

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO EXPERIMENTAL DE UNA
COLUMNA EMPACADA PARA DESTILACION

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

MANUEL CANTU GUERRA

1973



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Tesis
1973
Hit 50



QUIMICA

Jurado asignado originalmente según el tema:

Presidente	<u>Martín Hernández Luna</u>
Vocal	<u>Cutberto Ramírez Castillo</u>
Secretario	<u>Antonio Valiente Barderas</u>
1er. Suplente	<u>Roberto Andrade Cruz</u>
2º Suplente	<u>José Fco. Guerra Recasens</u>

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Ingeniería Química

Sustentante Manuel Cantú Guerra

Asesor Antonio Valiente Barderas

CON INMENSO CARINO Y RESPETO A MIS PADRES:

GILBERTO CANTU BALDEPAs

JOSEFINA GUERRA DE CANTU

A MIS QUERIDOS HERMANOS:

ELIDA CRISTINA
JOSE GUADALUPE
LEOVIGILDO
MARIA CONCEPCION
MARTHA EUGENIA
JOSE FRANCISCO
GILBERTO
AMANDA
ROSAURA
ARMANDO
BENJAMIN
LILIA BEATRIZ

A MI QUERIDA ESCUELA

A MIS MAESTROS

A MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS

CON AGRADECIMIENTO AL ING. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

AL HONORABLE JURADO

INTRODUCCION

La realización del presente trabajo ha sido posible gracias a la colaboración de la División de Estudios Superiores de Ingeniería Química, en cuyo laboratorio fue desarrollado.

Ha sido necesario el reacondicionamiento y la instalación de una columna de destilación con la que contaba la División, y que originalmente había sido diseñada para trabajar con platos.

Se pretende, debido a las características que presenta este equipo, que con la terminación del presente tema, pueda utilizarse para llevar a cabo estudios posteriores de investigación y al igual que para su utilización con respecto a la purificación de los solventes necesarios del mismo departamento.

CAPITULO I

UTILIDAD DE LAS TORRES EMPACADAS

El propósito fundamental de los equipos usados en operaciones gas-líquido es el de provocar un íntimo contacto entre los dos flúidos, con la finalidad de que se lleve a cabo una difusión en la interfase de los constituyentes.

La transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases y del gradiente de concentración existente entre las mismas.

El equipo puede ser clasificado de una manera muy general, dependiendo de si su principal función es la de dispersar el gas o el líquido, aunque en muchos dispositivos ambas fases se encuentran dispersadas. Dentro del primer grupo se encuentran incluidos aquellos dispositivos tales como las torres de platos y algunos recipientes agitados en los cuales la fase gaseosa es dispersada en burbujas o gotas. En el segundo grupo el líquido es dispersado en forma de pequeños capas o gotas, éste es el caso de las torres de pared mojada, de las torres de rocío y de las columnas empacadas.

Desde el punto de vista de destilación fraccionaria, son las torres de platos, las columnas empacadas y las de pared mojada las de mayor importancia.

La torre de pared mojada consiste en un cilindro vertical sobre cuyas paredes internas tienen contacto a contracorriente los vapores ascendentes con el líquido descendente. Tales columnas tienen de hecho gran aplicación en algunos trabajos experimentales. Sin embargo, la superficie interfa-

cial limitada, limita también la transferencia de masa. Para facilitar esa transferencia las columnas a nivel industrial cuentan con aditamentos internos que aumentan considerablemente el área interfacial. Convencionalmente los aditamentos internos se agrupan en dos grandes divisiones: platos y empaques.

Un plato de destilación es una placa horizontal que mantiene una acumulación de líquido descendente, por lo general de algunos centímetros de espesor y a través de la cual fluye el vapor ascendente. Para permitir este paso de vapor el plato debe tener aberturas de algún tipo. Según el diseño, el líquido puede fluir por las mismas aberturas, o bien a través del plato a una o varias bajantes verticales que lo conducen al plato inferior.

Los empaques son colocados en las columnas de destilación con el objeto de mejorar el contacto entre los líquidos descendentes y los vapores ascendentes. Originalmente el término 'empaqué' se refería a pequeños sólidos irregulares que colocados al azar en un lecho dejaban espacios irregulares para el paso a contracorriente del vapor y el líquido. Sin embargo, algunos empaques posteriores han sido tan variados que la única definición que puede darse ahora es: dispositivos de contacto vapor-líquido no clasificables como platos.

Todos los empaques funcionan proporcionando superficies de contacto por las cuales el líquido descendente se distribuye, aumentando de esta manera la interfase vapor líquido. Algunos de los empaques más modernos también funcionan de modo semejante a los platos, en el sentido de que promueven la formación de acumulaciones de líquido y a través de las cuales burbujea el vapor.

Las columnas empacadas son de gran utilidad para destilaciones a nivel laboratorio y en planta piloto, pero sus aplicaciones en grandes columnas son pocas en comparación con las de los platos. La extensión actual de su uso no puede deducirse con claridad de la literatura. Según Leva (1) las columnas empacadas de diámetros mayores de 45 cm. son muy poco frecuentes. Sin embargo, Raudall (2) afirma que en la actualidad hay una gran cantidad de columnas eficientemente empacadas y que incluyen algunas de las mayores de cualquier tipo de servicio. Sea cual fuere la situación, hay muy poca información publicada sobre la operación de grandes columnas empacadas. En comparación con las columnas de platos, su número es indudablemente pequeño.

La pequeña aplicación de los empaques para grandes columnas comerciales surge de los problemas de canalización. Por lo menos en los empaques antiguos, distribuidos al azar, los vapores y los líquidos tienden a canalizarse a través de diferentes regiones del empaque y este defecto aumenta conforme crece el diámetro de la columna, en consecuencia, la mayoría de las aplicaciones han sido en columnas pequeñas, en donde la canalización es menos intensa. El uso del empaque para columnas pequeñas se ve favorecido por los problemas de mantenimiento que se presentan cuando las columnas de platos son tan reducidas, que un hombre no puede trabajar con comodidad dentro de ellas.

Las columnas empacadas se usan también para la destilación de corrientes corrosivas, o que por tener puntos de ebullición muy cercanos, requieren demasiadas etapas de equilibrio; y en el de materiales muy viscosos que no son fácilmente manejables en columnas de platos (3). Son también

usadas en los casos en los cuales hay que tener bajas caídas de presión y poca retención de líquidos, como por ejemplo en la destilación de materiales termosensibles (3), (4).

La construcción de las columnas empacadas es usualmente más simple y por lo tanto son frecuentemente competitivas en costo, con una columna de platos. Consideraciones económicas demuestran que las torres empacadas son favorecidas cuando el diámetro y la altura de la columna no excedan a 50 y 500 cm., respectivamente.

La eficiencia de una torre empacada es mayor a la de platos cuando se manejan líquidos que hacen espuma.

CAPITULO II

EMPAQUES

Las características generales que debe tener un material de empaque son las siguientes:

1. Deben tener grandes áreas de superficie mojada por unidad de volumen de espacio empacado, de tal forma que pueda presentar una elevada área interfacial para el contacto entre las fases.
2. Deben tener grandes espacios vacíos, lo cual dará como resultado que se obtengan mejores condiciones en el flujo de los fluidos. Esto ordinariamente implica que el volumen fraccional vacío, o fracción de espacios vacíos en el lecho empacado debe de ser grande para permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de torre y con bajas caídas de presión para el gas.
3. Deben de ser químicamente inertes a los fluidos que se estén procesando.
4. Deben de tener dureza estructural para permitir su fácil manejo e instalación.
5. Deben de tener una baja densidad aparente.
6. Deben de ser relativamente baratos.
7. Deben de tener irregularidad en la forma para prevenir el acanalamiento de los fluidos.

8. Deben de ser durables.

9. Deben tener cualidades favorables para la distribución del líquido.

Los empaques pueden dividirse en dos grandes grupos: de uso general y de alta eficiencia (en cuanto a contacto vapor-líquido).

EMPAQUES DE USO GENERAL

Los empaques de uso general se utilizan donde es necesario un número relativamente pequeño de etapas de equilibrio. Se subdividen principalmente en "anillos" y sillas. Algunas variedades más especializadas son los empaques Panapak, Spraypak y Goodies.

ANILLOS

Los anillos son cilindros huecos con altura igual a su diámetro. Cuando se arrojan a un lecho, tienden a formar arreglos con los ejes de los cilindros en posiciones inclinadas que dejan pasajes en zig-zag para el paso de líquido y vapor.

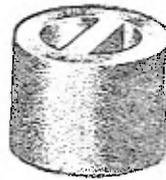
El tamaño de los anillos oscila desde 0.6 hasta 15 cm. Debido a que el área de contacto y el área abierta (la que afecta el flujo) aumentan conforme se reduce el espesor de la pared del cilindro, ésta se hace lo más delgada posible con el fin de obtener los requisitos adecuados de resistencia estructural.

La figura 1 ilustra diferentes variedades de anillos. Los más sencillos son los anillos Raschig, que no tienen estructura interna. Otros

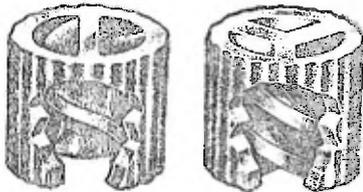
tipos contienen diferentes órganos internos que tienen como propósito el de aumentar el área interfacial y la resistencia mecánica. Los tipos más simples (Raschig y Lessing) se fabrican en tamaños de 0.6 a 7.5 cm. Los diseños más complicados oscilan en tamaños de 7.5 a 15 cm.



Raschig



Lessing



Espiral



De División Cruzada

FIGURA 1

La figura 2 muestra un diseño modificado, el Anillo Pall, que difiere de los anteriores en que las paredes cilíndricas no son sólidas. En las paredes metálicas se presenan aberturas y las tiras resultantes quedan dobladas hacia el interior proporcionando de esta forma una superficie adicional. Esta modificación aumenta la capacidad y la eficiencia de contacto de los anillos (5), (6). Los anillos Pall también se fabrican en materiales plásticos y en cerámica.

Como norma general para el uso de los anillos, se ha encontrado (2) que la mayor aplicabilidad se encuentra para diámetros entre 2.5 a 5 cm. Tamaños menores implican un costo muy elevado, y tamaños superiores darán como resultado una disminución en la eficiencia del empaque.



Anillos Pall

FIGURA 2

SILLAS

La figura 3 ilustra los dos tipos más importantes de sillas que se fabrican: a) las sillas Berl y b) las sillas Intalox. Tienen la ventaja de

ser más eficientes que los anillos en la mayoría de las aplicaciones; sin embargo son más costosas. Ocasionalmente ocasionan menores caídas de presión que los anillos (7).

Las dimensiones de las sillas oscilan entre 0.6 y 3.8 cm. Las sillas Berl tienen la desventaja de ser simétricas, y por lo tanto pueden encimarse una sobre otra, con lo cual disminuye considerablemente su eficiencia. En cambio esta desventaja se evita con el uso de las sillas Intalox.

Las sillas tienen una característica muy especial que radica en la propiedad que tienen para engancharse entre sí, ocasionando de esta forma, una disminución de la presión que se ejerce en las paredes de la columna. Sin embargo, son menos resistentes que los anillos.



a) Sillas Berl

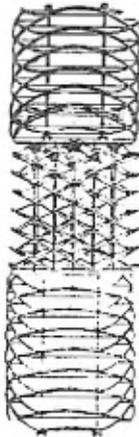
b) Sillas Intalox

FIGURA 3

Panapak y Spraypak

Los empaques Panapak (8) y Spraypak (9) difieren de los otros en que comparten algunas de las características de los platos perforados. La

figura 4 ilustra los dos tipos de empaques. Ambos empaques se fabrican con láminas de metal corrugado, agujeradas de tal manera que presentan celdas en forma de diamante al observarse en la dirección de los bordes. De igual manera que en los platos, el líquido tiende a acumularse en los "Valles" a flujos normales y el vapor a pasar por los agujeros. A diferencia de la mayoría de los demás empaques, Panepak y Spraypak tienden a producir una distribución uniforme de líquido y vapor independientemente del diámetro de la columna. Debido a que el área libre para el flujo de vapores es de 3 a 5 veces mayor que para los platos de cachuchas o perforados, los diámetros de columna requeridos con estos empaques son sustancialmente menores a los necesarios para platos.



a) Empaque Spraypak



b) Empaque Panepak

FIGURA 4

Empaque Goodloe

El empaque Goodloe se compone de rollos que asemejan limpiadores de cocina. Un empaque representativo aparece en la figura 5. Cada rollo se hace del tamaño que se ajuste a las dimensiones de la columna, y cada uno

se encuentra soportado sobre el inmediato inferior, de tal forma que llena por completo las secciones empacadas de la columna.

Los empaques Goodloe metálicos se hacen tejiendo 12 hilos de alambre de 0.014 cm. de diámetro para formar un conducto tubular que posteriormente se aplanan. El tubo aplanado forma un listón de pared doble de unos 10 a 15 cm. de ancho, el cual es posteriormente enredado hasta formar un rollo cilíndrico. Se afirma que una columna empacada con Goodloe es acerca a la capacidad de una de cachuchas, y que su eficiencia de contacto es casi igual a la de los empaques Stedman (10), (11). Comercialmente se han usado los empaques Goodloe en columnas hasta de 2 metros de diámetro.

Para servicios corrosivos, el empaque Goodloe se fabrica a base de filamentos de Nylon. Como el hilo de este material es más grueso que el metálico, estos empaques tienen menor área libre y su capacidad es menor.



Empaque Goodloe

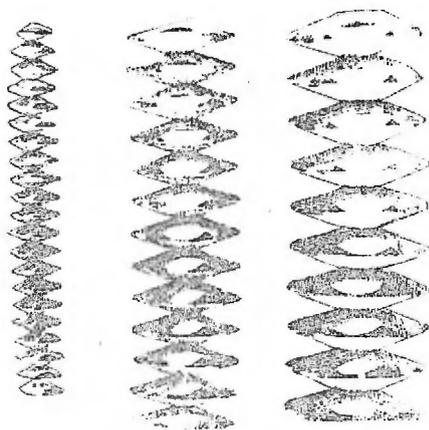
FIGURA 5

EMPAQUES DE ALTA EFICIENCIA

Los empaques de alta eficiencia incluyen los siguientes tipos: Stedman, de malla (McMahon, Dixon, Borad), de metal perforado Cannon y de hélice. Estos empaques son caros y se usan con mayor frecuencia en pequeñas columnas de laboratorio, aunque se han utilizado en algunas instalaciones comerciales.

EMPAQUES STEDMAN

Los empaques Stedman (12), (13) se fabrican de tela tejida de alambre (generalmente de 0,023 cm. de diámetro) con seis o nueve hilos por centímetro cuadrado. Hay dos tipos de ellos: cónicos y piramidales. El tipo cónico se diseña para columnas de destilación pequeñas. En la figura 6 se puede observar que está formado por celdas. Cada una de ellas consiste de dos conos aplastados y unidos por sus perímetros; así cada celda parece una almaja. El borde externo de cada cono presenta un agujero y estos se colocan en lados opuestos. Las celdas van soldadas por las puntas de los conos. En cada celda el líquido fluye desde la cima del cono levantado (punta hacia arriba) a la periferia de la celda, a la cima del cono invertido y de ahí a la celda inferior. El vapor entra por la abertura del cono inferior y cruza hacia la abertura del superior, ahí se divide y sigue por caminos semicirculares hasta la abertura del cono inferior de la siguiente celda. El uso de los empaques Stedman cónicos se limita a columnas de pequeño diámetro, no mayores de unos 50 mm.



Empaques Stedman de 25, 19 y 9.5 mm. de Diámetro

FIGURA N° 6

Los empaques piramidales se usan en columnas mayores. Esencialmente son iguales a los del tipo cónico excepto en que, a) el empaque está formado por múltiples celdas en cada nivel horizontal, y b) para permitir la unión de celdas en planos horizontales, los conos se substituyen por pirámides. Los empaques piramidales se hacen de piezas de tela metálica, cuya superficie consiste en pirámidas triangulares realizadas y en arreglos triangulares con 0.95 cm. entre centros. Se colocan piezas sucesivas a manera de permitir soldar las plantas de la pieza inferior con las depreciones de la superior. El líquido fluye de la planta de cada pirámide hacia sus tres lados y de ahí a las puntas de las pirámides de la capa inferior.

Los empaques Stedman se usan generalmente en columnas de diámetro pequeño, aunque ocasionalmente han sido usadas en columnas grandes. Para

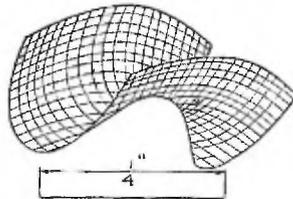
evitar la canalización por las paredes en columnas pequeñas, tanto el empaque Stedman como la columna deben de fabricarse con tolerancias estrechas y este requisito hace costosa la instalación (24).

EMPAQUES DE MALLAS

Los empaques metálicos de mallas se hacen en forma de anillos y sillas. Hechos en tamaños pequeños (0.6 cm. o menos), son altamente eficientes debido a que su tamaño y la malla proporcionan una gran área superficial. También su amplia área de flujo permite altas capacidades, con bajas caídas de presión.

Los empaques de malla más comunes son el Dixon (15) y el Borad (2). Los Anillos Dixon (de 0.16 a 0.6 cm. de diámetro) consisten en una vuelta de malla de alambre, formando un cilindro con uno de los extremos hacia adentro para formar un anillo dividido. Los Anillos Borad (de 0.16 a 0.6 cm. de diámetro) difieren en que tienen pared doble de malla por estar hechos con dos vueltas.

Las sillas de malla se conocen con el nombre comercial de empaque McMahon (14), (16), (17). Los empaques McMahon se hacen de pequeños cuadros de tela de alambre doblada en forma semejante a la de las sillas Beri. Los empaques formados por piezas de 0.6 cm. de diámetro, llegan a contener hasta 14000000 de unidades por cada metro cúbico. Los empaques McMahon parecen ser un tanto menos eficientes que los Stedman, pero son más resistentes y no requieren de tantos cuidados para su instalación y manejo. La figura 7 ilustra un empaque de este tipo.

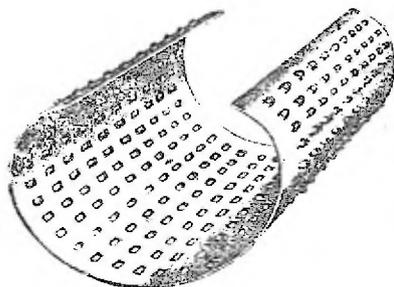


Empaque McMahon

FIGURA 7

EMPAQUES CANNON DE METAL MULTIPERFORADO

Los empaques Cannon (18) que se ilustran en la figura 8 se fabrican de lámina delgada a la cual se le hacen cerca de 150 perforaciones por centímetro cuadrado. Las perforaciones no se hacen con limpieza, sino de manera que la broca deje rebordes realizados en un lado de la lámina, a manera de rayador de cocina. Cuando una tira de este material se sumerge parcialmente en un líquido, la tensión superficial obliga al líquido a subir a la superficie de la lámina. Esta propiedad tiene como consecuencia la intensificación de la distribución del reflujo líquido en la columna. El empaque se hace en tamaños nominales de 0.4 y 0.6 cm. Para llenar un metro cúbico de volumen empacado se requieren 42000000 piezas de tamaño pequeño y 12000000 de las más grandes.



Empaque Cannon

FIGURA 8

HELICES

También se han usado hélices hechas de alambre o vidrio como empaques de laboratorio (10). Las hélices de alambre normalmente son de una sóla vuelta y tienen un diámetro usual de 0.24 cm., pero las hay más pequeñas y hasta de 0.12 cm. de diámetro. Las hélices más pequeñas de vidrio se hacen de fibras de vidrio (de 0.046 cm. de grueso) con un diámetro interno de 4 mm. Tamaños menores son demasiado frágiles para el uso general.

MATERIALES DE CONSTRUCCION DE LOS EMPAQUES

Una de las ventajas de los empaques radica en la variedad de los materiales de que pueden hacerse; estos incluyen porcelana, cerámica especial gruesa, cerámica resistente a los alcalis, carbón, acero, diversas

aleaciones y plásticos como el polietileno. Los factores que afectan la selección del material incluyen costo, corrosividad de la alimentación y la naturaleza de los depósitos que se forman sobre el empaque.

Los empaques de cerámica generalmente son más baratos que los demás, pero son susceptibles de ruptura. Se usan ampliamente en la industria química, particularmente donde la resistencia a la corrosión es importante, pues resisten a la mayoría de los reactivos con excepción de alcalis fuertes y fluoruros. Se emplean también los empaques de cerámica cuando la incrustación es intensa y los depósitos no pueden eliminarse. En tales casos, se utilizan empaques baratos, como por ejemplo anillos rasching de cerámica gruesa, que se usan y se tiran una vez sucios.

Los empaques metálicos son más utilizados cuando tienen que ser removidos frecuentemente para la limpieza, siempre y cuando pueda encontrarse un material resistente a la corrosión en las condiciones de trabajo. En estos casos, la resistencia a la ruptura es una característica importante. Como los empaques metálicos tienen paredes más delgadas que los de cerámica, pueden presentar mayor capacidad que estos. En destilaciones al vacío, ésta puede ser una característica de gran importancia.

Los empaques de carbón suelen usarse cuando ni los de cerámica ni los metálicos resulten ser satisfactorios; por ejemplo, en destilaciones de mezclas que contengan ácido fluorhídrico.

CAPITULO III

GENERALIDADES SOBRE DESTILACION EN COLUMNAS EMPACADAS

I. Ecuación diferencial de transferencia de masa.

La transferencia de masa en una columna empacada se lleva a cabo a lo largo de la columna en la interfase líquido-vapor. Generalmente, ambas fases se encuentran moviéndose a contracorriente y de tal forma que el líquido desciende continuamente a través de los diferentes trayectos que se le presentan debido a la presencia del empaque en la columna, por su parte el vapor asciende de la misma forma hasta la parte superior de la columna. Las composiciones del vapor y el líquido cambian continuamente conforme pasan a través de la columna; en tales condiciones de operación, dado que el líquido se encuentra en su punto de burbuja y el vapor en su punto de rocío, y debido a que la composición en el componente menos volátil sería menor en la parte superior de la columna, la temperatura aumentará gradualmente de la parte alta de la columna hacia el fondo de la misma. Con respecto a las características operacionales de flujo, es posible que en algunas ocasiones se presenten condiciones altamente turbulentas y otras veces condiciones de flujo laminar; por tal motivo se deben de considerar importantes dos tipos de mecanismos para la transferencia de masa cuando dos fases se ponen en contacto. Bajo condiciones de flujo laminar, la transferencia de masa por difusión molecular será el proceso controlante. Bajo condiciones de flujo turbulento el proceso controlante es la transferencia de masa por difusión convectiva o difusión en forma de remolinos. Ambos mecanismos contribuirán a la transferencia de masa cuando los rangos de flujos sean intermedios al laminar y al turbulento.

Considerando una torre empacada como la esquematizada por la figura 9.

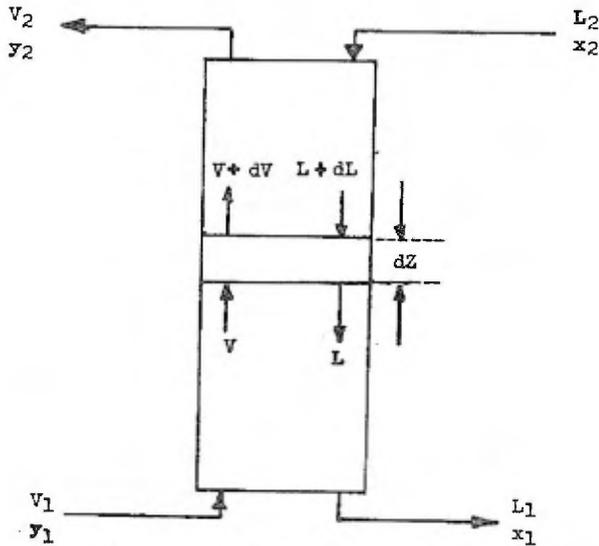


FIGURA 9

donde:

V = flujo molar de la fase vapor v , lb mol/hr.

