

**Análisis y Estudio de las Variables que Afectan  
la Eficiencia y de los Diversos Arreglos de Control  
en una Columna de Platos Perforados**



**T E S I S**

Que para obtener el título de :  
**INGENIERO QUIMICO**  
p r e s e n t a n :  
**RICARDO RIOS SERRALDE**  
**MARIO ALBERTO CUAUTLE ORTEGA**





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.

LAB Tesis 1977  
ABO M-106 182  
FECHA \_\_\_\_\_  
PROC \_\_\_\_\_  
• \_\_\_\_\_



*Jurado asignado:*

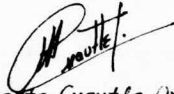
*Presidente Dr. Francisco Barrés de Castro.*  
*Vocal Ing. Lucila Méndez Chávez*  
*Secretario M. en C. Carmen Duran de Bazua*  
*1er. Suplente Ing. Caritino Moreno Padilla*  
*2o. Suplente Ing. Jesús A. Tapia Pérez.*

*Sitio donde se desarrollo el tema: Laboratorio de Ingeniería Química, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México.*

*Sustentantes:*



*Ricardo Ríos Serralde.*



*Mario Alberto Cuautle Ortega.*

*Asesor:*



*M. en C. Carmen Duran de Bazua.*

*A mis padres María Elena y Felipe*

*Dedico esta Tesis de todo corazón a los dos seres más queridos que hicieron posible su realización como muestra del trabajo y dedicación — que emplearon para que sea un hombre útil en la vida.*

*A mis hermanos*

*Doy gracias a Yolanda, Luis y María Elena por la ayuda prestada en todo momento y por la gran amistad que nos une.*

*Gracias a cada uno de los amigos y parientes que de una u otra forma ayudaron para la realización de este trabajo y principalmente a Mario amigo — y compañero de estudios que compartió conmigo la realización de esta Tesis.*

*Ricardo Ríos Serralde.*

*Con ternura y cariño para mi pequeño Manitas.*

*A la compañera de mi vida Graciela, por el inmenso y profundo amor que siento por ella, que con su comprensión y aliento me impulsó para terminar este - trabajo.*

*A mis padres Carmen y Faustino*

*Con gratitud y cariño por haberme orientado por un camino positivo y hacerme un hombre útil en la vida.*

*A mis hermanos*

*Jorge, Alicia, Arturo y Agustín*

*Por su rectitud y honestidad en la vida.*

*Alejandro y Beatriz*

*Esperando que este trabajo los aliente para obtener su título.*

*Manuel*

*Porque su juventud lo impulse a desarrollar su verdadera capacidad.*

*A la M. en C. Carmen Duran de Bazua, por su orientación para el desarrollo de este trabajo.*

*A Ricardo por su paciencia durante el desarrollo  
de la Tesis.*

*A familiares y amigos que de alguna forma me im-  
pulsaron para seguir adelante.*

*Con agradecimiento a la Facultad de Química y a -  
los maestros que contribuyeron para mi formación.*

*Mario Alberto Cuautle Ortega.*

## RESUMEN

En el presente trabajo se desarrolla un estudio de la influencia que tienen la concentración de carga, así como la mezcla empleada en una columna de destilación con platos perforados; operando el equipo a reflujo total, velocidad de evaporación y presión de operación constantes. Se utilizan como parámetros de análisis la eficiencia global y la de Murphree. Para la experimentación se emplean los sistemas Benceno - *n*-Heptano y Tetracloruro de carbono - Clorobenceno, se varía la concentración de carga empleando: 0.2, 0.4, 0.6 y 0.8 fracción molar del componente más volátil para cada uno de los sistemas. Se comparan los resultados obtenidos experimentalmente con los calculados con las correlaciones de Driehamer - Bradford y O'Connell para la eficiencia global, así como la de English y Van Winkle para la eficiencia de plato. Se llegó a las siguientes conclusiones:

- La eficiencia global disminuye al aumentar la concentración de carga.
- La eficiencia de plato generalmente es más alta en los primeros, decayendo considerablemente en los últimos.
- El empleo de las correlaciones queda restringido a casos específicos.
- Dependiendo de las características de la mezcla, ésta puede o no tener una influencia de consideración sobre la eficiencia de la columna y la de plato.



INTRODUCCION	4
CAPITULO I DESTILACION: GENERALIDADES, IMPORTANCIA Y EQUIPOS	7
CAPITULO II ANALISIS DE LOS FACTORES Y CORRELACIONES QUE EXISTEN PARA EL CALCULO Y PREDICCION DE LA EFICIENCIA.	34
CAPITULO III DESCRIPCION GENERAL DEL EQUIPO	44
CAPITULO IV EXPERIMENTACION Y EVALUACION DE DATOS.	63
CAPITULO V CONCLUSIONES.	85
APENDICE "A" SISTEMAS DE CONTROL PARA COLUMNAS INTERMITENTES.	90
APENDICE "B" ANALISIS DE LAS MEZCLAS ADECUADAS PARA EVALUAR UNA COLUMNA.	106
APENDICE "C" CALCULOS DESARROLLADOS	125
APENDICE "D" PROPIEDADES FISICAS	131
INDICE DE TABLAS	143
INDICE DE ILUSTRACIONES	144
NOMENCLATURA	146
BIBLIOGRAFIA.	147

## INTRODUCCION

Al analizar las operaciones unitarias, uno de los fenómenos físicos que tiene mayor importancia dentro de la separación o recuperación de sustancias para la industria química, petroquímica y de refinación, es el de transferencia de masa.

La magnitud de esta importancia se debe a que las operaciones de secado, lixiviación, extracción líquido - líquido, absorción, deshumidificación, humidificación, destilación etc., se presentan como parte fundamental para el desarrollo de los procesos químicos. Por otra parte, todas estas operaciones requieren para su análisis teórico un modelo matemático semejante.

Durante los estudios de licenciatura en Ingeniería Química en la Facultad de Química de la U.N.A.M., este fenómeno es estudiado a través de los cursos impartidos en las asignaturas: Ing. Química V, Ing. Química VI, Fisicoquímicas II, III, IV, VI y IX; siendo complementado el conocimiento, a través de una serie de prácticas, en los diversos equipos existentes en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad.

Debido al tiempo reducido con que se cuenta para efectuar estas prácticas y, por otro lado, a la limitación de duración de los semestres, no se pueden efectuar trabajos de investigación para destilación.

Los autores de este trabajo consideraron, sin embargo, que sería importante llevar a cabo un estudio experimental en el equipo de destilación adquirido por la Facultad a la Compañía Q.F.V. para poder definir una serie de prácticas que permitieran adquirir los conocimientos adecuados sobre el diseño de este -

equipo y una percepción clara de los fenómenos que ocurren durante los experimentos realizados. Para integrar un equipo dado a la serie de prácticas que se desarrollan normalmente en el Laboratorio, es necesario evaluar las características de funcionamiento del mismo, con el fin de comprender los fenómenos que ocurren en él.

Sobre esta base se inició la investigación, desde la instalación de la columna en el Laboratorio hasta la obtención de resultados concretos, de tal forma que se tuvieron que resolver una serie de problemas tanto de montaje como de operación y diseño para el equipo.

Desafortunadamente, se adquirió este equipo sin contar con un sistema de control adecuado, que permitiera efectuar una experimentación completa. Para resolver parcialmente esta desventaja se instaló en la columna un sistema de control de reflujos por medio de rotámetros. Aunque éste no era el más adecuado, por lo menos era el más económico. El éxito obtenido por medio de este sistema de control no fue muy satisfactorio, debido a que la columna no cuenta con un control para la rapidez de evaporación y, como consecuencia, la operación de los rotámetros resultó difícil y tediosa.

Debido a estas circunstancias y a otras adaptaciones hechas a la columna, se decidió trabajar exclusivamente el equipo a reflujos total, variando la concentración de carga, así como el tipo de mezcla.

La selección de la mezcla adecuada fue en función de las características de la columna. Básicamente se encontró que los sistemas, Benceno - n Heptano y Metilciclohexano - Tolueno eran los más adecuados, para esta columna, ( F. J. Zuiderweg, 1969 ) principalmente por su comportamiento como mezcla y el rango a

propiedades de temperaturas de ebullición entre componentes puros. Como se requiere el empleo de sustancias con alto grado de pureza para desarrollar la experimentación, y debido a que el costo del metilciclohexano es muy alto, la mezcla metilciclohexano - tolueno se desechó.

Otros sistemas adecuados se discuten en el Apéndice A, pero la mayoría se desechó por el tipo de análisis requerido para conocer la composición de la mezcla. El sistema tetracloruro de carbono - clorobenceno fue empleado, a pesar de no ser una mezcla adecuada para la evaluación del equipo. El empleo de la misma se debió a que actualmente ésta es utilizada en el desarrollo de prácticas en el Laboratorio.

El trabajo es específico para un equipo que tiene determinadas características de diseño. Si se quisieran encontrar correlaciones generalizadas sería necesario experimentar en una serie de columnas de diferente diseño, así como una serie de mezclas binarias, lo cual traería como consecuencia una investigación exhaustiva y costosa, fuera del alcance de un trabajo de tesis de licenciatura que no cuenta con apoyos económicos externos.

## CAPITULO I

### DESTILACION : GENERALIDADES, IMPORTANCIA Y EQUIPOS

A.- GENERALIDADES E IMPORTANCIA.

B.- DESTILACION A REGIMEN PERMANENTE Y NO PERMANENTE.

C.- TORRES EMPACADAS.

D.- COLUMNAS O TORRES CON PLATOS

E.- DISPOSITIVOS POR MEDIO DE LOS CUALES SE EFECTUA LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA COLUMNA DE PLATOS.

F.- BAJANTES O VERTEDEROS.

G.- DISPOSICIONES DE FLUJO.

## A.- GENERALIDADES E IMPORTANCIA.

En la industria química es práctica común separar una mezcla de líquidos para obtener compuestos con alto grado de pureza o bien fracciones cuya característica fundamental es que los compuestos constituyentes presenten puntos de ebullición próximos. La destilación constituye la técnica más frecuentemente empleada para tal separación.

Por medio de un análisis de las temperaturas de ebullición de los componentes, se puede determinar si la operación de destilación es la apropiada para la separación de los constituyentes de la mezcla.

Cada uno de los componentes de una solución presenta a una determinada temperatura una presión de vapor, correspondiendo la más alta al componente más volátil. Si una mezcla de dos componentes de una concentración específica, se calienta hasta alcanzar el punto correspondiente a la temperatura de burbuja (temperatura inicial de ebullición de la mezcla), se observa al analizar la fase vapor formada que la composición que presenta es diferente que la del líquido; presentando una mayor cantidad del componente más volátil. Si se prosigue el calentamiento, las concentraciones de los componentes en la fase vapor y fase líquida van variando. Para el punto de temperatura de burbuja se tiene la máxima concentración en la fase vapor del componente más volátil, la cual disminuye al seguir calentando la mezcla hasta alcanzar la concentración que se tenía en la fase líquida inicialmente. En este momento todo el líquido se ha convertido a vapor y la temperatura para esta situación corresponde a la temperatura de rocío.

Sin embargo, si se considera un vapor formado, en el intervalo comprendido entre el punto de burbuja y el punto de rocío para la mezcla y se condensa, sometiendo el líquido obtenido de nuevo a una operación de calentamiento hasta llegar a la temperatura de burbuja; el vapor en equilibrio presentará una concentración mayor para el componente más volátil en relación a la composición obtenida para el vapor en el punto de burbuja del líquido original.

Una operación de vaporización y condensación de una mezcla para obtener un producto con alto grado de pureza para uno de los componentes en la forma ilustrada anteriormente sería impráctico y costoso. Para resolver tal situación se utilizan columnas empacadas o columnas con platos, constituidas de tal manera que se lleven a cabo estas operaciones de vaporización y condensado, tantas veces como lo permita el diseño del equipo, de tal manera que se encuentren en contacto mezclas de líquido y vapor; debido a que se presentan gradientes de concentración entre ambas fases hay fenómenos de transferencia de masa.

Por lo tanto, el objeto de la destilación puede resumirse como la separación mediante vaporización de una mezcla líquida de sustancias miscibles y con diferente grado de volatilidad, en dos productos de diferente composición, con un enriquecimiento en general varias veces superior al que se puede alcanzar en una etapa simple de equilibrio.

Se presentan casos en que la separación manifiesta poco cambio en la composición del producto obtenido y el proceso se hace impráctico, pudiendo aun suceder que no haya cambio alguno en la composición (como en el caso de manejarse mezclas azeotrópicas). Sin embargo, la separación directa que es posible mediante la destilación y que permite obtener productos con alto grado de pureza sin necesidad de un procedimiento posterior, ha hecho de la destilación una de -

Sin embargo, si se considera un vapor formado, en el intervalo comprendido entre el punto de burbuja y el punto de rocío para la mezcla y se condensa, sometiendo el líquido obtenido de nuevo a una operación de calentamiento hasta llegar a la temperatura de burbuja; el vapor en equilibrio presentará una concentración mayor para el componente más volátil en relación a la composición obtenida para el vapor en el punto de burbuja del líquido original.

Una operación de vaporización y condensación de una mezcla para obtener un producto con alto grado de pureza para uno de los componentes en la forma ilustrada anteriormente sería impráctico y costoso. Para resolver tal situación se utilizan columnas empacadas o columnas con platos, constituidas de tal manera que se lleven a cabo estas operaciones de vaporización y condensado, tantas veces como lo permita el diseño del equipo, de tal manera que se encuentren en contacto mezclas de líquido y vapor; debido a que se presentan gradientes de concentración entre ambas fases hay fenómenos de transferencia de masa.

Por lo tanto, el objeto de la destilación puede resumirse como la separación mediante vaporización de una mezcla líquida de sustancias miscibles y con diferente grado de volatilidad, en dos productos de diferente composición, con un enriquecimiento en general varias veces superior al que se puede alcanzar en una etapa simple de equilibrio.

Se presentan casos en que la separación manifiesta poco cambio en la composición del producto obtenido y el proceso se hace impráctico, pudiendo aun suceder que no haya cambio alguno en la composición (como en el caso de manejarse mezclas azeotrópicas). Sin embargo, la separación directa que es posible mediante la destilación y que permite obtener productos con alto grado de pureza sin necesidad de un procedimiento posterior, ha hecho de la destilación una de -



las operaciones más importantes de transferencia de masa.

### B.- DESTILACION A REGIMEN PERMANENTE Y NO PERMANENTE.

La destilación como una operación unitaria puede ser analizada desde dos puntos de vista: a régimen permanente o estado estacionario y régimen no permanente o régimen transitorio.

En el caso de las operaciones estacionarias, la variable tiempo no es de influencia directa en la operación. Con esto se quiere decir que en cualquier punto del equipo utilizado las concentraciones y proporciones de flujo con respecto a ese punto, una vez estabilizada la operación, no variarían con el tiempo. En el caso de operaciones transitorias la variable tiempo tiene una influencia directa sobre la operación. Se presentan dos formas de trabajar una columna bajo este régimen, ya sea a reflujo variable o a reflujo constante, de tal forma que al analizar cualquier punto del equipo, nos encontramos que las condiciones como flujos, concentraciones, etc., cambian con respecto al tiempo.

El proceso de destilación que se efectúa, ya sea en régimen permanente o transitorio, puede ser realizado en columnas empacadas o en columnas de platos.

### C.- TORRES EMPACADAS.

Las columnas empacadas o columnas diferenciales son llamadas así porque producen un cambio de concentración por cada incremento de altura que as-

cienden los componentes, logrando en esta forma una mayor concentración del fluido más volátil a través de toda la columna.

Las torres empacadas se emplean para un contacto continuo a contracorriente de dos fases. Y son torres verticales llenas de un material adecuado que, en conjunto, presenta una gran área superficial.

En esta tipo de columnas, los empques más comunes que incrementan el área de contacto se componen de pedacera de vidrio, cadenas metálicas, anillos Lessing o Raschig, sillus Berl, Intalox, puntallus Stedman, hélices simples y múltiples de crustak y resortes Helly pack, octa pack, etc.

Los anillos tipo Raschig son los que más comunmente se usan en la industria, debido a su bajo costo, aunque en la actualidad se han diseñado formas que redundan en una mayor eficiencia. Tanto el material de la columna como el de empaque deben de satisfacer determinadas especificaciones y la selección depende del diámetro de la columna y, principalmente, de un balance de costo contra la eficiencia que presenta.

#### D.- COLUMNAS O TORRES CON PLATOS.

Cuando la destilación se efectúa por etapas de equilibrio a régimen permanente, el equipo utilizado industrialmente se conoce como columnas o torres de platos.

Las torres o columnas de destilación son recipientes cilíndricos verticales en cuyo interior se encuentran espaciadas una serie de placas circulares colocadas en forma equidistante una de la otra; dichas placas reciben el nombre de platos. Existen una gran variedad de diseños de éstos y los que más frecuentemente se usan son los platos perforados y los platos de válvula; los platos con cachuchas

de burbujeo prácticamente ya no se usan. Las dimensiones de estas placas pueden variar de unos cuantos centímetros hasta varios metros dependiendo de la cantidad de material que va a procesarse.

El material con que se construye la torre de destilación depende de las condiciones de operación, así como de las características del sistema a minejar.

Como la velocidad de transferencia de masa se incrementa en proporción directa con el área de contacto entre las fases, los equipos son diseñados para obtener la máxima área interfacial.

El vapor que entra por debajo de un plato a través de los elevadores se rompe en pequeñas burbujas a medida que pasa a través de las perforaciones, válulvas o ranuras de las cachuchas que están sumergidas en el líquido. Cada plato es está provisto de uno o más conductos llamados bajantes o vertederos, a través de los cuales el líquido baja al plato inmediato inferior. Un sello o columna de líquido es mantenido en cada plato por medio de una represa colocada a la salida del plato.

La alimentación puede ser un líquido subenfriado, un líquido saturado un vapor saturado, una mezcla de líquido-vapor, o un vapor sobrecalentado. Este se introduce a la torre por el plato de alimentación, produciéndose en éste un equilibrio líquido-vapor.

La parte superior de la columna recibe el nombre de domo y la parte inferior de fondo; la sección que incluye del plato de alimentación al domo se conoce como sección de rectificación y la que va del plato inmediato inferior al de alimentación al fondo se llama sección de agotamiento.

En el plato de alimentación los compuestos volátiles son parcialmente vaporizados por los vapores ascendentes, a medida que el alimento se desplaza

a través del plato. El líquido residual en el plato generalmente es menos volátil que la alimentación, aunque esto depende de la condición térmica de la misma; éste derrama a través de las bajantes al plato inferior. Los puntos de ebullición de los líquidos en cada uno de los platos inferiores son, en consecuencia, mayores.

El calor suministrado en el fondo mediante la vaporización en el re hervidor o caldereta se transmite a la parte superior de la columna plato a plato, debido a la diferencia de puntos de ebullición entre los platos. La destilación re quiere la presencia de líquido en los platos durante todo el tiempo, de manera que los vapores de los componentes menos volátiles en la alimentación puedan condensar se y ser arrastrados hacia abajo por gravedad. Para efectuar esto, algo de líquido volátil del condensador regresa al último plato de la columna de la parte superior, fluyendo hacia abajo a través de ella. El líquido volátil que se regresa a la columna del condensador recibe el nombre de reflujo externo. A la cantidad de componentes volátiles retirados del sistema en la parte superior se le llama destilado, mientras que los compuestos más pesados retirados en el fondo de la columna se llaman productos de fondo, colas o residuos.

Cabe aclarar que si el condensador es total no influye en la separación y por lo tanto no cuenta como etapa de equilibrio. Pero si se trata de un condensador parcial, sí es considerado como una etapa de equilibrio.

La temperatura de condensación en el condensador es la que determina la presión de operación en la columna, ya que la temperatura de saturación del vapor varía con la presión.

#### E.- DISPOSITIVOS POR MEDIO DE LOS CUALES SE EFECTUA LA TRANSFERENCIA DE MASA EN LA COLUMNA DE PLATOS.

Se tiene una gran variedad de dispositivos, los cuales pueden ser - -

agrupados como sigue:

- Platos con cachuchas de burbujeo.
- Platos perforados.
- Platos de válvulas.

La columna de platos con cachuchas de burbujeo consiste en una serie de placas, cada una de las cuales está unida a las paredes de la columna por medio de pernos, remaches o soldadura y están provistas de elevadores a través de los cuales se monta una serie de cachuchas ranuradas, las cuales tienen forma de tazas invertidas (Fig. 1.2 y Fig. 1.3).

Las cachuchas de burbujeo normalmente están colocadas en arreglos - - triangulares, teniendo las hileras orientadas de manera normal a la dirección del flujo. La cantidad de éstas depende por supuesto del área de la columna o diámetro de ella.

En general, una cachucha de burbujeo es una taza invertida que tiene un soporte mecánico que la sostiene en la chimenea del plato o en el mismo plato - a cierta distancia de éste. El soporte consiste de extensiones en el contorno de la cachucha, el cual se encuentra atornillado a la superficie del plato o a la chimenea misma y es una pieza importante y necesaria de la cachucha para sostenerla - en el plato.

Hay una gran variedad de cachuchas, de tamaño, de forma y de tamaño - de la ranura y de la forma de monturas; pueden ser: rectangulares, trapezoidales, cuadradas, hexagonales, triangulares, ovaladas y redondas (Fig. 1.2 y 1.3).

En algunos casos, donde las cargas de vapor son sumamente grandes, no tienen ranuras, y todo el vapor sale por la parte inferior del contorno de la cachucha.

Los tamaños de las cachuchas que se encuentran comercialmente son del

rango de 3.1 mm a 9.5 mm de tamaño de ranura, de 12 mm a 38 mm de longitud, y de 25 mm de diámetro usadas en columnas pequeñas y de 125 mm de diámetro o más para columnas grandes. El espacio mínimo de las ranuras es, por regla general, mayor a 1.5 veces el espesor del metal.

Algunas cachuchas son en forma de túnel y su rango es de 50.8 a 152.4 mm de ancho por 304.8 a 607.6 mm de longitud y las ranuras de ésta se encuentran determinadas por las dimensiones de la cachucha, variando el tamaño de 304.8 a 1930 mm.

Los materiales del cual pueden estar hechas las cachuchas son: acero inoxidable, acero al carbón, aleaciones de acero, níquel, cobre, latón, aluminio y aleaciones especiales; en algunos casos son moldeadas de cerámica para soluciones muy corrosivas.

Los elevadores son tubos de sección generalmente circular, pero pueden ser rectangulares para las cachuchas en forma de túnel. Estos elevadores conducen el vapor del espacio vapor del plato inferior al espacio anular de la cachucha, quedando el borde por arriba de las ranuras de la cachucha. El material de que se encuentra construido es el mismo que el de la cachucha.

Cabe notar que las cachuchas se encuentran sumergidas en el líquido, pues de lo contrario el vapor no burbujearía y no habría un contacto entre este y el líquido.

Los platos con cachuchas pueden operar a bajas velocidades de vapor y de líquido debido a que el líquido y la espuma, son atrapados en el fondo del plato hasta la altura que permite el vertedero, y además todos los platos están provistos de perforaciones que permiten drenarlo cuando la columna deja de operar. A velocidades extremadamente bajas gran parte del líquido podría escurrirse a través de los orificios y el nivel del líquido podría ser menor que la altura del ver

tedero, lo cual implica que el vapor no burbujearía en el líquido, y lo cual es — una condición indeseable en la operación de la columna. ]

Los platos perforados son aquellos en los cuales el conjunto de cachuchas de burbujeo han sido sustituidas por unos pequeños orificios hechos en el plato, de dimensiones convenientes y distribuidas en puntos equidistantes (Fig. 1.4).

Los platos perforados son los más económicos con relación a los demás platos debido a que no necesitan de ningún aditamento especial, como es el caso de los platos con cachuchas de burbujeo, ya que usan exclusivamente el vertedero. El vapor fluye a través de las perforaciones y se dispersa a través del líquido que fluye sobre el plato. Los tubos de descenso y salidas, deben estar previstos; las entradas, y tubos que quitan al gas o líquido pueden ser incluidos como parte del montaje del plato. Como las perforaciones de los platos proveen los medios de introducción del vapor en el líquido, éstos pueden ser taladrados, lo que implica — que su costo sea menor al de otros tipos de platos, como: perforados con orificio variable, acanalados, corrugados, o sujetos a algún otro tipo de maquinado o fraguado.

Aunque el plato perforado tiene una capacidad más alta que el plato con cachucha de burbujeo, tiene la misma economía en mantenimiento y, bajo ciertas condiciones, capacidad más alta y una eficiencia mayor. Su mayor desventaja, la cual llega a ser seria, es que a velocidades bajas de vapor el líquido escurre a través de las perforaciones al plato inferior en lugar de fluir por las bajantes. A las condiciones en que esta condición aparece se le denomina punto de derrame. Esto implica un mal funcionamiento en la columna y restringe el uso de los platos perforados en servicios de operación con velocidades bajas de flujo de vapor.

El tamaño y distribución de las perforaciones puede variar, dependiendo del servicio y la preferencia del diseñador. Las perforaciones comunmente

son de 1.5 mm de diámetro en columnas pequeñas, usando materiales de clase 16 debe ser mayor de 25 mm de diámetro y más grandes cuando el espesor del plato es de 6.3 mm. Las perforaciones más grandes son autolimpiables, pero el mejor contacto de vapor y líquido se obtiene con perforaciones pequeñas, excepto en casos especiales. El rango más alto en el tamaño de las perforaciones es de 3.1 mm a 9.5 mm de diámetro, y el espesor más común de los platos es de clase 12 a 16 y, por regla general, para atravesar el claro de acero al carbono o cobre es necesario que el espesor del plato no sea más grande que el diámetro de las perforaciones. Para acero inoxidable el espesor es limitado de  $1/2$  a  $2/3$  partes del diámetro de la perforación. La distribución de éstas puede hacerse en un arreglo triangular o cuadrado.

La relación entre el espacio entre perforaciones y el diámetro de la perforación suelen estar entre 1.0 y 5.0 aunque generalmente cae entre 2.5 y 4.0. La selección del por ciento libre de área o área de la perforación fija la relación separación - diámetro. El por ciento de área libre generalmente tiene un rango del 5 al 15% con 10% más de espacio. El espesor del plato, con relación al diámetro de la perforación es un factor en la caída de presión de la torre; una mayor relación entre el espesor y el diámetro de la perforación produce una mayor caída de presión. Desafortunadamente la habilidad para atravesar el plato limita severamente el espesor de éste, por lo que su costo no es justificado. Cuando se requieren platos más grandes se pueden usar placas de metal delgadas y soportadas por barras y estructuras que se pueden añadir para soportar el plato y el líquido contenido en éste.

Debido a las limitaciones en la operación de los platos perforados -- convencionales se han desarrollado dispositivos para capacitar una carga de vapor a bajas velocidades. Estos dispositivos pueden ser discos circulares como válvulas colocados sobre las perforaciones del plato y ajustados a su superficie; estas



válvulas se elevan cuando la proporción de vapor se incrementa y permanecen abiertas parcialmente sobre las perforaciones, cuando la velocidad de vapor disminuya. Tales dispositivos también pueden ser de extremo elevado, en los que el metal de la pieza móvil es más pesada de un lado que del otro, abriéndose proporcionalmente con el incremento del gasto de vapor y controlando el límite de abertura por medio de barras o topes.

Los platos del tipo anterior, los de ingeniería Koch, y los platos ba lastras Glitsch (Fig. 1.9). El plato doblado o flexible tiene dos diseños de válvula: el tipo "A" (Fig. 1.7 y 1.8) y el tipo "T" (Fig. 1.5 y 1.6).

Generalmente se usan dos tipos de válvulas alternándose en filas a través de los platos en dirección de la corriente del líquido (Fig. 1.7); esto es con el propósito de dar una mejor distribución del vapor por todos lados. En algunos casos se combinan perforaciones con diámetro más pequeño alternadas a través del plato para dar flexibilidad en un alto rango de corriente combinado con un diseño más económico.

La unidad de balastras Glitsch, tiene un número de posibles variaciones. Hay principalmente dos unidades básicas, la "V" (Fig. 1.10) y la unidad "A" (Fig. 1.7). La unidad tipo "V" consiste en un disco y válvula circular, en el cual las guías son fijas para permitir que la válvula se abra a un límite o esté parcialmente cerrada. La unidad tipo "A" tiene un orificio cubierto y un disco de balastro separado contenido en una jaula fija sobre el orificio.

Se tienen también otros dispositivos como los platos Uniflux y los platos Venturi.

Los platos Uniflux se pueden considerar como una variante del tipo ca chucha de burbujeo, pero con la diferencia que en este tipo de platos no hay elevadores. En su lugar existen canales de vapor ascendentes y descendentes que se ex-

tienden a todo lo largo del plato y de manera transversal al flujo del líquido. Aunque en este tipo de plato el mantenimiento es reducido la eficiencia es baja — también y se utiliza generalmente para bajas capacidades.

