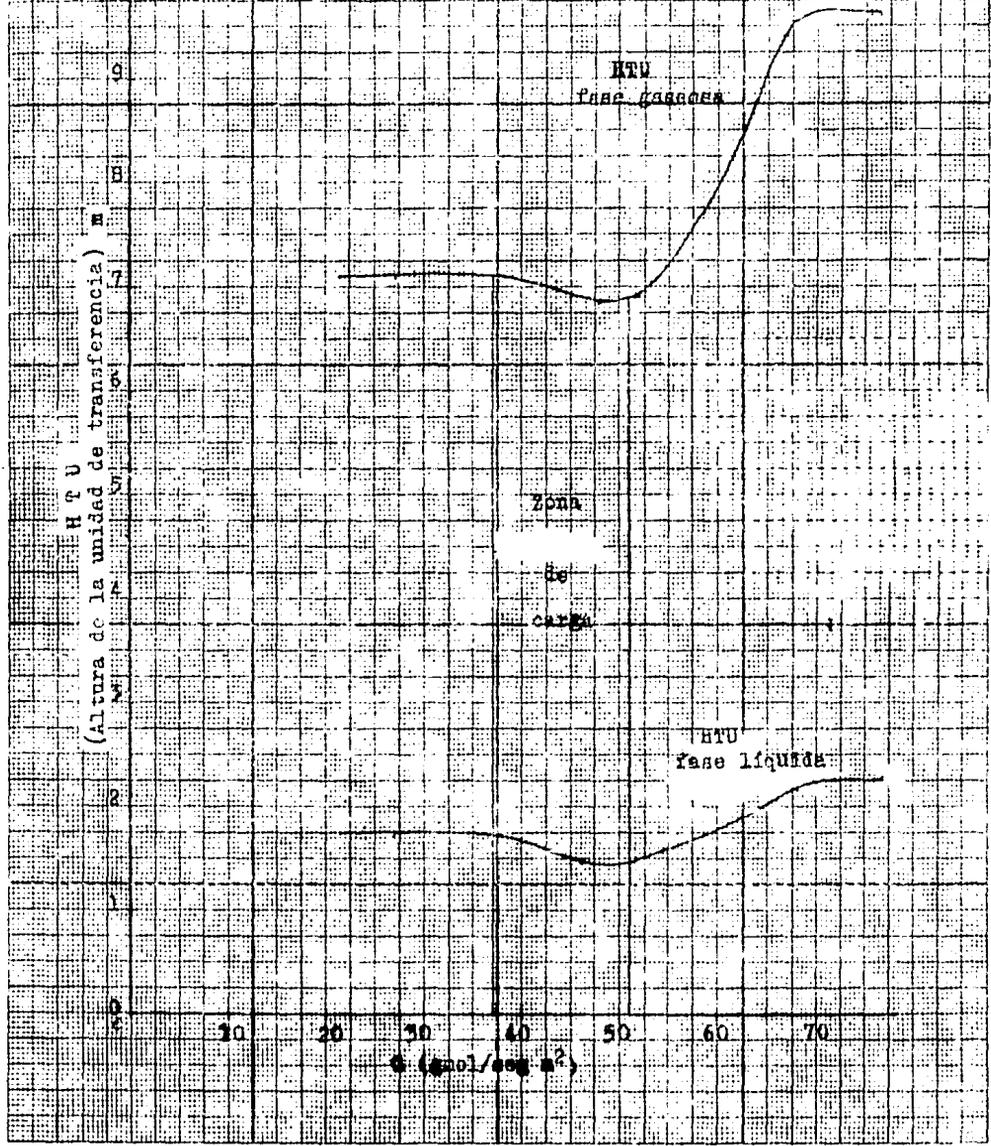
Como se mencionó en secciones anteriores, es posible identificar zonas de carga e inundación en destilaciones a reflujo total en columnas empacadas, por sus efectos en la eficiencia de transferencia de masa, representada por HTU. Haciendo una gráfica G vs. HTU como la que se muestra en la figura 4 con los datos, observamos lo siguiente, ver figura 23:

Se presenta una disminución de la HTU en un intervalo de flujos de G , que representaría la zona de carga, en esta región se mejoraría la eficiencia, pero aún persisten los valores elevados de HTU. El factor que posiblemente explique los elevados valores de HTU es el tamaño de las partículas de empaque en relación al diámetro de la columna, $DT/DE = 4$, lo que implica que la superficie activa del empaque disminuyó lo suficiente que impidió una buena transferencia de masa, esto indica que el efecto de pared es muy grande.

Las soluciones viables para mejorar la eficiencia se darán a continuación:

1.- Primeramente cambiar el empaque con las siguientes opciones: a) variar el tamaño de las silletas Intalox de $3/4"$ a $1/4"$, ver anexo No 1, que representa el tamaño más pequeño comercialmente, aumentando con este cambio la relación DT/DE de 4 a 12. Las silletas Intalox presentan buenas características, superficie especí

Figura 23. Características de eficiencia en la columna empacada operando a reflujo total



fica de empaque satisfactoria, volumen fraccionario grande y buena conducción de fluidos; b) cambiar el empaque por otro también al azar, pero que presente mejores características que las silletas in talox, por ejemplo anillos Pall o Hy-Pack; c) cambiar el empaque - al azar por uno regular, como telas de alambre tipo Stedman o McMahon, cuya eficiencia se ha comprobado en destilación.

Con lo anterior, se mejorará el área superficial activa por unidad de volumen y la distribución del líquido en la columna disminuyendo la canalización.

2.- Como se mencionó anteriormente, trabajar en la zona de carga representada por una disminución de la HTU en el siguiente intervalo de flujos, 37-51 gmol/seg m². Aunque no se determinaron curvas de presión, sería benéfico colocar dispositivos en la columna que la pudieran medir, por ejemplo un manómetro diferencial, para verificar la zona de carga e inundación.

El trabajo experimental determinó las HTU de toda la sección empacada, la sección de agotamiento y la de enriquecimiento, por lo que se recomienda determinar las HTU para cada sección de empaque, así como en zonas intermedias con la finalidad de determinar la variación de los coeficientes de transferencia y HTU en función de la altura del relleno, (5), para lograr lo anterior se necesitan colocar tomas de muestras en diferentes secciones del lecho empacado.

Recomendaciones para operar la columna.

1.- Algunos de los problemas más comunes en columnas empacadas aparecen durante el arranque, al iniciar la operación se debe-

tomar en cuenta lo siguiente: la columna debe ser tratada a un calentamiento moderado, ya que si se calienta demasiado y la alimentación es fría, se producen situaciones de choque que pueden destruir el empaque cerámico.

2.- La columna debe vaciarse y lavarse antes de iniciar la operación ya que puede contener sustancias extrañas que afecten el sistema que se quiere destilar, porque se pueden presentar condiciones de espuma con sus efectos correspondientes en la tensión superficial.

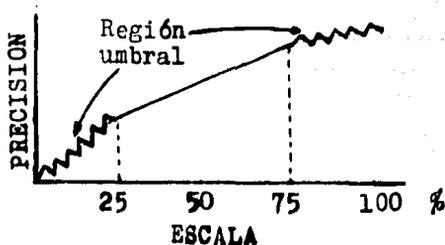
3.- La operación de la columna de destilación empacada de la investigación fue manual, no hay ningún instrumento de control; por lo que las mediciones obtenidas tendrán mayores márgenes de error. A continuación se darán las variaciones en los diferentes instrumentos:

Los termómetros y manómetros presentan una variación de $\pm 6\%$ y $\pm 3.6\%$ respectivamente en las mediciones.

El rotámetro que mide el líquido reflujo tiene una variación en las mediciones del $\pm 4\%$.