L = flujo molar de la fase líquida, lb mol/hr.

y = fracción molar del componente más volátil en la fase vapor.

x = fracción mol del componente más volátil en la fase líquida.

dz = altura diferencial de torre, ft.

Al régimen permanente, un balance de materiales sobre la sección diferencial nos da:

$$dV = dL \quad (3-1)$$

Y un balance para un componente sobre la misma sección nos dará una relación para las composiciones de las dos fases en contacto en cualquier punto de la torre.

$$d(Vy) = d(Lx) \quad (3-2)$$

Integrando entre el fondo y cualquier punto de la torre

$$Vy - V_1 y_1 = Lx - L_1 x_1 \quad (3-3)$$

$$Vy + L_1 x_1 = Lx + V_1 y_1 \quad (3-4)$$

La ecuación 3-4 es la ecuación de la línea de operación y será válida para cualquier punto de la torre. Cuando V y L sufren variaciones por cambios en la concentración o en la posición, se tendrá una línea de operación curva. Cuando se presenten cambios de extrema dilución, los cambios en la concentración tendrán efectos muy poco significativos en V y L y la línea de operación será una recta.

La velocidad de transferencia de masa a través de una película convencional por difusión equimolar puede ser expresada en forma diferencial como:

$$dN_a = k'_y (y_i - y) dA \quad (3-5)$$

$$dN_a = k'_x (x - x_i) dA \quad (3-6)$$

$$dN_a = K'_y (y^* - y) dA \quad (3-7)$$

$$dN_a = K'_x (x - x^*) dA \quad (3-8)$$

donde

N_a = Velocidad de transferencia de soluto, lb mol/hr.

k'_y = Coeficiente de transferencia de masa, lb mol/hr, Δy

k'_x = Coeficiente de transferencia de masa, lb mol/hr, Δx

K'_y = Coeficiente total de transferencia de masa, basado en concentraciones de gas.

K_y = Coeficiente total de transferencia de masa basado en con
centraciones líquidas.

x, y = Concentraciones en fase líquida y gas.

x_i, y_i = Concentraciones en la fase líquida y gas en la interfase.

x^*, y^* = Concentraciones en la fase líquida y gas en equilibrio.

dA = Área interfacial de transferencia, ft^2 .

Combinando el balance de materiales y la ecuación de velocidad, entonces para la fase V, tenemos

$$d(Vy) = k'y(y_1 - y)dA = K_y(y^* - y)dA \quad (3-9)$$

donde dA es el área interfacial de transferencia asociada con la diferencial de altura de torre, y la cual debido a que representa un proble
ma serio para su determinación, se expresa más convenientemente en la si-
guiente forma:

$$dA = a S dz \quad (3-10)$$

donde:

a = Área interfacial por unidad de volumen en empaque ft^2/ft^3 .

S = Área transversal de la torre, ft^2 .

Dado que a es usualmente desconocida en columnas empacadas pues es una función de las características del empaque, del líquido retenido y de las características de flujo de las dos fases, se combina con k_y para dar un coeficiente compuesto k'_ya con unidades de cantidad de materia trans
por unidad de (tiempo) (gradiente de concentración) (volumen de empaque).

La ecuación (3-9) se combina con la ecuación (3-10) y se obtiene

$$d(Vy) = k'y a (y_1 - y) S dz = K'y a (y^* - y) S dz \quad (3-11)$$

La ecuación (3-11) se utiliza para obtener la altura de una torre al integrar sobre el cambio total de concentración entre los puntos ex tremos de la torre.

$$\int_0^z dz = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{d(Vy)}{k'y a S (Y_1 - Y)} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{d(Vy)}{K'y a S (Y^* - Y)} \quad (3-12)$$

Por analogía, para la fase líquida

$$\int_0^z dz = \frac{d(Lx)}{k'x a S (x - x_1)} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{d(Lx)}{K'x a S (x - x^*)} \quad (3-13)$$

Si el flujo molar (V) es considerado constante a través de la torre, la ecuación (3-12) puede escribirse de la siguiente manera:

$$\int_0^z dz = V \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dy}{k'y a S (Y_1 - Y)} = V \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{d'}{K'y a S (Y^* - Y)} \quad (3-14)$$

Y de igual manera la ecuación (3-13)

$$\int_0^z dz = L \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{k'x a S (x - x_1)} = L \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{K'x a S (x - x^*)} \quad (3-15)$$

Dado que los coeficientes individuales y totales de transferencia de masa son función de los flujos L y V, los coeficientes se consideran constantes, suponiendo que las propiedades físicas no varían apreciablemente, entonces:

$$\int_0^z dZ = \frac{V}{k'y a S} \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{(Y_1 - Y)} = \frac{V}{K'y a S} \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{(Y^* - Y)} \quad (3-16)$$

igualmente,

$$\int_0^z dZ = \frac{L}{k'x a S} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x_1)} = \frac{L}{K'x a S} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x - x^*)} \quad (3-17)$$

La altura de una torre requerida para una dada separación se obtiene a partir de cualquiera de las últimas ecuaciones. El valor numérico término que implica un cambio determinado en la composición, dividido por un gradiente es designado como Número de Unidades de Transferencia, sea en resistencias de la fase vapor líquida vapor total o líquida total. Usualmente el término fuera de la integral es llamado Altura de Unidad de Transferencia.

La altura de una torre es determinada por el producto del número de unidades de transferencia y la altura de la unidad de transferencia.

$$Z = H_G N_G = H_{OG} N_{OG} = H_L N_L = H_{OL} N_{OL} \quad (3-18)$$

donde la altura de la unidad de transferencia queda definida como:

$$H_G = \frac{V}{k'y a S}, \text{ ft} \quad H_L = \frac{L}{k'x a S}$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K'y a S}, \text{ ft} \quad H_{OL} = \frac{L}{K'x a S}$$

y el número de unidades de transferencia:

$$N_g = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{Y_1 - Y}$$

$$N_l = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_1}$$

$$N_{og} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dx}{(Y^* - Y)}$$

$$N_{ol} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*}$$

La unidad de transferencia es utilizada para medir la dificultad de una separación dada. La tabla 3-1 enlista las definiciones más generales de la unidad de transferencia junto con la altura de la unidad de transferencia para el mecanismo de transferencia de masa en destilación. Se debe hacer notar que si el valor de la integral es unitario, el significado de la unidad de transferencia será: la cantidad de contacto necesario que acompaña el enriquecimiento de una fase y que es igual al gradiente en la misma fase.

<u>MECANISMO</u>	<u>NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA</u>	<u>ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA</u>	<u>GRADIENTE</u>
CONTRADIFUSION Equimolar	$N_g = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_1 - y}$	$H_g = \frac{V}{k' y_a S}$	$y_1 - y$
	$N_{og} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y}$	$H_{og} = \frac{V}{K' y_a S}$	$y^* - y$
	$N_l = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_1}$	$H_l = \frac{L}{k' x_a S}$	$x - x_1$
	$N_{ol} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*}$	$H_{ol} = \frac{L}{K' x_a S}$	$x - x^*$

EVALUACIÓN DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

1. Integración Gráfica

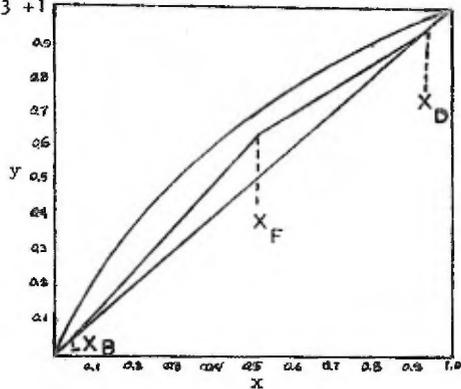
Es uno de los métodos más útiles y se encuentra limitado únicamente por la precisión con que se realice la gráfica. Se requiere que la curva de equilibrio y la ecuación del balance de materiales sean graficados en un diagrama x, y , donde podrán ser determinados los valores de x^*-x ó $y-y^*$.

Ej. 3-1

Considere la separación de una mezcla equimolar de benceno y tolueno en un producto conteniendo 95% en mol de benceno y un residuo conteniendo 5% en mol de benceno. Un radio de reflujo L/D de 3 será usado y la alimentación entrará caliente de tal forma que las moles de vapor arriba y abajo de la alimentación, serán iguales. La curva de equilibrio y las líneas de operación para las secciones de rectificación y agotamiento se encuentran esquematizadas en la figura 10.

La pendiente de la línea de operación para la sección de rectificación es: $m = \frac{R}{R+1} = \frac{3}{3+1} = 0.75$

FIG. 10



La distancia vertical entre la línea de equilibrio y la línea de operación es Y^*-y , y la distancia horizontal entre la línea de operación y la línea de equilibrio es $x-x^*$. En general, la integración debe ser llevada a cabo gráficamente, aunque en algunos casos donde la curva de equilibrio puede ser expresada como una relación algebraica entre Y y x , la integración puede llevarse a cabo algebraicamente, pero el resultado de las ecuaciones son a menudo muy complejas.

A partir de la figura 10 valores de y^*-y son obtenidos para varios valores de y . Por ejemplo, para la sección de enriquecimiento estos valores fueron tabulados en la tabla 3-2.

Y	$Y^* - Y$	$1/Y^*-Y$
0.615	0.098	10.2
0.70	0.100	10.0
0.80	0.090	11.1
0.90	0.043	23.2
0.95	0.028	35.7

TABLA 3-2

Los valores de $1/Y^*-Y$ son posteriormente calculados y entonces graficados contra los valores de Y .

El valor de $dy/(y^*-y)$

es el área bajo la curva. En la figura 11 se obtiene un resultado de 5.08. Un proceso similar se puede llevar a cabo cuando se usen valores de $x - x^*$. El uso de cualquiera de los dos gradientes para la obtención del N_{OG} o del N_{OL} es arbitrario, pero, para propósitos de una mayor exactitud debe utilizarse la ecuación que implique gradientes en términos de la principal resistencia. Esto es, si se dice que controla la fase gaseosa, entonces el gradiente a través de la fase gaseosa es mayor y puede determinarse con una mayor precisión.

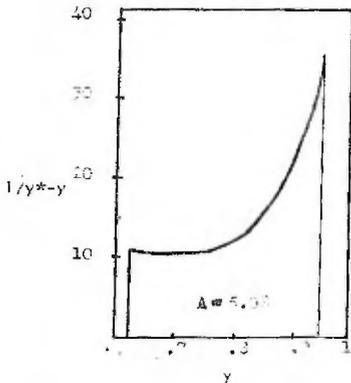


FIGURA 1

2. Método Gráfico de Baker aplicado a Destilación (21)

Este método al igual que el anterior, requiere la gráfica en coordenadas x, y de las líneas de equilibrio y operación para ambas secciones. Este método se basa en el uso de un promedio aritmético de los gradientes y también, bajo la suposición de que, a lo largo de una unidad de transferencia, tanto la línea de operación como la de equilibrio son esencialmente líneas rectas. Para el mismo ejemplo 3-1, el procedimiento se ilustra en la figura 12.

Para establecer el número de unidades de transferencia se traza la línea A-B de tal forma que sea siempre equidistante a la línea de equilibrio y a la línea de operación. Se inicia el trazo de las unidades de transferencia con el producto de destilado en el punto 1 y se tiende una línea horizontal de tal forma que la distancia 1-2 sea igual a la distancia 2-3, se baja entonces perpendicularmente hasta la línea de operación y se repite el proceso siempre logrando que la línea A-B bisecte la porción horizontal de la unidad. En el punto de alimentación se reinicia el proceso si es que la unidad de transferencia no termina en ese punto.

El número total de unidades de transferencia debe chequear cercanamente con el método de integración gráfica.

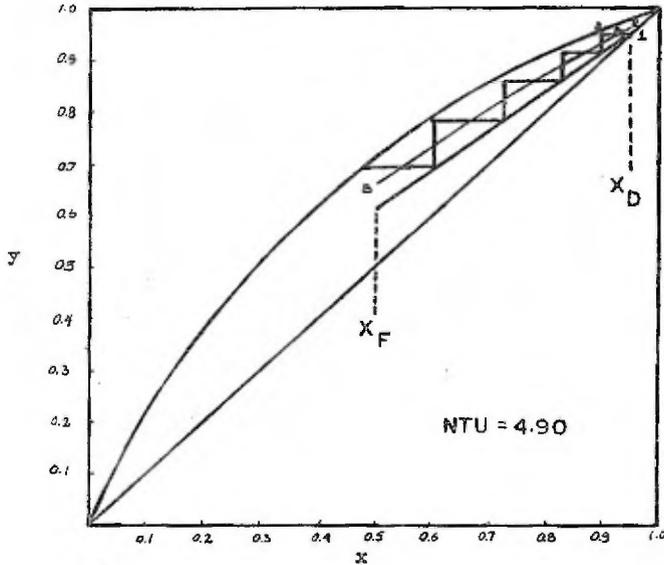


FIGURA 12

3. Evaluación del número de unidades de transferencia cuando las líneas de operación y equilibrio son ligeramente curvas (20).

Este método para el cálculo de unidades de transferencia implica el uso de ecuaciones y gráficas. Encuentra su mayor aplicación cuando las líneas de operación y equilibrio son ligeramente curvas. En los casos en que exista una marcada curvatura en una o ambas líneas el error oscilará entre 2.5 al 6%.

- a) Mezclas binarias que siguen la ley de Raoult:

En el caso de reflujo total, el número de unidades de transferencia es fácilmente calculado por la ecuación derivada por Chilton y Coburn (22)

$$Nog = \frac{2.3}{\alpha - 1} \log \frac{y_B(1-y_B)}{y_F(1-y_F)} + 2.3 \log \frac{(1-y_B)}{(1-y_F)} \quad (3-19)$$

(destilación, α constante, reflujo total)

donde Y_B , y_B se refieren a las composiciones del vapor en alimentación y en el destilado o producto respectivamente.

La volatilidad relativa está definida como:

$$\alpha = \frac{y^* (1-x)}{(1-y^*)x} \quad (3-20)$$

b) Cálculo del Número de Unidades de Transferencia para mezclas que no siguen la ley de Raoult.

Un estudio muy completo fue realizado por Colburn (20) para simplificar el cálculo del número de unidades de transferencia cuando se trabaja con sistemas no ideales y en un amplio rango de condiciones de operación. Se derivaron ecuaciones que posteriormente fueron representadas en gráficas. Para el caso de destilación, con la figura 13-a y con la tabla 3-3 se calcula frecuentemente el número de unidades de Transferencia.

TABLA 3-3

Caso I	Sección de Enriquecimiento. $m/R = \text{cte}$
$N_t = N_{og}$	$P = m/R \quad M = \frac{y_1 - m x_2}{y_2 - m x_2}$
Caso II	Sección de Enriquecimiento $m/R \neq \text{cte}$
$N_t = N_{og}$	$P = m_2/R_2 \quad M = \frac{y_1 - m_2 x_2}{y_2 - m_2 x_2} \frac{1 - m_2/r_2}{1 - y_1^*/y_1}$
Caso I - A	Sección de Agotamiento $m/R = \text{cte}$
$N_R = N_{ol} + \frac{2.3 \log m/R}{1 - R/m}$	$P = R/m \quad M = \frac{x_1 - x_2/m}{x_2 - x_2/m}$
Caso II - A	Sección de Agotamiento
$N_t = N_{ol} + \frac{2.3 \log m_2/R_2}{1 - R_2/m_2}$	$P = m_2/R_2 \quad M = \frac{x_1 - x_2/m_2}{x_2 - x_2/m_2} \frac{1 - R_2/m_2}{1 - x_1^*/x_1}$

Caso I-B	Sección de Agotamiento	$m/R = \text{cte}$
$N_t = N_1$	$P = R/m$ $M = X_1/X_2$	
Caso II-B	Sección de Agotamiento	$m/R \neq \text{cte}$
$N_t = N_1$	$P = R_2/m_2$ $M = \frac{X_1}{X_2} \frac{1 - R_2/m_2}{1 - X_1^*/X_1}$	

Nomenclatura

- $X_1, Y_1 =$ Fracción mol del componente más volátil en la corriente en t_{reda}.
- $X_2, Y_2 =$ Fracción mol del componente más volátil en la corriente de salida.
- $m =$ Pendiente de la línea de equilibrio.
- $m_2 =$ Pendiente de la línea de equilibrio en la sección diluida.
- $R =$ Radio de reflujo.
- $R_2 =$ Radio de reflujo en la sección diluida.

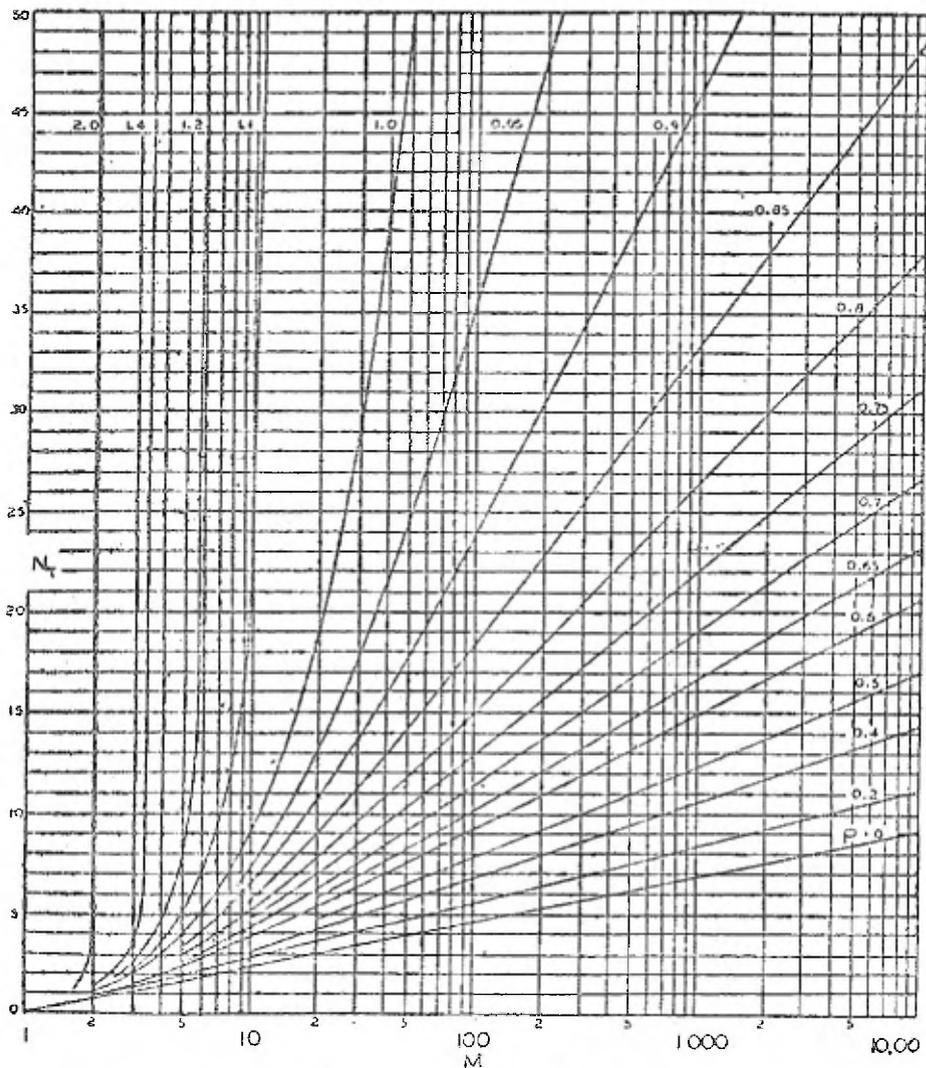
Caso I-A, II-A, se utiliza vapor como medio de calentamiento.

Caso I-B, II-B, se utiliza vapor directo en la columna como medio de calentamiento.

EVALUACION DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA

Para determinar la altura de empaque necesaria en una columna, es necesario el conocimiento de la altura de la unidad de transferencia, la cual se obtiene frecuentemente a partir de estudios en plantas pilotos para empaques que posteriormente serán usados en equipos a nivel industrial.

En 1935 Colburn y Chilton (22) propusieron una correlación para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia basándose en estudios de transferencia de masa a través de tubos empacados y donde el HTU fue finalmente expresado en función del factor j_a de transferencia de masa de la siguiente manera:



$$N_p = \frac{2.3 \log [(1 - P) M + P]}{(2 - P)}$$

$$HTU = \frac{G}{K_G^a P M m} = \frac{1}{Ja} \left[\frac{M}{P K_d} \right]^{2/3} \quad (3-21)$$

- donde
- G = masa vel del gas lbmol/hr ft²
 - K_G^a = Coeficiente total en la fase gaseosa
lb mol/(hr)(ft³ de Vol. empacado)(atm)
 - P = Presión total, atm.
 - M = Peso molecular promedio de la corriente de vapor.
 - Ja = Factor de transferencia de masa.
 - μ = Viscosidad, lb/(hr)(ft)
 - ρ = Densidad, lb/ft³
 - k_d = Coeficiente de difusión, ft²/hr

Dado que se contaba con una gran cantidad de correlaciones entre el número de Reynolds (Re) y el factor Ja para flujos a través de tubos, era entonces posible el obtener valores experimentales de HTU.

Cornel, Knapp, Close y Fair (23) (24) desarrollaron una expresión para determinar la altura de la unidad de transferencia para la resistencia total en la fase gaseosa, considerando el efecto de transferencia en la fase líquida y gaseosa. Su fórmula es la siguiente:

$$Hog = Hg + m \left[\frac{Gm}{Lm} \right] HI$$

- donde
- Hog = Altura de la unidad de transferencia para fase gaseosa total, ft.
 - Hg = Altura de la unidad de transferencia para la fase gaseosa, ft.
 - HI = Altura de la unidad de transferencia para la fase líquida, ft.

m = Pendiente de la curva de equilibrio.

Gm/Lm = Radio molar del gas al líquido.

Para determinar las alturas de las unidades de transferencia para la fase gaseosa y líquida, estudiaron variables tales como altura de empaque, diámetro de columna, propiedades físicas del líquido, tipo de empaque, tamaño de empaque, masa velocidad del gas y del líquido, y porcentaje de inundación. Las fórmulas para obtener estas alturas son las siguientes:

$$H_g = \frac{Y (Sc_g)^{1/2}}{(L f_1 f_2 f_3)^n} \left[\frac{D}{12} \right]^x \left[\frac{Z}{10} \right]^{1/8} \quad (3-23)$$

$$H_l = \Phi (Sc_L)^{1/2} C \left[\frac{Z}{10} \right]^{0.15} \quad (3-24)$$

donde

C = Factor de corrección para Hl a grandes gastos.

D = Diámetro de columna, in

Z = Altura de empaque entre redistribuidores, ft

Scg = Número de Schmidt para la fase gaseosa

L = Masa velocidad del líquido, lb/(ft²)(hr)

$f_1 = \left[\frac{\mu_l}{\mu_w} \right]^{0.16}$ = Radio de viscosidad del líquido en las condiciones de la columna a la viscosidad del agua a 20°C.

$f_2 = \left[\frac{\rho_w}{\rho_l} \right]^{1.25}$ = Radio de densidad del agua a 20°C a la del líquido en las condiciones de la columna.