Los platos Venturi están contruídos por láminas que forman ductos — curvos para el paso del vapor. Al pasar por estas láminas los vapores forman un — ángulo de 90°. Estas láminas se extienden a todo lo largo de la columna y sólo — son interrumpidas por miembros del soporte. Este tipo de platos puede ser usado — en aquellos casos que se tengan compuestos muy volátiles.

Separación de los platos.— Los platos son separados a cierta distan-  
cia para permitir que el líquido arrastrado y la espuma formada se separen del va-  
por antes de que éste alcance el plato superior.

#### F.— BAJANTES O VERTEDEROS.

En general las bajantes son de dos tipos:

(1) Tubos circulares que sobresalen en un plato y se prolongan hacia el inmediato inferior y cuyos bordes superiores actúan como represa.

(2) Vertederos en forma de láminas planas dispuestas como cuerdas — del círculo de la sección de la columna. Con frecuencia la sección de bajada está constituida por el espacio libre existente entre la pared de la columna y la pro-  
longación por debajo del plato de la represa de la cuerda. En algunos casos se — proporcionan represas ajustables, las cuales permiten alturas de 25 mm a 50 mm, — las secciones ajustables son barras acanaladas con pasadores en el filo del tubo — de descenso y algunas veces se usan represas con muescas (Fig. 1.1).

La altura de la represa generalmente se determina por las necesidades de profundidad del líquido en el plato, la cual es controlada por la profundidad — del sello para que el vapor burbujee.

Los rangos de longitud de las represas segmentadas, son de 0.5 a 0.8 veces el diámetro de la torre. Para pasos simples y platos de corriente dividida las longitudes de las represas generalmente usadas son de 0.6 a 0.75 veces el diámetro de la torre y para platos de doble pasaje son generalmente de 0.5 a 0.6 veces el diámetro de la torre.

#### G.- DISPOSICIONES DE FLUJO.

El plato de fraccionamiento se debe diseñar para cumplir con los siguientes requisitos:

- (1) Proveer un alto grado de contacto entre las fases.
- (2) Causar una mínima caída de presión.
- (3) Proveer una trayectoria adecuada del flujo del líquido en el plato y en los tubos de descenso, de tal manera que la capacidad de la columna esté dentro de los límites requeridos.

De acuerdo a estos requisitos necesarios se presentan una diversidad de formas de disposiciones del flujo, entre las más usuales están las de flujo cruzado y de flujo radial.

En el caso de flujo cruzado el gas fluye hacia arriba a través de las pequeñas perforaciones del plato o a través de los elevadores de las cachuchas, — dispersando el gas en el líquido; el líquido fluye a través del plato y de ahí pasa hacia abajo por la bajante al plato inmediato inferior.

En el caso de flujo radial, el gas fluye hacia arriba a través de las perforaciones o chimeneas, mientras que el líquido fluye en forma radial desde el centro del plato superior hacia la periferia, cayendo entonces hacia el plato inferior; de éste fluye de la circunferencia hacia el centro de donde pasa al plato — que se encuentra inmediatamente abajo. Las corrientes de bajada de plato a plato

*alternarán entre centros y periferias.*

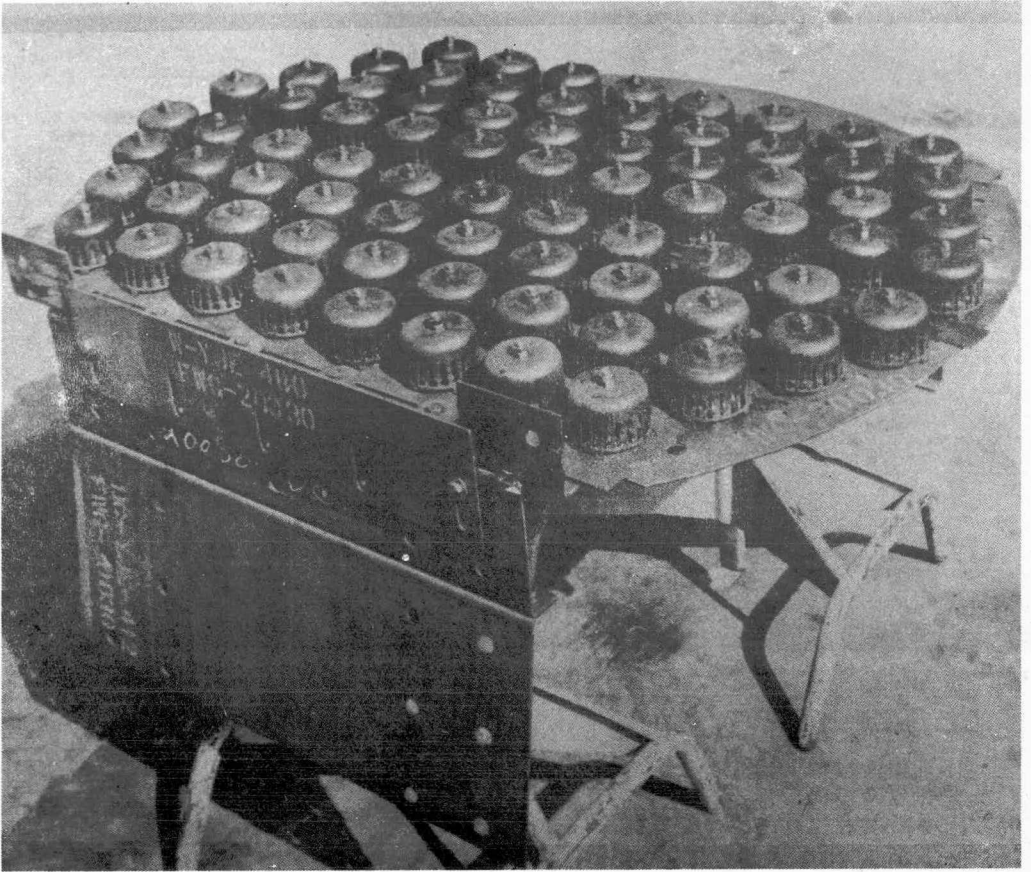


FIG. 1.1 PLATO CON CACHUCHAS DE BURBUJEO

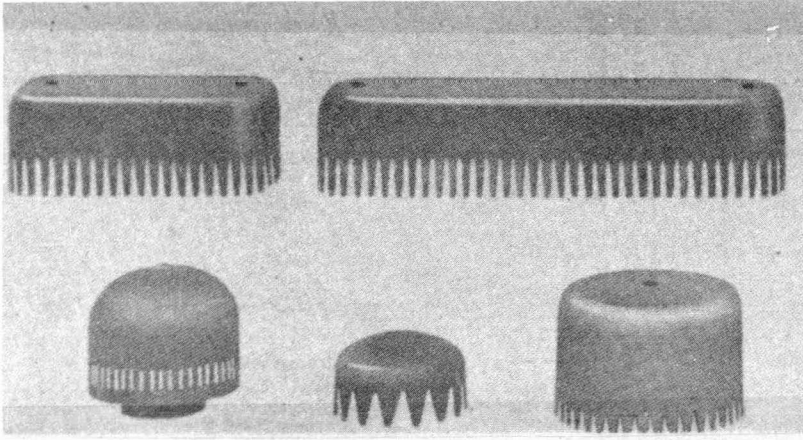
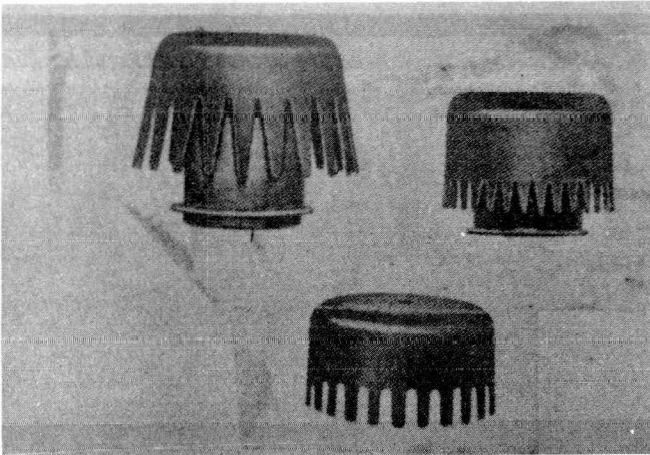


FIG.1.2 DIFERENTES DISEÑOS DE CACHUCHAS DE BURBUJEO



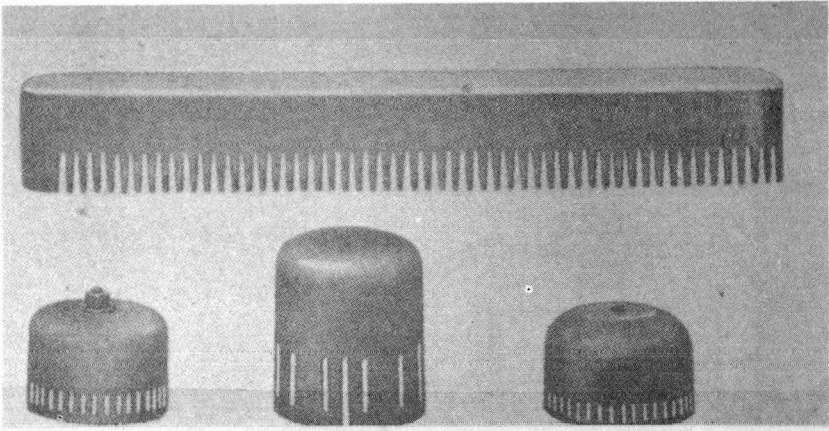
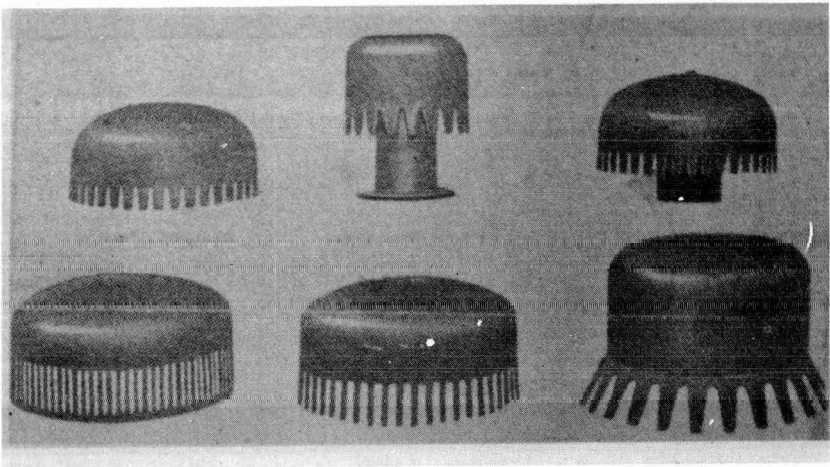