La variación del rotámetro que mide la cantidad de agua de enfriamiento fue de $\pm 20\%$, ya que prácticamente las mediciones obtenidas en él fueron en la región umbral, ver la siguiente figura

Figura 24. Región umbral de instrumentos.



la variación anterior imposibilitó comprobar la cantidad de agua de enfriamiento requerida, que está en función del vapor que se emplea como medio de calefacción en el rehervidor, por lo que se recomienda cambiar este rotámetro por otro de menor intervalo de flujo.

Las limitaciones de la presente investigación son las siguientes:

Las correlaciones (30) y (31) determinadas experimentalmente sólo serán válidas para los flujos de L experimentales, su extrapolación a flujos mayores dependerá de las variaciones en la pendiente de la curva de equilibrio.

Básicamente la columna trabaja como una columna de agotamiento, debido al intervalo de concentraciones escogido.

La columna podrá operarse con cualquier tipo de destilación, en el anexo No 6 se muestran los resultados de operar la columna en una destilación diferencial o sencilla.

ANEXO No 1

Características de empaques al azar

Anillos Raschig (cerámica)

Tamaño Nominal mm (pulg)	Espesor de pared mm	No aprox por m ³	Peso aprox kg/m ³	a $\frac{m^2}{m^3}$	e %	C_f	Diam. esférico eq. mm
6 (1/4)	0.8	3107342	738	787	73	1600	5.6
8 (5/8)	1.6	1412428	899	476	64	-	7.9
9.5(3/8)	1.6	847457	819	440	68	1000	8.9
13 (1/2)	2.4	370762	803	400	64	580	12.2
16 (5/8)	2.4	197740	771	328	68	380	14.5
19 (3/4)	2.4	110876	706	262	73	255	16.5
25 (1)	3	47670	642	190	73	155	22.0
32 (1 1/4)	4.8	24011	690	148	74	125	28.0
38 (1 1/2)	6.3	13242	674	115	68	130	35.6
50 (2)	6.3	5720	594	92	74	65	44.5
76 (3)	9.5	1695	642	62	78	37	67.3

Anillos Raschig (metal)

Tamaño Nominal mm (pulg)	Espesor de pared mm	No aprox. por m ³	Peso aprox. kg / m ³	a $\frac{m^2}{m^3}$	e %	C_f	Diam. esférico eq. mm
6 (1/4)	0.8	3107342	2406	774	69	700	5.6
13 (1/2)	0.8	416666	1235	420	84	300	8.8
19 (3/4)	0.8	120409	882	274	88	155	12.0
25 (1)	0.8	50847	642	206	92	115	14.5

Anillos Lessing (cerámica)

Tamaño Nominal mm (pulg)	Espesor de pared mm	No aprox por m ³	Peso aprox. kg/m ³	$\frac{a}{m^3}$	e %	Diam. esférico eq. mm
25 (1)	3	45904	803	226	66	24
32 (1 ¹ / ₄)	4.8	22952	899	174	62	30.5
38 (1 ¹ / ₂)	6.3	12359	931	131	60	39.4
50 (2)	9.5	5297	786.5	105	68	48.2

Sillas Berl (cerámica)

Tamaño Nominal mm (pulg)	No aproximado por m ³	Peso aprox. kg/m ³	$\frac{a}{m^3}$	e %	Diam. esférico eq. mm
6 (1/4)	3990109	899	899	60	5.8
13 (1/2)	572033	867	466	63	10.7
19 (3/4)	176554	770	269	66	14.7
25 (1)	77689	722	249	69	19.3
38 (1 ¹ / ₂)	20480	610	144	75	28.0
50 (2)	8828	642	105	72	39.4

Sillas Intalox (cerámica)

Tamaño Nominal mm (pulg)	No aproximado por m ³	Peso aprox kg/m ³	$\frac{a}{m^3}$	e %	Diam. equivalente mm
6 (1/4)	4149007	674	984	75	5.8
13 (1/2)	730932	546	623	78	8.1
19 (3/4)	229520	562	335	77	12.2
25 (1)	84216	548	256	77.5	17.3
38 (1 ¹ / ₂)	25035	482	196	81	24.4
50 (2)	9357	530	118	79	35.0