$f_3 = \left[\frac{\sigma_w}{\sigma_l} \right]^{0.8}$ = Radio de tensión superficial del agua a 20°C a la del líquido en las condiciones de la columna.

x = 1.24 para anillos Raschig

x = 1.11 para sillas Berl

Y = $H_g \frac{(L f_1 f_2 f_3)^n}{(Sc_g)^{0.5}}$ Determinada a partir de valores experimentales de Hg.

$\Phi = (HI/Scl)^{0.5}$ Determinada a partir de valores experimentales de HI.

n = 0.6 para anillos Rasching

n = 0.5 para sillas Berl

Hinds y Whitt (25) desarrollaron una fórmula basada en su propio trabajo, con dietanolamina y trietanolamina en una torre de 30 in. de diámetro empacada con anillos rasching de 5/8 in. en una altura de 4.9 ft y operada a una presión absoluta de 5 mm. de Hg. Su ecuación para el HETP (altura equivalente de un plato teórico) es la siguiente:

$$\text{HETP} = \frac{70}{\left| \frac{L}{\mu_1 d} \right|^{0.5}}, \text{ ft} \quad (3-25)$$

donde

L = Gasto de reflujo, lb/(ft²)(hr)

μ_1 = Viscosidad del líquido, lb/(ft)(hr)

d = Diámetro de los anillos Rasching, ft

Esta ecuación toma su cuenta como únicas variables de importancia al tamaño de empaque, el gasto del líquido y la viscosidad. Para operaciones con relación de columna a empaque de 8 a 1 ó mayores y con menos de 3 m. de altura empacada, se dice que la ecuación describe datos publicados recientemente dentro de un 40 % de aproximación.

Murch (26) encontró una correlación al trabajar con datos experimentales de varios investigadores en columnas operadas a presiones cercanas a la atmosférica y con altas relaciones de reflujo:

$$\text{HETP} = K_1 G^{k_2} D^{k_3} H^{0.33} (d\mu_L/\rho_L) \quad (3-26)$$

donde

k₁, k₂, k₃ son constantes para diferentes empaques.

- G = Masa velocidad del vapor, lb/(ft²)(hr)
 D = Diámetro de la columna, in.
 H = Altura empacada, ft (entre distribuidores de líquido).
 d = Volatilidad relativa.
 μ_1 = Viscosidad del líquido, centipoises
 ρ_1 = Densidad del líquido, g/cm³

Para las constantes, Murch recomienda los valores de la tabla 3-4. Como la mayoría de estos datos se obtuvieron a reflujo total y como la ecuación no toma en cuenta la masa velocidad del líquido, los resultados son dudosos para operaciones con bajas relaciones de reflujo.

TABLA 3-4

CONSTANTES RECOMENDADAS PARA LA ECUACION DE MURCH

EMPAQUE	TAMAÑO EN PULGADAS	k ₁	k ₂	k ₃
Anillos Raschig	0.38	2.10	-0.37	1.24
	0.50	8.53	-0.24	1.24
	1.0	0.57	-0.10	1.24
	2.0	0.42	0	1.24
Sillas Berl	0.5	5.62	-0.45	1.11
	1.0	0.76	-0.14	1.11
McMahon	0.25	0.017	0.50	1.0
	0.38	0.20	0.25	1.0
	0.50	0.33	0.20	1.0
Cannon	0.16	0.33	0.25	0.30
	0.24	0.076	0.50	0.30
Stedman	2	0.077	0.48	0.24
	3	0.363	0.26	0.24
	6	0.218	0.32	0.24

Ellis (27) desarrolló una fórmula para el HETP usando anillos raschig de 1 y 2 in que fue menos compleja que la de Murch y relacionada con la de Hands & Whill excepto en que la masa velocidad del gas y la lon

gitud del empaque fueron introducidos como variables, mientras que la viscosidad era omitida:

$$\text{HETP} = \left[18D + 12 m \left\{ (G/L) - 1 \right\} (h/10)^{0.5} \right] \quad (3-27)$$

donde

- D = Diámetro de empaque, in
- m = Pendiente promedio de la curva de equilibrio
- G = Masa velocidad del gas lb/(ft²)(hr)
- h = Altura del empaque, ft
- L = Masa velocidad del líquido, lb/(ft²)(hr)

A reflujó total la ecuación de Ellis se simplifica hasta:

$$\text{HETP} = 18 D$$

En conjunto, las diversas ecuaciones causan confusión; difieren ampliamente en los parámetros usados y en las variables implicadas en cada uno de los diferentes casos, e inclusive algunos de ellos aparecen provocando efectos opuestos.

En vista de la gran variedad de empaques, los datos para la obtención del HEPT para cualquier operación se estiman preferentemente a partir de datos obtenidos en operaciones similares. La tabla 3-5 contiene los datos publicados para diversos sistemas en columnas de más de 30 cm. de diámetro.

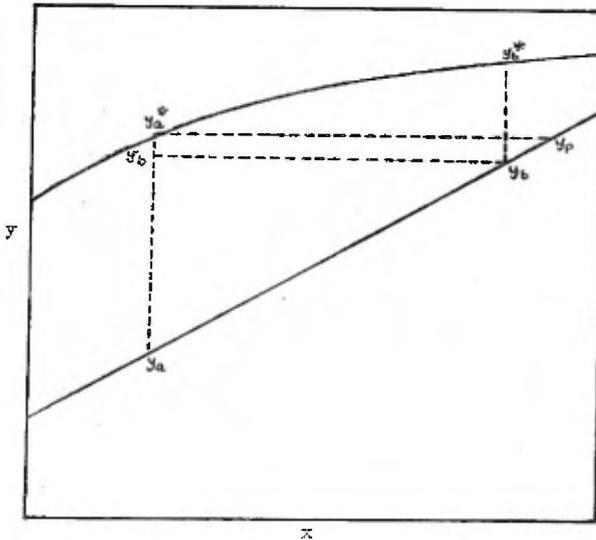
TABLA 3- 5

DATOS PUBLICADOS DE METP PARA COLUMNAS DE DESTILACION

ENPAQUE	DIAMETRO DEL ENPAQUE IN	PROFUNDIDAD DEL ENPAQUE FT	DIAMETRO DE LA COLUMNA IN	SISTEMA	HETP MINIMO IN	REFERENCIA
Anillos	0.3	3	18	Etanol-Agua	4	28
Raschig	0.6	6.6	18	Etanol-Agua	10	29
	0.6	6.5	30	Etanol-Agua	11	29
	0.6	6.5	18	CCl ₄ -Benceno	9	29
	0.6	6.5	30	CCl ₄ -Benceno	9	29
	0.6	6.5	18	Benceno-metil ciclohexano	9	29
	0.6	6.5	30	Benceno-metil ciclohexano	10	29
	0.6	6.5	18	Tolueno-metil ciclohexano	9	29
	0.6	6.5	30	Tolueno-metil ciclohexano	10	29
	0.75	7	16	Benceno-dicloruro de etileno	16	23, 24
	0.9	3	18	Etanol-Agua	6	30
	0.9	3	30	Etanol-Agua	7	30
	1.0	6.5	30	Etanol-Agua	12	29
	1.0	6.5	30	CCl ₄ -Benceno	10	29
	1.0	6.5	30	Benceno-metilciclohexano	13	29
	1.0	6.5	30	Tolueno-metilciclohexano	13	29
	1.0	3	18	Etanol-Agua	8	28
	1.0	-	30	Acetona-Agua	12	31
	1.0	9	14	Metanol-Agua	22	26
	1.0	10	30	Metanol-Agua	53	26
	1.0	18	18	Metanol-Agua	29	26
	1.1	3	18	Etanol-Agua	8	28, 30
	1.1	13	18	Etanol-Agua	12	28, 30
	1.4	3	18	Etanol-Agua	10	28
	2.0	3	30	Etanol-Agua	12	31
Anillos Pall	1.0	3	30	Etanol-Agua	6	31
	1.0	-	30	Acetona-Agua	10	31
	2.0	-	30	Etanol-Agua	10	31
Sillas Berl	1.0	3	18	Etanol-Agua	11	31
	1.0	20	24	Benceno-dicloruro de etileno	20	23, 24
Sillas Intalox	1.0	6	20	Benceno-dicloruro de etileno	21	23, 24
Panapak	-	4	15	Benceno-Tolueno	12	8
Spaypak	-	4	27X15	Agua-Pesoda-Agua	13	9
Stedman	-	-	36	Hydrocarburos	3	32
	-	-	132	Hydrocarburos	4	32, 12

COMPARACION DE HTU Y HETP

En 1922 Peters (33) sugirió que las operaciones que se llevaran a cabo en columnas empacadas y principalmente las de destilación, fueran tratadas como si se llevaran a cabo en columnas de platos. La altura de una columna empacada fue entonces dividida entre éste número para dar la altura equivalente a un plato teórico (HETP). El concepto de plato teórico implica que el cambio en la composición del vapor pasando a través de un plato es igual a la diferencia entre la composición de el vapor entrando y el correspondiente vapor en equilibrio, o sea $Y_p - Y_a = Y_a^* - Y_a$ (figura 13). Por otro lado, una unidad de transferencia es definida como $Y'_b - Y_a = (Y^* - Y)_m$



Relación de HTU y HETP

FIGURA 13

Si el valor medio de $(Y^* - Y)_m$, es igual a $Y^*_a - Y_a$, los dos conceptos son idénticos. Esto se logra cuando la curva de equilibrio es paralela a la línea de operación, esta condición raramente se encuentra en rangos apreciables de Y . Una demostración de esta relación para el proceso de absorción fue desarrollado también por Sherwood y Gilliland (34). Si los valores de Y y aumentan conforme el vapor pasa a través de la columna, se requerirá un mayor número de unidades de transferencia que de platos teóricos.

Debido a la mayor facilidad para el trazo del número de platos teóricos en un diagrama McCabe Thiele comparado con el problema requerido para hacer una gráfica adicional de $1/Y$ vs Y , y determinar el área bajo esa curva para obtener el número de unidades de transferencia, se sugiere el siguiente procedimiento para problemas de destilación donde no se requiere una gran exactitud. En el diagrama McCabe Thiele las unidades de transferencia pueden obtenerse como etapas, si se tiene cuidado en hacer la magnitud del enriquecimiento logrado por cada unidad, $Y^*_b - Y_a$, igual al promedio de los valores $Y^*_a - Y_a$ y $Y^*_b - Y_b$. Esto es, escogiendo un punto b (figura 13) en la línea de operación de tal forma que

$$(Y_b - Y_a) = 0.5 \left[(Y^*_a - Y_a) + (Y^*_b - Y_b) \right] \quad (3-28)$$

Si la curva de equilibrio y la línea de operación fueran rectas (aunque no paralelas) sobre el cambio $Y_b - Y_a$, y el valor medio logarítmico de $Y^*_a - Y_a$ fuera usado, el método sería exacto. Para la mayoría de los problemas la inexactitud implicada por la curvatura de una o ambas de estas líneas y por el uso de la media aritmética en lugar de la media logarítmica es de consecuencias casi despreciables.

En el caso de curvas de equilibrio y de líneas de operación que diverjan sobre una parte del rango de destilación y converjan sobre otra parte, el número total de unidades de transferencia puede ser prácticamente igual al número de platos teóricos. Tal condición existe a reflujo total y con mezclas ideales con bajas volatilidades relativas. En ejemplo claro de este caso puede verse en la tabla 3-6 en la cual el número de unidades de transferencia fue calculado por medio de la ecuación 3-19, y el número de platos teóricos fue calculado por la ecuación (3-29) derivada por Fenske (35):

$$\text{N}^{\circ} \text{ de Platos Teóricos} = \frac{\log \left[\frac{Y_2(1-Y_1)}{Y_1(1-Y_2)} \right]}{\log \alpha} \quad (3-29)$$

TABLA 3- 6

y_1^a	y_2^b	α	Unidades de Transferencia	Platos Teóricos
0.01	0.50	1.1	46.5	47.5
0.50	0.99	1.1	50.0	47.5
0.01	0.99	1.1	96.5	95.0
0.01	0.50	3.0	3.0	3.3
0.50	0.99	3.0	3.9	3.3
0.10	0.99	3.0	6.9	6.6

Sin embargo, en muchos casos el número de unidades de transferencia difiere muy notablemente del número de platos teóricos y la aplicación del anterior concepto puede conducir a diseños poco satisfactorios. Para el ejemplo de la figura 14, se determinaron tanto el número de unidades de transferencia, como el de platos teóricos y los resultados fueron los siguientes:

TABLA 3 - 7

	Unidades de Transferencia	Platos Teóricos
Abajo de la Alimentación	2.76	4.25
Arriba de la Alimentación	9.30	8.10

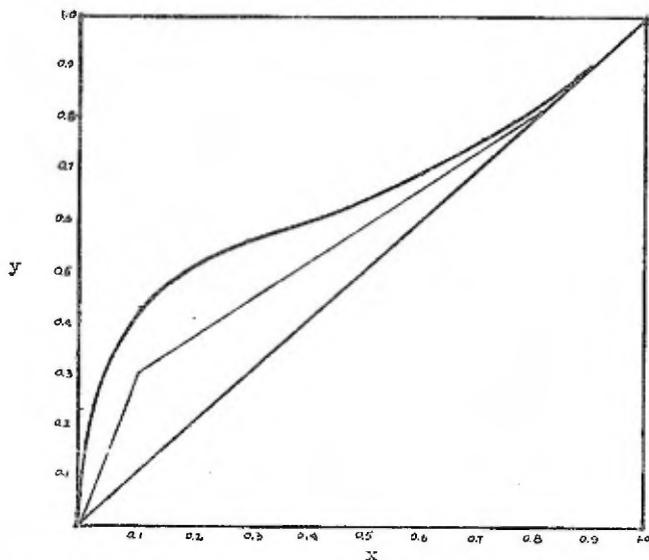


FIGURA 14

Diagrama McCabe Thiele para la Rectificación del Sistema Etanol - Agua. Composición de la alimentación, 10% de etanol; composición del residuo 0.1% de etanol; composición del producto, 80% de etanol; $L/V = 0.715$.

Puede notarse a partir de la tabla 3-7 que si, bajo condiciones comparables, el HTU y HETP para el empaque empleado fuera por ejemplo, un pie, es aparente que un diseño basado en el HETP tendría la alimentación en un punto muy alto. Si únicamente fuese completada la sección de enriquecimiento, la columna basada en el HETP sería muy pequeña.

Cuando las líneas de equilibrio y operación son prácticamente rectas, los valores de HETP y HTU están relacionados por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{\text{HETP}}{\text{HTU}} = \frac{(m \text{ G/L}) - 1}{\ln(m \text{ G/L})}$$

Para sistemas binarios cuando las líneas de operación y equilibrio son rectas $m\text{G/L} - 1$ y $\text{HETP} = \text{HTU}$.

Como normalmente los valores de HETP son numéricamente cercanos a los de HTU, y debido principalmente a la incertidumbre en el cálculo de cualquiera de los dos, es razonable el uso de valores estimados para HETP en lugar de HTU y viceversa.

CAPITULO IV

DESCRIPCION DEL EQUIPO

Las características y las partes esenciales del equipo que ha sido utilizado para la realización del presente estudio se encuentran detalladas a continuación.

COLUMNA

La columna está constituida por un tubo de vidrio pyrex (doble grueso) de 4 pulgadas de diámetro nominal y cuya longitud es de 30 pulgadas. En los extremos de la columna se encuentran colocadas dos reducciones también de vidrio pyrex del mismo espesor, cuyo objeto principal es el de disminuir el diámetro de la columna hasta 2 pulgadas para lograr el ensamble con las secciones inferior y superior de la columna. Estas reducciones se encuentran unidas a ambos lados por bridas. Con el fin de lograr un perfecto ensamble y para impedir posibles fugas, se utilizaron entre brida y brida, unas juntas de material Garlock.

HERVIDOR

El hervidor de la torre está formado por un matraz de bola de tres bocas y con una capacidad de 5 litros, el cual utiliza como medio de calentamiento una manta calefactora esférica, formada por dos secciones, la superior admite una carga máxima de 600 watts y la inferior de 300 watts, las cuales hacen un total de 900 watts, necesarios para el adecuado funcionamiento de la torre. Por la boca central del matraz sale el vapor y por las dos laterales, que son de un menor diámetro, se hacen retornar las corrientes del líquido provenientes de la parte superior e inferior de la columna.

CONDENSADOR

El condensador está constituido por una camisa de vidrio pyrex de 3 pulgadas de diámetro y con una longitud de 20 pulgadas, en cuyo interior se encuentran colocados dos serpentines de tubo de cobre conectados en serie. El serpentín externo es de $3/8$ de pulgada y cuyas espiras son de $2\ 3/4$ pulgadas de diámetro externo. En la parte interior se encuentra colocado otro serpentín de $1/4$ de pulgada y con espiras de 2 pulgadas. Se utilizó agua como medio de enfriamiento y durante el funcionamiento de la columna se pudo observar que la transmisión de calor a través del condensador era suficiente para la condensación de todo el vapor proveniente de la columna, aún en las máximas condiciones de operación.

RECOLECTORES

Con la finalidad de coleccionar la totalidad del líquido proveniente de la parte superior de la columna (del condensador) y de la parte inferior de la columna, para que posteriormente pudieran ser medidos los flujos, se intercalaron dos recolectores de líquido. Uno fue colocado entre la reducción de la parte inferior de la columna y la boca central del matraz, y el otro entre el condensador y la reducción de la parte superior de la columna. Los recolectores, que a simple vista semejan un matraz de fondo plano, son de vidrio pyrex de 3 pulgadas de diámetro y en cuya parte media interna contiene un canal circular, donde habrá de colectarse el líquido que desciende por las paredes. Además, para evitar que algunas gotas pudiesen caer libremente por el interior del tubo, se colocaron unos conos de lámina de aluminio, que desvían las gotas hacia el canal. El otro recolector, con las mismas características del anterior, fue intercalado entre el condensador y la reducción superior de la columna. El líquido colec-

tado es enviado hacia el hervidor por medio de conductos formados casi en su totalidad de tubo de cobre, donde se encuentran intercaladas dos buretas graduadas, que son utilizadas para medir el flujo volumétrico de las dos corrientes.

TUBERIAS

Como ya se dijo anteriormente, la tubería se encuentra constituida esencialmente de tubo de cobre; las uniones entre las salidas de tubo de vidrio de la columna y el tubo de cobre se hicieron con pequeños tramos de manguera de pvc, la cual tenía la ventaja tanto de provocar un sellado hermético como el de ser inerte a los solventes con los que se trabajó. Para los casos en que se quisiera extraer la totalidad del destilado o parte de él, fue colocado un sistema formado por válvulas de paso en la tubería. Este sistema de tuberías tiene la ventaja de que el régimen permanente se puede alcanzar a partir de una sola carga inicial en el hervidor, pues las corrientes provenientes del destilado y el residuo son introducidas al hervidor, de tal forma que se puede tener una composición constante en el hervidor y un gradiente de concentración, también constante, a lo largo de la columna.

CONTROL DE VOLTAJE

Con el fin de obtener diferentes cargas térmicas constantes en el hervidor, logrando así diferentes flujos de vapor, y asegurar un adecuado funcionamiento de la manta calefactora, fue necesaria la instalación de un controlador de voltaje, el cual fue colocado sobre una base metálica a un lado de la columna.

SOPORTES DE LA TORRE

La torre se encuentra soportada por medio de tres estructuras de tubo galvanizado de 2 pulgadas, las cuales se encuentran fijadas tanto a la pared como al piso del laboratorio. Debido a que casi toda la columna está constituida de vidrio, fue necesario que las uniones entre los soportes y la columna se hicieran por medio de resortes que la fijan por la parte superior, otros tres en la brida de unión en la parte inferior y finalmente, otros tres resortes que se encuentran soportando la canasta donde se encuentran soportando la canasta donde se encuentra la menta calefactora. Con este dispositivo se nulifica cualquier efecto producido ya sea por un sismo o cualquier otro movimiento brusco que se llegara a presentar sobre la columna. Se presentan algunos detalles de la columna en las figuras 15, 16 y 17.

EMPAQUES

Teniendo en cuenta que el empaque de una columna de destilación es uno de los dispositivos de mayor importancia, se utilizaron tres diferentes tipos de empaques: Anillos raschig, esferas de vidrio y fibra de acero. Las cuales debido a sus diferentes propiedades físicas, darán como resultado el que se tengan diferencias tanto operacionales como de transferencia de masa. Las características de cada uno de ellos se encuentran en la tabla 4-1, en las figuras 18, 19 y 20 se encuentran ilustradas.