FIG.1.3 DIFERENTES DISEÑOS DE CACHUCHAS DE BURBUJEO



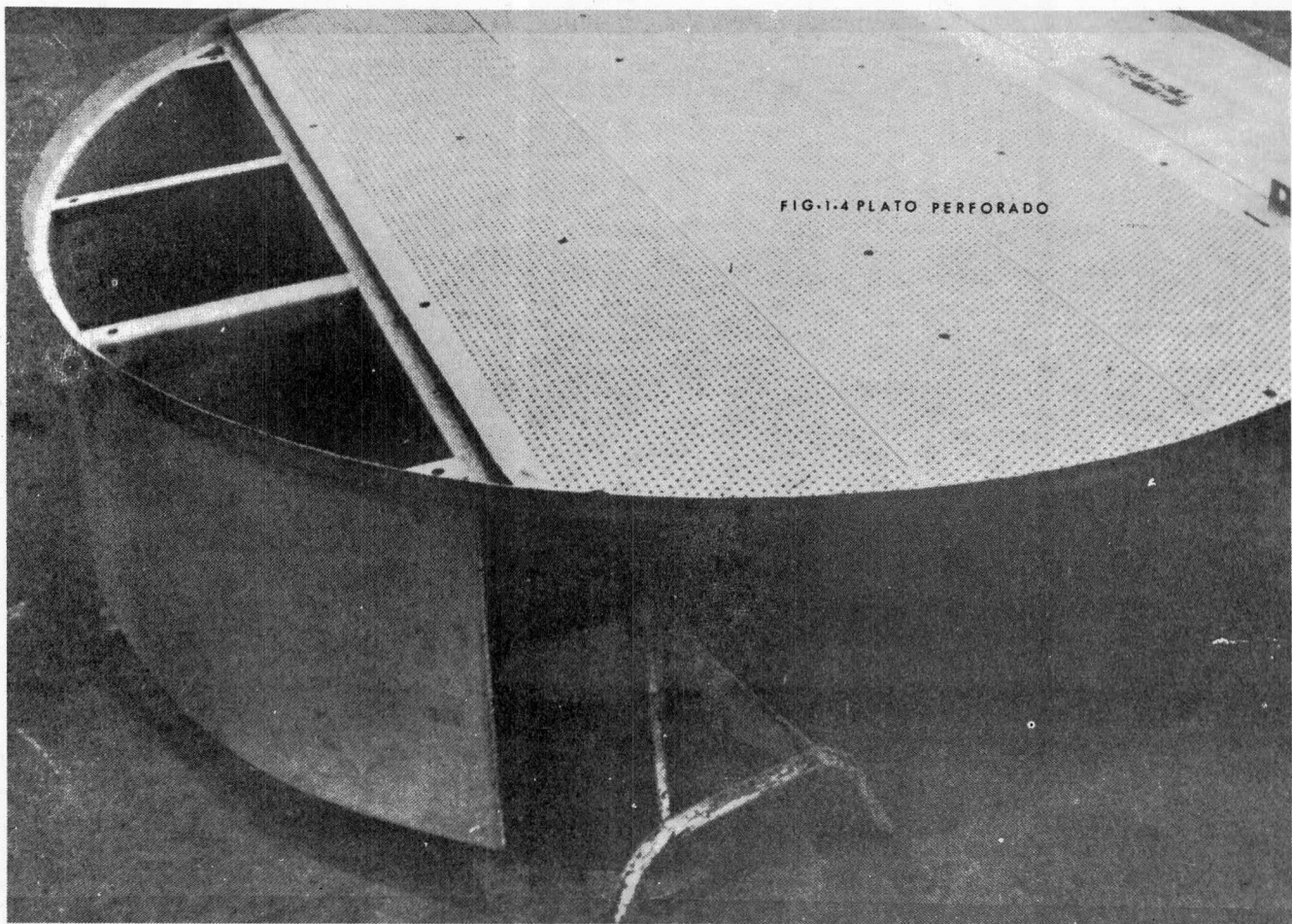


FIG-1.4 PLATO PERFORADO



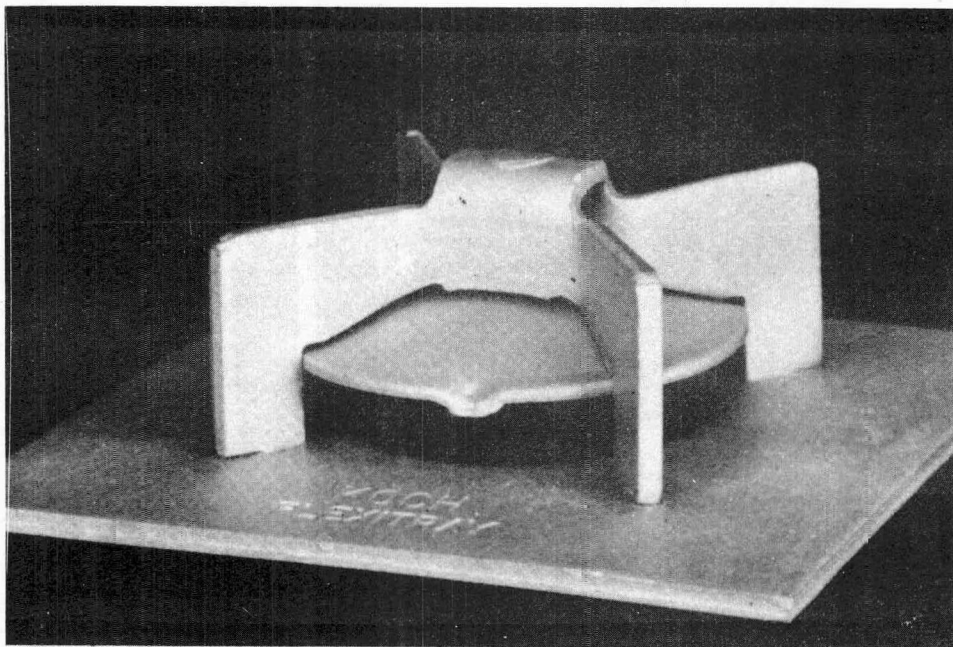


FIG.1.5 VAL. DE KOCH ENG. COMPANY TIPO T

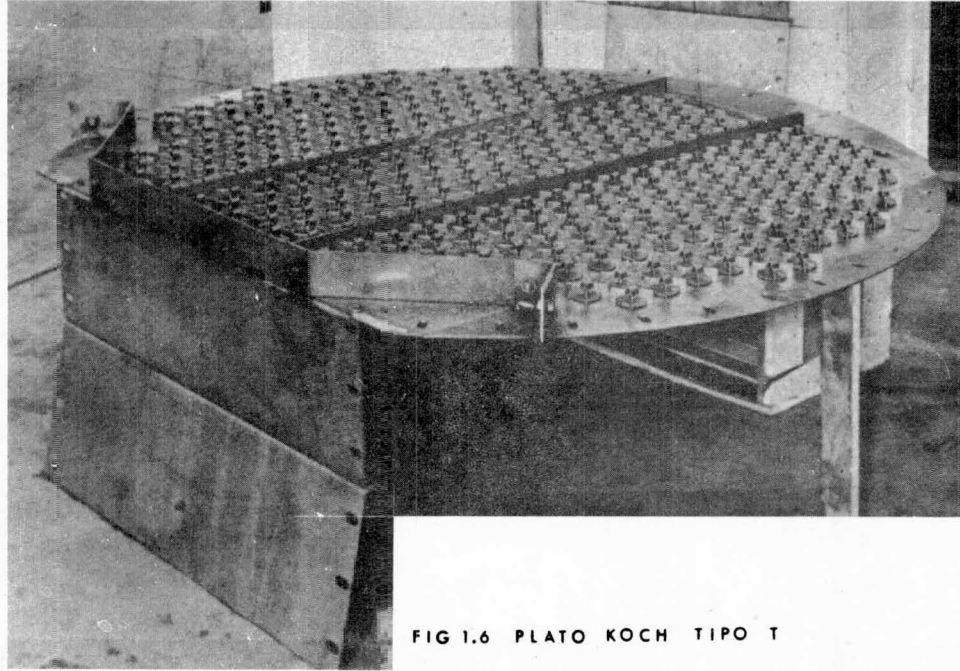


FIG 1.6 PLATO KOCH TIPO T

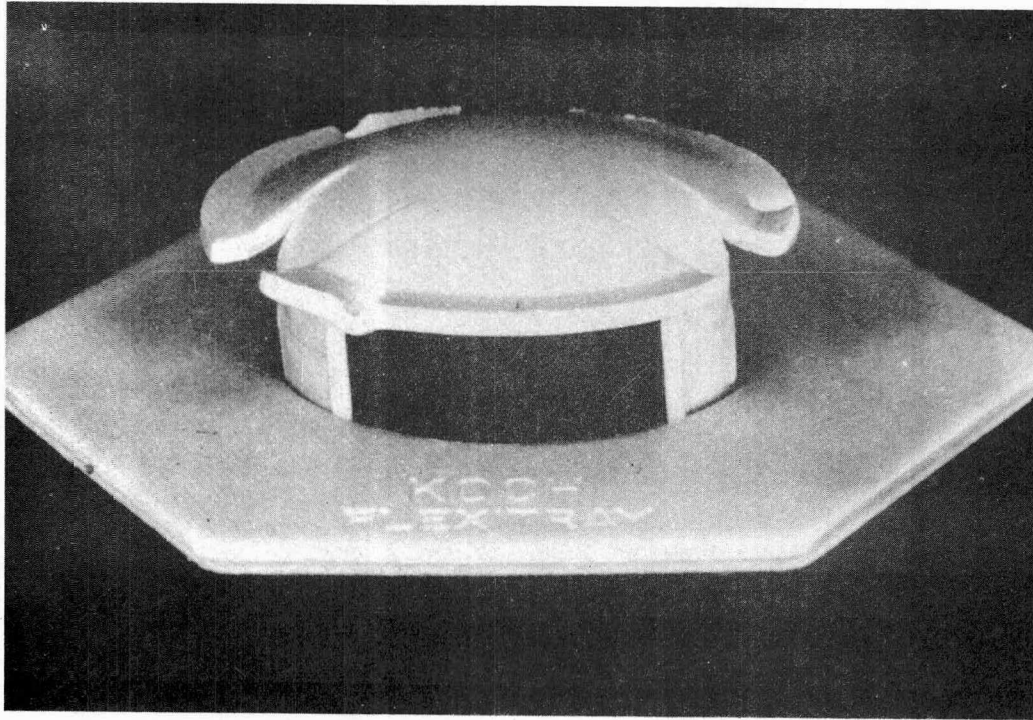


FIG.1.7 VALVULA KOCH ENG. COMPANY TIPO A

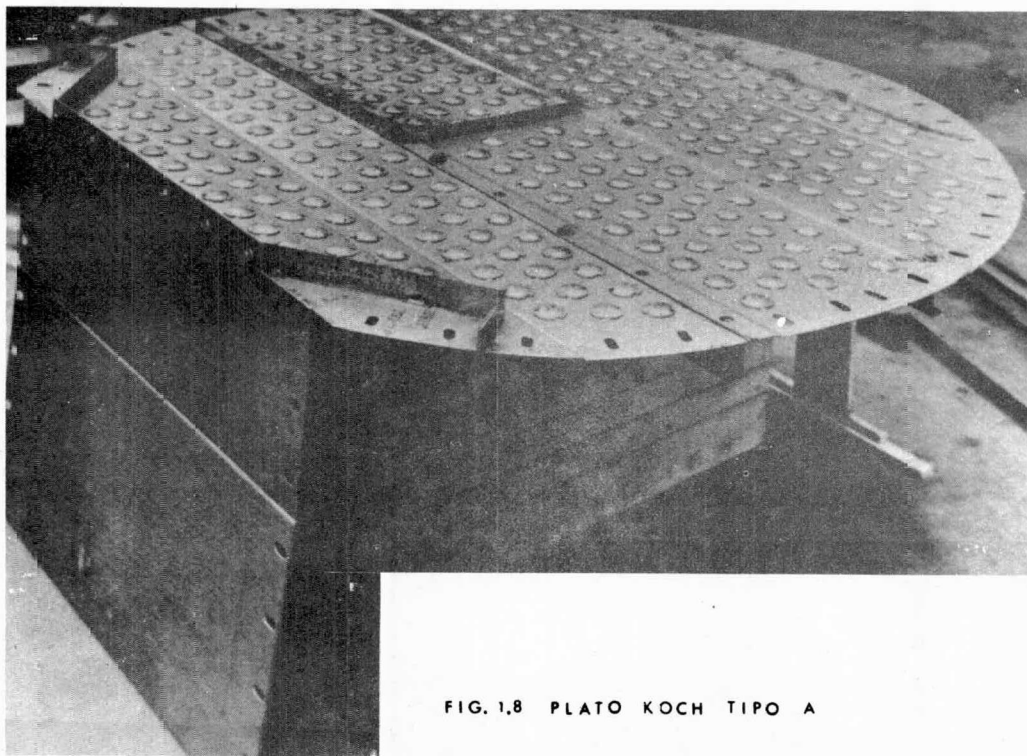


FIG. 1,8 PLATO KOCH TIPO A

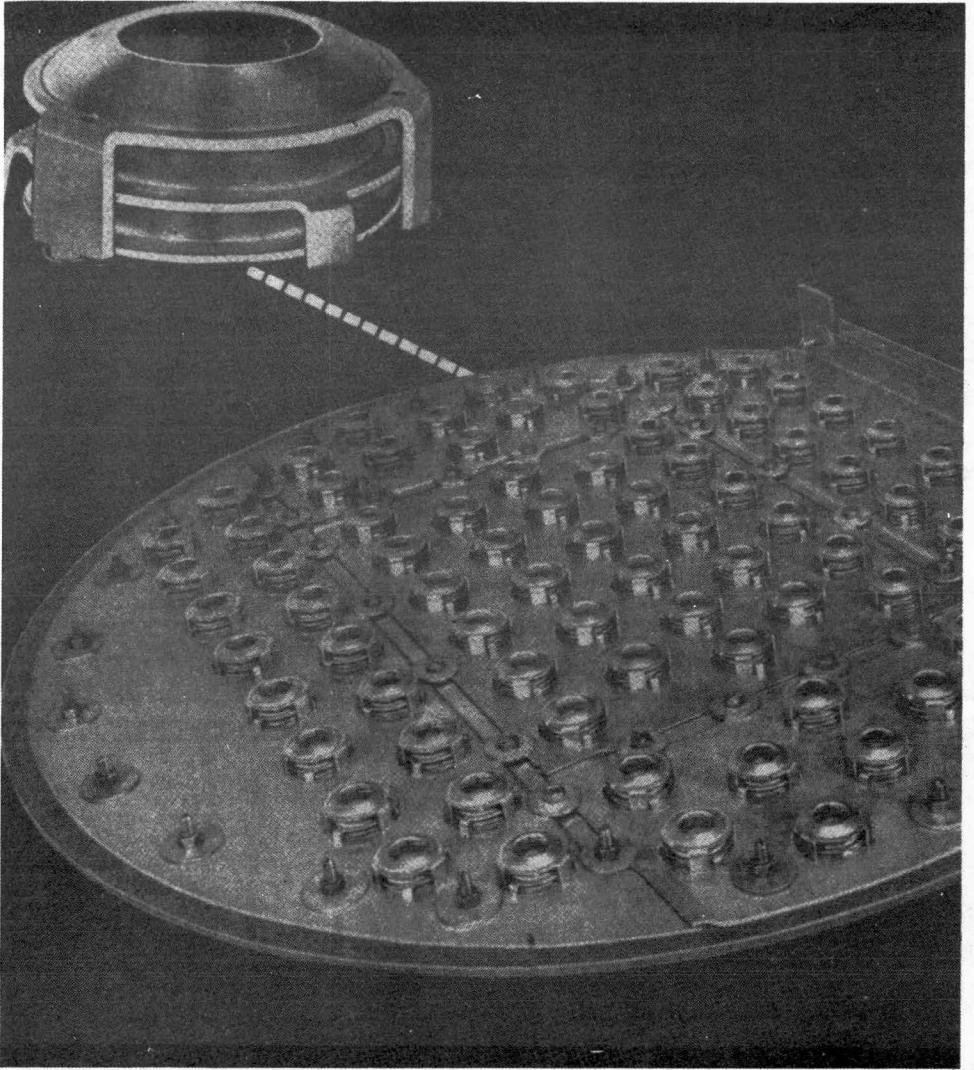


FIG.1.9 PLATO CON BALASTRAS GLITSCH TIPO A

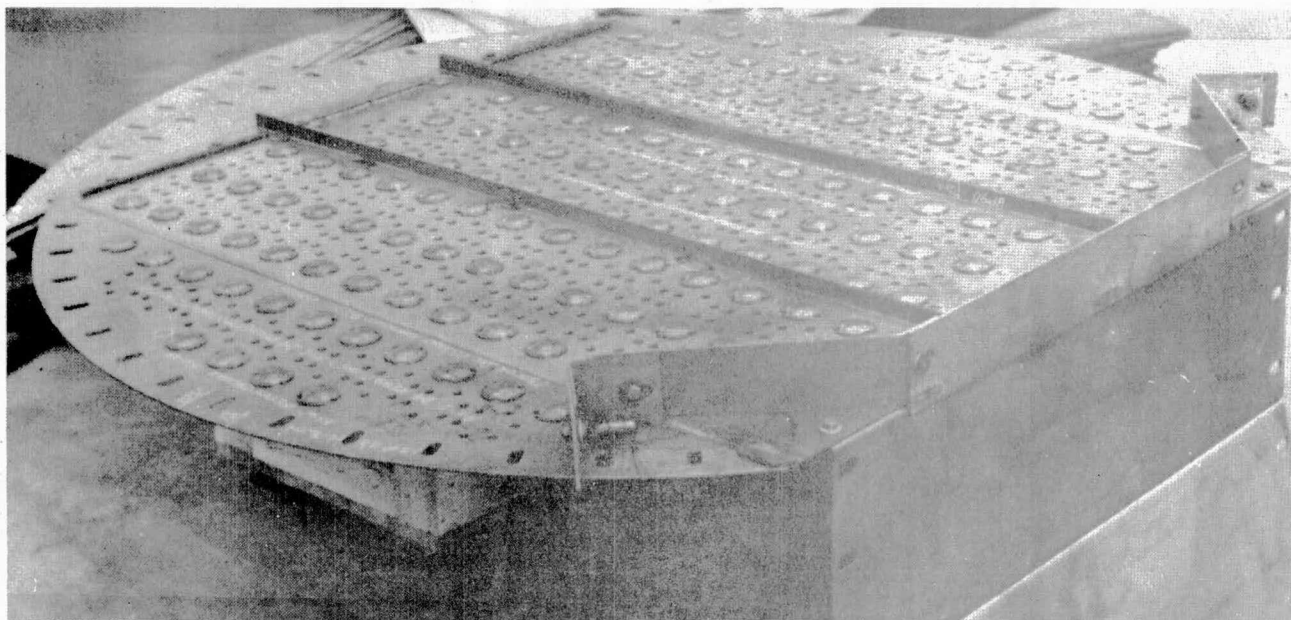


FIG.1.10 PLATO KOCH TIPO AF

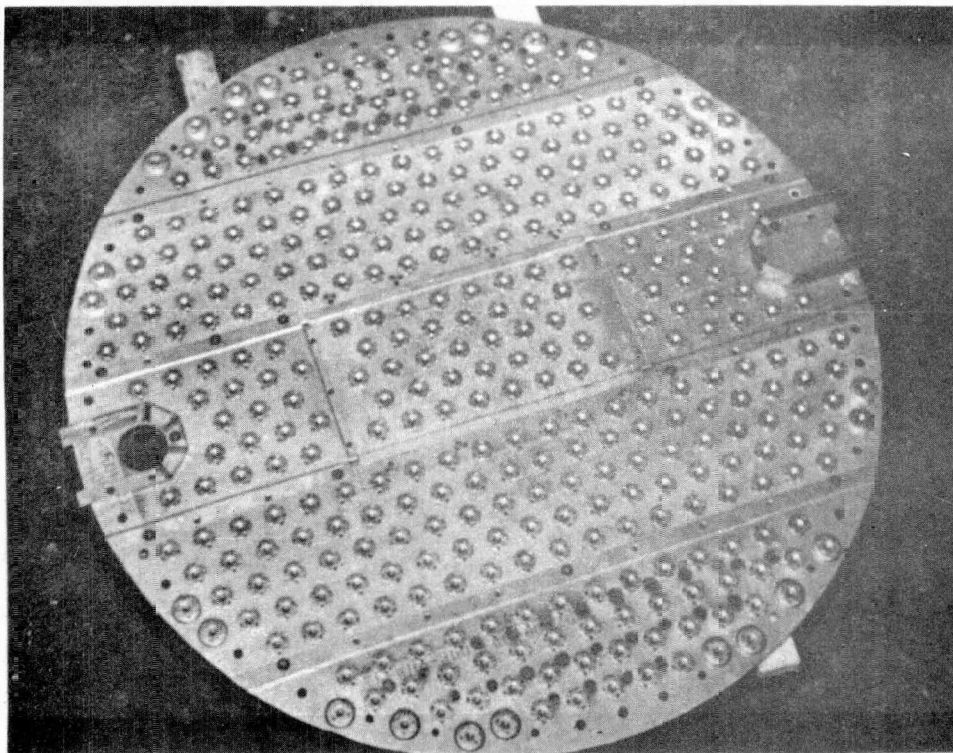


FIG. 1.11 PLATO CON BALASTRAS GLITSCH TIPO U

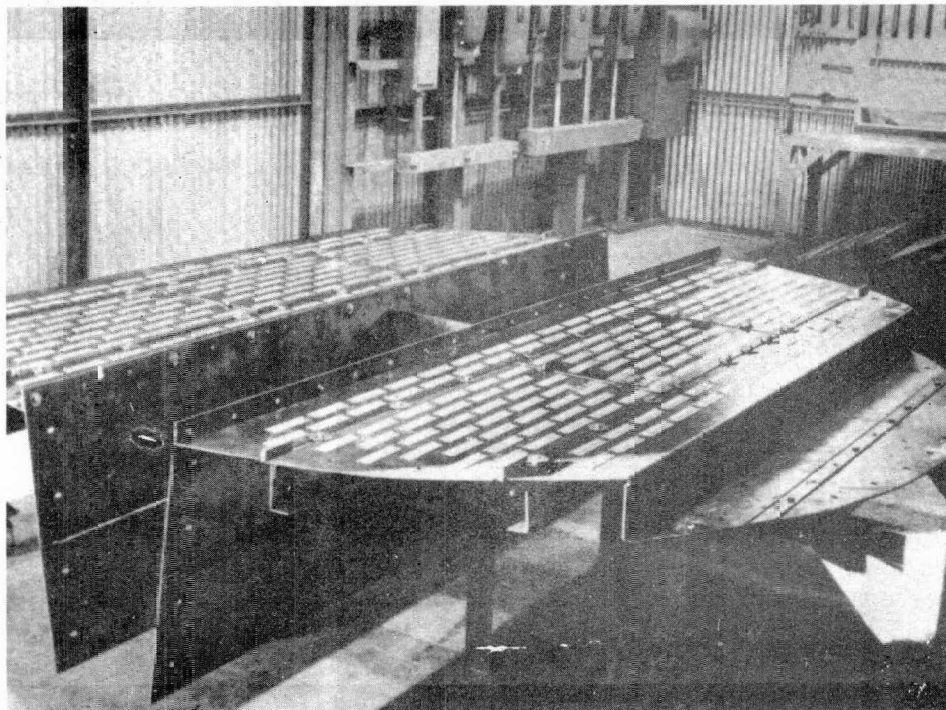


FIG 1.12 PLATO DE VALVULAS FLOTANTES (NUTTER ENG. COMPANY)



## CAPITULO 11

ANALISIS DE LOS FACTORES Y CORRELACIONES QUE EXISTEN PARA EL CALCULO Y PREDICCION DE LA EFICIENCIA.

## A.- TIPOS DE EFICIENCIA

- A.1. EFICIENCIA GLOBAL.
- A.2. EFICIENCIA DE PLATO.
- A.3. EFICIENCIA DE PUNTO.

## B.- FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA.

- B.1. VISCOSIDAD.
- B.2. TENSION SUPERFICIAL.
- B.3. PRESION DE OPERACION.
- B.4. RELACION DE REFLUJO.
- B.5. CARGA TECNICA.
- B.6. CONCENTRACION DE LA MEZCLA.
- B.7. EFECTO DE LAS VARIABLES GEOMETRICAS.

## C.- CORRELACIONES QUE PREDICEN LA EFICIENCIA.

## D.- CORRELACIONES QUE PREDICEN LA EFICIENCIA GLOBAL.

- D.1. CORRELACION DE DRICKAMER Y BRADFORD.
- D.2. CORRELACION DE O'CONNELL.

## E.- CORRELACION PARA LA PREDICCION DE EFICIENCIA DE PLATO, APLICABLE AL TIPO DE PLATOS PERFORADOS. CORRELACION DE ENGLISH Y VAN WINKLE.

## F.- OTRAS CORRELACIONES.

- F.1. CORRELACION DE CHU Y COLABORADORES.
- F.2. CORRELACION DE ROBINSON Y GILLILAND.
- F.3. CORRELACION DE BAKOWSKI.

## A.- TIPOS DE EFICIENCIA.

El estudio de la eficiencia en una unidad de destilación se puede enfocar desde 3 puntos de vista:

- A.1 Eficiencia global de la columna.
- A.2 Eficiencia de plato.
- A.3 Eficiencia de punto o local.

### A.1 EFICIENCIA GLOBAL.

La eficiencia global se define como el número de etapas ideales (NEI) entre el número de etapas reales (NER).

$$E_G = \frac{NEI}{NER} \times 100$$

Esta eficiencia relaciona la separación obtenida a través de una columna, con un determinado número de platos, trabajando con condiciones específicas de operación (presión, relación de reflujo, carga térmica, composición de la mezcla a separar, etc.) y el número de etapas teóricas necesarias para obtener la misma separación, considerando las mismas condiciones de operación.

### A.2 EFICIENCIA DE PLATO.

La eficiencia de plato muestra el comportamiento real de éste en una columna y relaciona básicamente el grado de separación obtenido con el que se predice a través del diagrama de equilibrio. Esta eficiencia generalmente se conoce con el nombre de Eficiencia de Murphree (1925) y puede ser representada en función de las concentraciones de las corrientes de vapor o líquido que entran y salen del plato.

Considerando la concentración de las corrientes de vapor, para un sistema binario, la eficiencia de Murphree se representa como:

$$E_{M} = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}} \times 100$$

$Y_n$  Concentración de uno de los componentes del vapor que deja el plato  $n$ .

$Y_{n+1}$  Concentración del mismo componente, del vapor que llega al plato  $n$ .

$Y_n^*$  Concentración del componente, para el vapor en equilibrio termodinámico con el líquido que se encuentra a la salida del plato.

### A.3. EFICIENCIA DE PUNTO O LOCAL.

Mientras que la eficiencia de Murphree (1925), considera una concentración uniforme en todo el plato, la eficiencia local considera la concentración en un punto determinado del mismo.

### B.- FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA.

Existen una serie de factores que deben ser considerados en el análisis de la eficiencia para un equipo de destilación.

Enfocado desde el punto de vista del diseño de una columna, el conocimiento de estos factores permite seleccionar el dispositivo de contacto adecuado, así como las condiciones de operación, permitiendo con esto obtener una alta

eficiencia para la unidad. Lo anterior trae como consecuencia que el tamaño de la misma se reduzca, redundando quizás en un ahorro de los costos fijos (estructura - cimientos, etc.) para ésta.

Para su estudio estos factores pueden generalmente agruparse como:

- Condiciones de operación (presión, relación de reflujo, carga térmica, concentración de la mezcla a separar, etc.)
- Diseño y geometría del dispositivo de contacto.

Los estudios reportados en la literatura, muestran un análisis de la eficiencia, principalmente en función de las propiedades físicas del sistema, ya que éstas dependen en forma directa de las variables de operación.

Las propiedades físicas como: viscosidad del vapor y líquido, tensión superficial, difusividad del vapor y el líquido, calor latente de vaporización, etc. afectan la eficiencia. Estas variables dependen fundamentalmente de la presión, temperatura y naturaleza de los componentes del sistema a separar, así como de la concentración.

#### B.1. VISCOSIDAD.

Los estudios más recientes muestran que la eficiencia se ve afectada por cambios en la viscosidad, como consecuencia de la variación de temperatura, - causada por cambio en la presión de operación.

Particularizando, al aumentar la viscosidad la eficiencia disminuye debido a que sobreviene un aumento del diámetro de la burbuja cuando ésta se forma en la ranura u orificio del plato, lo que trae como consecuencia que la velocidad de ascensión de ésta disminuya. Aunque el tiempo de permanencia de la burbuja en el líquido a través del plato aumenta, esto no compensa el decrecimiento del área

interfacial, y por consiguiente hay una menor transferencia de masa.

Por lo tanto, esta variable se considera importante en el estudio de eficiencias, y varias correlaciones han sido elaboradas considerándola como parte fundamental de ellas. Entre éstas se tienen las de Drickamer - Bradford (1943) y O'Connell (1946).

#### B.2. TENSION SUPERFICIAL.

Otra propiedad que desempeña un papel importante en las eficiencias es la tensión superficial. Cuantitativamente aparece en todas las correlaciones para el cálculo de arrastre, como en las de: Edulgee (1946), Fair - Matthews (1958) y Hunt, Hanson y Wilke (1955). En éstas, el arrastre varía inversamente con la tensión superficial. Cuando el arrastre aumenta la eficiencia disminuye.

#### B.3. PRESION DE OPERACION.

La presión afecta a la eficiencia indirectamente a través de su efecto sobre las propiedades físicas. Como las temperaturas de los platos están relacionadas con la composición y la presión, la variación de la presión ocasiona un cambio completo en la temperatura de los platos de tal forma que las propiedades del líquido sufren una cierta variación.

#### B.4. RELACION DE REFLUJO.

El efecto de la relación de reflujo sobre la eficiencia no se encuentra bien aclarada. La mayoría de los estudios hechos en pequeñas torres indican que la eficiencia decrece cuando la relación  $L/V$  disminuye. Varios resultados de la Universidad de Birmingham presentados por Ellis y Hardwich (1959), indican que la efi

ciencia aumenta cuando la relación de reflujo interna aumenta. Los estudios de estos trabajos fueron hechos en columnas Oldershaw con platos perforados. Los autores concluyeron que la eficiencia decrece para relaciones de reflujo interna abajo de 0.4 y se mantiene prácticamente constante de 0.4 a 1.0 para condiciones de rectificación. En condiciones de agotamiento la eficiencia cae rápidamente cuando la relación  $L/V$  aumenta para columnas Oldershaw. En opinión de los autores, la influencia de la relación de reflujo no es tan acentuada en columnas mayores.

#### B.5. CARGA TÉRMICA.

El análisis de la carga térmica se encuentra en función del gasto de vapor, el cual influye directamente en la agitación del líquido en el plato e indirectamente por su efecto sobre el arrastre.

#### B.6. CONCENTRACION DE LA MEZCLA.

La composición de la mezcla que está siendo destilada puede tener, en algunos casos, una influencia acentuada sobre la eficiencia. Es de esperarse -- que esta influencia será más acentuada en los casos en que las propiedades físicas de la mezcla varíen bastante con la composición. Entre tanto, ésta es apenas una de las posibles explicaciones presentadas. Otras posibles son la inclinación de la curva de equilibrio, la variación del área interfacial y el efecto de diferencia de densidades o de tensión superficial entre la interfase del líquido y el seno del mismo por diferencia de composición.

#### B.7. EFECTO DE LAS VARIABLES GEOMÉTRICAS.

Una serie de características deben ser consideradas en el diseño de --

un plato para obtener buena eficiencia, entre estas se pueden mencionar: Área de burbujeo, longitud de la trayectoria del líquido, altura del vertedero de salida, espaciamiento entre platos, etc.

El trabajo desarrollado por el American Institute of Chemical Engineers (A.I.C.H.E.) (1958), mostró que la eficiencia local es prácticamente insensible a la geometría de los burbujeadores. Fueron probados burbujeadores circulares, cuadrados y rectangulares de varias dimensiones. Espacios y dimensiones de la abertura variados y también un burbujeador sin abertura fue probado. Se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- los burbujeadores pequeños son ligeramente superiores desde el punto de vista de la eficiencia.
- las campanas de 38 mm de diámetro nominal tienen una operación semejante a la de los platos perforados.
- es preferible el mayor espaciamiento de los claros de campana entre los burbujeadores. Pueden ser usados espaciamientos de 113 mm
- altas velocidades a través de las ranuras dan una pequeña mejora en la eficiencia.

#### C.- CORRELACIONES QUE PREDICEN LA EFICIENCIA.

Brown y Souders (1934), Drickamer y Bradford (1943), O'Connell (1946) Geddes (1946) y otros investigadores han desarrollado métodos empíricos para estimar la eficiencia basada en datos experimentales. Gerster (1949), el método del A.I.C.H.E. (1958), Hughmark (1957), Bakowski, entre otros, han utilizado la teoría de las dos películas para establecer eficiencias de punto y eficiencias totales. Dechman, Kocatas, Todd e English (1963) han dirigido sus estudios sobre la eficien

cia para obtener correlaciones a partir de modelos empíricos basados en un análisis dimensional. También un número de modelos estadísticos han sido estudiados por Mac Farland, Sigmund y Van Winkle. (1972).

#### D.- CORRELACIONES QUE PREDICEN LA EFICIENCIA TOTAL.

De acuerdo a lo anterior, es evidente que el número de experimentos y correlaciones que existen reportados en la literatura es muy grande, por lo que nos concretaremos a analizar las correlaciones más importantes y, por supuesto, — aquellas que involucran variables que se pueden fácilmente medir, directa o indirectamente, y sean aplicables a la columna que se va a trabajar.

##### D.1. CORRELACION DE DRICKAMER Y BRADFORD.

La correlación de Drickamer y Bradford (1943) representa la eficiencia global y la relaciona con la viscosidad media molar de la carga a la temperatura promedio entre domo y fondo.

$$E_{DB} = 0.17 - 0.616 \log ( m \mu_L^m )$$

donde:  $m$  = pendiente de la curva de equilibrio, para la concentración de carga.

$\mu_L^m$  = Es la suma del producto de la concentración por la viscosidad, para cada uno de los componentes.

La viscosidad no es la única variable que tiene influencia en la eficiencia de una columna, pero el trabajo realizado por los autores fue con el fin de aplicarlo a la industria del petróleo, tanto para hidrocarburos, como para otros compuestos orgánicos.

Las columnas recomendadas para aplicar esta correlación son: estabilizadoras, debutanizadoras, depropanizadoras, deisobutanizadoras y fraccionadoras de



naftas. En la mayoría de los casos se puede aplicar la correlación para torres de agotamiento y rectificación con burbujeadores.

Las características de las columnas donde fueron obtenidos los datos para la correlación son:

- Área de las chimeneas de 7.2 a 11.5% del área del plato.
- Área menor del bajante de 4.5 a 9.9% del área del plato.
- Extensión del vertedero de 65 a 80% del diámetro de la columna.
- Diámetro de la torre de 1200 a 2300 mm.
- Número de pasos del líquido 1 ó 2.
- Sumergencia de 22 a 54 mm.

#### D.2.- CORRELACION DE O'CONNELL.

Los datos obtenidos para la correlación de Dreichamer y Bradford (1943) fueron obtenidos en su mayoría para mezclas de baja volatilidad relativa, razón — por la cual O'Connell (1946) prefiere usar el producto de la viscosidad por la volatilidad relativa obteniendo así la siguiente expresión:

$$E_0 = 49.2 (\mu_L \alpha)^{-0.245}$$

$\alpha$  = Volatilidad relativa.

O'Connell observó que la ecuación tenía las mismas limitaciones que — la correlación de Dreichamer y Bradford (1943), siendo necesario enumerar las siguientes limitaciones que no fueron publicadas en el trabajo anterior.

- La correlación debe ser aplicada a columnas de diseño semejante.
- La correlación se aplica a columnas en las que el recorrido del líquido es menor que 1 500 mm; para recorridos de líquido mayor se — debe usar la tabla 2.1.
- La correlación se aplica a columnas operando cerca del reflujo mí-

nimo.

TABLA

RECORRIDO DEL LIQUIDO mm	INCREMENTO %
914.4	0
1 219.2	10
1 524.0	15
1 828.8	20
2 438.4	23
3 048.0	25
4 572.0	27

E.- CORRELACION DE ENGLISH Y VAN WINKLE.

La correlación de English y Van Winkle (1963) representa la eficiencia de plato y toma en cuenta un gran número de variables reunidas en grupos adimensionales, que resulta de un ajuste por el método de mínimos cuadrados a una serie de datos experimentales en función de las propiedades físicas y geométricas.

En el primer experimento se usó una columna de platos perforados y solo se consideró la influencia de las propiedades físicas, llegándose a una correlación general en función de grupos adimensionales:

$$E_{BW} = A \left[ \frac{\sigma}{\mu_L \mu_V} \right]^B \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^C \left[ \frac{\mu_V}{\rho_V \mu_V} \right]^D \left[ \frac{\mu_L}{\mu_V} \right]^E \left[ \frac{\rho_L}{\rho_V} \right]^F \alpha^G$$

$\sigma$  tensión superficial del líquido.

$\rho$  densidad del líquido (L) y del vapor (V)

$U_v$  velocidad del vapor.

$D$  difusividad del líquido ( $L$ ) y del vapor ( $V$ )

$\alpha$  volatilidad relativa.

$A, B, C, D, E, F$  y  $G$  constantes.

Del estudio de algunos resultados, se concluyó que algunos grupos tenían un efecto despreciable sobre el valor de la eficiencia y la ecuación anterior se redujo a:

$$E = B \left[ \frac{\sigma}{\mu_L U_v} \right]^{0.643} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right]^{0.17} \alpha^{0.056}$$

$B$  constante por columna.

En el segundo experimento se generalizó esta correlación por medio de la introducción de variables geométricas obteniéndose:

$$E_{EVW} = 10.84 U_v^{0.24} (FFA)^{-0.28} \left( \frac{L}{V} \right)^{0.024} G^{-0.013} \left( \frac{\sigma}{\mu_L U_v} \right)^{0.044} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.137} \alpha^{-0.028}$$

$FFA$ : Fracción de área libre o área del plato abierta al escurrimiento del vapor, esto es, el área de las chimeneas en los platos con burbujeadores y el área de los orificios en los platos perforados. Está dado en por ciento del área transversal de la torre.

$V$ : Moles de vapor por unidad de tiempo.

$L$ : Moles de líquido por unidad de tiempo.

$G$ : Gasto másico por unidad de área.

El rango de aplicación de esta ecuación en términos de las variables de operación y diseño es la siguiente:

- Tipo de columna: burbujeadores y platos perforados.
- Diámetro de la columna: de 25 a 665 mm.
- % de área libre: de 2.7 a 18.5
- Espacio entre platos: de 50 a 1 000 mm.
- Diámetro de agujeros: de 1.6 a 22 mm.
- Altura del vertedero: de 13 a 150 mm.
- masa velocidad del gas: de 4.2 a 42 Kgs/hr m<sup>2</sup>
- masa velocidad del líquido: de 4.2 a 42 Kgs/hr m<sup>2</sup>
- Relación L/V: de 0.6 a 1.0

Esta correlación está en desacuerdo con algunos resultados bien establecidos como son:

- La difusividad del líquido es inversamente proporcional a la eficiencia.
- La viscosidad, al igual que la difusividad, es inversamente proporcional a la eficiencia

Estas consideraciones pueden llevar a desaconsejar el uso de la ecuación de English y Van Winkle.

#### F.- OTRAS CORRELACIONES.

A continuación se enumerarán algunas correlaciones que no pueden aplicarse al trabajo experimental desarrollado en este estudio por tratarse de una columna de platos perforados, pero que tienen gran importancia para columnas con burbujeadores.

### F.1.- CORRELACION DE CHU Y COLBORN (1951).

Los autores, además de emplear el producto de la viscosidad por la volatilidad relativa, emplearon la relación de reflujo y sumergencia efectiva. Esta última se define como la diferencia entre la altura del vertedero de salida y la altura al centro de la ranura más la mitad de la altura de la ranura, también conocida como sello estático.

$$\log E = 1.67 + 0.30 \log (L/V) - 0.25 \log (\mu_L \alpha) + 0.092 h_L$$

$\mu_L$  = viscosidad media molar de la carga (cp)

$\alpha$  = volatilidad relativa.

$L$  = velocidad molar del flujo del líquido.

$V$  = velocidad molar del flujo de vapor.

$h_L$  = sumergencia efectiva.

$E$  = eficiencia global %

Restricción  $L/V$ : de 0.4 a 0.8

### F.2.- CORRELACION DE ROBINSON Y GILLILAND.

Robinson y Gilliland trabajaron sobre la correlación de Walter y Sherwood y, de acuerdo a sus datos experimentales, modificaron ésta obteniendo como resultado:

$$E = 1 - e^{-h'}$$

$$h' = \frac{h^{0.5}}{(2.5 + 0.37 \alpha \frac{M}{P_L}) \mu_L^{0.66} \alpha^{0.33}}$$

$h$  = sumergencia efectiva.

$P_L$  = densidad relativa del líquido del plato.

$\alpha$  = volatilidad relativa del líquido del plato para fraccionados y  $\alpha = dy/dx$  para adsorbedores.

$\mu_L$  = viscosidad media molar del líquido en el plato cp.

$W_s$  = ancho de la ranura, en pulgadas.

$M$  = peso molecular del líquido.

Cuando los vertederos son segmentados sin baffles, la sumergencia efectiva se obtiene por medio de:

$$h = \frac{G_{Pl}}{2.98L_w}$$

$G_{Pl}$ : Galones por minuto.

$L_w$ : Líquido que se derrama en el vertedero de salida.

### F.3.- CORRELACION DE BUKOWSKI.

La ecuación que presenta Bukowski para predecir la eficiencia es obtenida experimentalmente en base a un análisis teórico para columnas con burbujeadores. Considerando que la transferencia de masa depende de los siguientes factores.

- Concentración del componente más volátil en el líquido.
- Presión de vapor.
- Renovación de la superficie líquida, considerada proporcional a la velocidad de flujo del vapor.
- Área interfacial, considerada proporcional a la sumergencia de las ranuras, y se representa:

$$E = \frac{1}{1 + \frac{KM}{\phi \rho_L RT}}$$

$K = Y/X$  (constante de equilibrio)

$M =$  Peso molecular del líquido.

$q =$  Constante empírica ( $0.0033 \text{ cm}^{-1} \text{ atm}^{-1}$ )

$h =$  Sumergencia de la ranura (cm)

$\rho_L =$  Masa específica del líquido ( $\text{g/cm}^3$ )

$R =$  Constante de la ley de los gases ideales.

$T =$  Temperatura ( $^{\circ}\text{K}$ )

Sustituyendo:

$$E = \frac{1}{1 + \frac{3.7}{h_L HPT}}$$

$H:$  Constante de Henry ( $\text{mol/cm}^3 \text{ atm}$ )

$P:$  Presión total (atm)

## CAPITULO III

## DESCRIPCION GENERAL DEL EQUIPO EMPLEADO.

A.- DESCRIPCION GENERAL DE LA COLUMNA

B.- ESPECIFICACIONES PARA EL EQUIPO

B.1. REHERVIDOR

B.2. PLATOS

B.3. SISTEMA DE REFLUJO

B.4. SISTEMA DE CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO

B.5. ENFRIADOR DE PRODUCTOS, RECOLECTOR Y RECEPTOR

C.- INFORMACION GENERAL

C.1. TAMAÑO DE LA COLUMNA

C.2. PROPIEDADES FISICAS DEL MATERIAL DE LA COLUMNA

C.3. RESISTENCIA QUIMICA

C.4. PROPIEDADES TERMICAS

C.5. CALOR ESPECIFICO

C.6. CONDUCTIVIDAD TERMICA

D.- SISTEMA DE VACIO A LA COLUMNA

E.- SERVICIOS AUXILIARES A LA COLUMNA

F.- SISTEMA DE CONTROL

G.- OPERACION DE ARRANQUE DE LA COLUMNA

H.- PARO DE LA COLUMNA



## A.- DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA COLUMNA.

La columna de destilación donde se desarrolla la parte experimental de esta tesis se compone básicamente de los siguientes elementos:

- 1.- Estructura tubular.
- 2.- Recipiente esférico de carga
- 3.- Caja metálica
- 4.- Cilindros
- 5.- Junta de expansión
- 6.- Platos perforados
- 7.- Divisor de reflujo
- 8.- Condensador
- 9.- Enfriador
- 10.- Recolector
- 11.- Receptor
- 12.- Accesorios

En la parte inferior de la columna se encuentra el recipiente esférico soportado sobre la caja metálica, la cual contiene en su interior una malla con resistencias que constituye la fuente de calentamiento para la columna. Esta caja metálica es soportada a su vez por medio de la estructura metálica.

El recipiente esférico presenta un total de 5 bocas, cuatro en la parte superior y una en la inferior. De las cuatro, dos se encuentran selladas -- por medio de bridas con tapones de vidrio, pudiéndose emplear cualquiera para car

gar la mezcla a separar en la columna; ambas se encuentran en el costado del recipiente esférico. Junto a éstas hay otra en la cual está instalado un termopozo. Por último, en la parte central superior se encuentra la cuarta boca, de 80 mm de diámetro, a través de la cual se conectan una serie de cilindros, de material de vidrio, que constituyen el cuerpo de la columna.

Para evitar problemas por los efectos térmicos que causan expansión en el equipo, así como movimientos mecánicos originados por diversas circunstancias se encuentra colocada una junta de expansión de teflón entre la conexión del recipiente esférico y la primera sección cilíndrica.

El cuerpo cilíndrico de la columna, está constituida por ocho secciones de tubo de vidrio de 80 mm de diámetro; la primera tiene una longitud de 300 mm y las siete restantes de 150 mm. Entre cada sección se encuentra intercalado un plato perforado, del cual se hará posteriormente una descripción detallada. Estas secciones están unidas por medio de dos bridas; entre éstas y las secciones de tubo se encuentra un anillo de asbesto, cuya finalidad es fijar la brida metálica a la pared del tubo. Para sellar cada una de las uniones se emplean anillos de teflón tipo "O".

Después del último plato se encuentra colocada la pieza correspondiente al divisor de reflujo, la cual presenta un diseño especial, permitiendo el flujo de vapor hacia el sistema de condensación mientras que el líquido condensado, una vez que alcanza un nivel en la pieza, derrama al interior de la columna si la válvula de retiro de producto se encuentra parcial o totalmente cerrada. En caso de que la válvula se encuentre totalmente abierta no regresa líquido a la columna, no existiendo reflujo a la misma. Además de la conexión de la válvula de retiro de produc-

to a la pieza del divisor de reflujo, ésta cuenta con un termopozo.