Fuente: Tower Packings, U. S. Stoneware Co., Akron, Ohio. (4)

Anillos Pall

Empaque 16 (5/8) 25 (1) 32 (1¹/₄) 50 (2) 76 (3) 89 (3)

Plástico

C_f	97	52	40	25	16
e, %	87	90	91	92	92
a, m ² /m ³	341	206	128	102	85

Metal

C_f	70	48	28	20	16
e, %	93	94	95	96	
a, m ² /m ³	341	206	128	102	

Flexirings

C_f	78	45	28	22	18
e, %	92	94	96	96	97
a, m ² /m ³	345	213	131	115	92

Hy-pak

C_f		45		18	15
e, %		96		97	97

Fuente: Chemical Process Products Division, Norton Co.; Koch Engineering Co.; Ceilcote Co.; Chemical Engineering Progress. (11)

ANEXO No. 2

Curva de calibración

Rotámetro Gilmont de alimentación

ml/min

1100

1000

900

800

700

600

500

400

300

200

100

0

0

10

20

30

40

50

60

%

ANEXO No. 3

Curva de calibración
Rotámetro de Reflujo, alcohol-agua

ml/min

1000

900

800

700

600

500

400

300

200

100

0

0

10

20

30

40

50

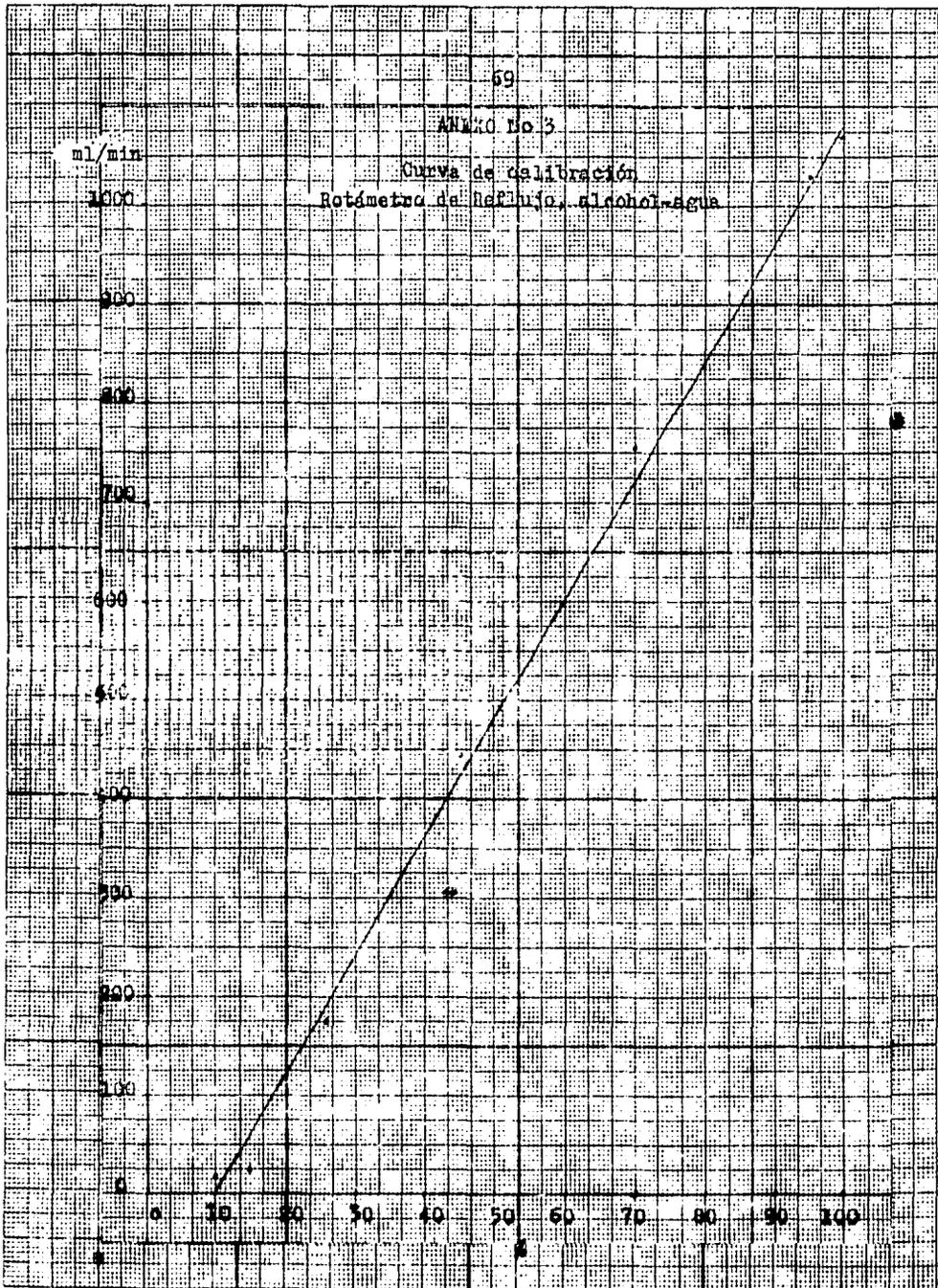