TABLA 4 - 1

<u>Empaque</u>	<u>Dímetro, mm</u>	<u>Altura, mm</u>	<u>Peso, gr</u>	<u>Densidad, gr/cm³</u>
Anillos Raschig	7.5	7.5	0.390	2.6
Esferas de Vidrio	14.5	14.5	4.472	2.81
Fibra de Acero	120.0	30.0	28.740	8.20

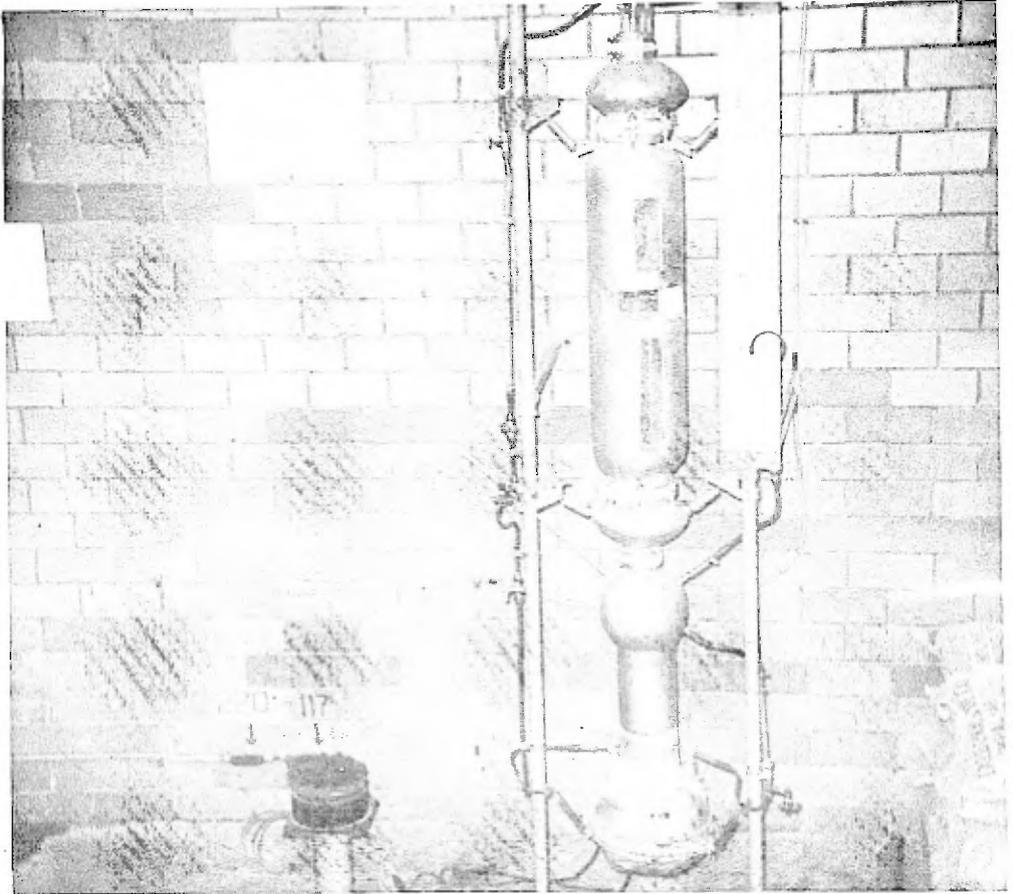


FIGURA 15

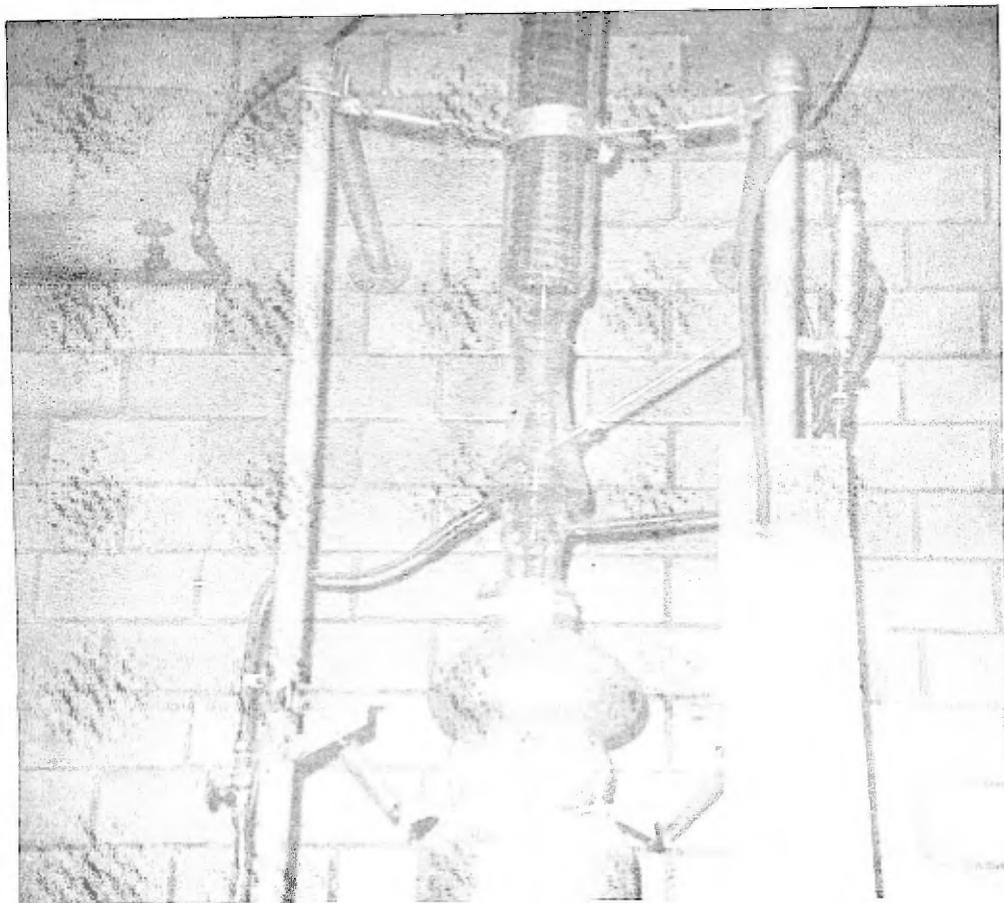


FIGURA 16

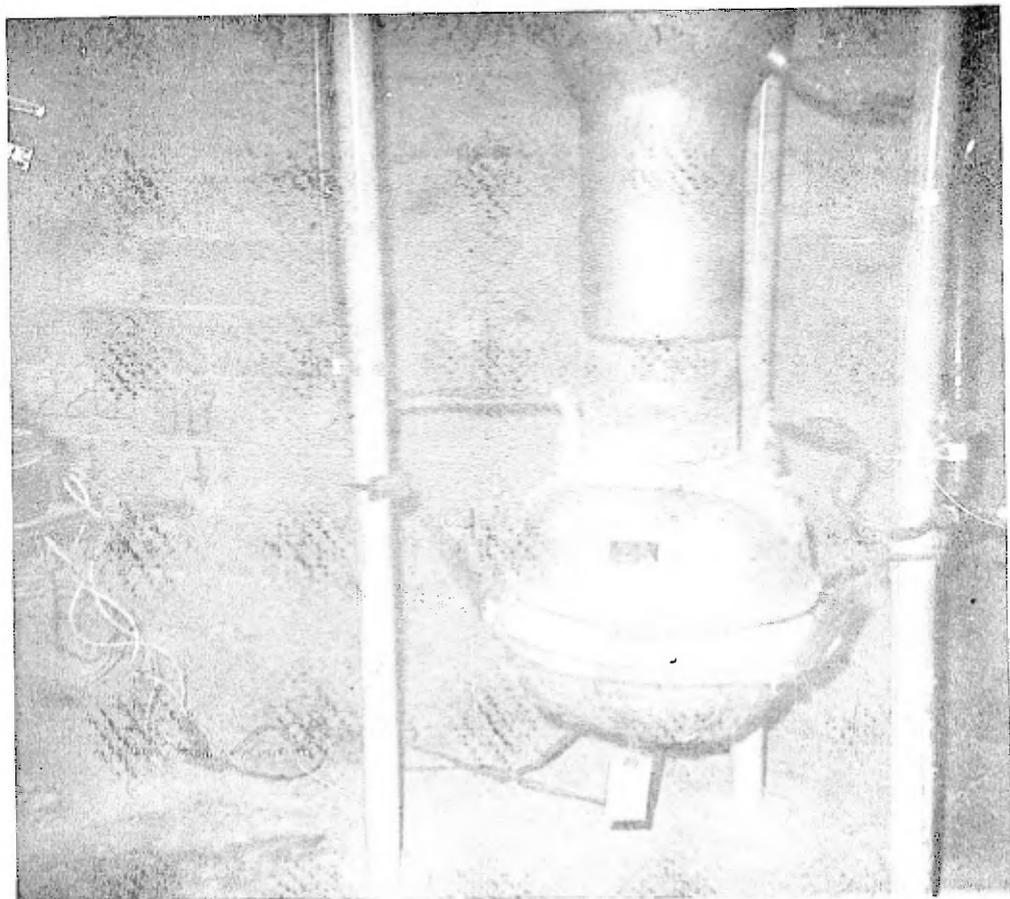


FIGURA 17

INSTRUMENTOS

Con el objeto de medir los flujos provenientes del destilado y residuo, se instalaron unas buretas graduadas en las tuberías anexas a la columna provenientes de los recolectores superior e inferior de la columna. Si en un momento determinado, a régimen permanente se cierra completamente la llave de la buereta, y se toma el tiempo de llenado para un volumen determinado, puede determinarse el gasto volumétrico. Estos dos medidores de flujo, debido a las características de la columna, son suficientes para conocer el total de las corrientes a lo largo de la columna, ya que

$$V = D + L \quad (4-1)$$

y como todo el líquido que desciende por la columna sale por la línea de residuo

$$L = B \quad (4-2)$$

y entonces

$$V = D + B \quad (4-3)$$

La relación de reflujo será

$$R = \frac{L}{D} = \frac{D}{B} \quad (4-4)$$

Como puede verse, conociendo los flujos del destilado y residuo es posible conocer la relación de reflujo.

CAIDA DE PRESION

Con el fin de medir la caída de presión a través de la torre empacada, se utilizó un manómetro diferencial, cuyos extremos se encuentran conectados a las tomas de presión que se localizan en los recolectores inferior y superior de la columna. Con el objeto de impedir que el vapor saturado proveniente de la columna del condensador se mezcle con el agua que se está utilizando para medir la diferencia de presión, se colocaron unos pequeños condensadores de tubo de fierro galvanizado que trabajaban con el agua proveniente del condensador de la columna.

TEMPERATURA

Para medir las temperaturas en el destilado y residuo, se cuenta con unos termopozos colocados entre los dos recolectores de la columna, dentro de los cuales se colocaban dos termómetros de mercurio de 0-100° C.

COMPOSICION

En las líneas de destilado y residuo se encuentran colocadas válvulas de muestreo de latón, por medio de las cuales se extraían aproximadamente 10 ml. de muestras que eran posteriormente analizadas por medio de un refractómetro Abbe. Inicialmente se calibró una curva de índice de refracción Vs concentración para el sistema Hexano-Tolueno.

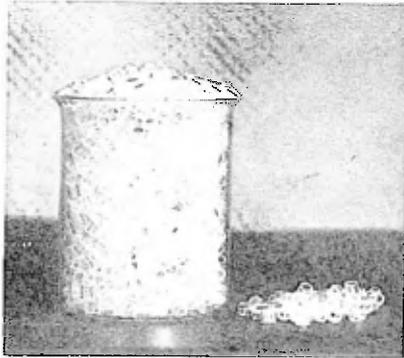
AISLAMIENTO

La columna, las reducciones de la columna y el recolector inferior fueron aislados por medio de dos capas de aislante, la primera de 1 pulgada de vermiculita y 1/2 pulgada de virvín plástico, para evitar al máxi

mo las pérdidas por radiación a través de la columna. Con el fin de observar el comportamiento de la columna durante el funcionamiento, se encuentran sin recubrir unas mirillas en la columna.

MEDIDAS CONTRA INCENDIO

Teniendo en cuenta que el sistema con el que se estaba trabajando era altamente inflamable, se cuenta con un extinguidor de CO_2 colocado a unos metros de distancia de la columna; además, se prohibió fumar en el área de trabajo.



Anillos Raschig

FIGURA 18



Esfera de Vidrio

FIGURA 19



Fibra de Acero

FIGURA 20

CAPITULO V

DESCRIPCION DEL SISTEMA UTILIZADO

Un sistema no reportado en la literatura para destilación en torres empacadas es la mezcla binaria de hexano-tolueno, y se optó por lo tanto en la elaboración del presente estudio para ese sistema.

CURVA DE EQUILIBRIO

Los cálculos necesarios para un estudio de destilación requieren del conocimiento del equilibrio vapor-líquido. Una expresión para este equilibrio es la Ley de Raoult:

$$y_a = \frac{P_a}{P} x_a \quad (5-1)$$

- donde: x_a = fracción mol del componente a en el líquido
 y_a = fracción mol del componente a en el vapor
 P_a = presión parcial del componente a en el vapor
 P_a = presión de vapor del componente a a una temperatura dada
 P = presión total

Para un sistema binario donde a es el componente más volátil y b el menos volátil

$$\frac{y_a x_a}{x_a y_b} = \frac{P_a}{P_b} \quad (5-2)$$

dado que $y_b = 1 - y_a$ y $x_b = 1 - x_a$

$$\left| \frac{y_a}{x_a} \right| \left[\frac{1 - x_a}{1 - y_a} \right] = \frac{P_a}{P_b} = \alpha_{ab} \quad (5-4)$$

La ecuación (5-4) define la volatilidad relativa del componente a respecto al componente b.

De la ecuación (5-4) obtenemos

$$y_a = \frac{x_a \alpha_a}{1 + (\alpha_a - 1) x_a} \quad (5-5)$$

en donde el valor de α se considera constante.

Para el hexano y el tolueno datos de presión de vapor a diferentes temperaturas se encuentran en la literatura (36), (37). La figura 21 nos da la presión de vapor para los dos componentes.

A la presión atmosférica de México, 589 mm. de Hg., la temperatura de ebullición del hexano es de 61°C y la del tolueno es de 101.5. Para mezclas hexano-tolueno se tomará una volatilidad relativa promedio entre estos límites de temperatura.

t°C	P Hexano	P Tolueno	α_{H-T}
61	583	144.5	4.03
80	1094	291.2	3.76
101.5	2009	583.0	$\frac{3.45}{3.75}$

Con el valor de la volatilidad relativa promedio se puede obtener el valor de y_H en función de x_H usando la ecuación (5-5)

$$y_H = \frac{x_H \times 3.75}{1 + (3.75 - 1) x_H} \quad (5-6)$$

Con la ecuación (5-6) se procedió a construir la curva de equilibrio, figura 22.

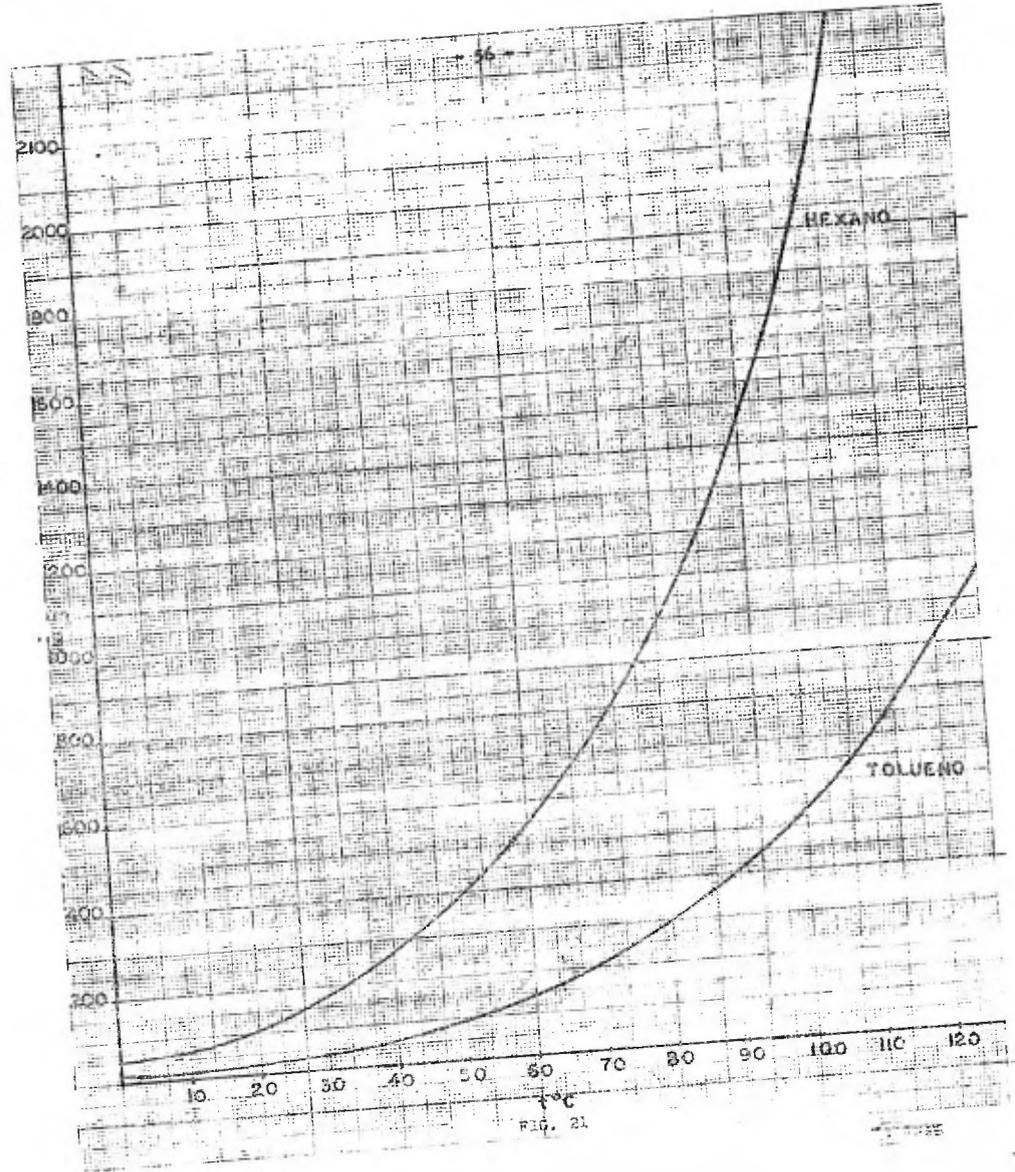


FIG. 21

11-10-56

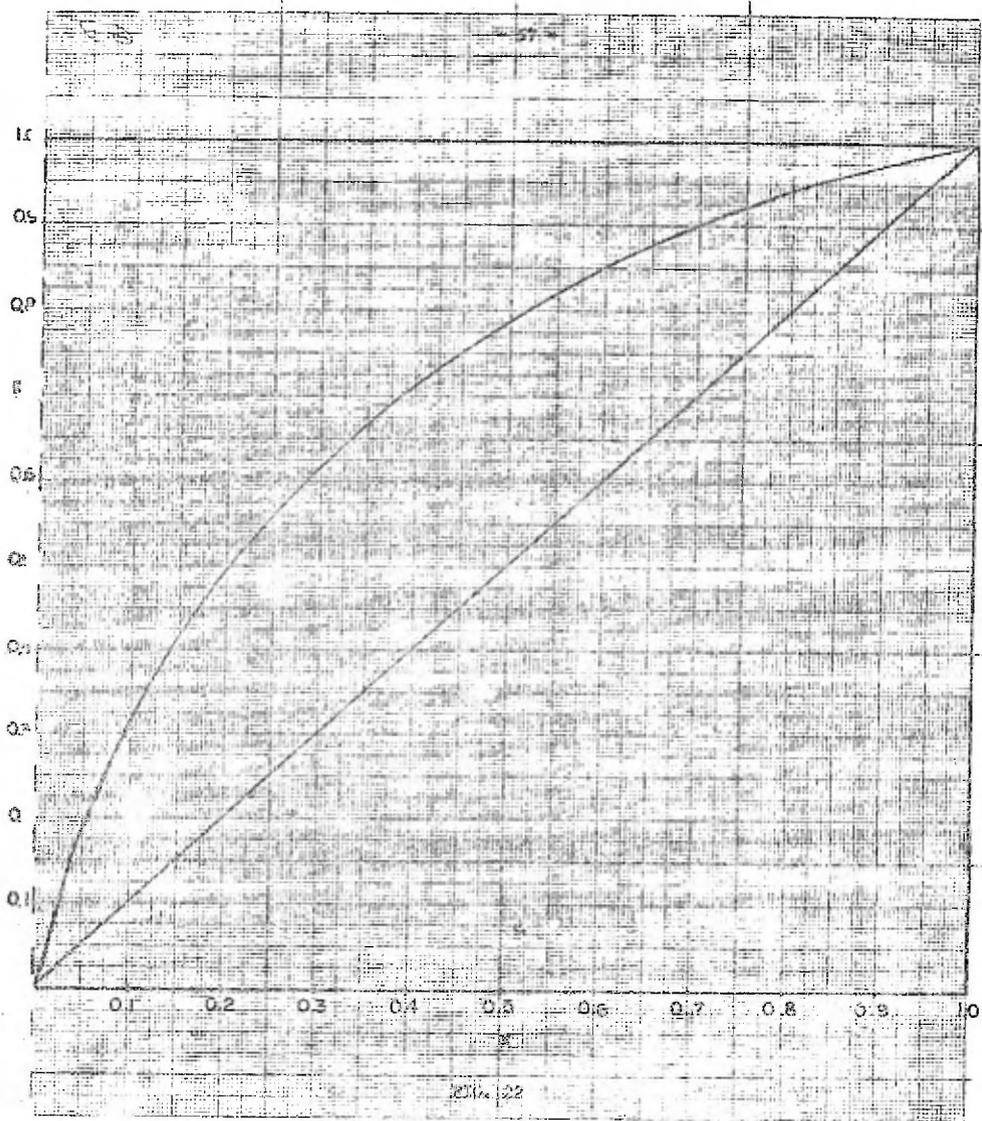


DIAGRAMA DE PUNTO DE EBULLICION

La figura 23 muestra el diagrama de punto de ebullición a una presión constante de 585 mm. de Hg. para mezclas de hexano-tolueno a diferentes concentraciones.

$$y_a = \frac{P_a}{P} x_a \quad (5-1)$$

Y para soluciones ideales,

$$P_a x_a + P_b (1 - x_a) = P \quad (5-7)$$

Se tomaron varias temperaturas entre 61 y 101.5°C y sus correspondientes datos de presión de vapor para el hexano y tolueno se sustituyeron en la ecuación (5-7). Por ejemplo, a 80°C, $P_H = 1094$ y $P_T = 291.2$, entonces,

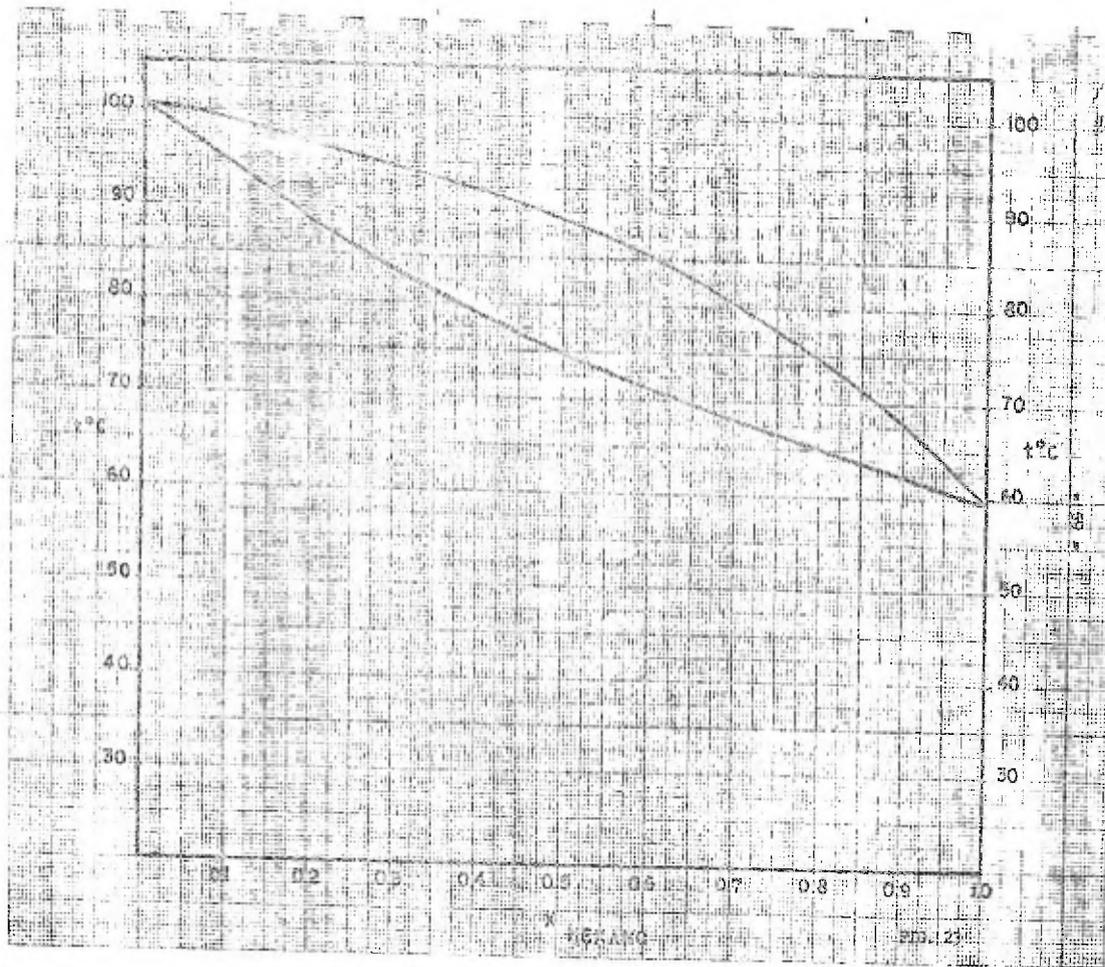
$$1094 x_H + 291.2 (1 - x_H) = 583$$

de aquí se obtiene que $x_H = 0.363$

La concentración del vapor en equilibrio se obtiene a partir de la ecuación (5-1).

$$y_H = \frac{1094}{583} x_H = \frac{1094 \times 0.363}{583} = 0.318$$

Los demás resultados se obtuvieron de la misma manera y posteriormente fueron graficados.