A continuación del divisor de reflujo se encuentra un condensador, - constituido en su interior por tres serpentines concéntricos por cuyo interior circula el medio de enfriamiento.

El producto destilado de la columna es conducido a un enfriador de - productos, semejante en constitución al condensador. Posteriormente el producto enfriado pasa a un recolector de productos, presentando un diseño que permite retirar el producto a un receptor, o bien retornar éste al recipiente esférico de carga.

La columna de rectificación, diseñada básicamente para trabajarse en forma intermitente, presenta un arreglo que le permite ser operada a presiones por abajo de la atmosférica.

La figura 3.1 presenta el diagrama esquemático de la columna.

## B.- ESPECIFICACIONES PARA EL EQUIPO.

### B.1. REHERVIDOR.

El rehervidor lo constituyen básicamente el recipiente de carga, de material de vidrio, y la caja metálica, en cuyo interior se encuentran las resistencias que proporcionan el calentamiento a la columna.

La capacidad del recipiente de carga corresponde a:

Capacidad nominal: 20 lts.

Capacidad de trabajo: 13 lts.

Las características del sistema de calentamiento son:

Capacidad térmica teórica:	2320 kcal/hr
Consumo eléctrico a 220 V, 60 Hz, 1 fase:	2.7 Kw
Número de circuitos:	1

## B.2 PLATOS.

La columna cuenta con ocho platos perforados, los cuales son de acero inoxidable, presentando un diámetro de 99 mm, y un espesor de 16.3 mm. El plato tiene en su parte central una serie de 12 perforaciones, dispuestas en dos hileras de seis cada una. El diámetro de las perforaciones es de 4.6 mm. El plato cuenta en uno de sus extremos con dos tubos que constituyen las bijantes o vertederos, los que sobresalen 11.9 mm; el diámetro interno de estos tubos es de 9.4 mm, presentando un espesor de 1.6 mm; los vertederos se prolongan por la parte inferior del plato una longitud de 148 mm.

En el otro extremo del plato se encuentra una charola en forma de media luna, a la cual llega el líquido del plato superior, permitiendo así mantener un sello de líquido; la altura que tiene el rebosadero de esta charola es de 12.2 mm.

En la parte central del fondo de esta charola se encuentra un pequeño ducto, que comunica al exterior por la parte lateral del plato. El diámetro de este orificio es de 2.9 mm. Por la parte inferior del plato, con un desplazamiento de  $90^\circ$  con respecto al primer ducto, se encuentra otro, con un diámetro de 3.1 mm, que al igual que el anterior comunica al exterior. Estos dos ductos permiten tomar tanto muestras del líquido en el plato, como del vapor que le llega al plato.

La figura 3.2 presenta la vista de planta del plato perforado.

### B.3 SISTEMA DE REFLUJO.

Lo constituye una pieza cilíndrica de material de vidrio del mismo diámetro de la columna, instalada a continuación del último plato, que presenta en su interior un diseño especial. Este dispositivo de forma cónica truncada presenta en su parte lateral superior tres perforaciones del mismo diámetro, las que permiten el paso del vapor hacia el condensador. El líquido condensado retorna a la columna a través de un tubo que se encuentra en la parte inferior de las perforaciones. Para que el líquido pueda retornar a la columna tiene que llegar a un determinado nivel; a su vez éste puede ser retirado de la columna a través de una válvula de corte que se encuentra conectada a la pieza. Como se mencionó anteriormente, el divisor de reflujo tiene un termopozo en el cual se encuentra instalado un bulbo - termal lleno que proporciona la temperatura del domo de la columna.

### B.4 SISTEMA DE CONDEASACION Y ENFRIAMIENTO.

Tanto el condensador como el enfriador de productos son de tipo serpiente, siendo éstos del mismo material de la columna. A continuación se describen sus características:

#### CONDENSADOR DE PRODUCTOS.

Capacidad térmica y consumo de agua de enfriamiento a  $20^{\circ}\text{C}$ , en la entrada y una temperatura de condensación de  $60^{\circ}\text{C}$ .

Presión máxima del agua:	$2.7 \text{ kg/cm}^2$
Area de transferencia de calor:	$0.3 \text{ m}^2$
Coefficiente de transferencia de calor:	$250 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Capacidad térmica:	$3000 \text{ kcal/hr}$
Consumo de agua a $2.1 \text{ kg/cm}^2$ :	$1200 \text{ lts/hr}$

### B.5 ENFRIADOR DE PRODUCTOS, RECOLECTOR Y RECEPTOR.

El enfriador de productos, el recolector y el receptor se encuentran conectados en serie; el recolector y el receptor, están conectados por medio de una té y una válvula de corte; en la boquilla sobrante de la té se encuentra otra válvula que está conectada a la parte inferior del recipiente de carga para poder retornar los productos a la unidad.

#### ENFRIADOR DE PRODUCTOS.

Presión máxima de agua :	2.7 kg/cm <sup>2</sup>
Area de transferencia de calor:	0.2 m <sup>2</sup>
Coefficiente de transferencia de calor:	150 kcal/hr m <sup>2</sup> °C
Consumo de agua a 2.1 Kg/cm <sup>2</sup> :	700 lts/hr

El coeficiente térmico depende de las condiciones a que se trabaja.

#### RECOLECTOR Y RECEPTOR DEL DESTILADO.

Capacidad nominal ( recolector ) :	5 lts.
Capacidad de trabajo ( recolector ) :	5 lts.
Capacidad nominal ( receptor ) :	5 lts.
Capacidad de trabajo ( receptor ) :	5 lts.

El receptor puede ser venteado a la atmósfera, separándolo del equipo por medio de la válvula de corte, sin necesidad de parar la columna cuando esta se encuentra a presión inferior a la atmosférica; este recipiente puede ser nuevamente llevado a la presión de la unidad sin alterar ésta.

#### C.- INFORMACION GENERAL.

##### C.1. TAMAÑO DE LA COLUMNA.

La altura máxima de la columna es de 4.70 m ocupando una superficie rectangular de  $0.91 \text{ m}^2$ , midiendo de ancho 0.7 m x 1.3 m de longitud.

### C.2 PROPIEDADES FÍSICAS DEL MATERIAL DE LA COLUMNA.

La columna es de vidrio de borosilicato con una alta resistencia al calor y a la corrosión. La composición aproximada de este vidrio es:

Bióxido de silicio ( $\text{SiO}_2$ )	80.6
Oxido de Boro ( $\text{B}_2\text{O}_3$ )	12.6
Oxido de Sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ )	4.15
Oxido de Aluminio ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ )	2.2
Oxido de Calcio ( $\text{CaO}$ )	0.1
Cloro ( $\text{Cl}$ )	0.1
Oxido de Magnesio ( $\text{MgO}$ )	0.05
Oxido de Hierro ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ )	0.04

El restante son partes por millón de: cobre, zinc, carbón, arsénico y bario.

### C.3 RESISTENCIA QUÍMICA.

El vidrio de borosilicato es inerte a casi todos los materiales, con la excepción de ácido fluorhídrico, ácido fosfórico y soluciones calientes de sosa caústica concentrada. De éstos, el ácido fluorhídrico produce los efectos más considerables; el ácido fosfórico y la solución de sosa tienen efectos relativamente pequeños. El ataque con soluciones de sosa aumenta relativamente con el incremento de la temperatura, pero concentraciones cercanas al 3% en peso a temperaturas ambiente pueden ser manejadas satisfactoriamente.

#### C.4 PROPIEDADES TÉRMICAS.

El coeficiente de expansión térmica del vidrio de borosilicato es de  $33 \times 10^{-7} \text{ (}^\circ\text{C)}^{-1}$  en el rango 0 - 300  $^\circ\text{C}$ .

#### C.5 CALOR ESPECÍFICO.

Entre 25  $^\circ\text{C}$  y 300 $^\circ\text{C}$ , el calor específico promedio del vidrio puede ser considerado como 0.233 cal/ g  $^\circ\text{C}$ . Para determinaciones más exactas, a diferentes temperaturas, se puede emplear la siguiente ecuación:

$$C_t = 0.174 + 0.00036 T$$

Donde  $C_t$  es el calor específico a la temperatura  $T$  en  $^\circ\text{C}$ .

#### C.6 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA.

La conductividad térmica es  $0.0027 \text{ cal/ hr (cm}^2) \text{ }^\circ\text{C}$ . A las temperaturas usuales de operación, el aumento de la conductividad térmica es pequeño.

#### D.- SISTEMA DE VACÍO A LA COLUMNA.

La columna se encuentra arreglada de tal forma que puede operar a presión inferior a la atmosférica. Esta se ha conectado a través de la caja de control a la línea de vacío del laboratorio, el cual es proporcionado por una bomba. Tanto la columna, por la parte superior, como los colectores de productos se han conectado a una línea de vidrio.

El vacío puede ser regulado a través de dos válvulas de control manual y además el sistema tiene un vacuómetro que indica la presión de operación del equipo, así como una válvula de seguridad.



En caso de que se requiera trabajar a presión atmosférica el sistema cuenta con una válvula de diafragma conectada a la tubería de vidrio en la parte inferior.

#### E.- SERVICIOS AUXILIARES A LA COLUMNA.

Agua de enfriamiento.- Se conectó este servicio por medio de tubería galvanizada de 3/4 pulg. (19.0 mm); ésta se alimenta por medio de una válvula de compuerta, conectada a una "T" en la línea de servicio del laboratorio, llevando la presión suficiente para vencer la altura donde se encuentra el enfriador y el condensador. Tanto el agua que se alimenta como la que se descarga fluye a través de un arreglo de tuberías, estando éstas conectadas por medio de tubo de PVC al condensador y al enfriador de productos. La tubería de drenaje y de alimentación de agua se encuentra integrada a la estructura metálica soporte de la columna.

Energía Eléctrica.- La energía eléctrica a la columna es suministrada por medio de la red interna del laboratorio a 220 V y 60 Hz. Para obtener el calentamiento adecuado se instaló una manta en la parte superior del recipiente de carga, a la cual se le suministra energía de 110 V y 60 Hz.

#### F.- SISTEMA DE CONTROL.

Básicamente lo constituye la caja de control, la cual tiene dos válvulas que regulan el flujo de agua al condensador y enfriador, así como dos válvulas que regulan el vacío y la válvula de seguridad.

Se encuentran integrados a esta caja un vacuómetro de 0 - 760 mm Hg, así como dos indicadores de temperatura de 0 - 100 °C, para medir la temperatura

tanto en el fondo como en el domo de la columna

#### G.- OPERACION DE ARRANQUE DE LA COLUMNA.

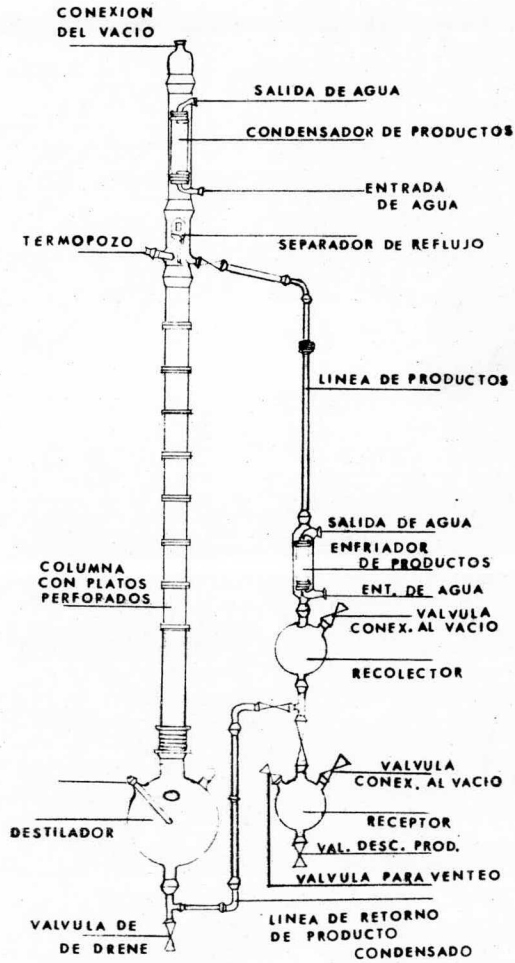
La operación de arranque para la columna consiste en los pasos siguientes:

- 1.- Cargar la mezcla a separar en el recipiente.
- 2.- Verificar que se encuentren cerradas las válvulas de los platos.
- 3.- Verificar que se encuentre alineado el sistema, en el caso de - que se trabaje a presión atmosférica o a vacío.
- 4.- En caso de operar la columna a presión inferior a la atmosférica, regular el vacío con las válvulas correspondientes en la caja de control.
- 5.- Suministrar energía eléctrica para iniciar calentamiento a la uni-dad.
- 6.- Una vez que los vapores alcancen la parte superior de la columna, alimentar agua al condensador.
- 7.- En caso de retirar productos, alimentar agua al enfriador de pro- ductos.
- 8.- Si se trabaja a vacío, pasar el producto al segundo recipiente -- (receptor de producto), y aislarlo del resto de la columna. A con-tinuación se ventea a la atmósfera y se retira por medio de la -- válvula de chene que se encuentra en la parte inferior. Posterior- mente, una vez retirado el producto, se cierran ésta y el venteo, para retornar a continuación dicho producto a la presión del sis- tema por medio de la llave de vacío.

#### H.- PARO DE LA COLUMNA.

- 1.- Suspender la energía eléctrica.
- 2.- En caso de trabajar a presión inferior a la atmosférica, cortar vacío a la columna.
- 3.- Una vez que hayan escurrido todos los platos, cortar el suministro del agua del condensador.
- 4.- Drenar los platos.

FIG. 3.1 COLUMNA EXPERIMENTAL



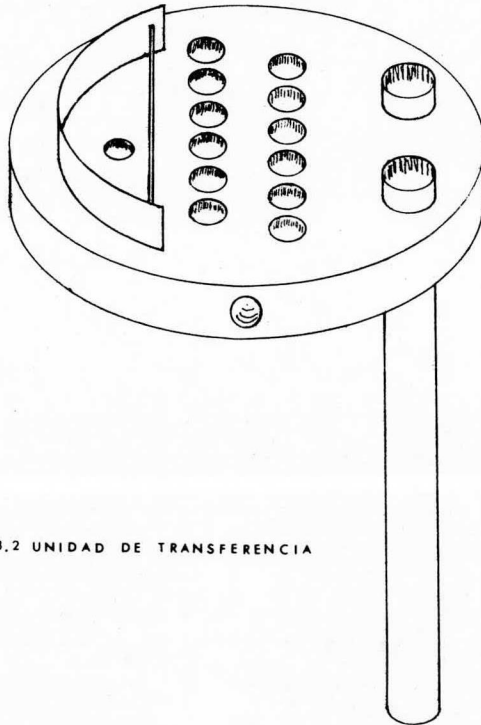


FIG.3.2 UNIDAD DE TRANSFERENCIA

## CAPITULO IV

## EXPERIMENTACION Y EVALUACION DE DATOS.

## A.- DESARROLLO EXPERIMENTAL.

A.1. MEZCLAS EMPLEADAS EN LA EXPERIMENTACION

A.2. GRAFICAS PARA CADA SISTEMA.

A.3. TECNICA EXPERIMENTAL.

## B.- DATOS EXPERIMENTALES.

B.1. SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

B.2. BENCENO - n-HEPTANO.

## C.- EFICIENCIA GLOBAL CON LAS CORRELACIONES DE DRICKAMER Y BRADFORD, O' CONNELL Y EFICIENCIA REAL.

C.1. SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

C.2. SISTEMA BENCENO - n-HEPTANO.

## D.- EFICIENCIA DE PLATO CON LA RELACION DE MURPHYEE Y LA CORRELACION DE ENGLISH Y VAN WINKLE.

D.1. SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

D.2. SISTEMA BENCENO - n-HEPTANO.

## E.- REPRESENTACION GRAFICA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

## A.- DESARROLLO EXPERIMENTAL.

A principios del año de 1976 se instaló en el laboratorio de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México una columna de --  
rectificación con platos perforados, la cual se pretende poner en servicio en --  
años próximos para ser usada por los alumnos que cursen la carrera de Ingeniería  
Química en el plantel.

En el momento de la instalación se carecía de información necesaria para comprender y manejar las variables interrelacionadas con el diseño del equipo, como relación de reflujo, velocidad de evaporación, calor suministrado al producto, concentración de la mezcla a separar, presión de operación, eficiencia de plato y de columna, etc, el presente trabajo tiene como objetivo llevar a cabo un estudio sobre la eficiencia de la columna y de los platos, utilizando como punto de partida dos mezclas diferentes y variando para cada una la concentración, analizando la influencia del sistema y la composición de la carga sobre la eficiencia de la columna y del plato.

Por otra parte, se efectuó un análisis comparativo de la eficiencia de Murphree y la eficiencia total de la columna, con respecto a las correlaciones de O'Connell, Dreichumer-Bradford e English Van Winkle para la predicción de los mismos.

Originalmente se pretendía llevar a cabo una experimentación más --  
completa, en la cual además de manejar las variables ya mencionadas se trabajara variando la presión de operación, la velocidad de evaporación y la relación de reflujo, así como el estudio de otros sistemas que permitieran establecer alguna correlación que involucrara estas variables. Pero debido a que la columna carece de un sistema de control adecuado, lo anterior no pudo llevarse a cabo.

Una serie de problemas se presentaron, tanto en el montaje, como en la selección de mezclas adecuadas para el equipo. Entre éstos podemos mencionar:

- El haber tenido que conseguir una serie de alambros, para poder erigir la columna.
- El equipo, al ser recibido por el laboratorio de la Facultad, le hacía falta una pieza de la parte estructural del mismo.
- Se tuvo que instalar una malla de calentamiento en la parte superior del recipiente de carga con la finalidad de proporcionar la carga térmica adecuada y evitar un escurrimiento en los platos.
- Con la finalidad de resolver el problema de control de reflujo se instalaron dos rotímetros, un condensador y un recipiente colector de reflujo.
- Debido a defecto de fabricación, la malla de calentamiento que se encuentra en la caja metálica sufrió un corto circuito. El problema fue resuelto gracias al Departamento Eléctrico de la Facultad, el cual tuvo que fabricar algunas piezas para la reparación de la resistencia.
- Se instalaron 16 válvulas de globo de bronce de 6.25 mm. (1/4") diámetro, o sea, dos para cada plato.
- Se fabricó un condensador-enfriador de tubo para la toma de muestras.

Todas las piezas adquiridas para la elaboración de ésta tesis fueron donadas por los autores al Laboratorio de la Facultad.

#### A.1.- MEZCLAS EMPLEADAS EN EL TRABAJO DE EXPERIMENTACIÓN.

Una serie de sistemas, puede utilizarse para la evaluación de la co



luna, la mayoría de ellos se analizaron en el Apéndice "D". Se desecharon para efectuar la experimentación los sistemas metanol-etanol, benceno-tolueno, ciclohexano-transiacetona, etanol-propanol y otros debido a que, requieren de un análisis cromatográfico, para la determinación de la composición de mezclas.

Los sistemas metilciclohexano-tolueno, cloruro de butilo-bromuro de butilo, metilcetona-acetato de etilo se eliminaron también por el alto costo que presentan algunos de los componentes. Por ejemplo el costo de 450 ml de metilciclohexano en la actualidad es de \$ 700.00

Para el desarrollo experimental se utilizaron las mezclas benceno-nheptano y tetracloruro de carbono-clorobenceno. Ambos utilizan como medio de determinación de la composición de mezcla el refractómetro de Abbe.

La mezcla benceno-nheptano, se escogió porque cumple con las características mencionadas al principio de este capítulo, y por que es una mezcla adecuada para el número de platos de la columna. Ambos componentes fueron proporcionados por el Almacén de la Facultad.

La mezcla tetracloruro de carbono-clorobenceno se utilizó porque actualmente se emplea en las prácticas del laboratorio para los equipos de destilación. El único inconveniente de esta mezcla es la diferencia tan grande que existe entre los puntos de ebullición normal de los componentes puros, lo cual trae como consecuencia que la columna se encuentre sobrediseñada al manejarla.

#### A.2.- GRAFICAS P Rá CADA SISTEMA.

Se desarrollaron una serie de gráficas para ambos sistemas los cuales son:

- Índice de refracción-composición.
- Viscosidad de cada componente-temperatura.

- Presión de vapor-temperatura.
- Diagrama de equilibrio.
- Densidad de mezcla-composición a diferentes temperaturas.

### A.3.- TÉCNICA EXPERIMENTAL.

De acuerdo al programa experimental, se cargó la mezcla en el rehervidor. Una vez arrancada la columna, se dejó operando a reflujo total durante un período de dos horas; a continuación se sacaron un total de 16 muestras, dos de cada plato, las cuales corresponden al vapor que le llegó al plato y al líquido que se encuentra en él y se determinó el índice de refracción para conocer la composición de las muestras. La toma de muestras fue en forma ascendente.

Durante el tiempo que involucró la medición de los índices de refracción la columna continuó operando a reflujo total. Para tener un grado de confiabilidad en los datos obtenidos se sacaron otros dos lotes con intervalos de media hora cada uno.

Para conocer el gasto y la velocidad de evaporación se extrujo por el domo de la columna el líquido condensado, tomando el tiempo a 50, 100 y 150 ml. de producto; tal determinación fue efectuada dos veces.

A continuación se paró la columna y se continuó con el programa experimental.

#### PROGRAMA EXPERIMENTAL.

CORRIDA	M E Z C L A	COMPOSICION DE CARGA.	RELACION DE REFLUJO (L/V).
1	$CCl_4 - C_6H_5Cl$	0.2	1.0

2	$CCl_4 - C_6H_5Cl$	0.4	1.0
3	$CCl_4 - C_6H_5Cl$	0.6	1.0
4	$CCl_4 - C_6H_5Cl$	0.8	1.0
5	$C_6H_6 - nC_7H_{16}$	0.2	1.0
6	$C_6H_6 - nC_7H_{16}$	0.4	1.0
7	$C_6H_6 - nC_7H_{16}$	0.6	1.0
8	$C_6H_6 - nC_7H_{16}$	0.8	1.0

Total de muestras obtenidas:

$CCl_4 - C_6H_5Cl$ :	192
$C_6H_6 - nC_7H_{16}$ :	192
Total:	384 muestras.

## B.- DATOS EXPERIMENTALES.

### B.1 SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

Concentración de la carga = 0.2 fracción mol de tetracloruro de carbono

No. de plato	Índice de refracción líquido.	Índice de refracción vapor.	Concentración líquido en el plato.	Conc. vapor que entra - al plato	Conc. vapor que entra al plato*
1	1.4805	1.4889	0.730	0.609	0.730
2	1.4745	1.4862	0.813	0.646	0.813
3	1.4669	1.4712	0.915	0.856	0.915
4	1.4640	1.4635	0.950	0.960	0.950
5	1.4635	1.4673	0.961	0.972	0.961
6	1.4621	1.4632	0.977	0.963	0.977
7	1.4610	1.4611	0.990	0.988	0.990
8	1.4609	1.4611	0.993	0.988	0.993

$$\bullet y_{n-1} = x_n, \text{ a reflujó total.}$$

Concentración de la carga = 0.4 fracción mol de tetracloruro de carbono.

No. de plato.	Índice de refracción líquido.	Índice de refracción vapor.	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato
1	1.4739	1.4811	0.821	0.721	0.821
2	1.4675	1.4765	0.909	0.785	0.909
3	1.4670	1.4658	0.914	0.931	0.914
4	1.4628	1.4631	0.967	0.965	0.967
5	1.4618	1.4621	0.981	0.977	0.981
6	1.4612	1.4615	0.990	0.985	0.990
7	1.4609	1.4609	0.992	0.992	0.992
8	1.4604	1.4609	0.998	0.992	0.978

Concentración de la carga = 0.6 fracción mol tetracloruro de carbono.

No. de plato.	Índice de refracción líquido.	Índice de refracción vapor	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato
1	1.4688	1.4704	0.890	0.870	0.870
2	1.4655	1.4656	0.935	0.936	0.935
3	1.4641	1.4634	0.951	0.976	0.951
4	1.4630	1.4630	0.965	0.965	0.965
5	1.4628	1.4625	0.977	0.972	0.977
6	1.4622	1.4622	0.978	0.978	0.978
7	1.4620	1.4620	0.978	0.978	0.978
8	1.4620	1.4620	0.978	0.978	0.978

$$\bullet y_{n-1} = x_n, \text{ a reflujó total.}$$

Concentración de la carga = 0.8 fracción mol de tetracloruro de carbono.

No. de plato.	Índice de refracción líquido	Índice de refracción vapor	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato <sup>o</sup>
1	1.4662	1.4678	0.924	0.904	0.924
2	1.4633	1.4639	0.962	0.955	0.962
3	1.4625	1.4622	0.971	0.978	0.971
4	1.4620	1.4620	0.978	0.978	0.978
5	1.4615	1.4615	0.985	0.985	0.985
6	1.4613	1.4613	0.987	0.987	0.987
7	1.4610	1.4610	0.990	0.990	0.990
8	1.4607	1.4607	0.997	0.997	0.997

<sup>o</sup>  $y_{n-1} = x_n$ , a reflujó total.

Concs. fracción mol de tetracloruro de carbono.

Concentración (fracción mol $CCl_4$ ) carga.	Temperatura Fondo, °C	Temperatura Domo, °C	Gasto volumétrico, ml/hr.
0.2	110	66	3.05
0.4	95	66	3.38
0.6	84	66	3.70
0.8	76	66	4.00

B.2 SISTEMA BENCENO - n-HEPTANO.

Concentración (fracción mol $C_6H_6$ ) carga.	Temperatura Fondo, °C	Temperatura Domo, °C	Gasto volumétrico, ml/hr.
0.2	85.5	80.5	2.77
0.4	82	78.5	2.94
0.6	79	76	3.12
0.8	76	74	3.84

Concentración de la carga = 0.2 fracción mol benceno.

No. de plato	Índice de refracción líquido	Índice de refracción vapor	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato <sup>o</sup>
1	1.4125	1.4104	0.310	0.298	0.310
2	1.4168	1.4132	0.367	0.320	0.367
3	1.4211	1.4186	0.420	0.390	0.420
4	1.4270	1.4247	0.487	0.463	0.487
5	1.4310	1.4295	0.520	0.514	0.520
6	1.4355	1.4327	0.563	0.534	0.563
7	1.4364	1.4353	0.570	0.560	0.570
8	1.4378	1.4365	0.583	0.570	0.583

$y_{n-1} = x_n$ , a reflujó total.

Concentración de la carga = 0.4 fracción mol benceno.

No. de plato	Índice de refracción líquido.	Índice de refracción vapor	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato <sup>o</sup>
1	1.4350	1.4316	0.555	0.523	0.555
2	1.4388	1.4366	0.590	0.570	0.590
3	1.4435	1.4410	0.632	0.612	0.632
4	1.4467	1.4461	0.657	0.652	0.657
5	1.4487	1.4482	0.673	0.672	0.673
6	1.4510	1.4501	0.694	0.686	0.694
7	1.4510	1.4510	0.694	0.694	0.694
8	1.4510	1.4505	0.694	0.694	0.694

$y_{n-1} = x_n$ , a reflujó total.

Concentración de la carga = 0.6 fracción mol benceno.

No. de plato	Índice de refracción líquido	Índice de refracción vapor	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato	Conc. del vapor que entra al plato <sup>o</sup>
1	1.450	1.4475	0.687	0.667	0.687
2	1.4525	1.4510	0.705	0.695	0.705
3	1.4555	1.4544	0.728	0.722	0.728

4	1.4580	1.4556	0.745	0.732	0.745
5	1.4584	1.4583	0.750	0.749	0.750
6	1.4606	1.4595	0.765	0.755	0.765
7	1.4602	1.4605	0.762	0.767	0.762
8	1.4603	1.4602	0.763	0.762	0.763

$y_{n-1} = x_n$ , a reflujó total.

Concentración de la carga  $\approx$  0.8 fracción mol de benceno.

No. de plato	Índice de refracción líquido.	Índice de refracción vapor.	Conc. del líquido en el plato.	Conc. del vapor que entra al plato.	Conc. del vapor que entra al plato <sup>o</sup>
1	1.4690	1.4687	0.823	0.820	0.823
2	1.4695	1.4690	0.827	0.823	0.827
3	1.4704	1.4700	0.832	0.828	0.832
4	1.4707	1.4707	0.834	0.834	0.834
5	1.4707	1.4707	0.834	0.834	0.834
6	1.4707	1.4707	0.834	0.834	0.834
7	1.4707	1.4707	0.834	0.834	0.834
8	1.4707	1.4707	0.834	0.834	0.834

$y_{n-1} = x_n$ , a reflujó total.

