

21
Lej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

**EVALUACION Y ANALISIS HIDRAULICO DE UNA TORRE
DE PLATOS CON BORBOTEADORES INSTALADA EN
EL LAB. DE ING. QUIMICA (L. E. M.)**

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

DIRECTOR DE TESIS :

I. Q. PEDRO ZUÑIGA ARVIZU



Cuautillán Izcalli, Edo. de México.

1988

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

I N D I C E .

	Pag.
Introducción.....	1
CAPITULO I: FUNDAMENTOS DE DESTILACION.	
I.1.- Bases de transferencia de masa.....	6
I.2.- Fundamentos de destilación.....	7
I.3.- Etapas de equilibrio.....	13
I.4.- Torres de destilación.....	14
CAPITULO II: DESCRIPCION DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.	
II.1.- Comportamiento del sistema etanol-agua.....	22
II.2.- Información del sistema etanol-agua.....	25
CAPITULO III: DESCRIPCION FISICA DE LA TORRE.	
III.1.- Especificaciones físicas del sistema de destilación	28
CAPITULO IV: EVALUACION DE EQUILIBRIOS LIQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.	
IV.1.- Método Ponchon-Savarit	31
IV.2.- Descripción del método Ponchon-Savarit	33

IV.3.- Relación de reflujo	40
IV.4.- Análisis de variables de diseño.....	44
IV.5.- Análisis para una unidad de destilación.....	50
IV.6.- Parametros de evaluación del cálculo de equilibrios líquido-vapor del sistema - etanol-agua.....	54
IV.7.- Algoritmo de cálculo de equilibrios líquido-vapor.....	57
IV.8.- Memoria de cálculo.....	61
IV.9.- Cálculo de flujos internos de la torre.....	77

CAPITULO V: Hidráulica de la torre de destilación:

V.1.- Fundamentos de Hidráulica de la torre.....	88
V.2.- Descripción del método F.R.I.	93
V.3.- Algoritmo de cálculo	114
V.4.- Memoria de cálculo.....	118
V.4.1.- Platos críticos.....	118
V.4.2.- Características físicas de la torre	120
V.4.3.- Memoria de cálculo del plato crítico a flujos mayores.....	122
V.4.4.- Memoria de cálculo del plato crítico a flujos menores.....	129
V.4.5.- Presentación y análisis de resultados.....	135
V.4.5.1.- Plato crítico a flujos mayores.....	138
V.4.5.2.- Plato crítico a flujos menores.....	139

V.5.- Conclusiones.....145

CAPITULO VI: DISEÑO TERMICO DEL CONDENSADOR
DE LA TORRE DE DESTILACION.

VI.1.- Generalidades sobre condensación.....146

VI.2.- Características de nuestro sistema a
condensar.....148

VI.3.- Equipo de transferencia de calor del
sistema de destilación.....150

VI.4.- Método para el diseño térmico
del condensador de la torre.....155

VI.5.- Bases de diseño.....156

VI.6.- Descripción del método de diseño térmico
del condensador de la torre.....163

VI.6.1.- Balances de materia y energía.....163

VI.6.2.- Lado de los tubos.....166

VI.6.3.- Lado de la coraza.....168

VI.7.- Algoritmo de cálculo.....176

VI.8.- Memoria de cálculo.....181

VI.9.- Análisis de resultados.....190

VI.10.- Conclusiones.....193

CAPITULO VII: SECUENCIA DE OPERACION.

VII.1.- Manual de operación.....195

CAPITULO VIII: CONCLUSIONES GENERALES

VIII.1.- Conclusiones generales.....197

APENDICE199

BIBLIOGRAFIA209

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

El tema desarrollado " Evaluación y análisis hidráulico de una torre de platos con borboteadores instalada en el Lab. de Ing. Química (L.E.M.)", cubre algunos objetivos los cuales por la naturaleza del tema son didácticos.