INDICE DE REFRACCION

Para la determinación de las composiciones en las corrientes de la columna se utilizó el método de refractometría. Se prepararon muestras de diferentes composiciones, a las cuales se les determinó el índice de refracción por medio de un refractómetro Abbe a 20°C. La curva resultante se ilustra en la figura 24.

DENSIDAD

La densidad del hexano y del tolueno a diferentes temperaturas se calculó por medio de la siguiente ecuación (37):

$$d_{t \text{ g/ml}} = d_s + 10^{-3} \alpha (t - t_s) + 10^{-6} \beta (t - t_s)^2 + 10^{-9} \gamma (t - t_s)^3 \quad (5-8)$$

donde t_s = temperatura de referencia 0°C;

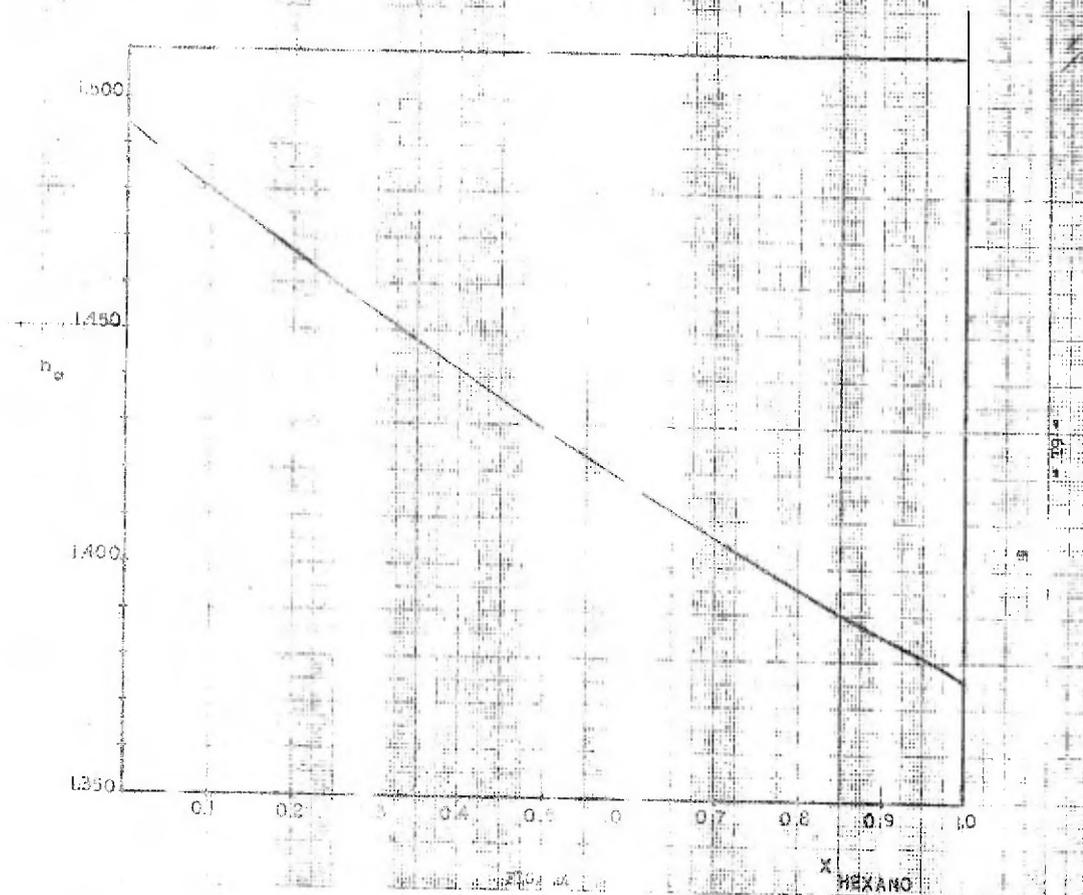
y los valores de las constantes para el hexano y el tolueno son las siguientes:

	d_s	α	β	γ
Hexano	0.6759	-0.8486	-1.084	0.164
Tolueno	0.8841	-0.9224	0.015	-4.223

La figura 25 ilustra la relación entre la densidad y la temperatura para los dos componentes.

VISCOSIDAD

Las viscosidades para el hexano y el tolueno han sido estudiadas sobre un gran rango de temperaturas (38), (39). La figura 26 ilustra el efecto de la temperatura en la viscosidad para el hexano y el tolueno.



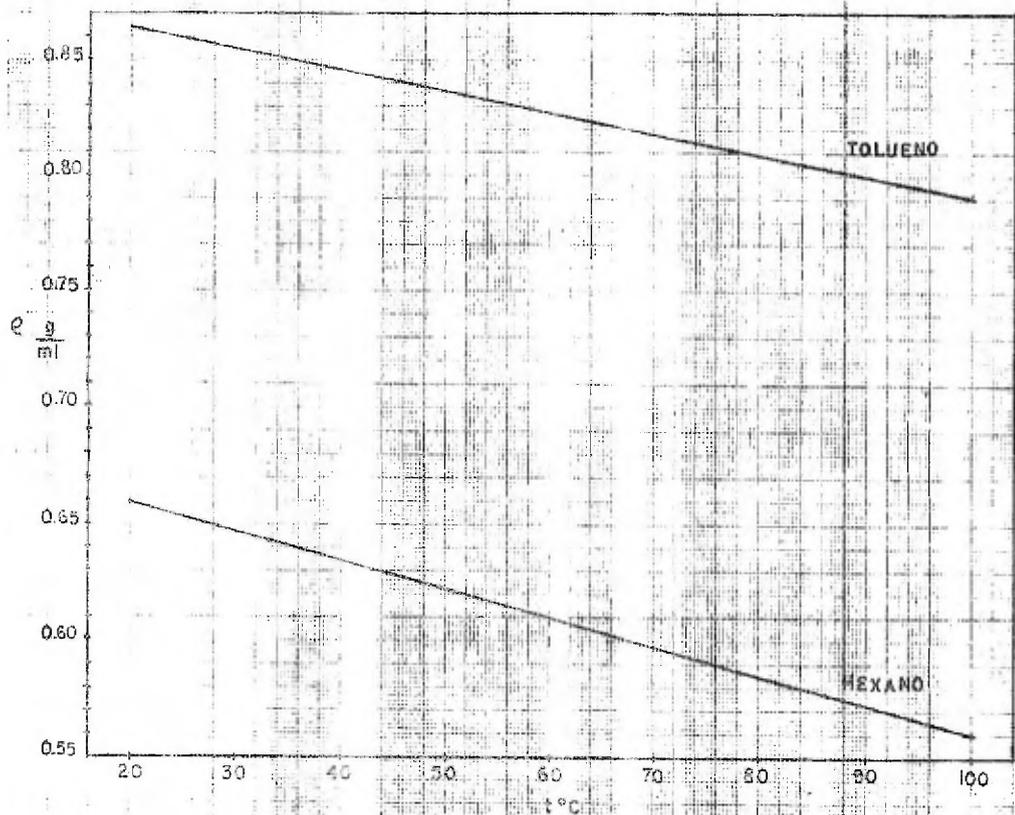
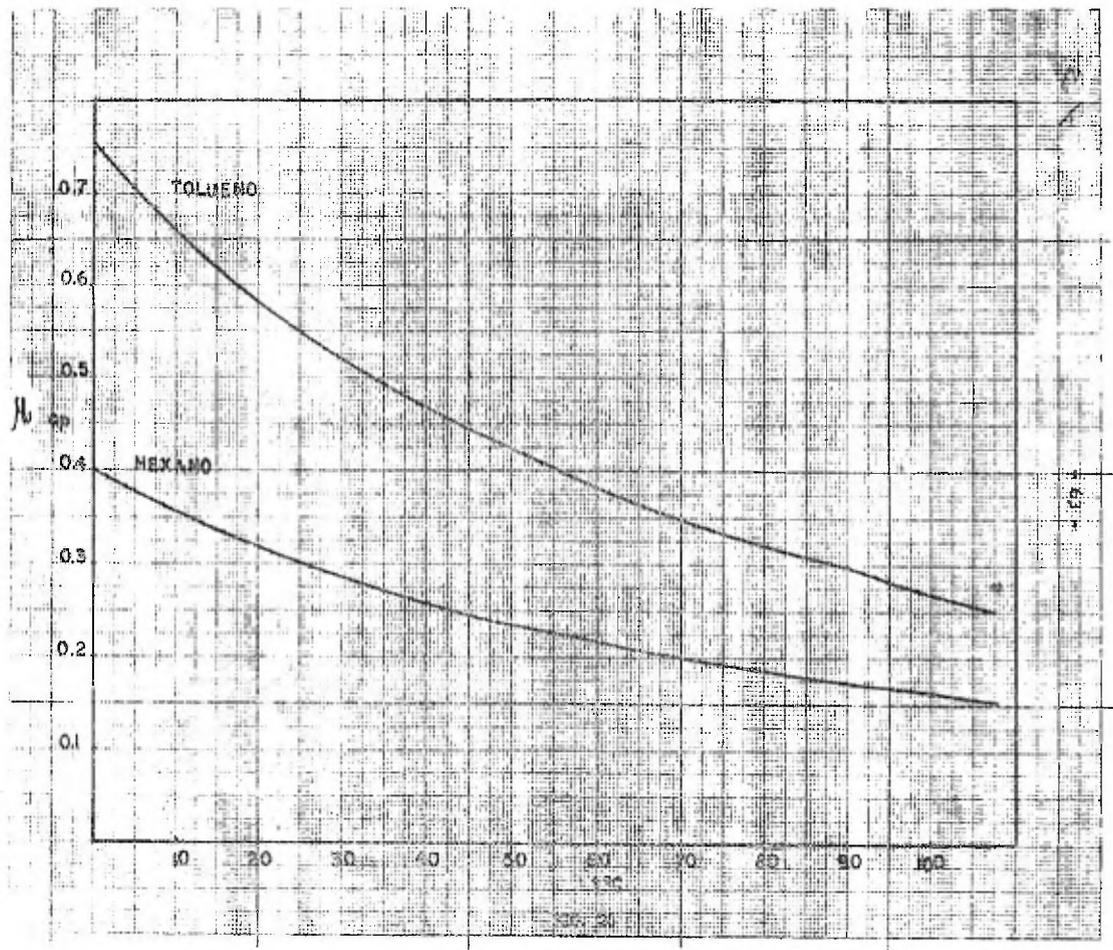


FIG. 35



CAPÍTULO VI

METODO EXPERIMENTAL

Las experiencias se realizaron en la columna bajo las siguientes condiciones de operación:

1. Operación a reflujo total
2. Operación a diferentes relaciones de reflujo

Unas series de pruebas se hicieron cargando el hervidor con una mezcla de 2.5 litros conteniendo 0.2 de hexano y 0.8 de tolueno en fracción mol. En otras series se cargó el hervidor con la misma cantidad de mezcla, pero con una composición de 0.5 de hexano y 0.5 de tolueno.

Se consideró que el régimen permanente se alcanzaba después de un período de una hora de iniciado el calentamiento de la columna fría a reflujo total, y media hora cuando se hacía variar la relación de reflujo. Estos tiempos se determinaron después de observar que las concentraciones del destilado y residuo no variaban considerablemente al extraer muestras de la columna entre diferentes períodos de tiempo. Esta certeza se tenía cuando los tiempos y caídas de presiones se estabilizaban.

Con excepción de las pruebas efectuadas a reflujo total en las cuales el gasto de destilado es cero, se realizaron las siguientes experiencias para cada uno de los empaques:

- a) Determinación de la caída de presión a través del empaque
- b) Determinación de las temperaturas en la parte inferior y superior de la columna
- c) Determinación de las concentraciones en las corrientes de destilado y residuo
- d) Determinación de los flujos volumétricos en el destilado y residuo

I. OPERACION A REFLUJO TOTAL

La operación de la columna a reflujo total se lograba al cerrar completamente la válvula localizada en la línea de destilado, de tal forma que se iniciaba una acumulación en el canal circular del recolector superior. Cuando éste se llenaba en su totalidad, se iniciaba el derrame del líquido hacia el interior de la columna. Con estas condiciones de operación se hicieron varias determinaciones a diferentes gastos de vapor, lo cual se lograba al aplicar diferentes cargas térmicas al hervidor, cada una de las cuales se mantenían constantes por medio del control de voltaje.

Cuando la columna entra a régimen permanente y debido a que no se alimenta líquido al hervidor, ni salen productos del sistema, debe cumplirse que el flujo molar del líquido que desciende a través de la columna empacada sea igual al flujo molar del vapor proveniente del hervidor, esto es, $L = V$.

La condición de reflujo total se encuentra cuando L/V (la pendiente de la línea de operación en la sección de rectificación) es igual a 1 y entonces coincidirá con la diagonal $x = y$ en un diagrama McCabe Thiele, y por cuya línea deberán estar los puntos x_b y x_d .

La experimentación para obtener datos en la columna empacada a reflujo total implicaba el tomar lecturas de las composiciones en el destilado y residuo, x_d y x_b , medir el gasto del residuo, tomar las temperaturas en la parte alta y fondo de la columna, y finalmente, determinar la caída de presión a través de la sección empacada.

2. OPERACIÓN A DIFERENTES RELACIONES DE REFLUJO

La operación de la columna a diferentes relaciones de reflujo se logró: 1) Aplicando una carga térmica constante al hervidor. 2) Por medio del ajuste en diferentes posiciones de una válvula de aguja colocada en la línea de destilado cuando la columna se encontraba funcionando. El reflujo para cada caso vendría dado por la relación $R = L/D$, donde L es el flujo del líquido descendiendo a través de la columna, y D el flujo del destilado que se hacía regresar al hervidor. El sistema está esquematizado en la figura 27.

La ecuación de la línea de operación para la columna trabajando en la sección de rectificación es

$$V y_Z = L x_Z + D x_d \quad (6-1)$$

despejando

$$y_Z = \frac{L}{V} x_Z + \frac{D}{V} x_d \quad (6-2)$$

Como $R = L/D$ y $V = L + D$

$$y_Z = \frac{R}{R+1} x_Z + \frac{x_d}{R+1} \quad (6-3)$$

La ecuación (6-3) es la ecuación de la línea de operación, una recta con coordenadas x , y , con pendiente $L/V = R/R + 1$ y con una intersección en y de $\frac{x_d}{R+1}$. El valor de la pendiente será menor que 1, ya que para cualquier valor de $R = L/D$, $V > L$. Y como la línea de operación debe pasar por x_d , todos los puntos de esta línea están dentro de la zona de rectificación en un diagrama McCabe Thiele.

A diferentes relaciones de reflujo era necesario hacer lecturas de los flujos del destilado y residuo, determinar las composiciones en cada una de esas corrientes, lectura de las temperaturas y de caídas de presión.

Los datos experimentales que se obtuvieron para la columna empacada con cada uno de los empaques se encuentran detallados en las tablas (6-1) a (6-6).

FIG. 27

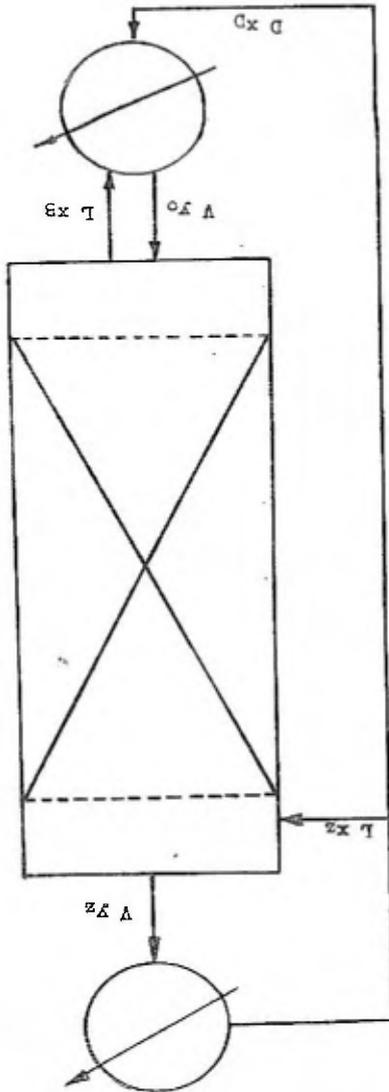


TABLA (6-1)

ANILLOS RASCHIG

OPERACION DE REFLUJO TOTAL

Corrida N°	Composición Mezcla Original	Gasto de Residuo ml/min	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x _b	x _d	Caída de Presión mm H ₂ O
1	0.20	120.0	95.5	60.2	0.10	0.99	11.0
2	0.20	96.0	94.0	60.0	0.15	0.95	10.0
3	0.20	80.0	93.0	60.4	0.185	0.955	9.0
4	0.20	75.6	93.2	60.7	0.170	0.94	7.0
5	0.20	70.6	93.0	60.8	0.195	0.95	5.5
6	0.20	60.0	93.0	60.8	0.210	0.94	5.0
7	0.20	56.4	93.5	61.0	0.145	0.98	4.5
14	0.50	160.0	69.0	60.2	0.715	0.96	10.5
15	0.50	126.3	71.0	60.1	0.705	0.96	9.0
17	0.50	115.5	72.0	60.2	0.640	0.967	7.0
18	0.50	106.6	71.9	60.1	0.705	0.965	6.0
19	0.50	88.8	71.8	60.0	0.685	0.966	5.0
20	0.50	80.0	72.0	60.1	0.712	0.975	4.5

TABLA (6-2)

ANILLOS RASCHIG

OPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

Corrida N°	Composición Mezcla Orig.	Gasto Resi duo ml/min	Gasto Desti lado ml/min	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x _b	x _d	Caída de Presión mm H ₂ O
8	0.20	100.0	4.4	96.2	60.5	0.095	0.990	9.5
9	0.20	106.6	18.7	95.0	60.8	0.120	0.985	9.5
10	0.20	96.0	12.0	95.4	61.0	0.110	0.990	9.0
11	0.20	87.2	48.0	97.0	63.0	0.125	0.940	8.0
12	0.20	75.9	60.0	96.0	71.0	0.160	0.660	7.0
13	0.20	63.1	70.5	94.0	70.0	0.160	0.680	7.5
21	0.50	160.0	8.57	71.5	60.1	0.665	0.985	10.5
22	0.50	137.0	17.10	72.3	60.0	0.675	0.985	10.0
23	0.50	120.0	32.0	74.0	60.5	0.635	0.980	9.5
24	0.50	115.6	38.4	74.0	61.0	0.610	0.980	9.0
25	0.50	87.2	57.1	75.9	60.9	0.55	0.986	9.5
26	0.50	66.6	96.0	75.2	62.3	0.56	0.95	11.0

TABLA (6-3)

ESFERAS DE VIDRIO

OPERACION A REFLUJO TOTAL

Corrida N°	Composición Mezcla Original	Gasto de Re- siduo ml/mín	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x_b	x_d	Caída de Presión mm H ₂ O
27	0.20	120	83.2	60.2	0.345	0.999	3.5
28	0.20	101	84.6	60.3	0.337	0.995	4.0
29	0.20	94.1	84.0	60.2	0.337	0.945	4.0
30	0.20	68.0	84.0	60.4	0.321	0.985	3.0
31	0.20	62.3	84.0	60.5	0.350	0.978	3.0
32	0.20	58.0	81.0	60.1	0.366	0.985	2.75
39	0.50	160.0	67.0	60.0	0.770	0.995	4.5
40	0.50	137.1	67.8	60.0	0.765	0.997	4.0
41	0.50	120.0	67.6	60.2	0.758	0.996	4.0
43	0.50	110.6	67.5	60.1	0.765	0.998	4.0
44	0.50	68.5	67.4	60.0	0.764	0.997	3.5
45	0.50	60.0	68.0	60.1	0.755	0.999	3.0

TABLA (6-4)

ESFERAS DE VIDRIO

OPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

Corrida N°	Composición Mezcla Orig.	Gasto Residuo ml/min	Gasto Destilado ml/min	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x_b	x_d	Caída Presión mm H ₂ O
33	0.20	120.0	1.7	85.5	60.3	0.348	0.995	4.5
34	0.20	101.0	13.3	86.0	60.3	0.300	0.975	4.5
35	0.20	77.4	48.0	90.5	63.0	0.150	0.908	3.5
36	0.20	68.5	68.5	89.0	66.5	0.173	0.805	4.0
37	0.20	43.6	87.2	88.0	71.0	0.210	0.623	4.0
38	0.20	30.9	114.2	88.0	71.9	0.225	0.590	3.0
46	0.50	160.0	3.7	68.0	60.1	0.750	0.996	4.5
47	0.50	141.4	25.6	69.0	60.3	0.710	0.985	4.5
48	0.50	152.0	13.9	68.3	60.1	0.720	0.985	4.2
49	0.50	104.3	48.9	70.0	60.8	0.637	0.985	4.1
50	0.50	30.0	137.0	74.8	65.0	0.497	0.845	4.0
51	0.50	43.6	120.0	75.0	64.0	0.473	0.875	4.2

TABLA (6-5)

FIBRA DE ACERO

OPERACION A REFLUJO TOTAL

Corrida N°	Composición Mezcla Original	Gasto de Residuo ml/min	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x_b	x_d	Caída Presión mm H ₂ O
52	0.20	120.0	79.0	63.0	0.365	0.895	3.0
53	0.20	106.6	80.8	63.0	0.365	0.885	3.0
54	0.20	96.0	80.5	63.0	0.363	0.898	3.5
55	0.20	87.2	80.0	63.0	0.343	0.892	3.2
56	0.20	73.8	81.0	62.8	0.285	0.898	3.0
57	0.20	60.0	80.0	62.0	0.330	0.895	3.0
64	0.50	160.0	71.0	60.5	0.620	0.925	3.5
65	0.50	120.0	72.0	60.5	0.614	0.924	3.4
66	0.50	106.6	71.8	60.0	0.615	0.928	3.0
67	0.50	100.0	71.8	60.0	0.573	0.918	3.0
68	0.50	87.2	71.9	60.0	0.500	0.930	3.0
70	0.50	80.0	72.0	60.0	0.600	0.950	3.0

TABLA (6-6)

FIBRA DE ACERO

OPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

Corrida N°	Composición Mezcla Orig.	Gasto Resi- duo ml/min	Gasto Desti- lado ml/min	Temperatura Abajo, °C	Temperatura Arriba, °C	x_b	x_d	Calda Presión mm H ₂ O
58	0.20	128.0	3.43	81.0	63.0	0.335	0.893	4.0
59	0.20	120.0	9.52	81.4	63.5	0.315	0.890	3.8
60	0.20	106.6	22.8	83.0	64.1	0.275	0.865	3.0
61	0.20	87.2	48.0	86.5	66.0	0.198	0.795	3.2
62	0.20	60.0	73.8	88.0	67.1	0.190	0.720	3.5
63	0.20	32.0	105.6	86.7	71.5	0.215	0.613	3.5
71	0.50	154.8	8.0	72.3	60.3	0.625	0.975	4.0
72	0.50	129.7	16.2	73.0	61.0	0.605	0.960	4.0
73	0.50	96.0	48.0	75.0	62.0	0.515	0.925	3.5
74	0.50	75.0	66.6	76.8	62.5	0.432	0.890	3.5
75	0.50	58.5	88.8	78.1	64.0	0.327	0.855	3.5
76	0.50	33.1	120.0	78.4	65.5	0.330	0.805	3.4

Las composiciones están dadas en fracción mol de hexano.

CAPITULO VIII

RESULTADOS

Los datos obtenidos de las experiencias detalladas en el capítulo anterior se utilizaron para determinar el número de unidades de transferencia (NTU), las alturas de unidad de transferencia (HTU) y finalmente, el coeficiente global de transferencia de masa ($K'ya$).