Concs. fracción mol de benceno.

C.- EFICIENCIA GLOBAL CON LAS CORRELACIONES DE DRICKAMER Y BRADFORD, O' CONNELL Y EFICIENCIA REAL.

C.1 - SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

Composición de la carga fracción mol	Eficiencia real.	Correlación de Drickamer y Bradford.	Correlación de O' Connell.
0.2	37.5	14.10	41.70
0.4	25.0	23.46	39.55
0.6	20.0	37.42	38.00
0.8	12.5	40.26	35.72

## C.2 SISTEMA BENCENO - n-HEPTANO

Composición de la carga fracción mol Benceno.	Eficiencia real	Correlación de Dreichamer y Bradford.	Correlación de O'Connell.
0.2	25.87	42.35	58.22
0.4	16.24	43.32	58.06
0.6	10.84	46.03	58.55
0.8	2.49	45.06	59.80

D.- EFICIENCIA DE PLATO CON LA RELACION DE MURPHREE Y CON LA CORRELACION DE ENGLISH Y VAN WINKLE.

## D.1 SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO - CLOROBENCENO.

No. de plato	Concentración 0.2 fracción mol, tetracloruro de carbono.		Concentración 0.4 fracción mol, tetracloruro de carbono.	
	M %	EVW %	M %	EVW %
1	39.52	47.57	59.86	47.23
2	67.10	48.19	6.57	48.29
3	46.66	49.08	73.61	47.95
4	24.44	49.24	50.00	48.50
5	44.44	49.10	56.25	49.14
6	61.90	49.53	25.00	51.27
7	60.00	48.92	85.71	51.37
8	0.00	49.44	0.00	50.81

No. de plato	Concentración 0.6 fracción mol, tetracloruro de carbono		Concentración 0.8 fracción mol, tetracloruro de carbono.	
	M %	EVW %	M %	EVW %
1	48.91	47.16	59.37	47.04
2	28.57	47.53	27.27	47.22
3	32.55	47.36	28.00	47.55
4	40.00	47.88	38.88	47.55
5	5.26	47.73	15.38	47.76
6	0.00	47.25	27.27	47.76
7	0.00	47.25	77.77	47.22
8	0.00	47.25	0.00	48.83



No. de plato

Concentración 0.2 frac-  
ción mol, benceno.

M	EW	%	M	EW	%
42.22	47.29	47.29	24.13	48.38	48.38
37.06	47.56	47.56	29.37	48.43	48.43
41.87	47.73	47.73	18.79	48.70	48.70
22.14	48.01	48.01	12.50	48.76	48.76
29.65	48.12	48.12	17.21	48.76	48.76
4.76	48.28	48.28	0.00	48.98	48.98
9.28	48.29	48.29	0.00	48.98	48.98
0.00	48.31	48.31	0.00	48.98	48.98

1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8

Concentración 0.6 frac-  
ción mol, benceno.

M	EW	%	M	EW	%
15.25	51.50	51.50	5.19	50.72	50.72
20.35	51.54	51.54	6.57	50.75	50.75
16.19	51.58	51.58	2.73	50.80	50.80
5.00	51.62	51.62	0.00	50.86	50.86
14.85	51.56	51.56	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86

No. de plato

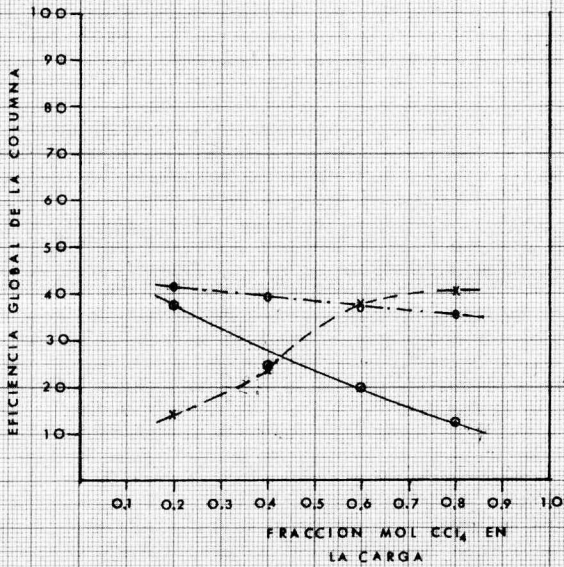
M	EW	%	M	EW	%
15.25	51.50	51.50	5.19	50.72	50.72
20.35	51.54	51.54	6.57	50.75	50.75
16.19	51.58	51.58	2.73	50.80	50.80
5.00	51.62	51.62	0.00	50.86	50.86
14.85	51.56	51.56	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86
0.00	51.65	51.65	0.00	50.86	50.86

1  
2  
3  
4  
5  
6  
7  
8

Concentración 0.4 frac-  
ción mol, benceno.

Concentración 0.8 frac-  
ción mol, benceno.

## COMPARACION DE EFICIENCIA GLOBAL



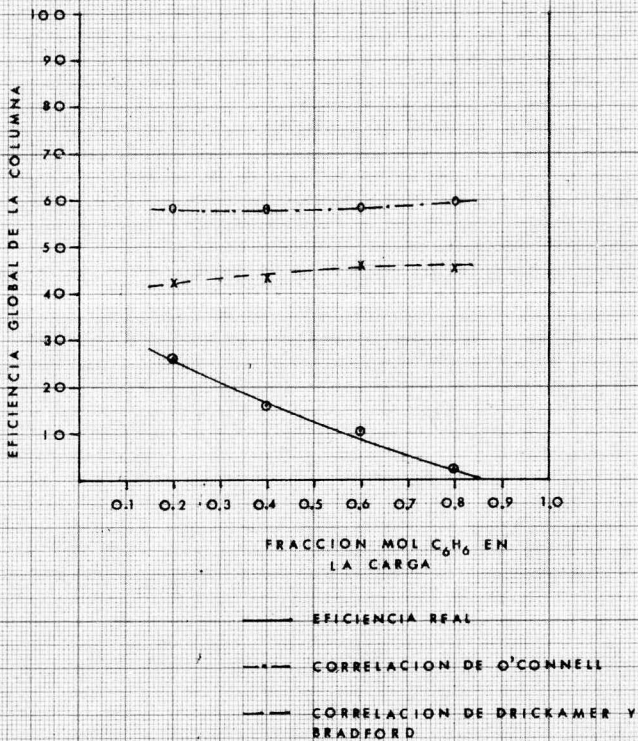
— EFICIENCIA REAL  
 - - - CORRELACION DE O'CONNELL  
 - - - CORRELACION DE DRICKAMER Y BRADFORD

FACULTAD DE QUIMICA  
 U N A M

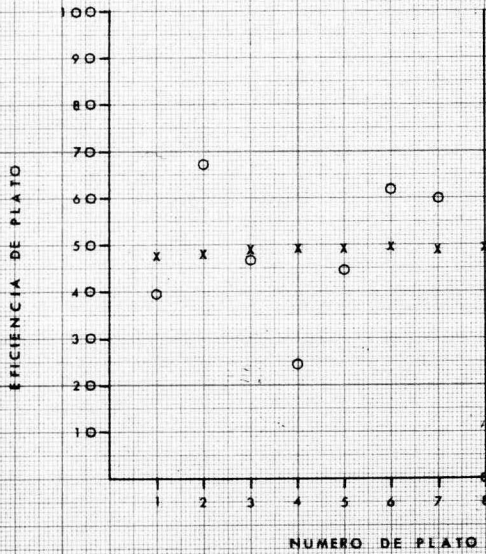
TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUAUITLE ORTEGA  
 RICARDO RIOS SERRALDE

## COMPARACION DE EFICIENCIA GLOBAL



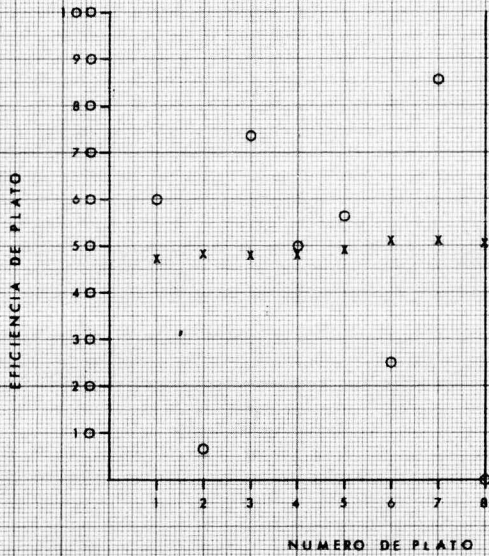
0,2 FRACCION MOL  $\text{CCl}_4$   
EN LA CARGA



X-CORRELACION DE ENGLISH  
Y VAN WINKLE

O-RELACION DE MURPHREE

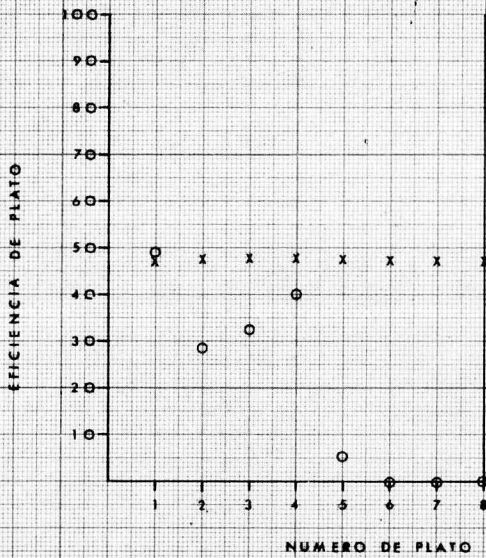
0,4 FRACCION MOL  $\text{CCl}_4$   
EN LA CARGA



X-CORRELACION DE ENGLISH  
Y VAN WINKLE

O-RELACION DE MURPHREE

0.6 FRACCION MOL  $CCl_4$   
EN LA CARGA



X - CORRELACION DE ENGLISH  
Y VAN WINKLE

O - RELACION DE MURPHREE

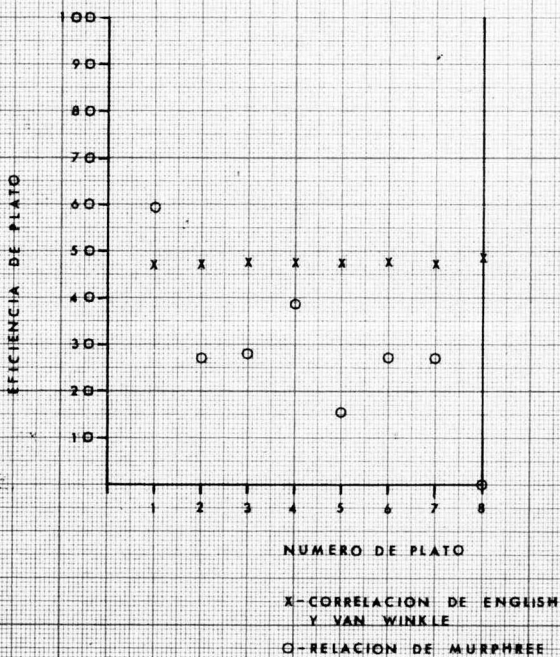
FAULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

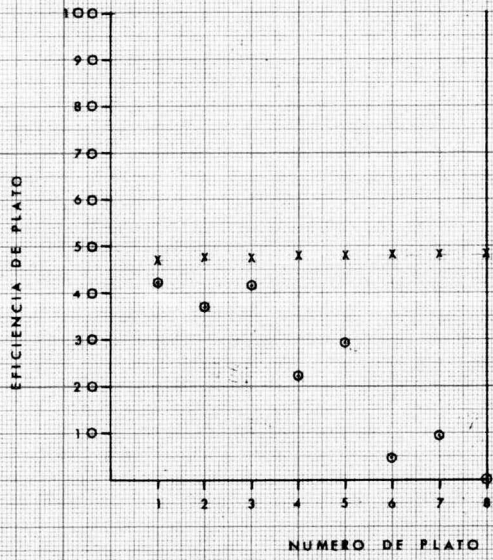
MARIO A CUAUTLE ORTEGA  
RICARDO RIGS SERRALDE



OB FRACCION MOL  $\text{CCl}_4$   
EN LA CARGA

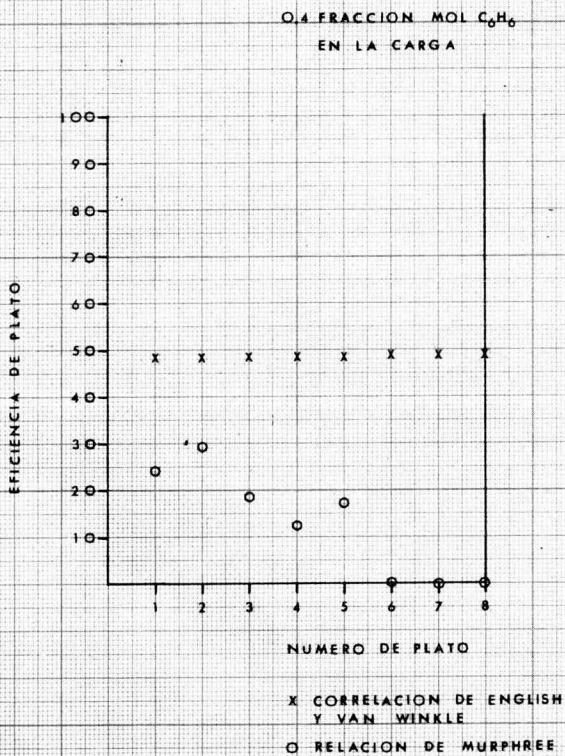


0,2 FRACCION MOL C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>  
EN LA CARGA

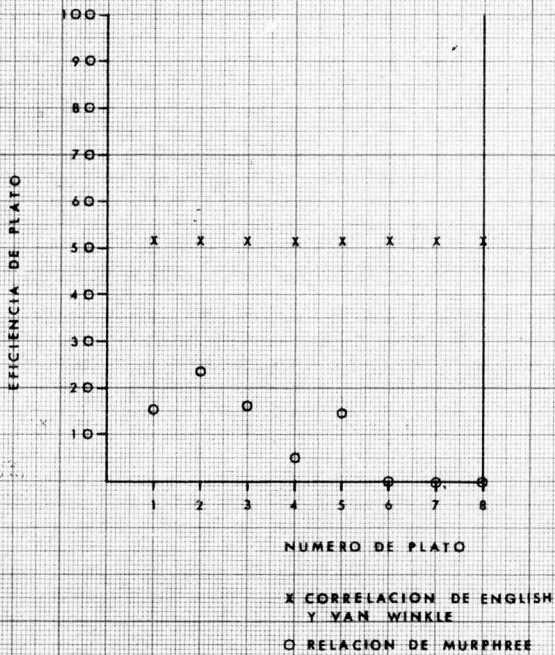


X CORRELACION DE ENGLISH  
Y VAN WINKLE  
O RELACION DE MURPHREE

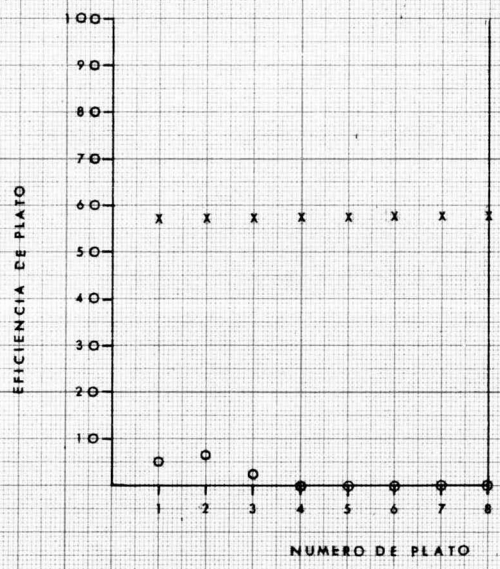




0.6 FRCCION MOL  $C_6H_6$   
EN LA CARGA



0,8 FRACCION MOL C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>  
EN LA CARGA



X CORRELACION DE ENGLISH  
Y VAN WINKLE  
O RELACION DE MURPHREE

*CAPITULO V*

*CONCLUSIONES*

Para los sistemas Benceno-*n*-Heptano y Tetracloruro de carbono - Clorobenceno la eficiencia global obtenida experimentalmente en la columna, disminuye al aumentar la concentración del componente más volátil en la carga. Las causas que originan lo anterior son principalmente la disminución de la velocidad de transferencia de masa provocada por la disminución de los gradientes de concentración, contribuyendo además en forma determinante - el diseño del plato, debido al pequeño número de perforaciones que presenta y al diámetro de las mismas, dando lugar a una baja área interfacial. El efecto de la concentración de carga sobre la eficiencia es más visible para el sistema benceno-*n*-heptano ya que para el sistema tetracloruro de carbono-clorobenceno, la concentración del producto que se obtiene se encuentra dentro del rango de 0.990 a 0.997 fracción mol del componente más volátil, esto dificulta el análisis gráfico para el cálculo del número de etapas ideales.

La eficiencia obtenida con la correlación de Brickmer y Bradford para ambos sistemas aumenta al incrementar la concentración de carga. Al analizar las variables de esta correlación se encuentra que el efecto de la pendiente de la línea de equilibrio es marcado con respecto a la viscosidad media molar de la carga; por lo que al aumentar la concentración en la misma, los valores calculados para la pendiente disminuyen ocasionando un incremento en la eficiencia.

Se observa que exclusivamente para el rango de concentraciones de 0.05 a 0.20 de benceno en la carga, los valores de eficiencia calculados con la correlación de Brickmer y Bradford pueden considerarse sa-

insatisfactorios con los obtenidos experimentalmente. Así mismo, para el sistema tetracloruro de carbono-clorobenceno el rango de concentraciones donde muestra una aplicabilidad la correlación corresponde de 0.35 a 0.45 fracción mol de tetracloruro de carbono en la carga.

Los valores de eficiencia obtenidos con la correlación de O' Connell para ambos casos son superiores a los calculados con la correlación de Drickamer y Bradford; obteniéndose valores más altos para el sistema benceno-n-heptano, debido a que la volatilidad relativa y la viscosidad son significativamente bajas para esta mezcla en relación con la de tetracloruro de carbono-clorobenceno. Definitivamente la aplicabilidad de esta correlación queda restringida exclusivamente para bajas concentraciones de tetracloruro de carbono.

Para los sistemas benceno-tolueno, metilciclohexano-tolueno y benceno-n-heptano que presentan viscosidad media molar de mezcla parecida, se puede observar que mediante un análisis de la diferencia de temperaturas de ebullición entre componentes puros se puede determinar para que sistema se obtendrá valores más altos de eficiencia con las correlaciones mencionadas, ya que a mayor diferencia de temperaturas los valores de la volatilidad relativa y la pendiente de la curva de equilibrio son más grandes obteniéndose eficiencias más bajas, lo anterior se encuentra en relación inversa al comportamiento real.

Para poder desarrollar un análisis del efecto que -

que tiene la velocidad de evaporación, la relación de reflujó, la presión de operación sobre la eficiencia de la columna, es necesario adaptarle al equipo la instrumentación necesaria que permita medir y controlar estas variables. En el apéndice A se analizan los diversos arreglos de control recomendados en la literatura para una columna que trabaja en forma intermitente, con la finalidad de que sirvan como punto de referencia para la selección del sistema más apropiado para el caso de que se pretenda instrumentar este equipo.

De acuerdo a los datos obtenidos experimentalmente para ambos sistemas, en las concentraciones 0.2, 0.4, 0.6 y 0.8 fracción mol — del componente más volátil en la carga, la eficiencia de Murphree es más alta en los platos 2, 3, y 4 cayendo esta considerablemente en los últimos platos, — generalmente en el primero la eficiencia es baja probablemente por efecto de arrastre de líquido.

En forma general la eficiencia de plato obtenida por cálculo con la correlación de English y Van Winkle difiere considerablemente — de la obtenida con la relación de Murphree, aun, que en algunos platos el valor calculado se acerca de un 10 a 15 % del valor real; a pesar de lo anterior esta correlación no muestra una aplicación general a todos los platos.

Los valores de eficiencia obtenidos con la relación de Murphree son más altos para el sistema tetracloruro de carbono — clorobenzeno debido a la mayor diferencia de temperaturas de ebullición entre componentes puros para este sistema. Sin embargo las eficiencias calculadas con la correlación de English y Van Winkle son ligeramente más altas en el sistema benzeno-n-heptano, debido principalmente a la diferencia que existe entre la pro-

niedades físicas como viscosidad, densidad, volatilidad relativa, etc. para ambos sistemas.

Se incluye en el Apéndice B una discusión de las consideraciones que deben de tomarse en cuenta para la selección de la mezcla en la evaluación experimental de una columna de destilación así como los sistemas que pueden utilizarse para este caso específico. La importancia de una buena selección reside en la obtención de datos que permitan una mejor evaluación del equipo.

Finalmente se concluye que tanto la eficiencia de la columna como la de plato se ven afectadas por la concentración de la carga, así como por el sistema utilizado; además la comparación de los datos experimentales con los obtenidos a partir de las correlaciones empleadas, queda circunscrito a casos específicos, no mostrando éstas una aplicación general.



## A P E N D I C E " A "

SISTEMAS DE CONTROL PARA COLUMNAS INTERMITENTES.

A.- SISTEMAS DE CONTROL PARA UNA DESTILACION INTERMITENTE.

B.- VARIABLES DE CONTROL Y TIPOS DE ARREGLOS APLICABLES A CADA UNA.

B.1. VELOCIDAD DE EVAPORACION

B.2. RELACION DE REFLUJO:

RELACION DE REFLUJO CONSTANTE.

RELACION DE REFLUJO VARIABLE.

ALTERNANDO REFLUJO TOTAL Y REFLUJO CERO.

B.3. TEMPERATURA DE REFLUJO.

B.4. PRESION.

## A.- SISTEMAS DE CONTROL PARA UNA DESTILACION INTERMITENTE.

Debido a los problemas que se presentaron para el desarrollo del — trabajo experimental en esta columna de destilación, que opera en forma intermi— tente, y viendo la imperiosa necesidad de adaptación de un sistema de control a— decuado que permita efectuar una evaluación más profunda de este tipo de equipo, respecto a la influencia de la velocidad de evaporación, relación de reflujo, pre sión de operación, concentración de la carga, etc., sobre la eficiencia de plato y la eficiencia total para la columna, se analizaron diversas formas de control — reportadas en la literatura, con objeto de seleccionar el control más adecuado y adaptarlo al sistema.

## B.- VARIABLES DE CONTROL Y TIPOS DE ARREGLOS APLICABLES A CADA UNA.

Una unidad de destilación por lotes se encuentra convencionalmente dividida en tres secciones principales:

- Vaporización
- Separación
- Condensación

La sección de vaporización consta de un recipiente (hervidor) para — la mezcla líquida que va a ser destilada y de algunos dispositivos para transferir calor a la misma. En muchos casos el vapor es el medio para calentar la mezcla, pe ro existen otros medios que pueden ser usados, como el suministro de energía eléc— trica a una serie de resistencias.

La sección de separación está representada por la columna, donde a —

través de los platos se efectúa una transferencia simultánea de calor y masa.

Los componentes principales de la sección de condensación son el condensador y algunos dispositivos para separar los condensados en reflujo y producto.

Hay relativamente pocas variables de control para una operación por lotes. Fundamentalmente pueden ser referidas las siguientes:

- 1.- Velocidad de evaporación.
- 2.- Relación de reflujo.
- 3.- Temperatura de reflujo.
- 4.- Presión.

#### B.1. VELOCIDAD DE EVAPORACION.

La velocidad de evaporación se define como la cantidad de líquido e vaporado en el calderín o rehervidor por unidad de tiempo; en otras palabras, corresponde al flujo de vapor que pasa a través de la columna. Una forma aconsejable de controlar esta variables es regulando el suministro de vapor, proveniente de la caldera al serpentín del rehervidor.

El método más simple de controlar esta variable, es a través de un controlador de presión instalado en la línea de entrada (Figura A.1). Este sistema es apropiado para mezclas donde el rango de temperaturas de ebullición de los componentes puros es pequeño, teniendo como consecuencia que la velocidad de transferencia de calor no varía con un cambio en la concentración. En el caso de que el rango sea grande, entonces la velocidad de evaporación disminuirá gradualmente, resultando con esto un mayor tiempo de separación.

Un control más adecuado consiste en la colocación de un controlador de flujo de vapor, utilizando como elemento primario de medición una placa de orificio, venturi o turbina, como se muestra en la Figura A.2. Debido a que el punto de ebullición de la mezcla aumenta, la velocidad de evaporación disminuye; para contrarrestar esta situación, el controlador de flujo mandará una señal para que la válvula abra y el flujo de vapor aumente, manifestándose un incremento en la carga térmica.

La desventaja de este sistema es que no es sensible a la variable verdadera.

Muchas columnas por lotes regulan la entrada de vapor por medio de transmisores de temperatura que relacionan la temperatura del vapor de calentamiento y la corriente de vapor de la mezcla en un controlador diferencial de temperatura. La Figura A.3 muestra un sistema simple de este tipo. Un arreglo más sofisticado emplea un control en cascada con la diferencia de temperatura con la presión, como se muestra en la Figura A.4.

Los sistemas descritos anteriormente regulan la velocidad de vaporización, pero todos ellos lo hacen por medios indirectos. Una aproximación más exacta, es controlar la velocidad de evaporación en la columna, midiéndola directamente. La medición de la caída de presión con un transmisor de presión diferencial trabajará efectivamente si está bien adaptado a la columna empacada, donde la caída de presión y la velocidad del vapor están directamente relacionadas (Figura A.5). Este método también puede ser usado en otro tipo de columnas como las de cachuchas de burbujeo y platos perforados.

## B.2. RELACION DE REFLUJO.

En una destilación por lotes, la relación de reflujo puede ser controlada para obtener:

- 1.- Relación de reflujo constante
- 2.- Relación de reflujo variable.
- 3.- Alternando reflujo total y reflujo cero.

Por simplicidad de diseño, la mayoría de las unidades de destilación por lotes son operadas a reflujo constante. La forma más simple de control del reflujo es por medio de un arreglo de rotímetros que deben de ser operados manualmente, tal como se muestra en la Figura A.6. Puede también utilizarse un sistema de control automático, a través de un controlador de relación, como se representa en la Figura A.7, u operado por medio de una solenoide (Figura A.8); para este caso el separador desvía alternativamente los condensados en reflujo y productos en intervalos cortos de tiempo. Debido a que la composición en el hervidor, las condiciones en la columna y la relación de reflujo cambian con el tiempo, es necesario medir alguna variable como la temperatura para ser usada como guía en el control de este tipo de operación, así como una cierta experiencia en el manejo del equipo, para obtener una calidad de producto específico.

Una segunda forma de operar la unidad es a través de un control de reflujo variable que permite mantener una composición constante en el producto.

Indirectamente la concentración es medida por medio de alguna otra variable que permita el control en la relación de reflujo; algunas pueden ser: temperatura, densidad, conductividad térmica, constante dieléctrica o índice de refracción (Figura A.9).

Un controlador que actúa por medio de temperatura, tal como se mu-

estra en la Figura A.10 regula la cantidad de líquido que regresa como reflujo.

La variable de control seleccionada para un sistema dado, no siempre opera adecuadamente para otro sistema; tal es el caso de la temperatura cuando se maneja el sistema etanol-agua cerca del punto azeotrópico. Es visible en una curva de composición-temperatura que un cambio de composición de 0.75 a 0.825 para el sistema en fracción mol representa una diferencia de temperatura de  $0.5^{\circ}\text{C}$ . Sin embargo, la temperatura puede utilizarse para guiar el progreso de la destilación si el punto de medición se encuentra bien localizado.

Para el caso de reflujo constante la composición del producto es comparada con la temperatura de cada plato; es aparente que el elemento de medición - debe ser colocado en el tercero o cuarto plato teórico para garantizar una variación y por lo tanto un buen control. Y en el caso de reflujo variable con control de temperatura, deberá estar localizado el elemento de medición en el sexto o séptimo plato.

Otras propiedades físicas pueden ser empleadas si son convenientes - para medir y compararlas con la composición (Figura A.9).

Un tercer método de control lo constituye trabajar la unidad de destilación a reflujo total intermitente. Una vez que se encuentra estabilizada la - operación de la columna a reflujo total, se procede a efectuar una extracción - total (reflujo cero) en un corto intervalo de tiempo, después del cual es regre-sada otra vez a reflujo total para conseguir nuevamente su estabilización.

El control de este último método es generalmente efectuado por una - separación de reflujo en conjunto de la variable - tiempo. Una dificultad que re-presenta esto es el establecimiento de la relación de reflujo, ya que en interva-los largos de tiempo el equipo se encuentra a reflujo total, mientras que en los - cortos se encuentra a reflujo cero.