60

70

80

90

100



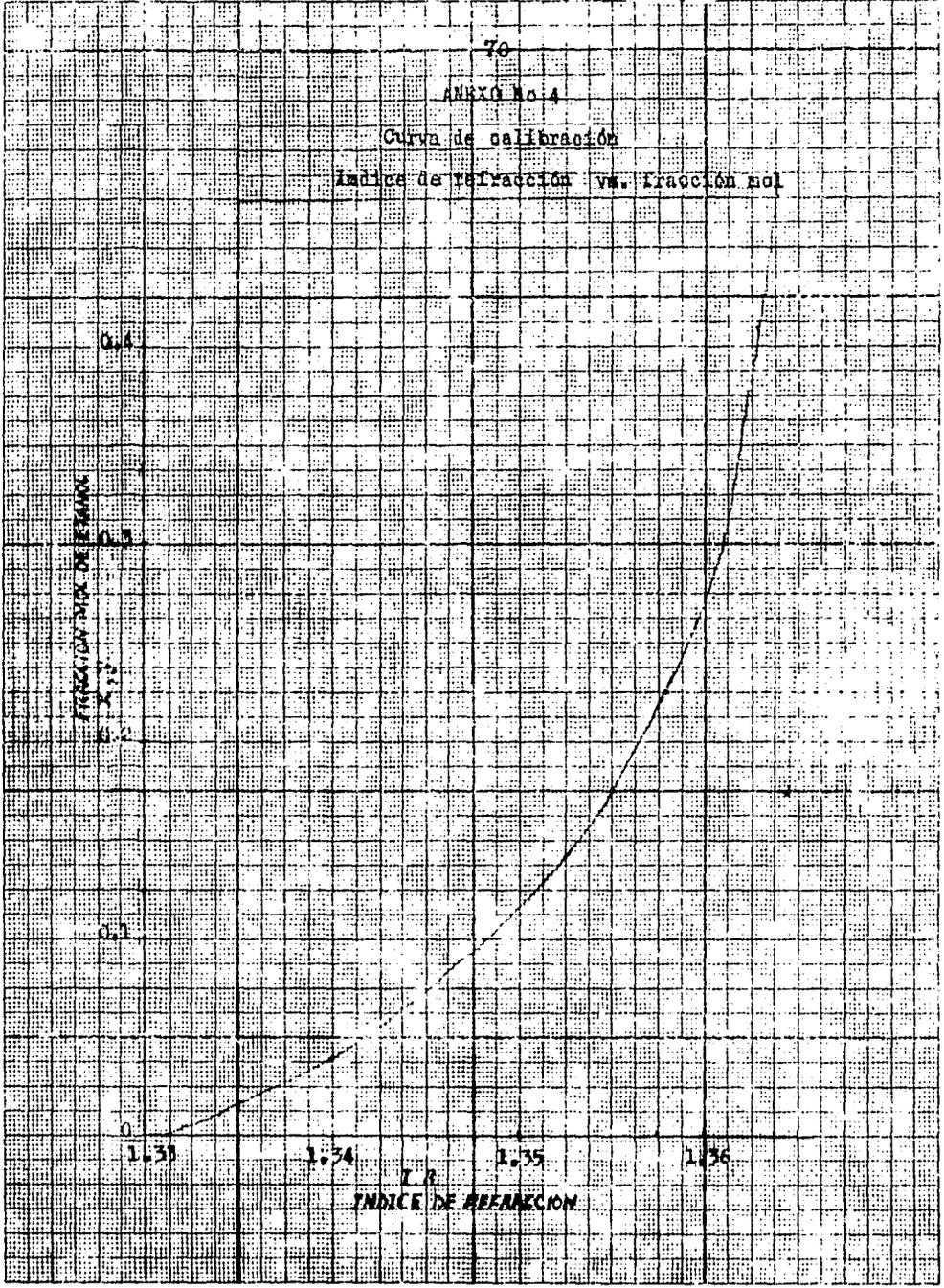
Fallas de origen

70

ANEXO No. 4

Curva de calibración

Índice de refracción vs. Fracción mol



71
ANEXO N.º 5

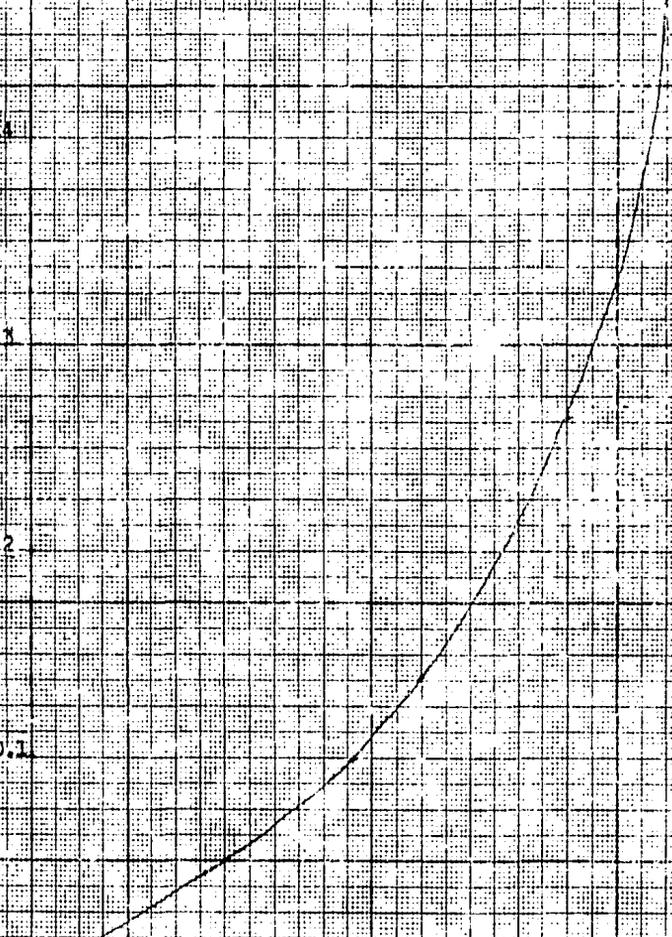
Curva de calibración
Índice de Refracción vs. fracción mol
Curva de equilibrio

FRACCIÓN MOL DE ETANOL

0.4
0.3
0.2
0.1

1.33 1.34 1.35 1.36

ÍNDICE DE REFRACCIÓN



ANEXO No 6

Destilación Diferencial.