A reflujo total el número de unidades de transferencia se obtuvieron por medio de la ecuación (3-19) para cada uno de los tres tipos de empaques:

Así, para la corrida N° 1

$$Nog = \frac{1}{3.75 - 1} \log \frac{y_d(1-y_b)}{y_b(1-y_d)} + 2.3 \log \frac{(1-y_b)}{(1-y_d)}$$

$$\text{con } x_b = 0.10$$

$$x_d = 0.99$$

$$\alpha = 3.75 \text{ para el sistema Hexano - Tolueno}$$

$$Nog = \frac{1}{3.75 - 1} \cdot 2.303 \log \frac{0.99(1-0.10)}{0.10(1-0.99)} + 2.3 \log \frac{(1-0.10)}{(1-0.99)}$$

$$Nog = 6.968$$

Según la ecuación (3-18)

$$Z = Hog \cdot Nog$$

Como la altura de la sección empacada de la torre es de 76.2 cms.

$$Hog = \frac{Z}{Nog} = \frac{76.2 \text{ cm.}}{6.968} = 10.935 \text{ cm.}$$

Según las ecuaciones detalladas en el capítulo III, el coeficiente global de transferencia de masa es:

$$K'ya = \frac{V}{Hog S} + \frac{gr mol}{cm^3 hr}$$

En las tablas (7-1), (7-2) y (7-5) se encuentran reportados los cálculos que fueron efectuados para determinar el valor de las coeficientes globales de transferencia de masa para cada uno de los tres empaques bajo condiciones de reflujo total.

La determinación del número de unidades de transferencia a diferentes relaciones de reflujo se llevó a cabo por medio de integración gráfica en el seno de un diagrama McCabe Thiele, procedimiento descrito en el Capítulo III.

Debido a que la alimentación se encontraba en el fondo de la columna, ésta solamente operaba en la sección de enriquecimiento, por lo tanto, en el diagrama McCabe Thiele únicamente se cuenta con la línea de operación para la sección de enriquecimiento.

Las figuras 28 y 29 ilustran gráficamente la obtención del NTU para la corrida N° 26. Las tablas (7-2), (7-4) y (7-6) reportan los pasos intermedios para el cálculo así como los valores obtenidos del NTU, HTU y $K'ya$.

A reflujo total el coeficiente global de transferencia de masa $K'ya$ fue graficado contra el flujo molar del líquido en las figuras 30, 31 y 32.

TABLA 7 - 1

ANILLOS RASCHIG

OPERACION A REFLUJO TOTAL

<u>CONDIDA</u> <u>N</u>	<u>L' : $\frac{ml}{min}$</u>	<u>m : $\frac{g}{ml}$</u>	<u>PN</u>	<u>L'G : $\frac{g \text{ mol}}{cm^2 \text{ hr}}$</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU : cm</u>	<u>K'ya : $\frac{g \text{ mol}}{cm^2 \text{ hr}}$</u>
1	120	0.7680	91.534	0.7440	6.968	10.935	0.0684
2	96	0.7590	91.235	0.6028	4.766	15.988	0.0377
3	80	0.7510	91.026	0.4880	2.918	36.113	0.0187
4	75.6	0.7568	96.116	0.4404	4.208	18.129	0.0243
5	70.6	0.7486	90.967	0.4299	4.628	16.465	0.0261
6	60.0	0.7450	90.878	0.3639	4.060	18.768	0.0194
7	56.4	0.7008	91.312	0.3477	5.810	13.115	0.0265
14	160.0	0.7627	86.868	0.9036	2.786	27.351	0.0331
15	126.3	0.6620	87.927	0.7037	2.837	26.859	0.0261
17	115.5	0.6728	88.315	0.6512	3.409	22.352	0.0293
18	106.6	0.6604	87.927	0.5925	3.038	25.082	0.0236
19	88.8	0.6642	88.047	0.4957	3.082	24.724	0.0201
20	80.0	0.6590	87.886	0.4449	3.447	22.106	0.0201

TABLA 7 - 2

ANILLOS RASCHIG

OPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

CORRIDA Nº	CORRIENTE	ml/min	m: g/cm ³	PM	$\frac{g \text{ mol}}{cm^2 hr}$	R = L/D	$m = \frac{L}{G}$	NTU	HTU	Kya: $\frac{g \text{ mol}}{cm^2 hr}$																																																																																										
8	Residuo	100	0.770	91.564	0.6225	28.315	0.965	7.350	10.367	0.0875																																																																																										
	Destilado	4.4	0.587	86.229	0.0222						9	Residuo	106.6	0.765	91.414	0.6601	7.00	0.876	5.710	13.345	0.0566	Destilado	13.7	0.5874	86.258	0.0942	10	Residuo	96.0	0.766	91.437	0.5952	9.83	0.907	8.660	8.799	0.0670	Destilado	12.0	0.587	86.229	0.0605	11	Residuo	87.2	0.762	91.386	0.5378	2.21	0.688	4.393	17.357	0.0450	Destilado	48.0	0.594	86.526	0.2438	12	Residuo	75.9	0.754	91.176	0.4645	1.45	0.582	1.893	40.311	0.0195	Destilado	60.0	0.6481	90.039	0.3196	13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809	21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796
9	Residuo	106.6	0.765	91.414	0.6601	7.00	0.876	5.710	13.345	0.0566																																																																																										
	Destilado	13.7	0.5874	86.258	0.0942						10	Residuo	96.0	0.766	91.437	0.5952	9.83	0.907	8.660	8.799	0.0670	Destilado	12.0	0.587	86.229	0.0605	11	Residuo	87.2	0.762	91.386	0.5378	2.21	0.688	4.393	17.357	0.0450	Destilado	48.0	0.594	86.526	0.2438	12	Residuo	75.9	0.754	91.176	0.4645	1.45	0.582	1.893	40.311	0.0195	Destilado	60.0	0.6481	90.039	0.3196	13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809	21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449										
10	Residuo	96.0	0.766	91.437	0.5952	9.83	0.907	8.660	8.799	0.0670																																																																																										
	Destilado	12.0	0.587	86.229	0.0605						11	Residuo	87.2	0.762	91.386	0.5378	2.21	0.688	4.393	17.357	0.0450	Destilado	48.0	0.594	86.526	0.2438	12	Residuo	75.9	0.754	91.176	0.4645	1.45	0.582	1.893	40.311	0.0195	Destilado	60.0	0.6481	90.039	0.3196	13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809	21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449																										
11	Residuo	87.2	0.762	91.386	0.5378	2.21	0.688	4.393	17.357	0.0450																																																																																										
	Destilado	48.0	0.594	86.526	0.2438						12	Residuo	75.9	0.754	91.176	0.4645	1.45	0.582	1.893	40.311	0.0195	Destilado	60.0	0.6481	90.039	0.3196	13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809	21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449																																										
12	Residuo	75.9	0.754	91.176	0.4645	1.45	0.582	1.893	40.311	0.0195																																																																																										
	Destilado	60.0	0.6481	90.039	0.3196						13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809	21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449																																																										
13	Residuo	63.1	0.7571	91.176	0.3877	1.01	0.504	2.237	34.017	0.0225																																																																																										
	Destilado	60.5	0.643	88.076	0.3809						21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449																																																																										
21	Residuo	160.0	0.6691	88.166	0.8985	20.11	0.952	5.153	14.796	0.0639																																																																																										
	Destilado	8.57	0.6119	86.259	0.0449																																																																																															

TABLA 7 - 2

(CONT.)

CORPORA N°	CORRIENTE	ml/min	m: g/cm ³	PH	$\frac{g \text{ mol}}{cm^2 \cdot hr}$	R = L/O	m = $\frac{L}{G}$	NTU	HTU	Kya. $\frac{j \text{ mol}}{cm^3 \cdot hr}$
22	Residuo	137.0	0.6658	88.107	0.7662	8.61	0.895	4.099	18.585	0.0461
	Destilado	17.1	0.6105	86.259	0.0890					
23	Residuo	120.0	0.6715	88.345	0.6750	3.47	0.776	3.441	22.151	0.0391
	Destilado	32.0	0.708	86.289	0.1943					
24	Residuo	115.6	0.6687	87.495	0.6538	2.8	0.737	3.921	19.439	0.0455
	Destilado	38.4	0.7080	86.289	0.2332					
25	Residuo	87.2	0.6873	88.851	0.4992	1.68	0.717	7.310	10.424	0.0760
	Destilado	57.1	0.6063	86.252	0.2970					
26	Residuo	66.6	0.6853	88.792	0.3804	0.752	0.429	3.211	23.738	0.0377
	Destilado	96.0	0.6120	86.169	0.5053					



TABLA 7 - 3

ESFERAS DE VIDRIOOPERACION A REFLUJO TOTAL

<u>CORRIDA</u> <u>N°</u>	<u>L' : $\frac{\text{ml}}{\text{min}}$</u>	<u>m : $\frac{\text{g}}{\text{ml}}$</u>	<u>PM</u>	<u>L = $G \cdot \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{hr}}$</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU : cm</u>	<u>K'ya : $\frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{hr}}$</u>
27	120.0	0.7235	90.073	0.7133	8.809	8.650	0.0812
28	101.0	0.7232	90.121	0.5998	7.055	10.800	0.0555
29	94.1	0.7235	90.121	0.5590	3.769	20.217	0.0277
30	68.0	0.7246	90.216	0.4042	5.091	14.967	0.0271
31	62.3	0.7179	90.043	0.3676	4.991	15.267	0.0241
32	58.0	0.7209	89.948	0.3440	5.465	13.843	0.0247
33	160.0	0.6540	87.539	0.8846	5.312	14.344	0.0618
40	137.1	0.6541	87.570	0.7578	6.055	12.584	0.0604
41	120.0	0.6562	87.611	0.6651	5.695	13.330	0.0499
43	110.6	0.6549	87.570	0.6121	6.779	11.240	0.0522
44	68.5	0.6476	86.576	0.3792	6.049	12.597	0.0303
45	60.0	0.6551	87.640	0.3319	7.602	10.023	0.0350

TABLA 7 - 4

ESFERAS DE VIDRIOOPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

<u>CORRIENTA N°</u>	<u>CORRIENTE</u>	<u>ml/mfn</u>	<u>m:gr/ml</u>	<u>PH</u>	<u>gmol/cm²hr</u>	<u>R=L/D</u>	<u>m=L/G</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU</u>	<u>K¹ya = $\frac{q \text{ mol}}{\text{cm}^2 \text{ hr}}$</u>																																																																																																										
33	Residuo	120.0	0.7203	90.063	0.7102	78.91	0.987	14.235	5.354	0.0134																																																																																																										
	Destilado	1.7	0.6200	86.200	0.0090						34	Residuo	101.0	0.7311	90.342	0.6048	8.51	0.896	4.608	16.511	0.0410	Destilado	13.3	0.6240	86.318	0.0710	35	Residuo	77.4	0.7616	91.243	0.4781	1.88	0.648	6.495	11.702	0.0630	Destilado	48.0	0.6324	86.718	0.2591	36	Residuo	68.5	0.7580	91.102	0.4218	1.12	0.528	6.338	12.018	0.0661	Destilado	68.5	0.6478	87.332	0.3760	37	Residuo	43.6	0.7501	90.879	0.2663	0.538	0.350	2.281	33.500	0.0226	Destilado	87.2	0.6777	88.417	0.4946	38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763	46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574
34	Residuo	101.0	0.7311	90.342	0.6048	8.51	0.896	4.608	16.511	0.0410																																																																																																										
	Destilado	13.3	0.6240	86.318	0.0710						35	Residuo	77.4	0.7616	91.243	0.4781	1.88	0.648	6.495	11.702	0.0630	Destilado	48.0	0.6324	86.718	0.2591	36	Residuo	68.5	0.7580	91.102	0.4218	1.12	0.528	6.338	12.018	0.0661	Destilado	68.5	0.6478	87.332	0.3760	37	Residuo	43.6	0.7501	90.879	0.2663	0.538	0.350	2.281	33.500	0.0226	Destilado	87.2	0.6777	88.417	0.4946	38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763	46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367										
35	Residuo	77.4	0.7616	91.243	0.4781	1.88	0.648	6.495	11.702	0.0630																																																																																																										
	Destilado	48.0	0.6324	86.718	0.2591						36	Residuo	68.5	0.7580	91.102	0.4218	1.12	0.528	6.338	12.018	0.0661	Destilado	68.5	0.6478	87.332	0.3760	37	Residuo	43.6	0.7501	90.879	0.2663	0.538	0.350	2.281	33.500	0.0226	Destilado	87.2	0.6777	88.417	0.4946	38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763	46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																										
36	Residuo	68.5	0.7580	91.102	0.4218	1.12	0.528	6.338	12.018	0.0661																																																																																																										
	Destilado	68.5	0.6478	87.332	0.3760						37	Residuo	43.6	0.7501	90.879	0.2663	0.538	0.350	2.281	33.500	0.0226	Destilado	87.2	0.6777	88.417	0.4946	38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763	46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																																										
37	Residuo	43.6	0.7501	90.879	0.2663	0.538	0.350	2.281	33.500	0.0226																																																																																																										
	Destilado	87.2	0.6777	88.417	0.4946						38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763	46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																																																										
38	Residuo	30.9	0.7465	90.790	0.1880	0.278	0.217	1.790	42.525	0.0206																																																																																																										
	Destilado	114.2	0.6782	84.624	0.6763						46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197	47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																																																																										
46	Residuo	160.0	0.6567	87.669	0.8869	45.02	0.978	8.642	8.819	0.0102																																																																																																										
	Destilado	3.7	0.6206	86.139	0.0197						47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																																																																																										
47	Residuo	141.4	0.6623	87.899	0.7884	5.76	0.852	10.067	7.574	0.092																																																																																																										
	Destilado	25.6	0.6225	86.259	0.01367																																																																																																															

TABLA 7 - 4

(CONT.)

<u>CORRIIDA Nº</u>	<u>CORRIENTE</u>	<u>ml/min</u>	<u>m:gr/ml</u>	<u>PM</u>	<u>gmol/cm²hr</u>	<u>R=L/D</u>	<u>m=L/G</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU</u>	<u>K'ye = $\frac{q \text{ mol}}{cm^2 \text{ hr}}$</u>																																										
48	Residuo	152.2	0.6613	87.838	0.8467	11.4	0.919	3.485	21.896	0.0422																																										
	Destilado	13.9	0.6225	86.259	0.0742						49	Residuo	104.3	0.6755	88.333	0.5885	2.25	0.693	4.283	17.808	0.0476	Destilado	48.9	0.6215	86.259	0.2607	50	Residuo	30.0	0.6992	89.167	0.1741	0.233	0.188	2.835	26.880	0.0344	Destilado	137.0	0.6416	87.094	0.7469	51	Residuo	43.6	0.7035	89.341	0.2542	0.390	0.380	3.807	20.052
49	Residuo	104.3	0.6755	88.333	0.5885	2.25	0.693	4.283	17.808	0.0476																																										
	Destilado	48.9	0.6215	86.259	0.2607						50	Residuo	30.0	0.6992	89.167	0.1741	0.233	0.188	2.835	26.880	0.0344	Destilado	137.0	0.6416	87.094	0.7469	51	Residuo	43.6	0.7035	89.341	0.2542	0.390	0.380	3.807	20.052	0.0450	Destilado	120.0	0.6364	86.915	0.6512										
50	Residuo	30.0	0.6992	89.167	0.1741	0.233	0.188	2.835	26.880	0.0344																																										
	Destilado	137.0	0.6416	87.094	0.7469						51	Residuo	43.6	0.7035	89.341	0.2542	0.390	0.380	3.807	20.052	0.0450	Destilado	120.0	0.6364	86.915	0.6512																										
51	Residuo	43.6	0.7035	89.341	0.2542	0.390	0.380	3.807	20.052	0.0450																																										
	Destilado	120.0	0.6364	86.915	0.6512																																															

TABLA 7 - 5

FIBRA DE ACERO

OPERACION A REFLUJO TOTAL

<u>CORRIDA N°</u>	<u>L': $\frac{ml}{min}$</u>	<u>m: g/ml</u>	<u>PM</u>	<u>L=G: $\frac{g \cdot mol}{cm^2 \cdot hr}$</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU : cm</u>	<u>K'ya: $\frac{g \cdot mol}{cm^3 \cdot hr}$</u>
52	120.0	0.7220	89.924	0.7136	2.780	27.410	0.0261
53	106.6	0.7216	89.923	0.6330	2.639	28.875	0.0220
54	96.0	0.7221	89.965	0.5702	2.827	26.954	0.0212
55	87.2	0.7263	89.785	0.5220	2.810	27.117	0.0193
56	73.8	0.7391	90.401	0.4465	3.076	24.772	0.0181
57	60.0	0.7295	90.163	0.3592	2.890	29.135	0.0123
64	160.0	0.6783	88.435	0.9081	2.364	32.233	0.0281
65	120.0	0.6780	88.470	0.6805	2.362	32.268	0.0212
66	106.6	0.6775	88.465	0.6041	2.434	31.265	0.0194
67	100.0	0.6838	88.714	0.5704	2.408	31.644	0.0181
68	87.2	0.7013	89.250	0.5070	2.915	26.140	0.0194
70	80.0	0.6811	88.554	0.4553	3.002	25.383	0.0180

TABLA 7 - 6

FIBRA DE ACEROOPERACION A DIFERENTES REFLUJOS

<u>CORRIDA</u> <u>N°</u>	<u>CORRIENTE</u> <u>N°</u>	<u>m^l/m^ln</u>	<u>v_m:gr/m^l</u>	<u>PN</u>	<u>gmol/cm²hr</u>	<u>R=L/D</u>	<u>m=L/G</u>	<u>NTU</u>	<u>HTU</u>	<u>k[']ya = $\frac{g \text{ mol}}{cm^2 \cdot hr}$</u>																																																																																																										
58	Residuo	128.0	0.7283	90.133	0.7654	39.25	0.975	2.738	27.883	0.0282																																																																																																										
	Destilado	3.43	0.6263	81.808	0.0194						59	Residuo	120.0	0.7318	90.251	0.720	13.95	0.933	2.861	26.503	0.0291	Destilado	9.52	0.6357	86.022	0.0516	60	Residuo	106.6	0.7399	90.490	0.6451	5.19	0.838	2.117	35.943	0.0214	Destilado	22.8	0.6400	86.974	0.1241	61	Residuo	87.2	0.7547	90.950	0.5354	1.82	0.646	3.344	22.814	0.0360	Destilado	48.0	0.7202	87.402	0.2927	62	Residuo	60.0	0.7632	99.997	0.3683	0.871	0.465	4.687	16.247	0.0477	Destilado	73.8	0.6645	85.838	0.4228	63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060	71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222
59	Residuo	120.0	0.7318	90.251	0.720	13.95	0.933	2.861	26.503	0.0291																																																																																																										
	Destilado	9.52	0.6357	86.022	0.0516						60	Residuo	106.6	0.7399	90.490	0.6451	5.19	0.838	2.117	35.943	0.0214	Destilado	22.8	0.6400	86.974	0.1241	61	Residuo	87.2	0.7547	90.950	0.5354	1.82	0.646	3.344	22.814	0.0360	Destilado	48.0	0.7202	87.402	0.2927	62	Residuo	60.0	0.7632	99.997	0.3683	0.871	0.465	4.687	16.247	0.0477	Destilado	73.8	0.6645	85.838	0.4228	63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060	71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849										
60	Residuo	106.6	0.7399	90.490	0.6451	5.19	0.838	2.117	35.943	0.0214																																																																																																										
	Destilado	22.8	0.6400	86.974	0.1241						61	Residuo	87.2	0.7547	90.950	0.5354	1.82	0.646	3.344	22.814	0.0360	Destilado	48.0	0.7202	87.402	0.2927	62	Residuo	60.0	0.7632	99.997	0.3683	0.871	0.465	4.687	16.247	0.0477	Destilado	73.8	0.6645	85.838	0.4228	63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060	71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																										
61	Residuo	87.2	0.7547	90.950	0.5354	1.82	0.646	3.344	22.814	0.0360																																																																																																										
	Destilado	48.0	0.7202	87.402	0.2927						62	Residuo	60.0	0.7632	99.997	0.3683	0.871	0.465	4.687	16.247	0.0477	Destilado	73.8	0.6645	85.838	0.4228	63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060	71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																																										
62	Residuo	60.0	0.7632	99.997	0.3683	0.871	0.465	4.687	16.247	0.0477																																																																																																										
	Destilado	73.8	0.6645	85.838	0.4228						63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060	71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																																																										
63	Residuo	32.0	0.7499	90.842	0.1955	0.322	0.244	1.603	47.625	0.0168																																																																																																										
	Destilado	106.6	0.6789	88.376	0.6060						71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428	72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																																																																										
71	Residuo	154.8	0.6755	88.406	0.8783	20.52	0.953	3.747	20.374	0.0454																																																																																																										
	Destilado	8.0	0.6240	86.319	0.0428						72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																																																																																										
72	Residuo	129.7	0.6794	88.525	0.7366	8.67	0.896	2.707	28.222	0.0302																																																																																																										
	Destilado	16.2	0.6266	86.408	0.0849																																																																																																															

TABLA 7 - 6

(CONT.)