### B.3. TEMPERATURA DE REFLUJO.

Una aplicación directa es la regulación de la temperatura de reflujo. Una mejor operación se logra en una columna de destilación cuando el reflujo presenta una temperatura cercana a la de saturación. Un reflujo frío dá una indicación falsa de la relación de reflujo interna, ya que éste provocaría una condensación en la columna. El mismo efecto se presenta si la columna no está aislada.

Una forma de solucionar el problema se representa a través de la Figura A.11 en la cual se utiliza una válvula de control para regular la alimentación de agua al condensador y un controlador que detecte la temperatura de salida del condensado.

Es necesario notar que se requiere de una línea de derivación en la válvula de control que permita tener un flujo pequeño continuo de agua, logrando con esto que el controlador detecte una variación en la temperatura.

### B.4. CONTROL DE PRESION.

Para la separación de ciertas mezclas se requiere que la columna opere a presión inferior o superior a la atmosférica.

Las presiones inferiores a la atmosférica se obtienen a través de una fuente de vacío, conectada a la salida del condensador de productos. Este vacío puede ser regulado por medio de una válvula auto-operada o por medio de un controlador de presión que actúa sobre una válvula de control.

Una presión superior a la atmosférica se logra inyectando un gas inerte dentro del sistema, controlado con los mismos elementos mencionados anteriormente.

FIG A.1 CONTROL DE PRESION DEL VAPOR AL REHERVADOR

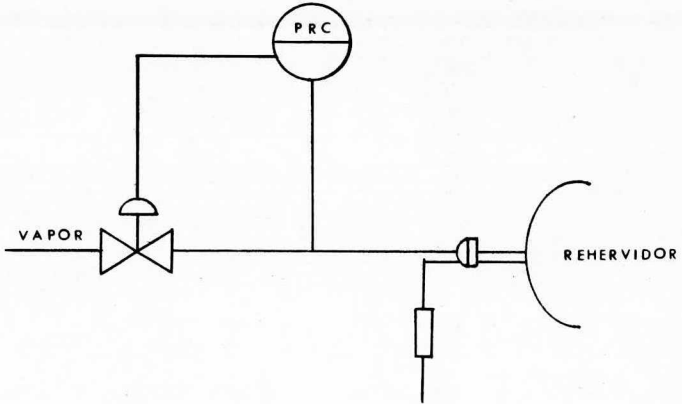


FIG A.2 CONTROL DE FLUJO DE VAPOR AL REHERVADOR

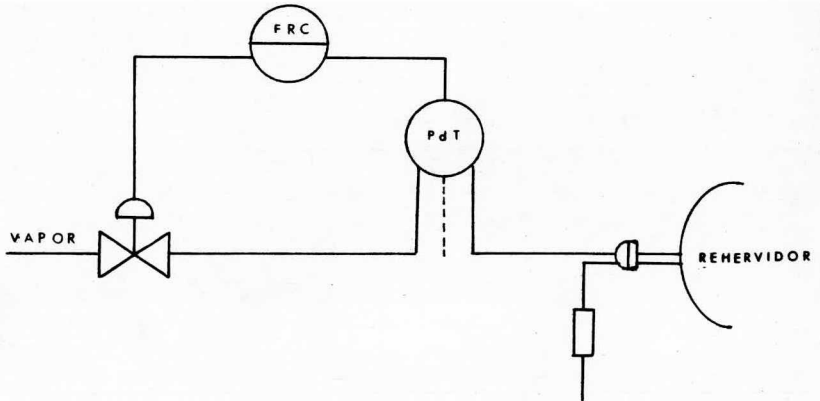




FIG A.3 CONTROL DE LA TEMPERATURA DE EBULLICION

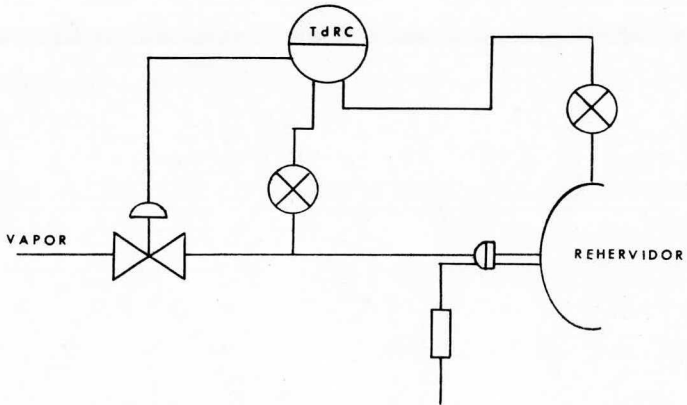


FIG A.4 CONTROL DE LA TEMPERATURA DE EBULLICION EN CASCADA CON EL FLUJO DE VAPOR

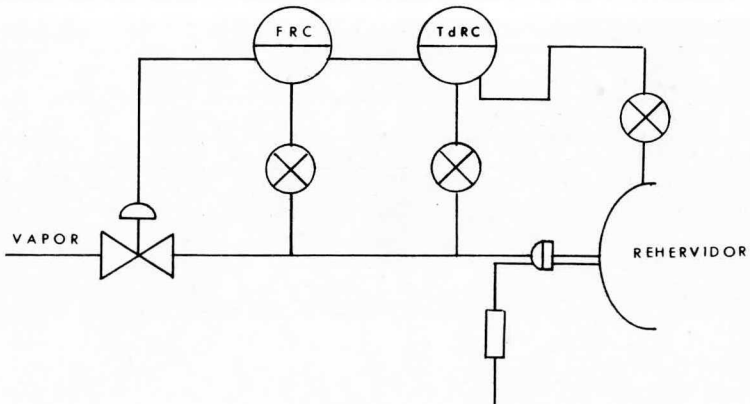
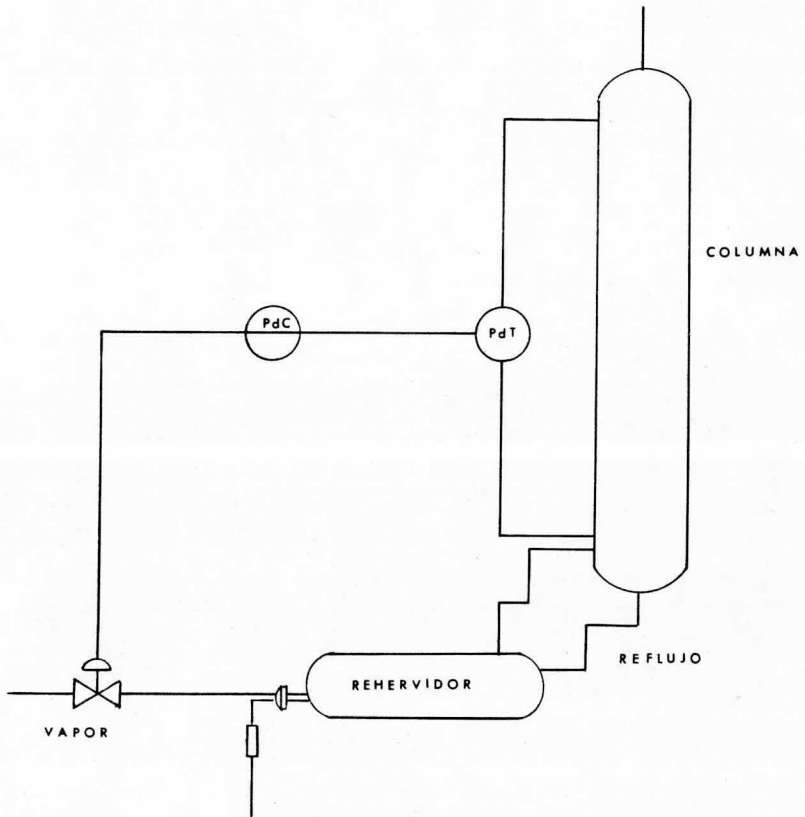


FIG A.5 CONTROL DE LA VELOCIDAD DE EVAPORACION



FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUAUTLE ORTEGA  
RICARDO RIOS SERRALDE

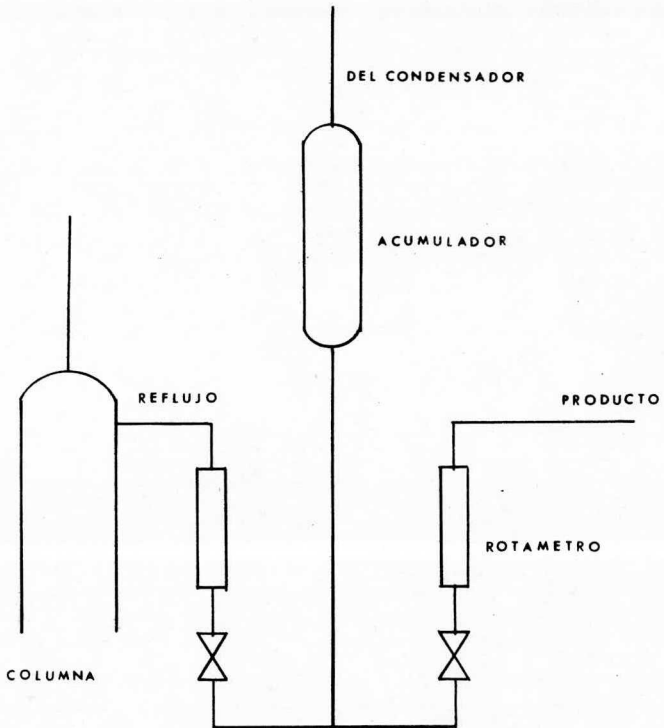


FIG A.6 RELACION DE REFLUJO POR MEDIO DE ROTAMETROS

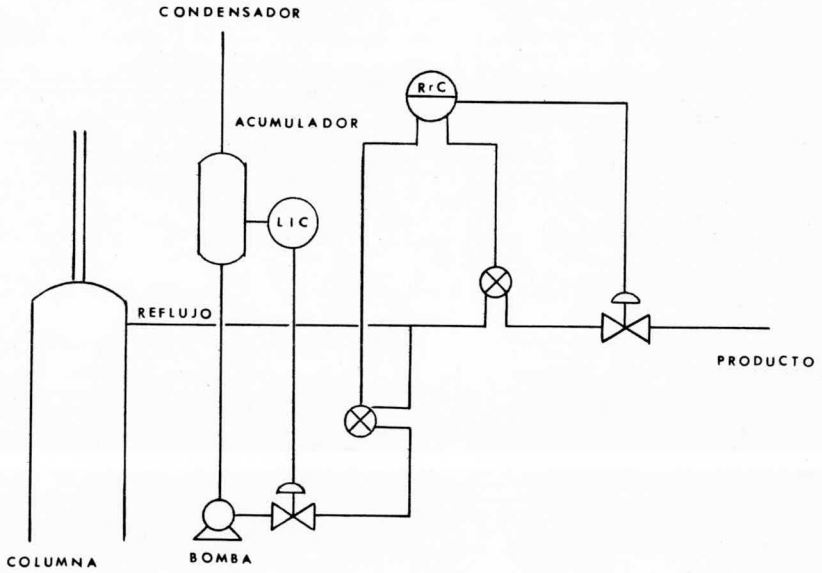


FIG A.7 CONTROL DE LA RELACION DE REFLUJO

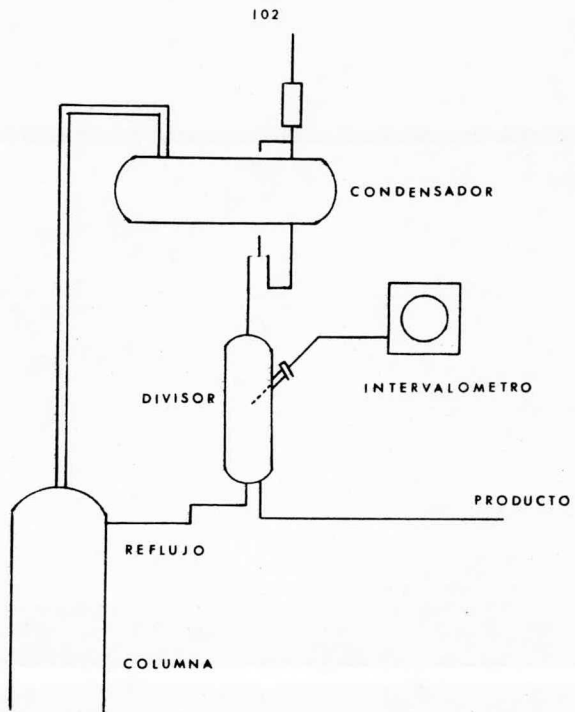


FIG A.8 RELACION DE REFLUJO CON UN INTERVALOMETRO

FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

RICARDO RIOS SERRALDE  
MARIO A. CUAUTLE ORTEGA

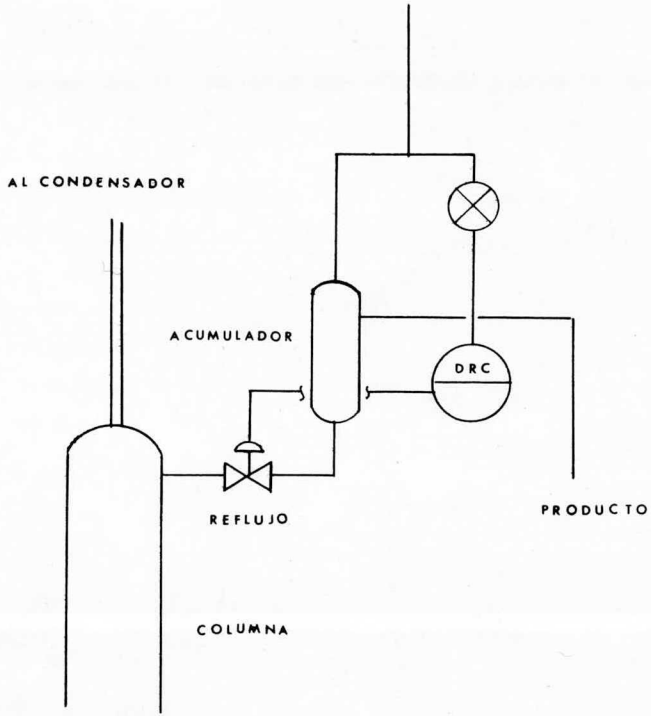


FIG A.9 RELACION DE REFLUJO CONTROLANDO DENSIDAD

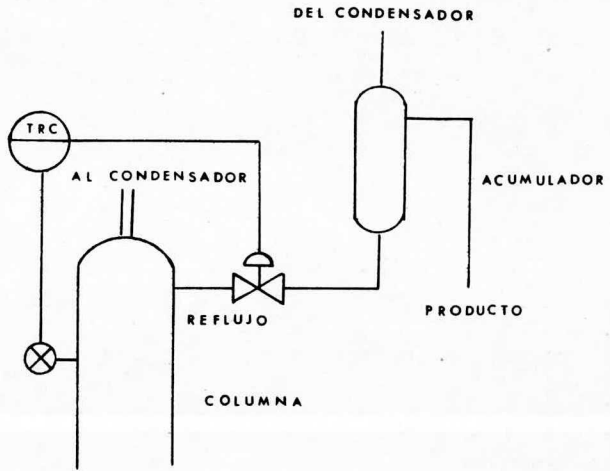


FIG A.10 RELACION DE REFLUJO CONTROLANDO LA TEMPERATURA  
DE UN PLATO

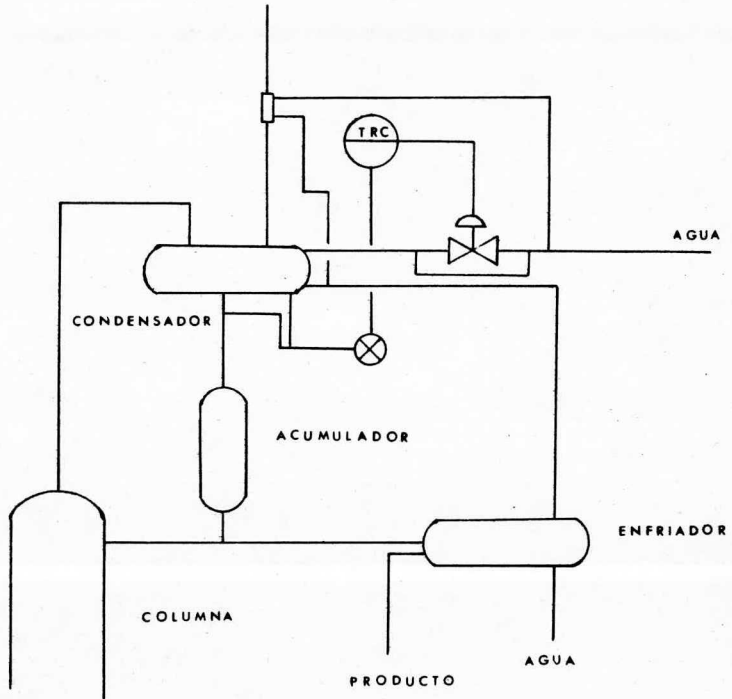


FIG. A.11 RELACION DE REFLUJO CONTROLANDO LA TEMPERATURA  
DEL CONDENSADOR



## APENDICE "B"

ANALISIS DE LAS MEZCLAS ADECUADAS PARA EVALUAR LA COLUMNA.

A.- ANALISIS DE LAS MEZCLAS ADECUADAS PARA EVALUAR UNA COLUMNA CON ESTAS CARACTERISTICAS.

A.1. MEZCLAS DE COMPORTAMIENTO IDEAL. BENCENO-nHEPTANO, BENCENO-TOLUENO, METILCICLOHEXANO-TOLUENO, ETANOL-METANOL, TRANSDECALINA-CISDECALINA.

A.- ANÁLISIS DE LAS MEZCLAS ADECUADAS PARA EVALUAR UNA COLUMNA CON ESTAS CARACTERÍSTICAS.

La mezcla que se va a seleccionar en la evaluación experimental de un equipo de destilación tiene que cumplir una serie de características, para asegurar la interpretación adecuada de los datos experimentales.

Entre los más importantes criterios de selección podemos mencionar los siguientes:

- Debe escogerse un sistema binario para la evaluación.
- Los componentes del sistema binario deberán ser miscibles en todas las proporciones y el calor de mezcla deberá ser mínimo.
- El rango entre las temperaturas de ebullición de los componentes puros deberá ser adecuado para el número de platos que tenga la columna y poder analizar el fenómeno de transferencia de masa — en una sección intermedia del diagrama de equilibrio líquido — vapor, permitiendo así tener un mínimo de problemas en la representación del cálculo gráfico a través de un diagrama McCabe Thiele.
- Deberá escogerse un método de análisis cuantitativo para la determinación de la composición de cualquier mezcla de estos componentes, que sea de fácil realización y que pueda ejecutarse cuantas veces sea necesario en un corto intervalo de tiempo. Por lo general uno de éstos métodos lo constituye la determinación del índice de refracción por medio del refractómetro de Abbe; si —

previamente se ha desarrollado una gráfica de índice de refracción contra composición de la mezcla, se podrá conocer la concentración de cualquier mezcla formada por estos componentes, por lectura del índice de refracción.

Otra técnica que permite conocer la composición de la mezcla consiste en la determinación de la densidad para la misma.

Algunas mezclas requieren algún método de análisis más satisfactorio debido a los problemas presentados al utilizar las técnicas mencionadas. Un método empleado con frecuencia corresponde al de  cromatografía gas-líquido.

- En caso de utilizarse un refractómetro, los índices de refracción de los constituyentes de la mezcla deberán de presentar valores que difieran de 0.01 a 0.05 para tener un rango adecuado de medición del mismo, que permita trabajar con un grado de confiabilidad en la determinación de la composición de la mezcla.
- Sistemas binarios que formen mezclas de puntos de ebullición constante (mezclas azeotrópicas) son inconvenientes.

Esta serie de características se cumplen satisfactoriamente en las siguientes sistemas binarios:

- Benceno-nHeptano ( 80.1 - 90.4 ) °C (760 mm Hg)
- Benceno-Tolueno ( 80.1 - 110.6 ) °C (760 mm Hg)
- Metilciclohexano-Tolueno ( 100.68 - 110.6 ) °C (760 mm Hg)
- Metanol-Etanol ( 93.8 - 109.2 ) °C (760 mm Hg)
- Transdecalina-Cisdecalina ( 115.9 - 123.7 ) °C (100 mm Hg)

- *n*Cloruro de butilo-*n*Bromuro de butilo ( 77.5 - 101.6 ) °C  
(760 mm Hg)
- Cloroformo-Tetracloruro de carbono ( 61.1 - 76.6 ) °C (760 mm Hg)
- Etanol-Propanol ( 78.3 - 97.2 ) °C (760 mm Hg)
- Dibromuro de etileno- Dibromuro de propileno ( 131.7 - 191.5 ) °C  
(760 mm Hg)
- Dicloro etileno-Tricloro etano ( 83.5 - 113.7 ) °C ( 760 mm Hg)
- Metil acetona-Acetato de etilo ( 56.8 - 77.1 ) °C (760 mm Hg)
- Fenol- $\alpha$ Cresol ( 181.2 - 190.6 ) °C (760 mm Hg).

Cabe mencionar que para la evaluación de una columna los componentes de las mezclas requieren de un alto grado de pureza.

#### A.1 MEZCLAS DE COMPORTAMIENTO IDEAL.

##### SISTEMA BENCENO - nHEPTANO.

Para separar una mezcla de composición 0.1 fracción mol de benceno a 0.85 se necesitan aproximadamente 7 platos teóricos trabajando a reflujo total. Esta mezcla es adecuada para efectuar un estudio de eficiencias de plato y de columna, variando la velocidad de evaporación y relación de reflujo para columnas - que presenten un número de platos comprendido dentro del rango de 5 a 20. Cabe aclarar que trabajando una columna con este sistema, a presión atmosférica, el condensador de productos usará agua como medio de refrigeramiento.

Para desarrollar un estudio experimental con esta mezcla, el heptano deberá ser adquirido con alto grado de pureza, en cuanto al benceno deberán de

eliminársele los contaminantes que generalmente vienen con él, Tiofeno y Tolueno.

Los componentes de esta mezcla experimental son estables, bajo las condiciones de experimentación y no atacan los materiales más comunes de construcción.

TABLA B.1 PROPIEDADES FÍSICAS PARA EL BENCENO Y EL nHEPTANO.

	BENCENO	nHEPTANO
Densidad del líquido, a temperatura normal de ebullición, Kg/ m <sup>3</sup>	816	614
Viscosidad del líquido, a la temperatura normal de ebullición, <i>cp</i>	0.317	0.210
Tensión superficial, a la temperatura normal de ebullición, dinas/cm.	21.2	12.5
Calor de vaporización, a la temperatura normal de ebullición, Kcal/ kg.	43.8	75.2
Calor específico del líquido, Kcal/ kg °C	Benceno	$C = 0.373 + 0.00089T$
T (°C)	nheptano	$C = 0.400 + 0.00039T$
Presión de vapor ( mm Hg )	Benceno	$\log_{10} P = 6.893070 - \frac{1203.726}{216.97T}$
T (°C)		

TABLA B.2 DATOS DE EQUILIBRIO LÍQUIDO - VAPOR a 760 mm Hg PARA EL SISTEMA BENCENO - nHEPTANO.

FRACCIÓN MOL BENCENO EN EL LÍQUIDO -	FRACCIÓN MOL BENCENO EN EL VAPOR	TEMPERATURA °C	VOLATILIDAD RELATIVA.
0.00	0.00	98.4	-
0.05	0.100		2.11
0.10	0.189	94.80	2.10

0.15	0.266		2.05
0.20	0.336	91.70	2.02
0.25	0.398		1.98
0.30	0.456	87.10	1.96
0.35	0.508		1.91
0.40	0.555	86.85	1.87
0.45	0.599		1.83
0.50	0.640	85.00	1.77
0.55	0.678		1.72
0.60	0.714	83.50	1.66
0.65	0.749		1.60
0.70	0.783	82.15	1.54
0.75	0.816		1.47
0.80	0.849	81.15	1.40
0.85	0.883		1.33
0.90	0.919	80.50	1.26
0.95	0.957		1.17
1.00	1.000	80.10	

*Características para tener seguridad en la manipulación de las sus-*

*tancias:*

<i>Toxicidad, valor MRC ppm</i>	<i>Benceno</i>	25
	<i>nHeptano</i>	500
<i>Temperatura de inflamación °C</i>	<i>Benceno</i>	-11 °C
	<i>nHeptano</i>	-3.9 °C
<i>Rango en % volumen de explosi- vidad en aire</i>	<i>Benceno</i>	1.2 - 8
	<i>nHeptano</i>	1.1 - 7.2
<i>Temperatura de Auto-ignición °C</i>	<i>Benceno</i>	540 °C
	<i>nHeptano</i>	233 °C

#### METODO DE ANALISIS.

*La determinación del índice de refracción de una mezcla, de estos -  
componentes nos permite conocer la composición de la misma. El refractómetro de -*

Abbe nos proporciona una exactitud de 0.0001. La determinación del índice de refracción debe de efectuarse a la temperatura a la cual se desarrolló la gráfica - composición contra temperatura y esta debe de ser mantenida mediante un termostato con una variación de 0.1 °C.

Índice de refracción para componentes puros:

$n_D^{20^\circ\text{C}}$	Benceno	1.504
	nHeptano	1.3878

Diferencia entre índice de refracción:  $1.504 - 1.3878 = 0.1162$

#### SISTEMA BENCENO - TOLUENO.

La mezcla benceno-tolueno, debido a sus características, también puede utilizarse en la evaluación de una columna de destilación que tenga de 2 a 8 platos. El rango de la temperatura normal de ebullición de los componentes puros corresponde a 20.5 °C.

Los componentes de la mezcla son químicamente estables a las condiciones de experimentación y no atacan a los materiales normales de construcción.

Esta mezcla es seleccionada para trabajarse a presión atmosférica, usando agua como medio de enfriamiento para el condensador.

TABLA B.3. PROPIEDADES FÍSICAS PARA EL BENCENO Y EL TOLUENO

	BENCENO	TOLUENO
Densidad del líquido, a la temperatura normal de ebullición, Kg/ m <sup>3</sup>	816	776

Viscosidad del líquido, a la temperatura normal de ebullición, cp. 0.317 0.238

Tensión superficial, a la temperatura normal de ebullición, dinas/cm 21.2 18.7

Calor de vaporización, a la temperatura normal de ebullición, Kcal/kg 93.8 80.0

Calor específico del líquido, Kcal/kg °C  
T (°C)

Benceno  $C = 0.373 + 0.000897T$

Tolueno  $C = 0.400 + 0.000397T$

Presión de vapor (mm Hg)  
T (°C)

Benceno  $\log_{10} P = 6.893070 - \frac{1203.726}{219.9107T}$

Tolueno  $\log_{10} P = 6.953340 - \frac{1343.942}{219.3777T}$

Características para tener seguridad en la manipulación de la sustancia.

Toxicidad, valor NO <sub>2</sub> C ppm	Benceno	25
	Tolueno	200
Temperatura de inflamación °C	Benceno	-11 °C
	Tolueno	4 °C
Rango en % volumen de explosividad con aire.	Benceno	1.2 - 8
	Tolueno	1.7 - 7
Temperatura de autoignición °C	Benceno	540 °C
	Tolueno	570 °C



TABLE B.4 DATOS DE EQUILIBRIO LÍQUIDO - VAPOR A 760 mm Hg.  
PARA EL SISTEMA BENCENO - TOLUENO.

FRACCIÓN MOL DEL BENCENO EN EL LÍQUIDO.	FRACCIÓN MOL DEL BENCENO EN EL VAPOR.	TEMPERATURA °C	VOLATILIDAD RELATIVA
0.00	0.00	110.6	
0.05	0.112		2.40
0.10	0.208	106.2	2.38
0.15	0.294		2.36
0.20	0.372	102.2	2.37
0.25	0.442		2.38
0.30	0.507	98.6	2.40
0.35	0.566		2.38
0.40	0.619	95.3	2.44
0.45	0.667		2.45
0.50	0.713	92.3	2.48
0.55	0.755		2.52
0.60	0.791	89.4	2.52
0.65	0.825		2.54
0.70	0.857	86.8	2.57
0.75	0.885		2.57
0.80	0.912	84.4	2.59
0.85	0.936		2.58
0.90	0.959	82.2	2.60
0.95	0.980		2.58
1.00	1.000	80.1	

#### MÉTODO DE ANÁLISIS.

La técnica de medición del índice de refracción no es adecuada para esta mezcla, debido a que para cada uno de los componentes puros éstos están muy cercanos. El problema de la determinación de la composición, para cualquier mezcla de estos componentes, se resuelve utilizando la cromatografía gas - líquido. Las dimensiones de la columna recomendada y condiciones de análisis son las siguientes:

Longitud de la columna	2.0 mts.
Diámetro interior	5 mm
Sólido inerte	Sil - o - cel malla 30 - 50
Separador de líquido	Piezon N (30% peso en Sil-o-cel).
Sistema de detección	Celda de conductividad térmica.
Gas portador	Hidrógeno a razón de 5.0 litros/hr.
Temperatura del termostato	130 °C

#### MEZCLA METILCICLOHEXANO - TOLUENO.

La mezcla metilciclohexano - tolueno puede utilizarse, para evaluación de una columna de destilación que opere bajo el rango de concentraciones de 0.1 a 0.8 fracción mol de metilciclohexano.