Operación de la columna.- Proceder a arrancar el equipo efectuando los pasos del primero al décimo tercero de la sección 2.3.4. Conforme se vaya evaporando la solución, tomar muestras del líquido destilado por la válvula de nivel VN-1. Al finalizar la operación tomar muestras del residuo por la válvula V-13.

Para determinar los volúmenes de alimentación, destilado y residuo, se marcarán con señales los vidrios de nivel de los tanques. Proceder a parar el equipo efectuando los pasos del vigésimo quinto al trigésimo de la sección 2.3.4. Posteriormente se determinará el índice de refracción (IR) para todas las muestras del destilado, así como la muestra del residuo y de la alimentación, determinando su composición con la curva de calibración (IR) vs. fracción mol, ver anexo No 4.

En seguida se exponen los datos del experimento:

Tiempo base de la operación: 15 min

Presión del vapor del rehervidor: 3.5 kgf cm²

Composición de la alimentación (x_C): 0.07

Composición del residuo o fondo (x_P): 0.008

Composiciones del destilado (y_D): 0.292, 0.274, 0.246, 0.238, 0.265

Composición del destilado compuesto experimental (y_{DPR}): 0.251

Volumen alimentado (V_C): 3993.7 ml

Volumen destilado (V_D): 1138.5 ml

Volumen del fondo (V_P): 2730.7 ml

Con los datos anteriores se comprobará la ecuación de Rayleigh, ecuación característica de la destilación diferencial (11).

$$\ln (G/F) = \int_{x_F}^{x_C} \frac{dx}{(y^*-x)} \quad (32)$$

y la composición del destilado compuesto con el balance de materia

$$C x_C = D y_{Dpr} + F x_F \quad (33)$$

Se evaluará la integral de la ec. (32) dentro de los límites marcados, por el método de Simpson. Las composiciones y se obtienen de la curva de equilibrio de la fig. 20 y de las composiciones de la fase líquida entre x_F y x_C como se muestra en la fig. 9.

$$\int_{0.008}^{0.07} \frac{dx}{y^*-x} = 0.23365$$

el valor de la integral se comparará con el log. natural de la relación C/F.

$$\ln (C/F) = 0.251$$

la diferencia entre este valor y el de la integral es del 7.2 %, - esta diferencia posiblemente se deba a errores en las mediciones de los volúmenes, así como que el modelo no se ajuste correctamente a las condiciones experimentales.

La composición del destilado compuesto de acuerdo a la ec.-

(33) es la siguiente:

$$y_{Dpr} = 0.285$$

la diferencia entre este valor y el experimental es de más del 10%, esta variación es acarreada por el mismo error anterior, ya que se esperaría que el valor experimental fuera mayor que el de la ec. - (33), puesto que la mezcla destilada ha pasado por un lecho empacado que mejora la eficiencia a la transferencia de masa en comparación de la destilación diferencial, que semeja a un matraz de destilación. Se determinó también la integral con la curva de eq. a 1 atm., siendo el error de 30 %, lo que corrobora la importancia de la curva experimental.

NOTACION

- a - Area específica de empaque seco, m^2/m^3
- a_T - Area transversal de la columna, m^2
- a_V - Area interfacial específica, m^2/m^3
- A - Area de transferencia interfacial, m^2/m^2
- c - Densidad molar de la solución, $gmol/m^3$
- cf - Factor de empaque
- C - Alimentación, $gmol/m^2 \text{ seg}$
- C_p - Capacidad calorífica molar, $cal/gmol \text{ } ^\circ C$
- D - Destilado, $gmol/seg \text{ m}^2$
- D_{AB} - Difusividad de la mezcla AB, m^2/seg
- DE - Tamaño de empaque, m
- DT - Diámetro de la columna, m
- e - Volumen vacío fraccionario en el lecho empacado
- F - Fondos o residuo, $gmol/seg \text{ m}^2$
- G - Velocidad molar del gas, $gmol/seg \text{ m}^2$
- H - Altura del lecho empacado, m
- h - Entalpia, cal/mol
- HTU - Altura de la unidad de transferencia, m
- J - Flujo molar en relación a la velocidad promedio molar, $gmol/seg \text{ m}^2$
- K - Coeficiente global de transferencia de masa, -
 $gmol/seg \text{ m}^2 \cdot \text{fracción mol}$