73	Residuo	96.0	0.6948	89.061	0.5542	2.14	0.681	2.521	30.238	0.0269
	Destilado	48.0	0.6300	86.647	0.2585					
74	Residuo	75.0	0.7108	89.675	0.4399	1.21	0.548	2.319	32.848	0.0245
	Destilado	76.6	0.6367	86.825	0.3614					
75	Residuo	58.5	0.7332	90.180	0.3519	0.727	0.420	3.670	20.762	0.0245
	Destilado	88.8	0.6409	87.034	0.4839					
76	Residuo	33.1	0.7325	90.163	0.1990	0.30	0.230	2.230	34.170	0.0253
	Destilado	120.0	0.6479	86.766	0.6631					

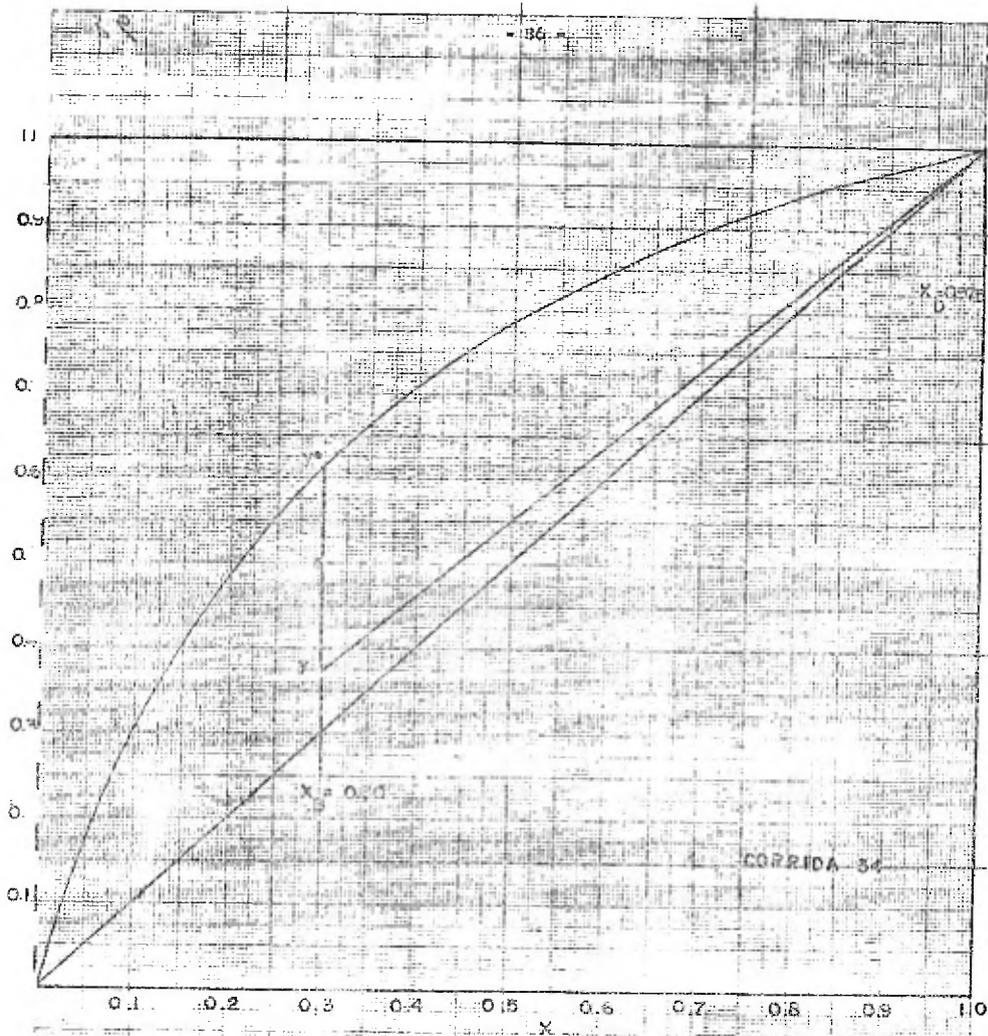
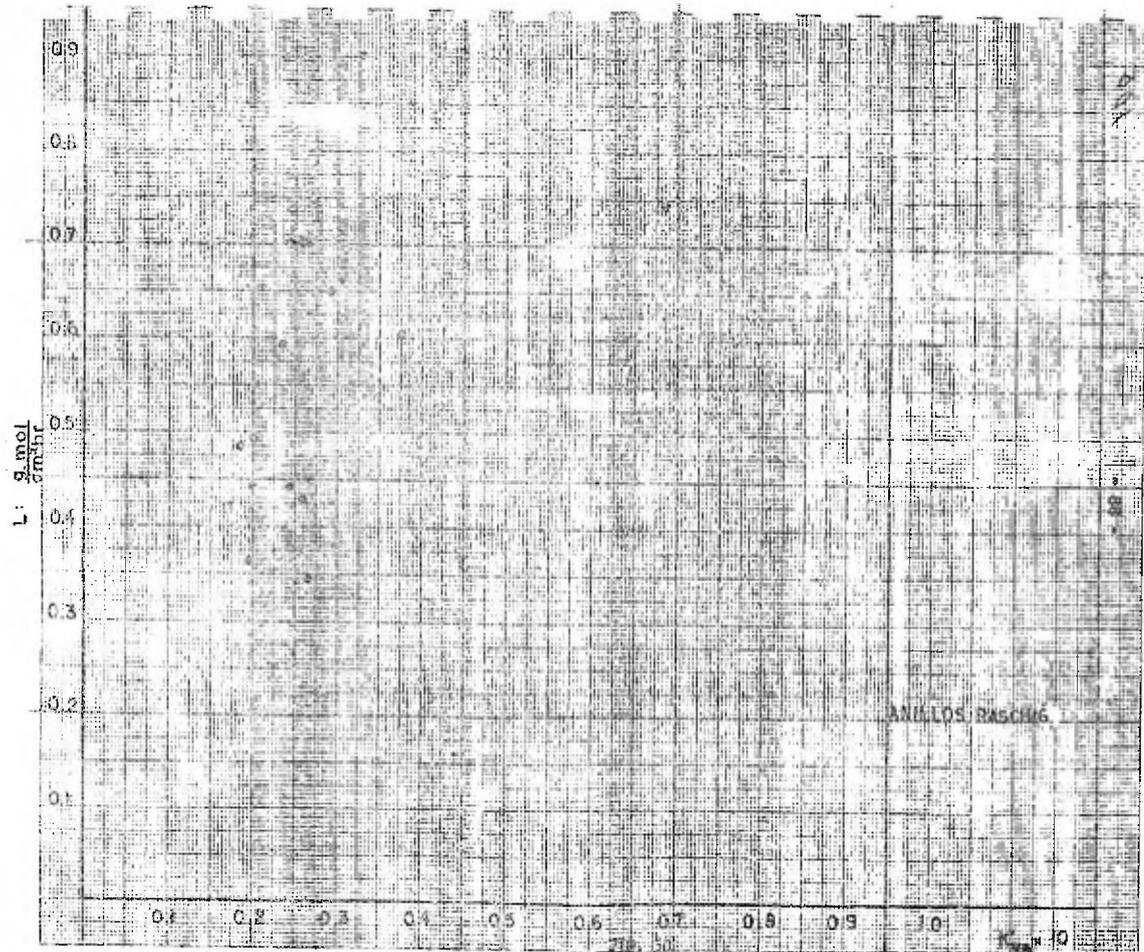


FIG. 2.

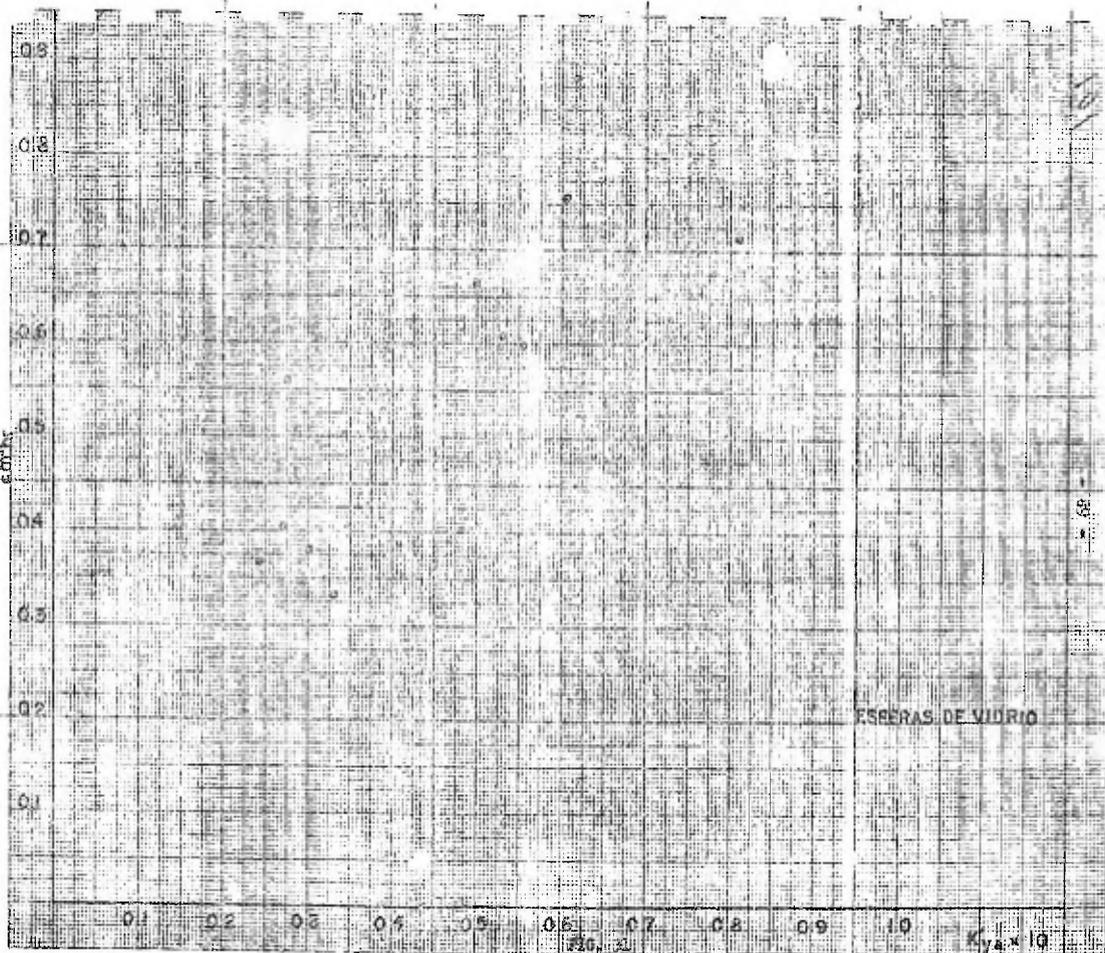
$\frac{1}{\sqrt{y}}$	$\frac{1}{y}$	$\frac{1}{y^2}$	$\frac{1}{y^3}$
0.333	0.900	2.700	8.100
0.250	0.160	0.640	2.560
0.200	0.063	0.250	0.125
0.167	0.036	0.133	0.074
0.143	0.023	0.082	0.048
0.125	0.016	0.050	0.032
0.111	0.010	0.030	0.020
0.100	0.008	0.020	0.013
0.091	0.006	0.014	0.009
0.083	0.005	0.010	0.006
0.077	0.004	0.008	0.004
0.071	0.003	0.006	0.003
0.065	0.003	0.004	0.002
0.060	0.002	0.003	0.001
0.056	0.002	0.002	0.001
0.052	0.002	0.002	0.001
0.048	0.002	0.001	0.000
0.045	0.001	0.001	0.000
0.042	0.001	0.001	0.000
0.039	0.001	0.000	0.000
0.037	0.001	0.000	0.000
0.035	0.001	0.000	0.000
0.033	0.001	0.000	0.000
0.031	0.001	0.000	0.000
0.030	0.001	0.000	0.000
0.028	0.001	0.000	0.000
0.027	0.001	0.000	0.000
0.026	0.001	0.000	0.000
0.025	0.001	0.000	0.000
0.024	0.001	0.000	0.000
0.023	0.001	0.000	0.000
0.022	0.001	0.000	0.000
0.021	0.001	0.000	0.000
0.020	0.001	0.000	0.000
0.019	0.001	0.000	0.000
0.018	0.001	0.000	0.000
0.017	0.001	0.000	0.000
0.016	0.001	0.000	0.000
0.015	0.001	0.000	0.000
0.014	0.001	0.000	0.000
0.013	0.001	0.000	0.000
0.012	0.001	0.000	0.000
0.011	0.001	0.000	0.000
0.010	0.001	0.000	0.000
0.009	0.001	0.000	0.000
0.008	0.001	0.000	0.000
0.007	0.001	0.000	0.000
0.006	0.001	0.000	0.000
0.005	0.001	0.000	0.000
0.004	0.001	0.000	0.000
0.003	0.001	0.000	0.000
0.002	0.001	0.000	0.000
0.001	0.001	0.000	0.000

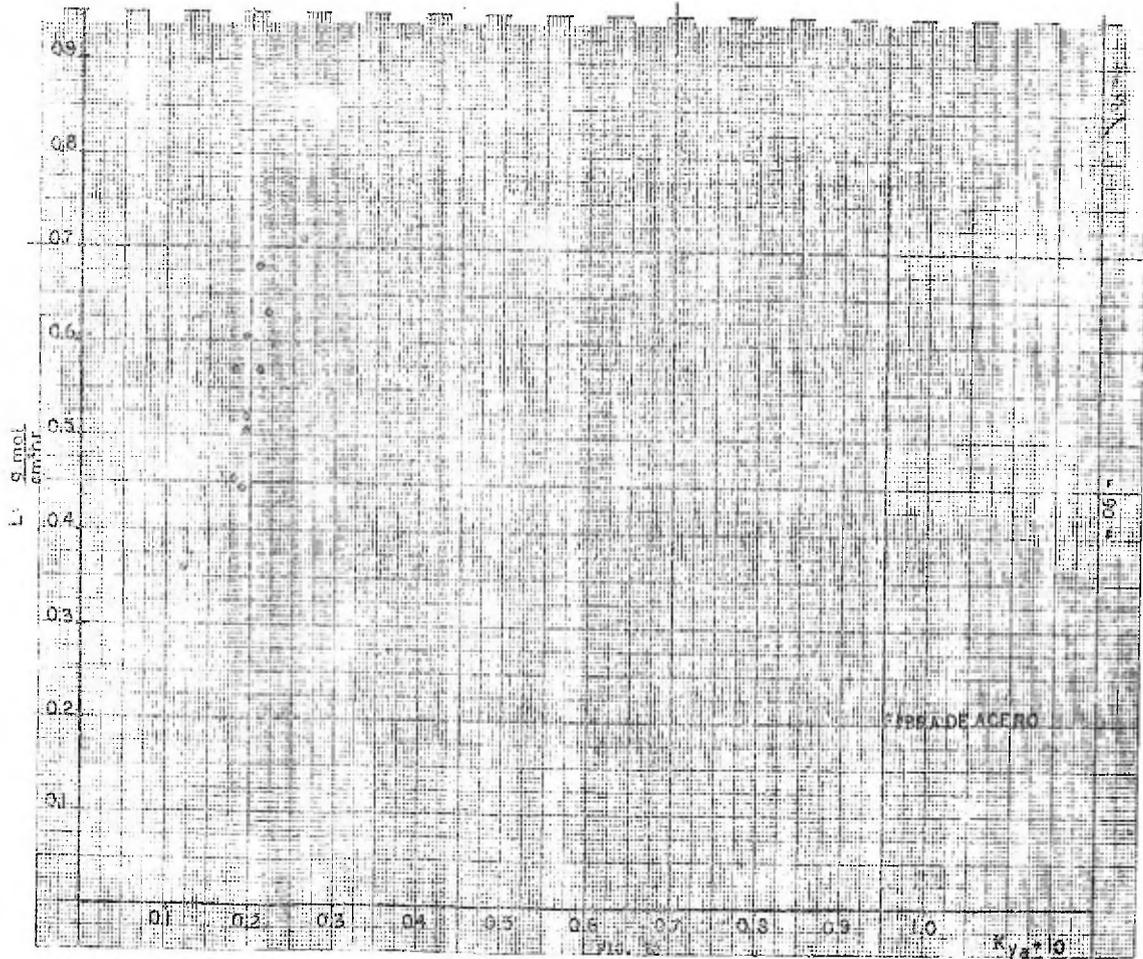


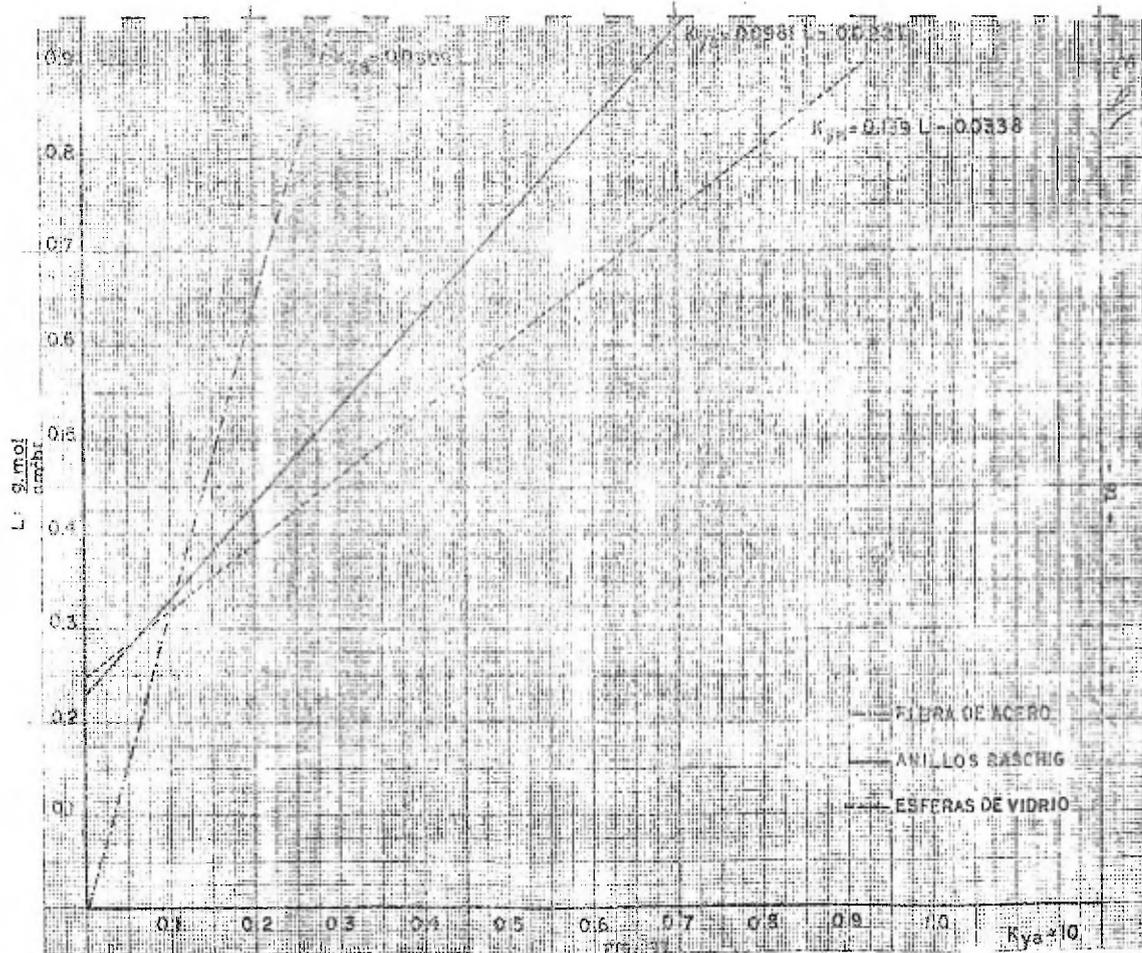
FIG. 20



L: g/mol
cm³







Observando estas gráficas se puede apreciar la tendencia lineal que presentaban los puntos experimentales, por lo que se procedió al ajuste de las tres rectas por el método de mínimos cuadrados, los cuales nos presentarían una tendencia promedio. En la figura 33 están graficadas las tres rectas obtenidas, cuyas ecuaciones son las siguientes:

Para los Anillos Raschig: $K'ya = 0.0981L - 0.0221$

Para las Esferas de vidrio: $K'ya = 0.139L - 0.0338$

Para la Fibra de acero: $K'ya = 0.0309L$

Con el propósito de determinar la importancia que desempeñan las resistencias en la fase gaseosa y líquida para este sistema con los tres empaques, se utilizó la ecuación 3-22:

$$Hog = Hg + m(Gm/Lm)H_L$$

Esta ecuación nos representa una línea recta, y al graficar los valores de HTU contra $m(Gm/Lm)$, donde m es el valor promedio de la pendiente de la curva de equilibrio; el valor de la ordenada en el origen es el correspondiente de H_g (altura de la unidad de transferencia para la fase gaseosa), y la pendiente de la línea sería el valor de H_L (altura de la unidad de transferencia para la fase líquida).

En las figuras 34, 35 y 36, fueron graficados los valores de HTU contra $m(Gm/Lm)$ a través de cuyos puntos experimentales fueron trazadas dos rectas promedio para la posterior obtención de H_g y H_L .

Con los anillos Raschig, figura 34, se encuentra que el sistema estuvo controlado en un 77% por la resistencia en la fase líquida y en un 23% por la fase gaseosa.

Para las esferas de vidrio, figura 35, el sistema está controlado en un 55% por la fase líquida y en un 45% por la fase gaseosa.

Con la fibra de acero, figura 36, el 82.5% de la resistencia pertenece a la fase gaseosa y el 17.5% a la fase líquida.

Para determinar una correlación con un mayor número de variables, se utilizó el método propuesto por Furnas y Taylor (44) quienes utilizaron una correlación para el coeficiente de transferencia de masa del tipo:

$$\frac{1}{K'ya} = \frac{HTU}{Gm} = \alpha \left(\frac{1}{m} (L/\mu) \right)^{\beta} \quad (7-1)$$

donde:

- L = masa velocidad del líquido
- m = es un valor promedio de la pendiente de la curva de equilibrio
- μ = es la viscosidad del líquido
- α, β = ctes.

Al expresar la ecuación (7-1) en forma logarítmica:

$$\log \frac{1}{K'ya} = \log \frac{HTU}{Gm} = \log \alpha + \beta \log 1/m (L/\mu) \quad (7-2)$$

En las figuras 37, 38 y 39 fueron graficados en coordenadas logarítmicas los valores de HTU/Gm contra los de 1/m(L/ μ); posteriormente se trazaron rectas promedio a través de los puntos, con el objeto de determinar el valor de las constantes α y β para cada uno de los empaques.