La diferencia de temperatura normal de ebullición entre componentes puros corresponde 9.62 °C.

Los componentes de esta mezcla son estables a través de las condiciones de experimentación y no atacan a los materiales comunes de construcción.

Columnas que tengan un número de platos dentro del rango comprendido de 5 a 25 pueden evaluarse utilizando esta mezcla.

Una columna que utilice metilciclohexano - tolueno generalmente deberá trabajar a presión atmosférica y manejando agua como medio de enfriamiento - en el condensador.

TABLA B.5 PROPIEDADES FÍSICAS PARA EL METILCICLOHEXANO Y EL TOLUENO

	Metilciclohexano	Tolueno
Densidad del líquido, a temperatura normal de ebullición, kg/ m <sup>3</sup>	697	776
Viscosidad del líquido, a temperatura normal de ebullición, cp.	0.300	0.238
Tensión superficial, a la temperatura normal de ebullición dinas/cm.	15.1	18.7
Calor de vaporización, a la temperatura normal de ebullición Kcal/kg	77.0	86.0
Calor específico del líquido Kcal/ kg °C T (°C)		

$$\text{Metilciclohexano} \quad C = 0.397 + 0.00090T$$

$$\text{Tolueno} \quad C = 0.400 + 0.000397T$$

Presión de vapor ( mm Hg )  
T (°C)

$$\text{Metilciclohexano} \quad \log_{10} P = 6.82689 - \frac{1272.864}{221.6307T}$$

$$\text{Tolueno} \quad \log_{10} P = 6.95334 - \frac{1343.942}{219.3777T}$$

Características para tener seguridad en la manipulación de la sustancia.

	Metilciclohexano	Tolueno
Toxicidad valor MAC ppm	500	200
Temperatura de inflamación °C	-3.9	4
Rango % volumen de explosividad con aire	1.1	1.7 - 7
Temperatura de autovignición °C		570

TABLA B.6 DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR a 760 mm Hg PARA EL SISTEMA METILCICLOHEXANO - TOLUENO.

FRACCION MOL METILCICLOHE- XANO LIQUIDO	FRACCION MOL METILCICLOHE- XANO VAPOR.	TEMPERATURA °C	VOLATILIDAD RELATIVA.
0.00	0.00	110.6	
0.05	0.077		1.59
0.10	0.146	108.50	1.54
0.15	0.213		1.534
0.20	0.270	106.90	1.472
0.25	0.326		1.45
0.30	0.380	105.60	1.418
0.35	0.428		1.390
0.40	0.476	104.5	1.357
0.45	0.522		1.324
0.50	0.565	103.55	1.304
0.55	0.608		1.269
0.60	0.650	102.80	1.238
0.65	0.693		1.211
0.70	0.735	102.20	1.189
0.75	0.778		1.168
0.80	0.820	101.60	1.139
0.85	0.863		1.111
0.90	0.908	101.20	1.097
0.95	0.953		1.067
1.00	1.000	100.98	

#### METODO DE ANALISIS.

El análisis de la composición de una mezcla de estos componentes, - se puede hacer a través de la determinación del índice de refracción con el refractómetro de Abbe. También la determinación de la densidad puede utilizarse como método de análisis.

Índice de refracción  $n_D^{20^\circ C}$

Metilciclohexano 1.4232

Tolueno 1.4968

Densidad  $d_{\frac{20}{4}}$  g/ml

Metilciclohexano 0.7693

Tolueno 0.8669

MEZCLA ETANOL - METANOL

La mezcla etanol-metanol puede aplicarse cuando se evalúan columnas cuyo número de platos se encuentra comprendida entre 4 y 5 platos. Como en casos anteriores, el medio de enfriamiento para el condensador debe ser agua.

Los componentes de la mezcla también son estables a las condiciones de experimentación y no atacan los materiales normales de construcción.

La diferencia de temperatura normal de ebullición entre componentes puros corresponde a 13.6 °C.

TABLA B.7 PROPIEDADES FÍSICAS PARA EL METANOL Y EL ETANOL

	METANOL	ETANOL
Densidad del vapor, a la temperatura normal de ebullición, Kg/m <sup>3</sup>	1.15	1.65
Densidad del líquido, a la temperatura normal de ebullición, Kg/m <sup>3</sup>	751	736
Viscosidad de líquido, a la temperatura normal de ebullición, cp.	0.35	0.46
Tensión superficial, a la temperatura normal de ebullición, dinas/cm	18.8	17.5
Calor de vaporización, a la temperatura normal de ebullición, Kcal/kg	261	194

Calor específico del líquido  
Kcal/kg °C  
T (°C)

$$\text{Metanol} \quad C = 0.570 + 0.0011T$$

$$\text{Etanol} \quad C = 0.540 + 0.0013T$$

Presión de vapor ( mm Hg )  
T (°C)

$$\text{Metanol} \quad \log_{10} P = 8.4178 - \frac{1866.0}{273.16 + T}$$

$$\text{Etanol} \quad \log_{10} P = 8.5928 - \frac{2000.7}{273.16 + T}$$

Características para tener seguridad en la manipulación de la sustancia.

	METANOL	ETANOL
Toxicidad valor NAC, ppm	200	1000
Temperatura de inflamación °C	18	16
Rango % volumen de explosividad con aire	6.7 - 36.5	3.3 - 18.9
Temperatura de autoignición °C	470	392

TABLA B.8 DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR a 760 mm Hg. PARA EL SISTEMA METANOL - ETANOL.

FRACCION MOL DEL METANOL EN EL LIQUIDO	FRACCION MOL DEL METANOL EN EL VAPOR	TEMPERATURA °C	VOLATILIDAD RELATIVA.
0.00	0.00	109.2	
0.05	0.079		1.636
0.10	0.153		1.628
0.15	0.223		1.624
0.20	0.288		1.621
0.25	0.351		1.622

0.30	0.411	1.626
0.35	0.468	1.632
0.40	0.523	1.642
0.45	0.575	1.655
0.50	0.626	1.670
0.55	0.674	1.689
0.60	0.719	1.710
0.65	0.763	1.732
0.70	0.804	1.756
0.75	0.842	1.781
0.80	0.878	1.805
0.85	0.912	1.828
0.90	0.943	1.847
0.95	0.973	1.860
1.00	1.000	
	93.8	

#### METODO DE ANALISIS.

El análisis cromatográfico es recomendado para este sistema especialmente porque los componentes puros son higroscópicos y fácilmente contaminables con agua.

Dimensiones y condiciones recomendadas para la columna:

Longitud de la columna	1 m.
Diámetro de la columna	6 mm
Empaque	Para pak
Sistema de detección	Celda de conductividad térmica.
Gas portador	H <sub>2</sub> a razón de 6lts/hr
Temperatura del termostato	100 °C

El agua contenida en la muestra es también indicada con este método.

#### SISTEMA TRANSDECALINA - CISDECALINA.

Esta mezcla es especialmente adecuada para realizar estudios con columnas que puedan trabajar a vacío. Aun trabajando a una presión absoluta de 5 mm

Hg se puede utilizar agua como medio de condensación.

Comercialmente se dispone de una mezcla de isómeros. Para obtenerlos con un alto grado de pureza es necesario someter la mezcla de estos a una columna de rectificación equivalente a 75 platos, bajo presión reducida.

Los componentes de esta mezcla son estables a las condiciones de experimentación y no atacan los materiales normales de construcción.

TABLA 3.9 PROPIEDADES FÍSICAS PARA LA TRANS-DECALINA Y CIS-DECALINA.

Presión mmHg.	TRANS - DECALINA				CIS - DECALINA			
	5	10	50	100	5	10	50	100
Densidad del líquido mmHg a TE	849	840	813	799	871	861	833	819
Viscosidad del líquido Cp a TE	1.34	1.11	0.72	1.75	1.75	1.44	0.70	0.73
Tensión superficial din-s/cm a TE	27.0	25.7	22.4	20.7	23.2	26.9	23.7	22.0
Calor de vaporización Kcal/kg.	83.6	82.1	78	75.9	85.8	84.3	80.2	78.0
Calor específico del líquido Kcal/kg. C a TC C) Trans	$C = 0.370 + 0.0011 T$				$C = 0.375 + 0.0011 T$			

Características para tener seguridad en la manipulación de la columna.

Toxicidad valor m/mC

Trans-Decalina

Cis-Decalina

Temperatura de inflamación C

Trans-Decalina 54

Cis-Decalina 61



Rango % Vol. de explosividad con aire.

Trans-Decalina 0.7-4.9

Cis-Decalina 0.7-4.9

Temperatura de autoignición C

Trans-Decalina 255 C

Cis-Decalina 260 C

PRESION DE VAPOR. (mmHg)

Trans-Decalina:

$$\log_{10} P = 6.863969 - \frac{1569.962}{206.876 + T}$$

Cis-Decalina:

$$\log_{10} P = 6.876333 - \frac{1595.255}{203.484 + T}$$

P en mmHg

T en C

TABLA 3.10 DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR PARA EL SISTEMA TRANS-DECALINA - CIS-DECALINA ( a 5, 10, 50 y 100 mm Hg )

x	5 mmHg		10 mmHg		50 mmHg		100 mmHg	
	±	y	±	y	±	y	±	y
0	54.8	0	68.0	0	104.7	0	123.7	0
0.01	0.015	1.483	0.014	1.440	0.013	1.350	0.013	1.314
0.02	0.029		0.028		0.027		0.026	
0.03	0.044		0.043		0.040		0.039	
0.05	0.072		0.070		0.066		0.065	
0.10	0.141		0.137		0.130		0.127	
0.15	0.206		0.202		0.192		0.188	
0.20	0.269		0.263		0.241		0.246	
0.25	0.329		0.323		0.307		0.304	
0.30	0.387		0.380		0.365		0.359	
0.35	0.442		0.435		0.419		0.413	
0.40	0.495		0.488		0.472		0.466	
0.45	0.546		0.539		0.523		0.517	
0.50	0.595	1.471	0.588	1.430	0.573	1.341	0.567	1.307
0.55	0.643		0.636		0.621		0.615	
0.60	0.688		0.682		0.668		0.662	
0.65	0.732		0.726		0.713		0.708	
0.70	0.774		0.769		0.758		0.753	
0.75	0.815		0.811		0.801		0.797	
0.80	0.855		0.851		0.843		0.839	
0.85	0.893		0.890		0.883		0.881	
0.90	0.929		0.927		0.923		0.921	
0.95	0.965		0.964		0.962		0.961	
0.97	0.979		0.978		0.977		0.976	
0.98	0.986		0.985		0.985		0.984	
0.99	0.993	1.460	0.993	1.420	0.992	1.335	0.992	1.300
1.00	47.8	1.000	60.9	1.000	97.1	1.000	115.9	1.000

#### METODO DE ANALISIS.

Por la similitud de los componentes la cromatografía es un método - conveniente de análisis para esta mezcla.

Las dimensiones y condiciones recomendadas para la columna del cromatografos son:

Longitud de la columna 2-4m.

Diámetro interno 5m.

Sólido inerte (empaque)

Chromoson b P malla  
60-80

Líquido de Partición 10%  
Apiezan L y 1%  $H_3PO_4$

Detectar

Celda de conductividad  
térmica.

Gas portador  $H_2$  5.0 Hs/hr.

Temperatura termostato

130 C

También pueden ser utilizado como métodos de análisis, la medida del índice de refracción o de la densidad.

$n_D^{20}$	cis-Decalina	1.48098
	trans-Decalina	1.46932
$d_4^{20}$	0.86971 g/ml	trans-Decalina
	0.89671 g/ml	cis-Decalina

## APENDICE "C"

## CALCULOS DESARROLLADOS.-

- C.1 CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL, COMPORTAMIENTO REAL
- C.2 CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL, POR LA CORRELACION DE DRICKAMER Y BRADFORD.
- C.3 CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL CON LA CORRELACION DE O' CONNELL
- C.4 EFICIENCIA DE PLATO CON LA RELACION DE MURPHREE
- C.5 CALCULO DE LA EFICIENCIA DE PLATO CON LA CORRELACION DE ENGLISH Y VAN WINKLE.

APENDICE C.-

C.1. Cálculo de la eficiencia global, comportamiento real.

Datos:

Composición de la carga = 0.2 fracción mol  $\text{CCl}_4$

Composición del vapor que sale del último plato = 0.973 fracción mol de tetracloruro de carbono.

Relación de reflujo interno (L/V) = 1.0

Número de etapas reales = 3.0

Considerando solamente la eficiencia de la columna, ya que la eficiencia del rehervidor es cerca del 100 %

$$E_G = \frac{\text{Número de platos teóricos} - 1}{\text{Número de platos reales}} \times 100$$

rehervidor es cerca del 100 %

Apartir del diagrama de equilibrio líquido - vapor ( G.11 ) se determina el número de etapas ideales para la misma separación, obteniéndose en este caso cuatro.

$$E_G = \frac{4 - 1}{8} \times 100 = 37.5 \%$$

C.2. Cálculo de la eficiencia global, por la correlación de Dreichamer y Bradford.

De la ecuación:

$$E_{DB} = 0.17 - 0.616 \log ( m A_L' )$$

Datos:

Concentración de carga = 0.2 fracción mol  $\text{CCl}_4$

Temperatura fondo = 110 °C ; Temperatura domo = 66 °C

$P_{\text{CCl}_4}^0 = 1616.4 \text{ mmHg (103.5 °C)}$

Presión total = 586 mm Hg

Viscosidad líq.  $\text{CCl}_4$  ( 88.0 °C ) = 0.46 cp

Viscosidad líq. Clorobenceno ( 88.0 °C ) = 0.39 cp

Cálculo de la viscosidad promedio del líquido, para la carga.

$$\mu'_L = 0.46 ( 0.2 ) + 0.39 ( 0.8 ) = 0.404 \text{ cp}$$

Cálculo de la pendiente de la curva de equilibrio:

$$m = \frac{dx}{du} = \frac{1616.1}{586} = 2.7578$$

Por lo tanto:

$$E_{DB} = 0.17 - 0.616 \log ( 2.757 \times 0.404 ) = 14.11 \%$$

C.3. Cálculo de la eficiencia global, con la correlación de O' Connell.

$$E_0 = 49.2 ( \mu'_L \sigma )^{-0.245}$$

Datos:

$$(\text{Volatilidad relativa}) = 4.86$$

$$\mu'_L = 0.404 \text{ cp ( a la temperatura promedio en la columna )}$$

Por lo tanto:

$$E_0 = 49.2 ( 0.404 \times 4.86 )^{-0.245} = 41.70\%$$

C.4. Eficiencia de plato, con la relación de Murphree.

De la ecuación:

$$E_{m1} = \frac{Y_n - Y_{n-1}}{Y^* - Y_{n-1}} \times 100$$

Datos:

$$Y_n = 0.813 \text{ fracción mol } CCl_4$$

$$Y_{n-1} = 0.730 \text{ fracción mol } \text{CCl}_4$$

$$y^* = 0.940 \text{ fracción mol } \text{CCl}_4$$

Por lo tanto.

$$E_{III} = \frac{0.813 - 0.730}{0.940 - 0.730} \times 100 = 39.52 \%$$

C.5. Cálculo de la correlación de English y Van Winkle.

De la ecuación:

$$E_{EVW} = 10.84hw^{0.24} (FFA)^{-0.28} \left(\frac{L}{V}\right)^{0.024} G^{-0.013} \left(\frac{\sigma}{\rho_L \nu}\right)^{0.044} \left(\frac{\mu}{\rho_L D_L}\right)^{0.137} \alpha^{-0.028}$$

Datos:

No. de plato = 1

Concentración de carga = 0.4 fracción mol  $\text{CCl}_4$

No. de perforaciones en el plato = 12

(diámetro de la perforación)  $d_1 = 4.6 \text{ mm}$

(diámetro del plato)  $d_2 = 83 \text{ mm}$

Relación de reflujo interno (L/V) = 1.0

Sello estático  $hw = 11.9 \text{ mm}$  ( 0.468 in )

Temperatura del plato = 76.5 °C

Concentración del líquido en el plato No. 7 = 0.993 fracción mol tetracloruro de carbono.

Concentración del líquido en el plato No. 1 = 0.730 fracción mol tetracloruro de carbono.

$n_2$  (índice de refracción- liq. plato No. 1) = 1.48

Concentración del vapor que sale del plato No. 1, del diagrama de equilibrio G.11 = 0.944 fracción mol  $\text{CCl}_4$

Cálculo de la fracción de área libre:

$$\begin{aligned} FFA &= \frac{\text{Área perforación}}{\text{Área total del plato}} \times \text{No. de perforaciones.} \\ &= \frac{d_1^2}{d_2^2} \times N_p = \frac{4.6}{83} \times 12 = 0.036 \end{aligned}$$

Cálculo del gasto másico:

$$\text{Gasto volumétrico (Q)} = 3.05 \text{ ml/seg}$$

$$\text{Temperatura en el plato No. } 68.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con la temperatura del plato y la composición de la mezcla líquida en el mismo obtenemos la densidad: ( G.2 )

$$\rho_L = 1.496 \text{ g/cm}^3$$

$$\begin{aligned} G &= \frac{3.05 \text{ ml/seg} \times 1.496 \text{ g/ml} \times 0.0022 \text{ lb/g} \times 3600 \text{ seg/hr}}{0.0582 \text{ ft}} \\ &= 620 \text{ lb/hr ft} \end{aligned}$$

Cálculo de la velocidad del vapor  $U_v$ .

Con la temperatura del plato y la concentración del vapor que sale del mismo determinamos la densidad del vapor, a partir de la ec. del gas ideal:

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{PM}{RT} \\ \rho_v &= 3.927 \text{ g/lt} \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$U_v = \frac{G}{\rho_v} = 21.17 \text{ cm/seg.}$$



Cálculo de la tensión superficial  $\sigma$ , a partir de la ecuación:

$$\sigma = \left[ \frac{(P_p)_M n^2 - 1}{(R_D)_M n^2 - 2} \right]^4 \quad 3-223 \text{ Perry}$$

$P_p$  Número de Parachor, se calcula por contribuciones.

$R_D$  Índice de refracción molar de la mezcla, se calcula por medio de contribuciones 3-214 Perry.

Datos:

$$(P_p)_{\text{CCl}_4} = 222 \qquad (R_D)_{\text{CCl}_4} = 26.28$$

$$(P_p)_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} = 170.5 \qquad (R_D)_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} = 31.17$$

$$(P_p)_M = 222 (0.730) + 170.5 (0.27) = 208.09$$

$$(R_D)_M = 26.28 (0.730) + 31.17 (0.27) = 27.6$$

Por lo tanto:  $\sigma = 21.11$

Cálculo de la viscosidad del líquido  $\mu_L$ , a partir de la ecuación 3-229 Perry.

$$\mu_L = \sqrt[3]{X\mu^{1/3} + X\mu^{1/3}}$$

Datos:

$$\mu_{\text{CCl}_4} = 0.51 \qquad \mu_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} = 0.42 \quad (\text{a } 76.5^\circ\text{C})$$

Por lo tanto:  $\mu_L = 0.00487 \text{ poise}$

Cálculo de la difusividad, con la ecuación:

$$D_L = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\phi_b M)^{1/2} T}{V_b^{0.6} \mu_b} \quad \text{14-21 Perry}$$

Datos:

$$\phi_b = 1.0 \quad (\text{parámetro de asociación})$$

$$M = 112.45 \text{ g/gmol} \quad (\text{peso molecular del solvente})$$

$$V_b = 113.2 \quad (\text{por contribuciones 14 - 20 Perry}) \quad \text{Volumen molar del soluto.}$$

$$\mu_b = 0.51 \text{ cp} \quad (G.3) \quad \text{viscosidad del solvente}$$

$$T = 349.65 \text{ }^\circ\text{K}$$

Por lo tanto:

$$D_L = 3.292 \times 10^{-5} \text{ cm}^2 / \text{seg.}$$

Cálculo de la volatilidad relativa  $\alpha = 6.2348$

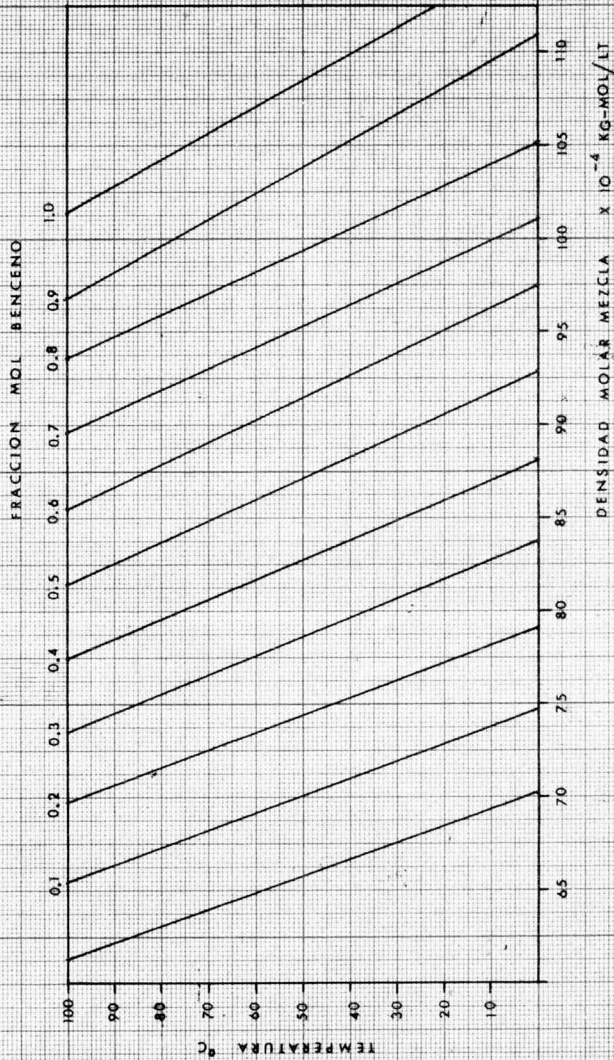
Sustituyendo los valores obtenidos anteriormente, en la correlación de English y Van Winkle se obtiene:

$$E_{EVW} = 47.23 \%$$

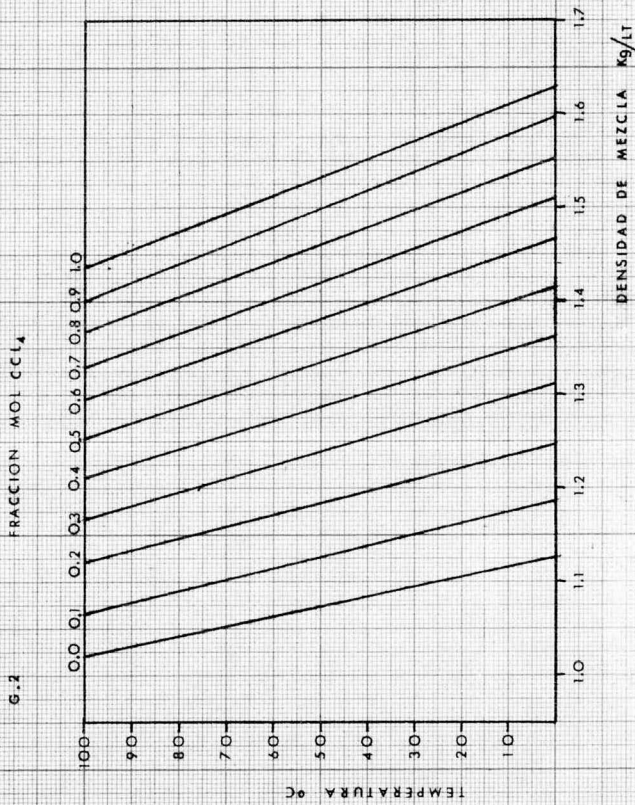
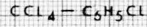
APENDICE "D" PROPIEDADES FISICAS.-

G.1	Gráfica de densidad de la mezcla benceno - n-heptano vs. temperatura.	132
G.2	Gráfica de densidad de la mezcla tetracloruro de carbono - clorobenceno vs. temperatura	133
G.3	Gráfica de viscosidad vs. temperatura.	134
G.4	Gráfica de índice de refracción vs. composición (tetracloruro de carbono - clorobenceno ).	135
G.5	Gráfica de índice de refracción vs. composición (benceno - n-heptano ).	136
G.6	Gráfica de presión de vapor, tetracloruro de carbono y clorobenceno	137
G.7	Gráfica de presión de vapor, benceno y n-heptano.	138
G.8	Diagrama de temperatura - composición, sistema tetracloruro de carbono - clorobenceno.	139
G.9	Diagrama de temperatura - composición, sistema benceno - n-heptano.	140
G.10	Curva de equilibrio líquido - vapor, para el sistema - benceno - n-heptano ( a 586 mm Hg )	141
G.11	Curva de equilibrio líquido - vapor, para el sistema - tetracloruro de carbono - clorobenceno ( a 586 mm Hg )	142

6.1 GRAFICA DE DENSIDAD DE LA MEZCLA  $C_6H_6-C_7H_8$



## GRAFICA DE DENSIDAD DE LA MEZCLA

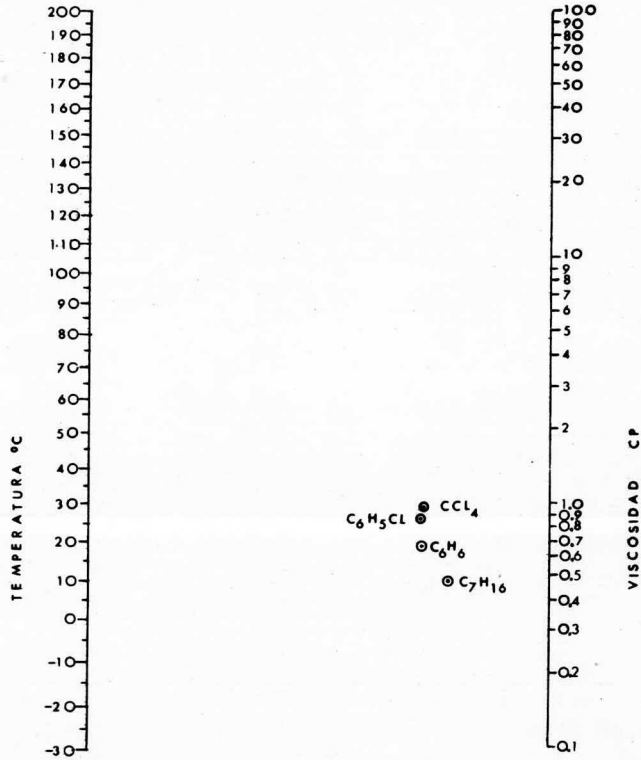


FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUAUTLE ORTEGA  
RICARDO RIOS SERRALDE

## GRAFICA DE VISCOSIDAD-TEMPERATURA

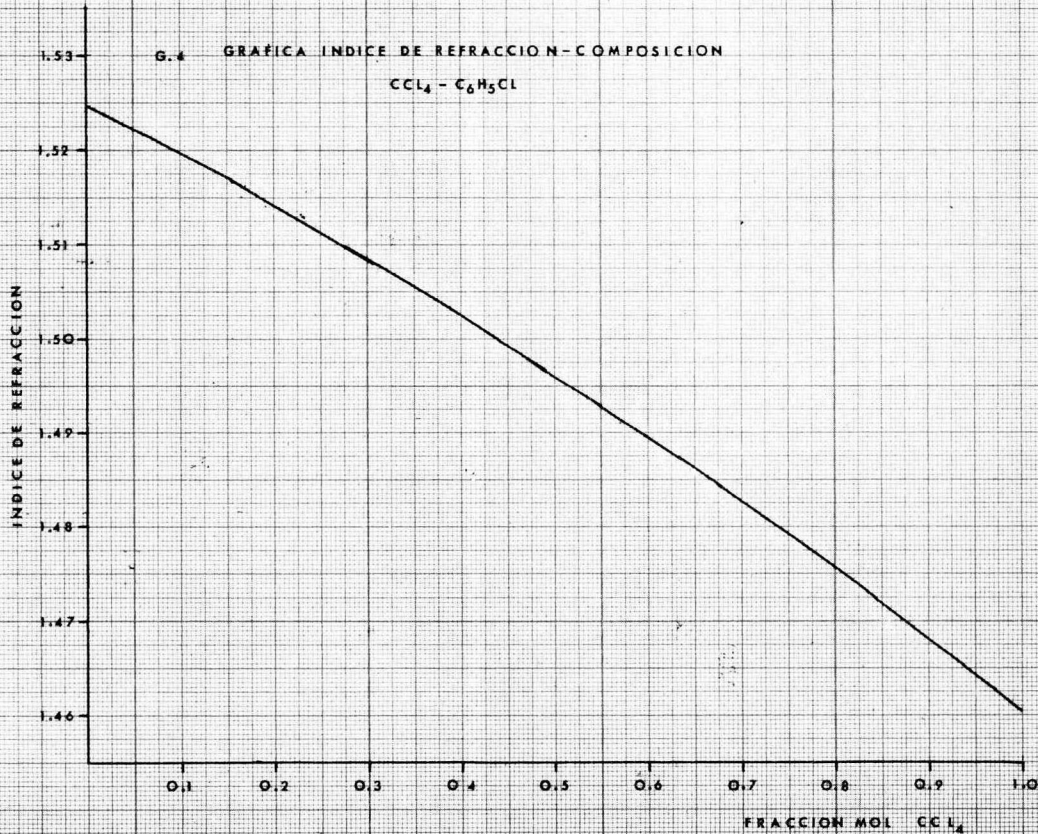


G. 3

FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

RICARDO RIOS SERRALDE  
MARIO A CUAUTLE ORTEGA



136

FACULTAD DE QUIMICA  
UNAM

TESIS  
PROFESIONAL

RICARDO RIOS SERRALDE  
MARIO A. CUAUTLE ORTEGA

INDICE DE REFRACCION

1.53  
1.52  
1.51  
1.50  
1.49  
1.48  
1.47  
1.46  
1.45  
1.44  
1.43  
1.42  
1.41  
1.40  
1.39  
1.38