- K_{aV} - Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa, gmol/seg m^3 .fracción mol.
 k - Coeficiente de transferencia de masa individual, - gmol/seg m^2 .fracción mol.
 L - Velocidad molar del líquido, gmol/seg m^2
 M - Peso molecular, g /gmol
 m - Pendiente de la curva de equilibrio, dy/dx
 M - Flujo molar, $\text{gmol/m}^2 \text{ seg}$
 P - Presión, kg/cm^2
 Q - Calor, cal/seg m^2
 T - Temperatura, $^{\circ}\text{C}$
 V - Volumen, ml
 x - Concentración del componente más volátil en la fase líquida, fracción mol
 x^* - Concentración en el líquido en equilibrio con la concentración principal de la fase gas, fracción mol
 y - Concentración del componente más volátil en la fase gaseosa, fracción mol
 y^* - Concentración del gas en equilibrio con la concentración principal de la fase líquida, fracción mol
 IR - Índice de refracción
 Δ - Incremento
 ρ - Densidad, g / cm^3
 λ - Calores latentes de evaporación para cada componente, cal/g
 λ_M - Calor latente molar de evaporación de la mezcla, cal/mol

Subíndices

- A - Componente más volátil
- B - Componente menos volátil
- C - Alimentación
- D - Destilado
- eb - Ebullición
- ent - Entrada
- F - Fondos o residuos
- G - Gas o vapor
- i - interfase
- L - Líquido
- o - Corriente de reflujo externo
- pr - Promedio
- R - Reflujo
- sal - Salida
- x - Fase líquida
- y - Fase vapor o gaseosa
- 1 - Corriente en la parte superior de la columna
- 2 - Corriente en la parte inferior de la columna

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Foust A. S., Wenzel A. L., Clump W. G., Andersen L. B., "Principles of Unit Operations", John Wiley/sons, Inc. New York, 1960.
- 2.- Heilein A. C., Manning R. E., Cannon M.R., Chem. Eng. - Prog., 47, No 7, pag 344-46, 1951.
- 3.- Holland C. D., "Fundamentals and Modeling of Separation-Processes, Absorption, Distillation, Evaporation and Extraction". Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, New Jersey, 1975.
- 4.- Leva M., "Tower Packing and Packed Tower Design", The U.S. Stoneware Comp., Akron, Ohio, 1953.
- 5.- McCabe W. L., Smith J. C., "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", vol. II, 3a ed., Editorial REVERTE, Barcelona, 1980.
- 6.- Nakanishy K., J. Chem. Soc. Japan, 59, pag 22-25, 1956.
- 7.- Perry R. H., Chilton C. H., "Manual del Ingeniero Químico" vol. I, 1a ed. en español, UTEHA, México, 1966.
- 8.- Perry R. H., Chilton C. H., "Manual del Ingeniero Químico" vol. II, 2a ed. en español, McGraw-Hill, México, 1982.
- 9.- Sherwood T. K., Pigford R. L., Wilke C.R., "Mass Transfer" 1a ed., McGraw-Hill Kogakusha, LTD, Tokio, 1975.

1. Treybal R. E., "Mass Transfer Operations", 2a ed., McGraw-Hill, Book Co., New York, 1955.
- 11.- Treybal R. E., "Operaciones de Transferencia de Masa", - 2a ed. en español, McGraw-Hill, México, 1980.