Para los anillos Raschig, figura 37, tomando un par de valores:

$$\frac{HTU}{G_m} = 50 \quad K'ya = 0.02 \quad 1/m(L/M) = 165$$

$$\frac{HTU}{G_m} = 25 \quad K'ya = 0.04 \quad 1/m(L/M) = 365$$

Con estos valores se pueden plantear las siguientes ecuaciones:

$$\log 0.02 = \log \alpha + \beta \log 165 \quad (7-3)$$

$$\log 0.04 = \log \alpha + \beta \log 365 \quad (7-4)$$

de donde $\alpha = 0.867$ y $\beta = 0.000247$

y la correlación buscada para los anillos Raschig es:

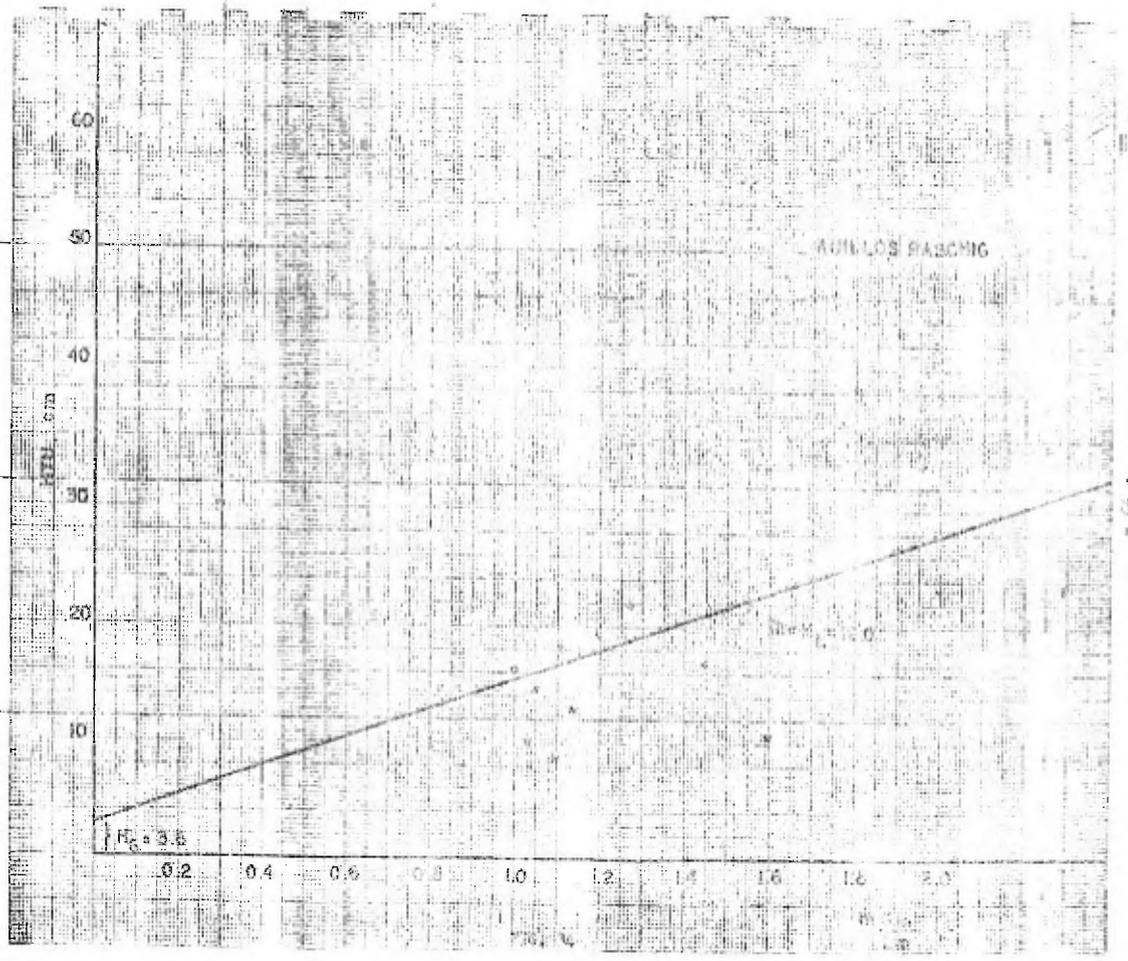
$$K'ya = 0.000247 \left[\frac{1}{m} (L/M) \right]^{0.867}$$

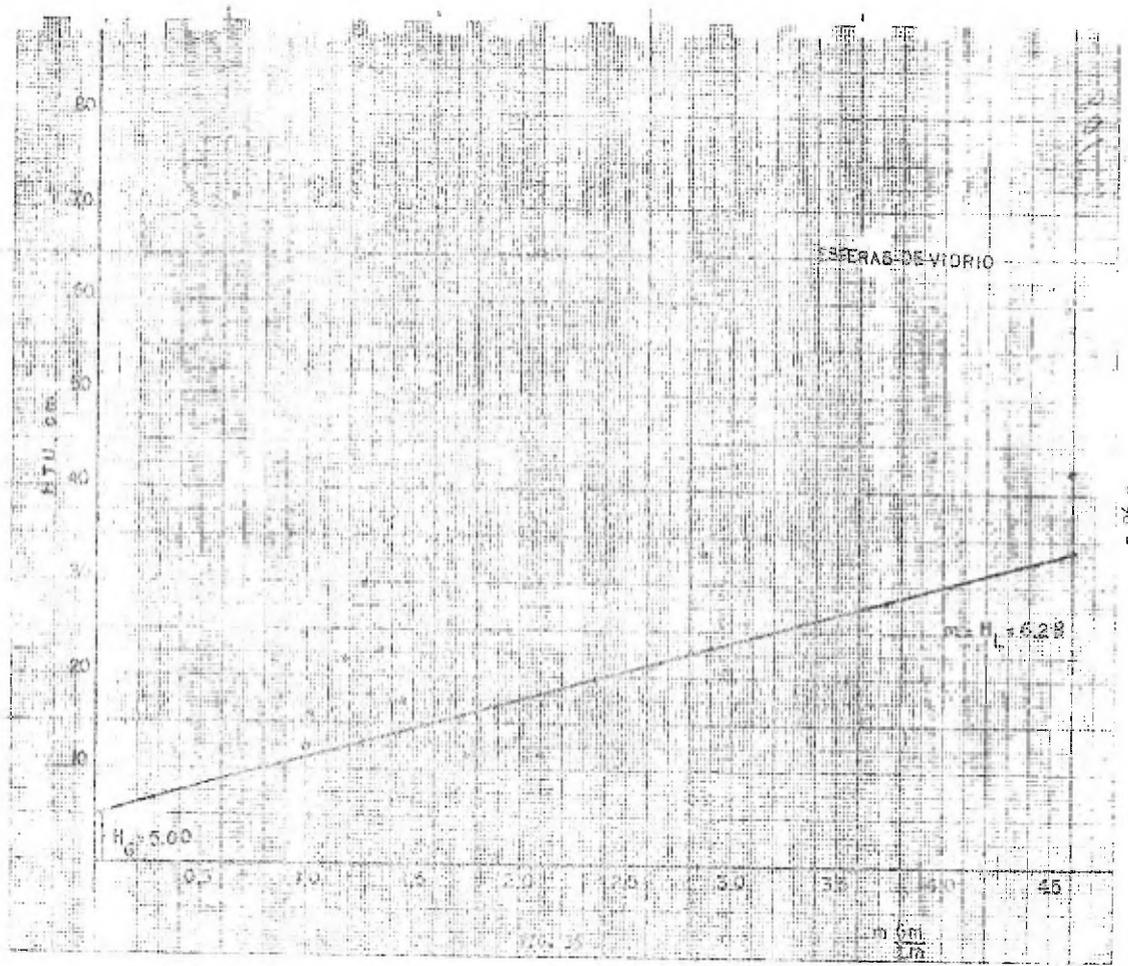
De igual manera para las esferas de vidrio:

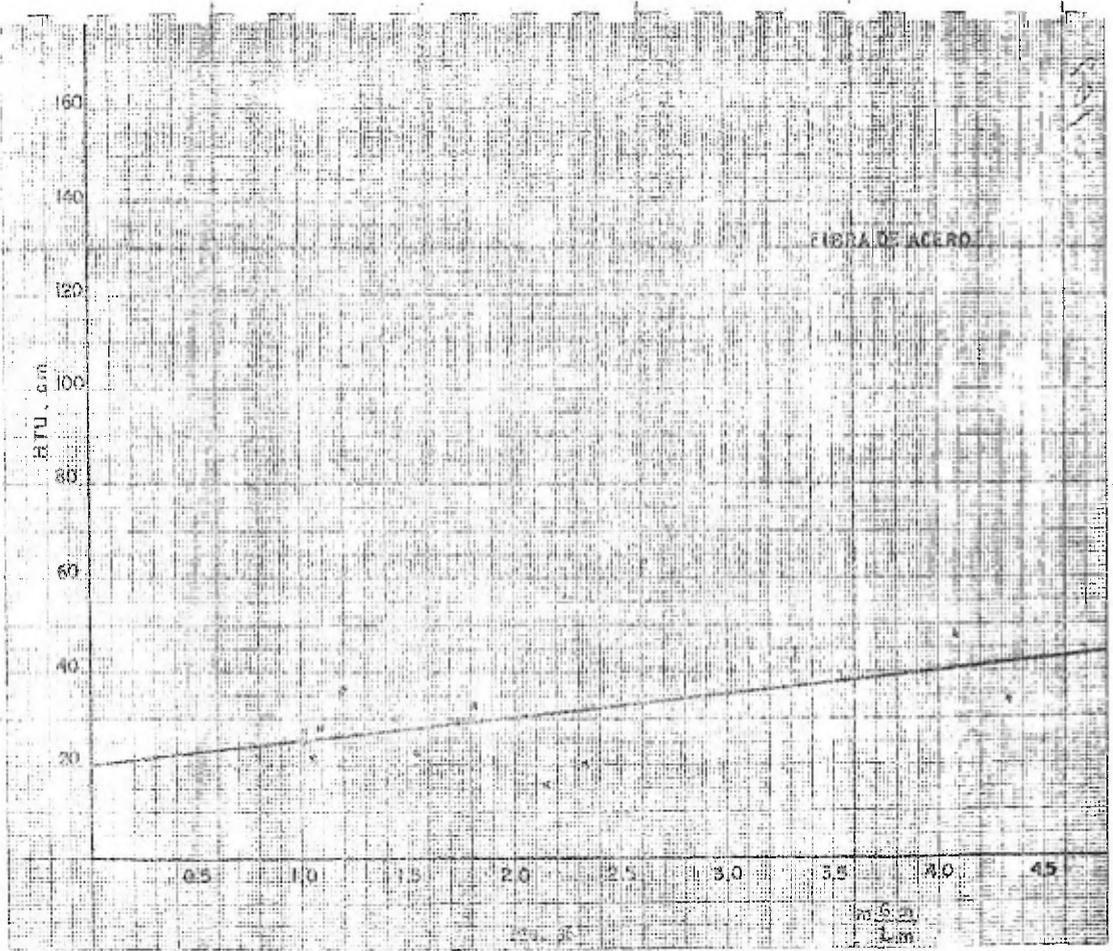
$$K'ya = 0.0000127 \left[\frac{1}{m} (L/M) \right]^{1.52}$$

Y para la fibra de acero:

$$K'ya = 0.000146 \left[\frac{1}{m} (L/M) \right]^{0.96}$$







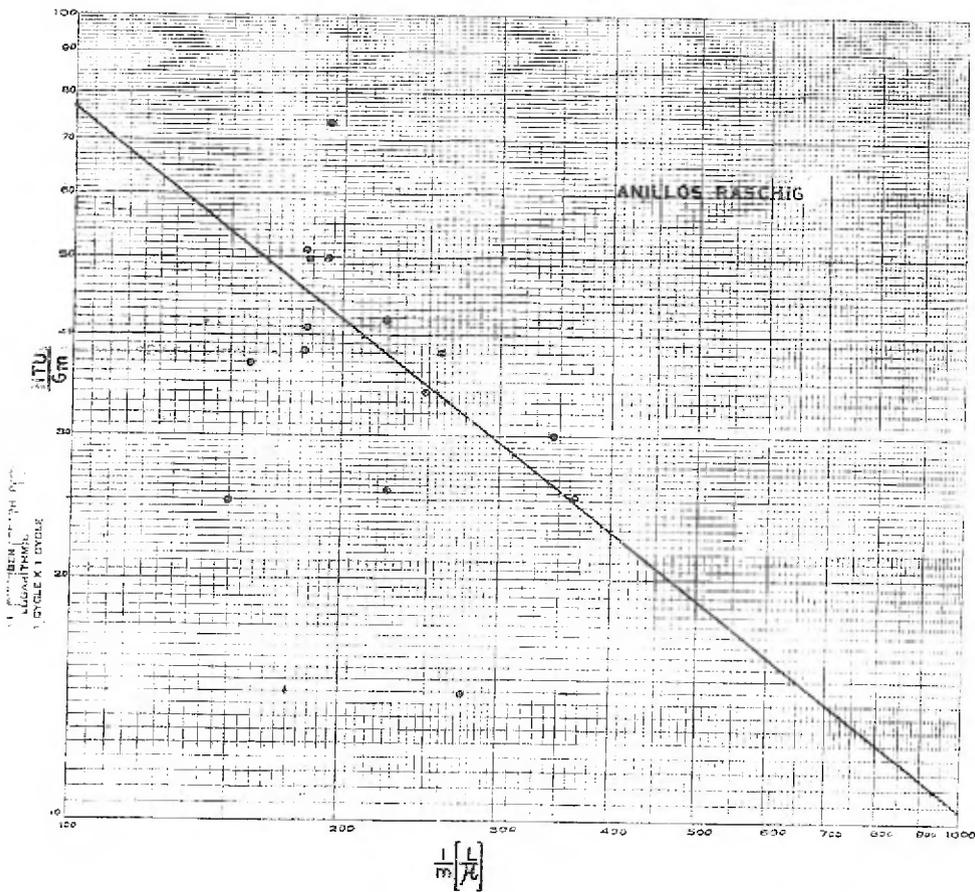


FIG. 37

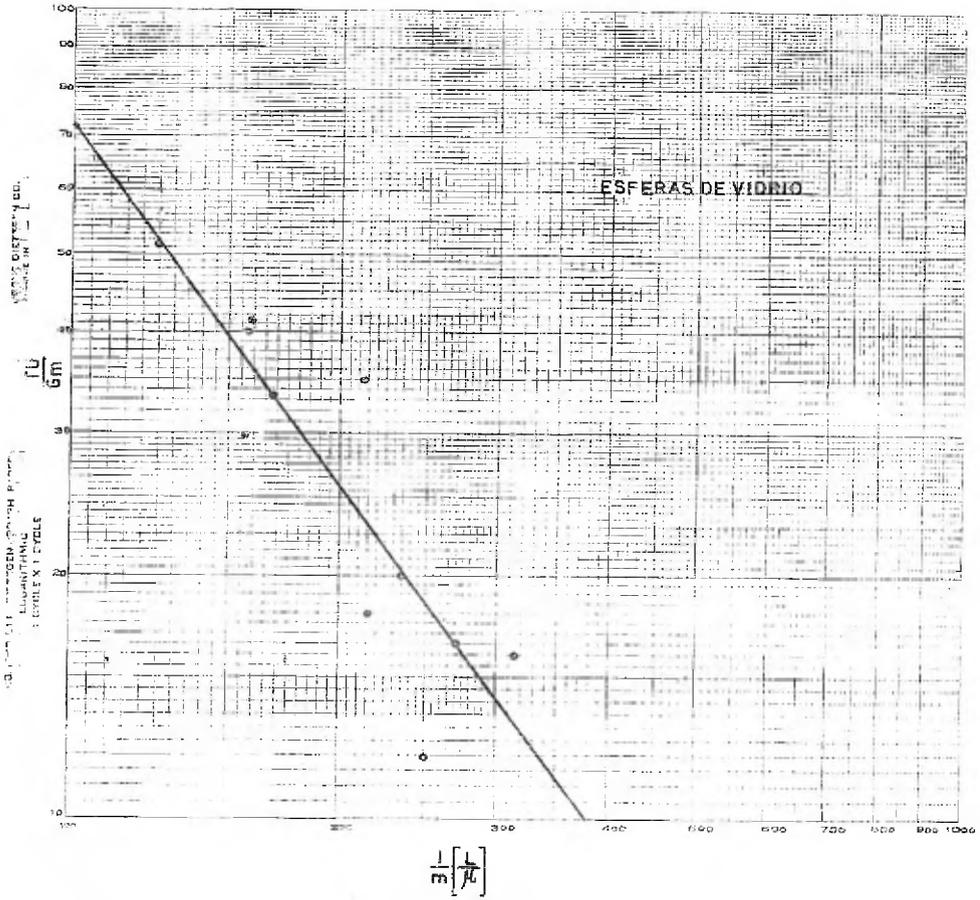


FIG. 36

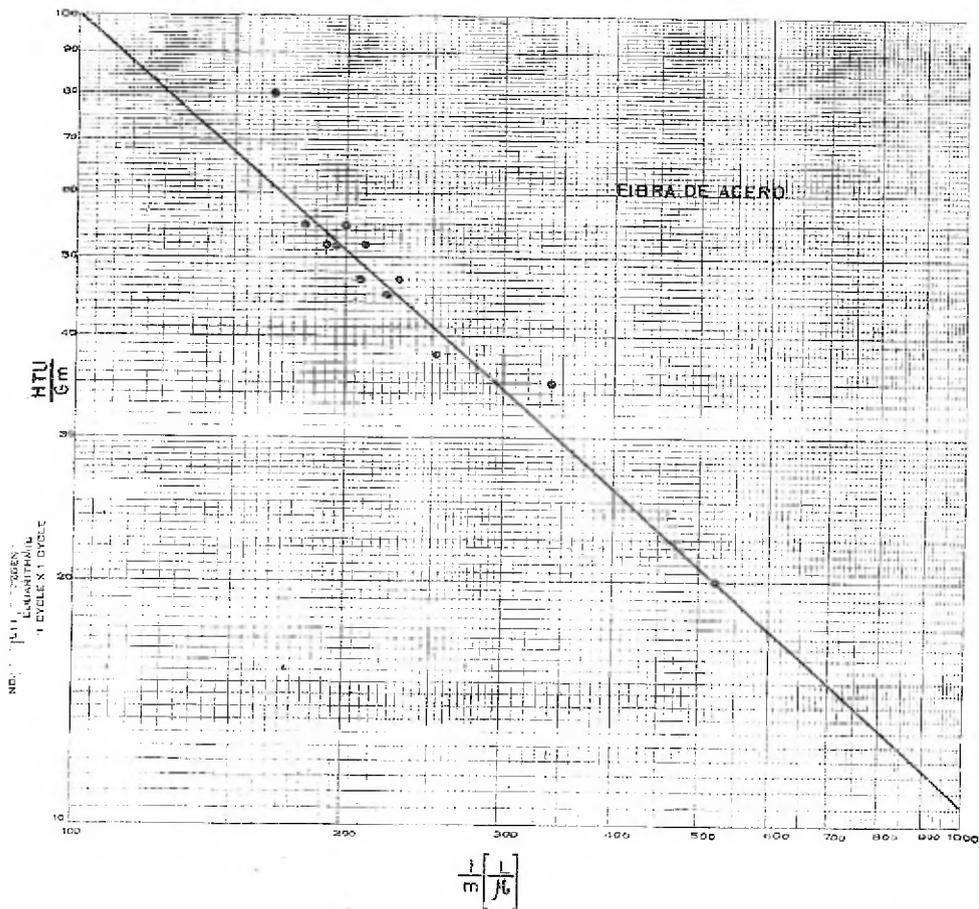


FIG. 39

CONCLUSIONES

El comportamiento del sistema Hexano-Tolueno en la torre de destilación depende directamente del tipo de empaque que se utiliza.

A partir de la figura 33 se puede notar que en general, para un mismo flujo molar, las esferas de vidrio tienen un valor superior del coeficiente global de transferencia de masa, lo que daría como resultado en un diseño bajo iguales condiciones de operación, una menor altura de unidad de transferencia y a su vez una menor altura de sección empacada.

La transferencia de masa está controlada por las resistencias en las fases gaseosa y líquida; sin embargo, con los resultados obtenidos no es posible concluir con exactitud cuáles son los valores de las mismas, pues con los tres empaques se obtuvieron diferencias muy marcadas. Sería recomendable que en lo futuro se continúe con este estudio y que se realicen experimentos más completos en este aspecto, para poder determinar con una mayor precisión cuál es el valor real de estas resistencias.

Las correlaciones obtenidas al final del anterior capítulo describen al sistema en función de variables tales como flujos molares del gas y líquido, pendiente de la curva de equilibrio y viscosidad del líquido, por lo que de continuar con este estudio deberá de tratarse de obtener correlaciones en función de un mayor número de variables tales como coeficientes de difusión, diámetro de empaque, diámetro de torre, etc.

Como era de esperarse, las caídas de presión fueron muy reducidas para los tres tipos de empaques, encontrándose que las mejores condi-

ciones de operación en este aspecto se alcanzan con el uso de la fibra de acero, con la que se alcanzaron caídas de presión entre 3 y 4 cm de agua a través de la sección empacada. Para las esferas de vidrio las caídas de presión oscilaron entre 3 y 4.5 cm. Con los anillos Raschig se obtuvieron caídas de presión entre 4 y 11 cms.

No se alcanzaron los puntos de inundación, por lo que sería conveniente hacer algunos diseños para tratar de mejorar el suministro de carga térmica al hervidor.

No se presentaron problemas de espuma para ninguno de los empaques, lo cual es una gran ventaja, pues el mismo sistema en una torre de platos había provocado este tipo de fenómeno.

Las correlaciones obtenidas para los diferentes empaques serán aplicables para diseños donde fuera necesario trabajar con este mismo sistema; sin embargo, deben tenerse en cuenta las limitaciones propias de las mismas, esto es, serán recomendables donde se utilicen condiciones de operación y características de equipo similares a las utilizadas en este trabajo.

BIBLIOGRAFIA

- (1) Leva, M., "Tower Packing & Packed Tower Design" the U. S. Stone-ware Co., Akron, Ohio, 1951.
- (2) Randall, D. G., Chem. & Proc. Engrg., Sept., 1956, p. 306.
- (3) Pyle, C., "Distillation in Practice". Remhold Publishing Corp., New York, 1956.
- (4) Field, S. A., Chem & Prac. Engrg. Sept. 1959. p. 310
- (5) Eckart, J. S., E. H. Foote, and R. L. Huntington Chem. Eng. Prog. 54, 70 (1958).
- (6) Pfannmuller, W., Trans. Inst. Chem. Eng., 32, 5 - 151 (1954)
- (7) Carey, J. S., "Chemical Eng. Handbook" third Ed. pp 563-610 McGrow Hill Book Co., New York, 1950.
- (8) Scofield, R. C., Chem. Eng. Prog., 46, 405 (1950).
- (9) McWilliams, S. A., H. R. C. Pratt, F. R. Dell, & D. A. Johns, Trans. Inst. Chem. Engrs., 34, 1 (1956).
- (10) Bragg, L. B. Ind. Eng. Chem., 49, 1062 (1957).
- (11) Chem. & Proc. Engrg. Sept. 1959 p 309.
- (12) Morton, F., Trans. Inst. Chem. Engrs., 29, 241 (1951)
- (13) Stedman, D. F., Trans. Am. Inst. Chem. Eng., 33, 153 (1937); Canadian J. of Research, 15B, 383 (1937).
- (14) Forsythe, W. L., T. G. Stack, J. E. Wolf, and A. L. Conn. Ind. Eng. Chem., 39, 714 (1947).
- (15) Dixon, O. G., J., J. Soc. Chem. Ind., 68, 88 (1947).
- (16) Fisher, A. W., and R. J. Bowen, Chem. Eng. Prog., 45, 349 (1949).
- (17) McMahon, H. O., ind. Eng. Chem., 39, 712 (1947).
- (18) Cannon, M. R. Ind. Eng. Chem., 41, 1953 (1949).
- (19) Fenske, M. R., C. O. Tongberg, and D. Quingle, Ind. Eng. Chem., 26, 1169 (1934).

- (20) Calburn, A. P. *Ind. Eng. Chem.*, 33:459 (1941).
- (21) Baker, T. C., *Ind. Eng. Chemistry*, 27, 917
- (22) Chilton, T. H., & Calburn, A. P., *Ind. Eng. Chem.*, 27, 255-60, 904 (1935).
- (23) Cornel, D., Knapp, W. G., Fair, J. R. *Chem. Eng. Prog.*, 56, N° 7 68 (1960).
- (24) Cornell, D. Knapp, W. G., Chose, H. J., Fair, J. R., *Chem. Eng. Prog.*, 56, N° 8, 49 (1960).
- (25) Hands, C. H. G., Whitt, F. R., *Jrnl. App. Chem.*, 135, Marzo 1951.
- (26) March, D. F., *Ind. Eng. Chem.*, 45, N° 19, 2616, 1953.
- (27) Ellis, S. R. M. *Chem & Eng. News*, 31, N° 44, 4613 (53).
- (28) Kirschbaum, E. "Distillation & Rectification", Chemical Publishing Co., Brooklyn, N. Y., 1948.
- (29) Delzenne, *Genl Chimique*, 82 (3), 53 (1959).
- (30) Kirschbaum, E., *Chem-Ing. Tech.*, 28, 639 (1956), *Brit. Chem. Eng.* 2, 426 (1957).
- (31) U. S. Stoneware Corp. "Technical Data Related to Tower Packing".
- (32) Bragg. Lib., *Ind. Eng. Chem.*, 45, 1676 (1953).
- (33) Peters, W. A., Jr., *Ind. Eng. Chem.* 14, 676 - 9 (1922)
- (34) Sherwood, T. K. and Gilliland, E. R., *Ind. Eng. Chem.*, 26, 1093-6 (1934)
- (35) Fenske, M. R., *Ind. Eng. Chem.*, 24, 482-5 (1932).
- (36) *Handbook of Hydrocarbon. Hydrocarbon Processing. 1970. Gulf Pub. Co*
Vol. I p. 140, Vol. II p.
- (37) *International Critical Tables, Vol. III, p. 22.*
- (38) Fimmermans, J., "Physico-Chemical Constants of Pure Organic Compounds".
Elsevier Publishing Co., Inc., New York (1950).

- (39) Dresbak, R. R., "Physical Properties of Chemical Compounds" Vol. II. Advances in Chemical Series N° 22, American Chemical Society (1959).
- (40) Connolly, T. S., and Sage, B. H.; Ind. & Eng. Chemistry 43 (4) p.p. 946-950.
- (41) Barley, J. S., Journal of the American Chemical Society 62, pp. 696-700 (1940).
- (42) Jobst, W., International Journal of Heat & Mass Transfer 7, pp. 725-31 (1964).
- (43) Briggs, D. K., Industrial & Eng. Chemistry 49, pp. 418-21 (1957).
- (44) Furnas & Taylor, Trans. Am., Inst. Chem. Engrs., 36, 135 (1940).