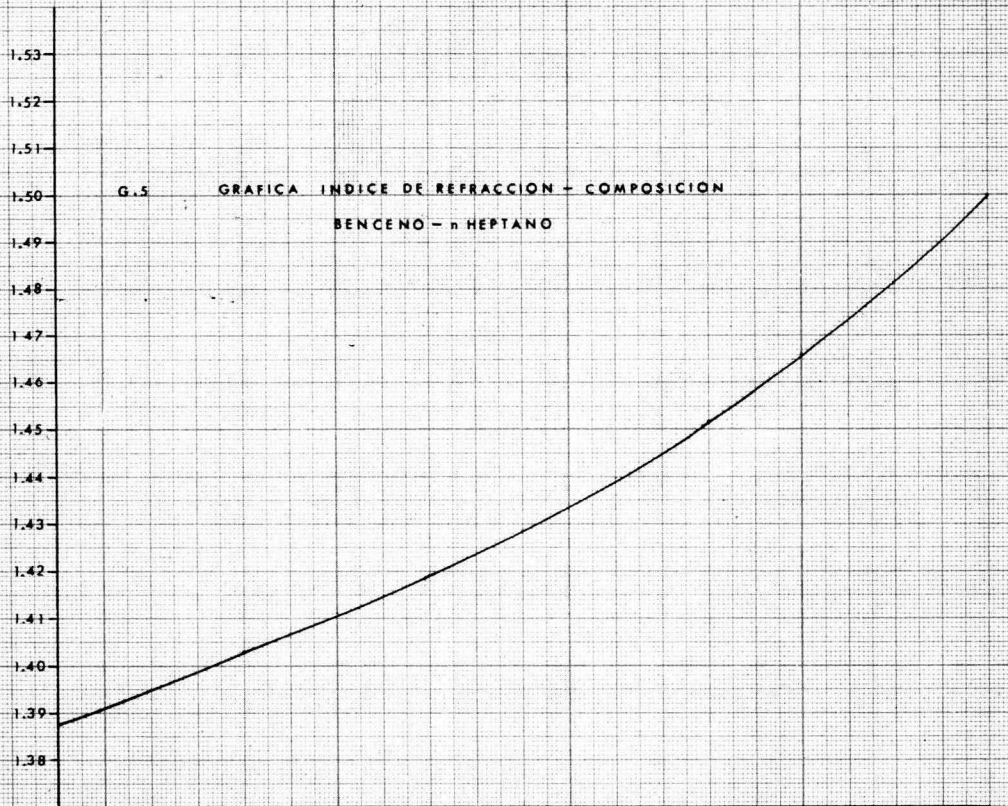
G.5

GRAFICA INDICE DE REFRACCION - COMPOSICION  
BENCENO - n HEPTANO

0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0

FRACCION MOL BENCENO

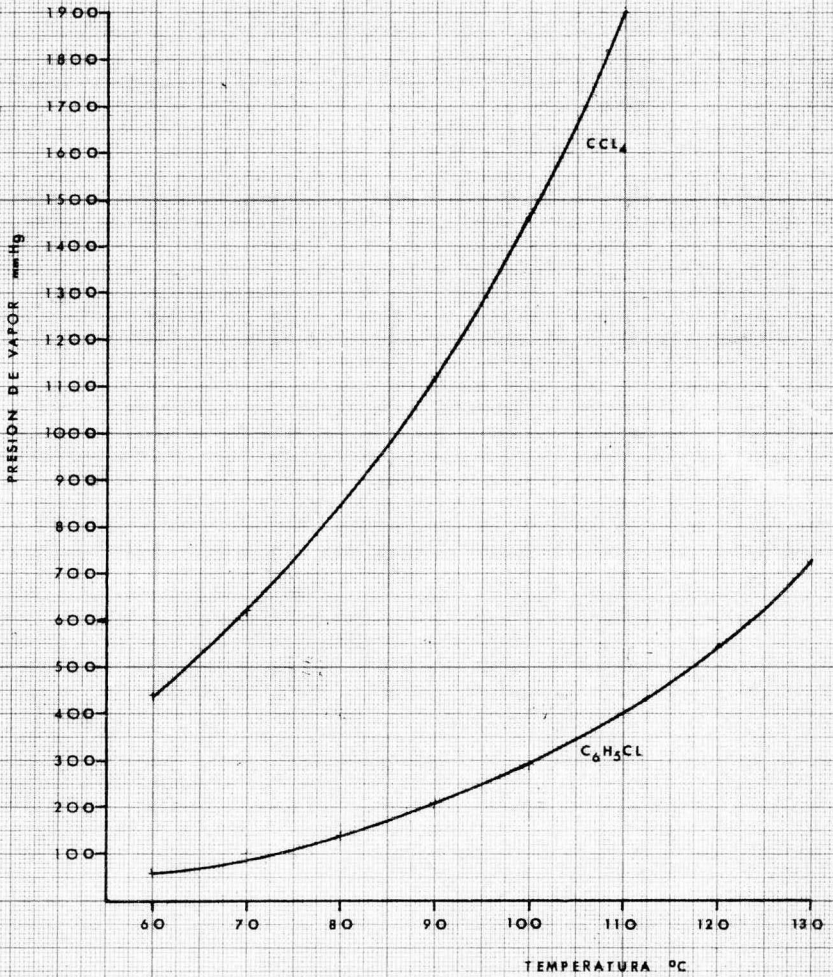
137





G.6 PRESION DE VAPOR  
CCl<sub>4</sub> Y C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>Cl

138



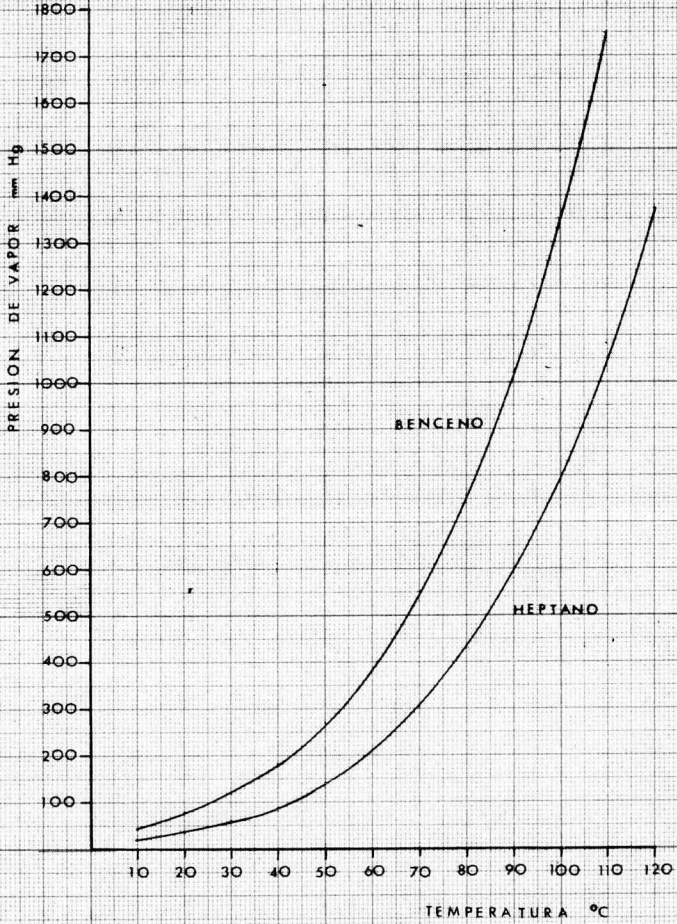
FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFECIONAL

RICARDO RIOS SERRALDE  
MARIO A. CUAUTLE ORTEGA

G.7 PRESION DE VAPOR  
BENCENO Y HEPTANO

139

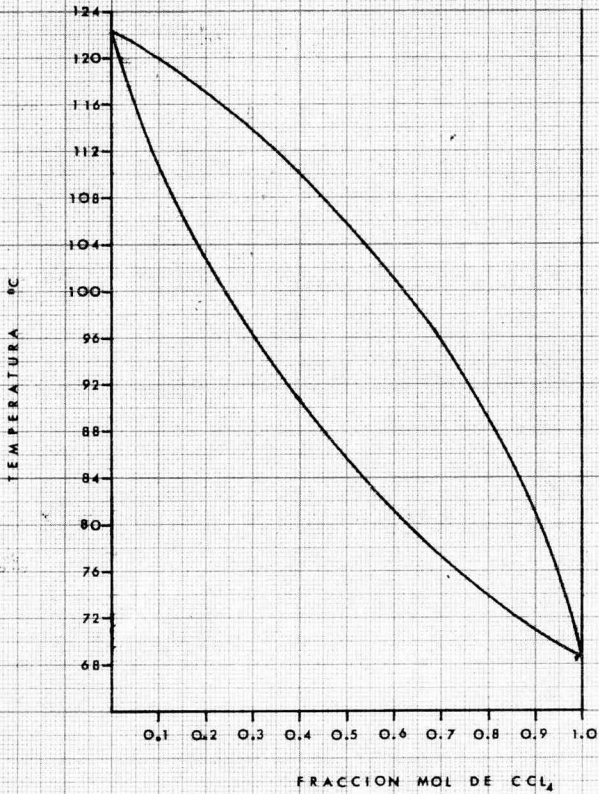


FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUAUTLE ORTEGA  
RICARDO RIOS SERRALDE

## G. 8 DIAGRAMA TEMPERATURA-COMPOSICION

SISTEMA  $\text{CCl}_4$ - $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$  $P = 580 \text{ mm Hg}$ 

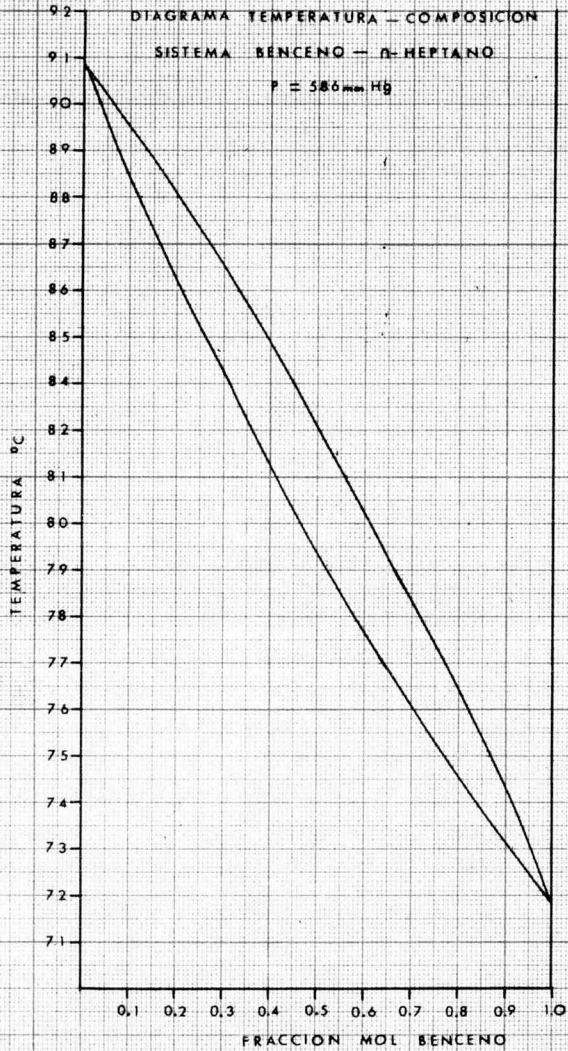
G.9

DIAGRAMA TEMPERATURA - COMPOSICION

141

SISTEMA BENCENO - n-HEPTANO

P = 386 mm Hg



FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

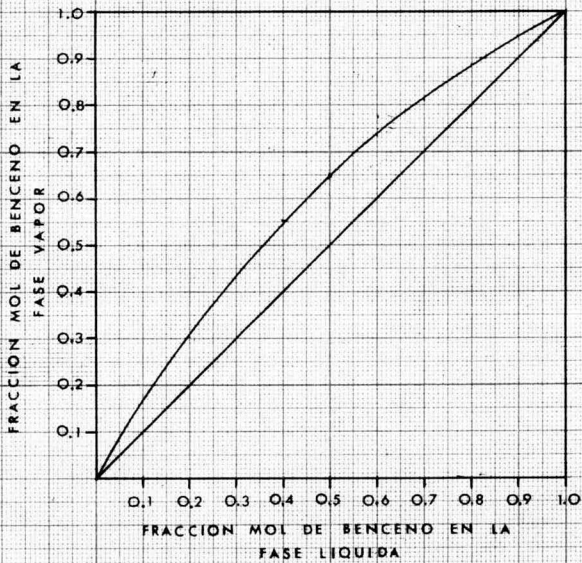
TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUAUTLE ORTEGA  
RICARDO RIOS SERRALDE

G-10

CURVA DE EQUILIBRIO LIQ.-VAPOR

SISTEMA : BENCENO - n-HEPTANO P = 586 mm Hg

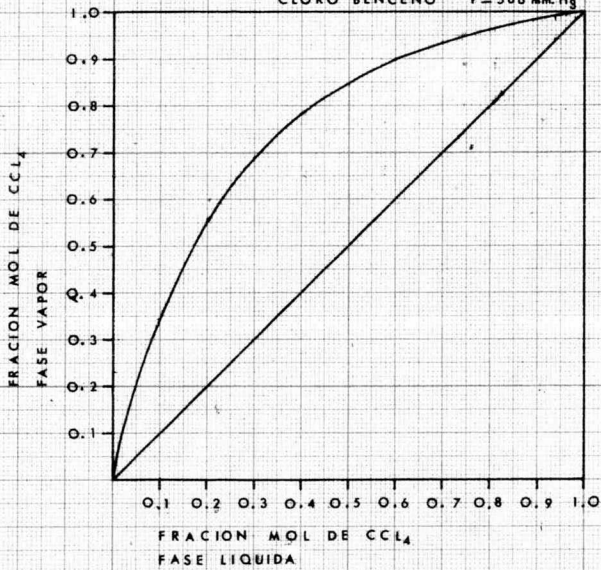
FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

MARIO A. CUATLE ORTEGA  
RICARDO RIOS SERRALDE

G. 11

## CURVA DE EQUILIBRIO LIQ.-VAPOR

SISTEMA TETRACLORURO DE CARBONO  
CLORO BENCENO  $P=586 \text{ mm. Hg}$ FACULTAD DE QUIMICA  
U N A M

TESIS PROFESIONAL

RICARDO RIOS SERRALDE  
MARIO A CUAUTLE ORTEGA

## INDICE DE TABLAS.

Tabla B.1	Propiedades físicas para el benceno y n-heptano.	110
Tabla B.2	Datos de equilibrio líquido - vapor para el sistema benceno - n-heptano ( a 760 mm Hg )	110
Tabla B.3	Propiedades físicas para el benceno y tolueno.	112
Tabla B.4	Datos de equilibrio líquido - vapor para el sistema benceno - tolueno ( a 760 mm Hg )	114
Tabla B.5	Propiedades físicas para el metilciclohexano y - tolueno.	116
Tabla B.6	Datos de equilibrio líquido - vapor para el sistema metilciclohexano - tolueno ( a 760 mm Hg )	117
Tabla B.7	Propiedades físicas para el etanol y metanol	118
Tabla B.8	Datos de equilibrio líquido - vapor para el sistema etanol - metanol ( a 760 mm Hg )	119
Tabla B.9	Propiedades físicas para la trans-decalina y cis-decalina.	121
Tabla B.10	Datos de equilibrio líquido - vapor para el sistema trans-decalina - cis-decalina ( a 5,10,50 y 100 mm Hg )	123

## INDICE DE ILUSTRACIONES.

Fig. 1.1	Plato con cachuchas de burbujeo.	22
Fig. 1.2	Diferentes diseños de cachuchas de burbujeo.	23
Fig. 1.3	Diferentes diseños de cachuchas de burbujeo.	24
Fig. 1.4	Plato perforado.	25
Fig. 1.5	Válvula tipo T, Koch Eng. Co.	26
Fig. 1.6	Plato de Koch Eng. Co., tipo T	27
Fig. 1.7	Válvula tipo A, Koch Eng. Co.	28
Fig. 1.8	Plato de Koch Eng. Co., tipo A	29
Fig. 1.9	Plato con balastras Glitsch tipo A	30
Fig. 1.10	Plato de Koch Eng. Co., tipo AF	31
Fig. 1.11	Plato con balastras Glitsch tipo U	32
Fig. 1.12	Plato con válvulas flotantes (Nutter Eng. Co.)	33
Fig. 3.1	Esquema de la columna con platos perforados.	61
Fig. 3.2	Dibujo del plato perforado.	62
Fig. A.1	"Loop" Control de presión del vapor al rehervidor.	97
Fig. A.2	"Loop" Control de flujo de vapor al rehervidor.	97
Fig. A.3	"Loop" Control de la temperatura de ebullición.	98
Fig. A.4	"Loop" Control de la temperatura de ebullición en cascada con el flujo de vapor.	98
Fig. A.5	"Loop" Control de la velocidad de evaporación.	99
Fig. A.6	"Loop" Control de la relación de reflujo por medio de rotámetros.	100



- Fig. A.7 "Loop" Control de la relación de reflujo, con un controlador registrador de relación. 101
- Fig. A.8 "Loop" Control de la relación de reflujo con un intervalómetro. 102
- Fig. A.9 "Loop" Control de la relación de reflujo, controlando densidad. 103
- Fig. A.10 "Loop" Relación de reflujo controlando la temperatura de un plato. 104
- Fig. A.11 "Loop" Relación de reflujo controlando la temperatura del condensador. 105

## NOMENCLATURA

$c:$	Calor específico ( Kcal/Kg °C )
$D:$	Difusividad del líquido o del vapor ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )
$d_1:$	Diámetro de la perforación ( cm )
$d_2:$	Diámetro del plato ( cm )
$DRC:$	Controlador registrador de densidad
$E_B:$	Eficiencia de plato, correlación de Bakowski
$E_{CH}:$	Eficiencia de plato, correlación de Chu y colaboradores
$E_{DB}:$	Eficiencia global, correlación de Drichamer y Bradford.
$E_{EW}:$	Eficiencia de plato, correlación de English y Van Winkle.
$E_G:$	Eficiencia global, correlación de O' Connell
$E_G:$	Eficiencia global
$E_M:$	Eficiencia de plato, relación de Murphree.
$FFA:$	Fracción de área libre.
$FRC:$	Control registrador de flujo.
$G:$	Gasto másico ( $\text{g/hr cm}^2$ )
$H:$	Constante de Henry ( $\text{mol/cm}^2 \text{ atm}$ )
$Q:$	Gasto volumétrico ( $\text{ml/seg}$ )
$K:$	Constante de equilibrio.
$LIC:$	Control indicador de nivel.
$LN:$	Relación de reflujo interno.
$L_w:$	Líquido que se derrama en el vertedero de salida.
$M:$	Peso molecular ( $\text{g/gmol}$ )

- NEI*: Número de etapas ideales.  
*NER*: Número de etapas reales.  
*P*: Presión total ( atm )  
*PdC*: Control de presión diferencial.  
*PdT*: Transmisor de presión diferencial.  
*Pp*: Número de Parachon.  
*PRC*: Controlador indicador de presión.  
*R*: Constante de los gases ideales ( lt-atm/gmol °K )  
*R<sub>D</sub>*: Índice de refracción molar.  
*RnC*: Controlador registrador de relación.  
*T<sub>i</sub>*: Temperatura °C ó °K  
*TdRC*: Controlador registrador de temperatura diferencial.  
*T/R*: Controlador registrador de temperatura.  
*V<sub>b</sub>*: Volumen molar del soluto ( gmal/cm<sup>3</sup> )  
*V<sub>v</sub>*: Velocidad del vapor ( cm/seg )  
*W<sub>s</sub>*: Ancho de la ranura ( cm )  
*X*: Fracción mol del líquido.  
*Y<sub>n</sub>*: Concentración de uno de los componentes del vapor que deja el plato.  
*Y<sub>n</sub>\**: Concentración del componente para el vapor en equilibrio termodinámico con el líquido que se encuentra en el plato.  
*h<sub>L</sub>*: Sumergencia efectiva ( cm )  
*h<sub>w</sub>*: Sello estático ( cm )  
*n*: Índice de refracción.

- $\alpha$ : Volatilidad relativa.
- $A$ : Viscosidad del líquido o del vapor ( g/cm seg )
- $\rho$ : Densidad del líquido o vapor ( g/ml )
- $\sigma$ : Tensión superficial ( dinas/cm )
- $\theta$ : Parámetro de asociación.
- $\mu_L$ : Suma del producto de la concentración por la viscosidad, para cada uno de los componentes, cps.

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

- 1.- Block Benjamin (Jan 16-1967) Control of Batch Distillation Chemical Engineering. Pag. 146-150.
- 2.- Bolles L. William (1963) Tray Hydraulics: Bubble-cap Trays — Design of Equilibrium Stages Processes. Buford U. Smith Pag. 474-538. Inc. Graw Hill Book Co.
- 3.- Brown G., D. Katz, A. Foust and R. S. Chneidewind (1954) Unit Operations. John Wiley & Sons. Inc. New York Chapters 23-24.
- 4.- Campbell Richard D. (July 1962) Fractional Distillation a — Laboratory Experiment. Chemical Engineering. Vol. 39 No. 7 Pag. 348-353.
- 5.- Chase J. David (1967). Sieve-Tray Design, Part 1. Chemical Engineering. July 31, Vol. 74. No. 16 Pag. 105-115.
- 6.- Chase J. David (August 28-1967) Sieve-Tray Design, Part 11 — Chemical Engineering. Vol. 74. No. 18. Pag. 139-146.
- 7.- Chu Ju Chin (Jan. 1951)  
Petrol. Process pag. 39
- 8.- Drichamer H. G. and R. Bradford (1943).  
Trans AIChE 39: 319.
- 9.- Eduljee, H. E. (Jan. 1958). Design of Sieve-type Distillation plates. Brit. Chem. Eng. Pag. 14-17.
- 10.- Ellis S. R. III. and H. D. Moyade (June 1959).  
Brit. Chem. Eng. Pag. 342.

- 11.- English, G. E. and Van Winkle, M. (1963) *Efficiency of Fractionating Columns*. Chem. Eng. Nov. 11. Vol. 70. Pag. 241-246.
- 12.- Fair James R. (July 5-1965). *Selecting Fractionating Column - Internals*. Chemical Engineering. Vol. 72 No. 14. Pag. 107-116.
- 13.- Fair J. R. and R. L. Matthews (April 1958).  
*Petrol. Refiner* pag. 153.
- 14.- Fair R. J. (1963) *Tray Hydraulics: Perforated Trays. Design - of Equilibrium Stages Processes*. Buford D. Smith Pag. 570-622.  
Mc. Graw Hill Book Co.
- 15.- Foust, A. S., L. A. Wenzel., C. W. Clump, Louis Maus, L.B. —  
Andersen (1960) *Principles of Unit Operation - John Wiley & — Sons. Inc. New York.*
- 16.- Geddes, R. L. (1946).  
*Trans AICh* 42:79.
- 17.- Gerster J. A. (1963) *Tray Efficiencies Is More Research Needed?*  
*Chem. Eng. Progr.* 59(3) Pag. 35-46.
- 18.- Hala, Pick, Fried and Vilim.  
*Vapour liquid equilibrium.*
- 19.- Hellums, J. D. and other (1958). *Perforated Plate Efficiency Effect of Design and Operating Variables*. *AIChE J.* 4(4) Pag. 465-471.
- 20.- Hengstebeck R. J. (1961) *"Distillation principles and Design - Procedures"* Reinhold, New York.

- 21.- Hughmark G. A. and H. E. O'Connell (1957). *Design of Perforated Plate Fractionating Towers*, 53(3) Pag. 127-132.
- 22.- Hunt, C d'A, D. N. Hanson and C. R. Wilke (1955) *AIChE J.* 1.441.
- 23.- Interest Edward (1971) *Practical Limitations on Tray Design.* - *Chemical Engineering.* November 15.
- 24.- *International Critical Tables V. 20 (1930).* Mc. Graw Hill. -- New York.
- 25.- Jones P. D. and Van Winkle M. (1957) *Variables in Perforated - Plate Column Efficiency and Pressure Drop. Effect of Plate - - Thickness and System Properties,* *Ind. Eng. Chem.* 49(2). Pag. 232-238.
- 26.- Kamei S. others (1954). *Minimum allowable Vapor Velocity for Perforated Plate Column.* *Chem. Eng.* 18. Pag. 303-313.
- 27.- King C. Judson (1971) *Separation Process.* Mc. Graw Hill Book Co.
- 28.- *Lange's Handbook of Chemistry* John A. Dean. Mc. Graw Hill -- Book Co.
- 29.- Lee Roberto, Durio R. Cova (1968) *Reflux Ratio Determined -- Easily with Electric Timer.* *Hydrocarbon Processing* Vol. 75 -- No. 8. Pag. 178.
- 30.- Ludwig Ernest E. (1964) "*Applied Process Design for Chemical - and Petrochemical Plants*". Vol. 11. Gulf Publishing Co. -- Houston, Tex.

- 31.- Mc. Furland S. A. Sigmund U. III. Matthew Van Winkle (1972) Predict distillation efficiency. *Hydrocarbon Processing*.
- 32.- Murphree E. U. (1965). *Ind. Eng. Chem.* 17:747, 960.
- 33.- Nemunaitis Ronald R. (1971) Sieve Trays? Consider viscosity. *Hydrocarbon Processing*. Vol. 50 No. 11 Pag. 235-239.
- 34.- Nisenfeld A. E. (1969) Reflux of distillate which to Control? *Chemical Eng.*-Oct. 6 Vol. 76 No. 21 Pag 169-171.
- 35.- O'Connell H. E. (1946). *Trans AIChE* 42:741.
- 36.- Perry, J. H. Ed. "Chemical Engineers Handbook" 4th ed. Section 18, 3-25 Mc. Graw Hill New York (1963).
- 37.- Proctor J. F. (1963) Sieve and Bubble Cap Plates comparative - Performance. *Chem. Eng. Progr.* 59(3) Pag. 47-54.
- 38.- Research Committee AIChE (1958). *Bubble Tray Design Manual-Prediction of Fractionation Efficiency* Pag. 59 New York.
- 39.- Smith D. Buford (1963) *Design of Equilibrium Stages Processes*. Mc. Graw Hill Book Co. Pag. 570-622.
- 40.- Souders, Mott Jr. and G. G. Brown (1934). *Ind. Eng. Chem.* - 28,98.
- 41.- Treybal, R. E. (1968) *Mass Transfer Operation*. Mc. Graw Hill Book Co. New York. Chapter 6.
- 42.- Welty J. R. E. E. Wilson, C. E. Wicks (1969). *Fundamentals - of momentum, Heat and mass Transfer*. John Wiley & Sons. Inc. - New York. Chapter 24 Pag. 461-465.



- 43.- Van Winkle Matthew (1967) *Distillation*. Mc. Graw Hill Book Co. New York. Chapter 12, Pag. 479-501, Chapter 13 Pag. 502-562.
- 44.- Zuiderweg F. J. C. *Eng. M. I. Chem. E.* (1969) Sep. Recommended Test Mixtures for Distillation on Columns. The Institution of Chemical Eng. Printed in England by C. Baldwin Ltd. Tunbridge Wells, Kent.