La torre mencionada es un equipo instalado en el Lab. -- experimental multidisciplinario (L.E.M.), este equipo es -- utilizado para la experimentación adjudicada al L.E.M. VI que corresponde a la materia teórica Ing. Química VI del actual -- plan de estudios de esta facultad, para la carrera de Ing. -- Químico.

Tal como sabemos la torre de platos con borboteadores -- cubre en gran parte en su aportación experimental a el tema -- de destilación que se analiza en el curso de teoría, por lo -- tanto los objetivos son:

- Elaborar los diagramas de las partes que constituyen la torre instalada en el laboratorio de Ing.-Química (L.E.M.).
- Determinar la capacidad de separación de una mezcla del sistema etanol-agua.
- Establecer la máxima capacidad que puede manejar la torre, mediante un análisis hidráulico de la -- torre.
- Poder fijar las condiciones de operación de la -- torre para su uso como material didáctico en el -- L.E.M.

- En base a los flujos que puede manejar la torre, elaborar el diseño termodinámico del condensador requerido para el buen funcionamiento de la torre.
- Dar una opinión de la torre como material didáctico utilizado en prácticas de destilación para la carrera de Ing. Químico.

Por otro lado, los antecedentes de la torre en cuanto a su operación son nulos, pues no se ha hecho desde su construcción pruebas serias y rigurosas para poderla operar a su máxima eficiencia, con el análisis hidráulico que se presenta se espera que aporte la base para la operación óptima de la misma.

Es necesario hacer la aclaración que este trabajo es teórico, por lo tanto es mejor que este sirva de base y se continúe la investigación dándole un enfoque experimental para concluir este tema en este equipo específico.

La torre se va a trabajar con el sistema etanol-agua, se escogió este sistema por ser el mismo que se maneja en la experimentación del laboratorio correspondiente, no existe una justificación didáctica del porque del uso de este sistema, pues la razón podría ser económica, por seguridad o por tradición y/o similitud con la facultad de química, aunque en la actualidad se utiliza un sistema benceno-tolueno en la facultad de química, este tiene un comportamiento más ideal y por lo tanto fisicoquímicamente hablando más fácil de seguir y se apega mejor a una demostración didáctica del uso de las operaciones de destilación, que el sistema etanol-agua.

Este equilibrio, etanol-agua, es uno muy particular debido a las características de sus componentes, fundamentalmente por la capacidad del agua en cuanto a la formación de puentes de hidrógeno que se presentan al formar mezclas con compuestos considerados polares, a éste tipo se les considera dentro de las asociadas, estas mezclas tienen grandes desviaciones de la idealidad y su comportamiento es difícil de seguir por medio de teorías ideales o poco no ideales, de tal manera que digamos entre comillas que " puede ser aproximado su comportamiento" por medio de técnicas más avanzadas como las establecidas por UNIQUIAC y UNIFAC, estas son teorías que incluyen más términos en los cuales se consideran otros efectos - que no se toman en cuenta en teorías ideales.

Desde el punto de vista operacional en esta mezcla existe un azeótropo, que nos dificulta su manejo en la separación, más sin embargo esto es bastante significativo al analizar el sistema didácticamente, pues el alumno tiene la oportunidad de enfrentarse a un problema más complejo así como aplicar sus conocimientos fisicoquímicos y poder enlazar más los diversos temas en su formación como Ing. Químico.

Los datos del equilibrio necesarios para el desarrollo de este tema son muy específicos:

sistema: etanol-agua

Presión: 580 mmHg.

Utilización de los diagramas de composición al equilibrio.

Utilización del diagrama entalpía-concentración. Debido a la utilización del método de diseño gráfico en desti-

ción conocido como el método Ponchon-Savarit.

La búsqueda de esta información fue exhaustiva durante un tiempo considerable la cual fue imposible conseguir en las fuentes de información comunes como son libros, revistas, boletines científicos etc., por lo cual se pensó en la generación de esta información por algunos métodos teóricos, pero además de ser bastante elaborados nos desviaríamos un poco del enfoque real del problema a tratar, que es, la valoración y análisis hidráulico de la torre de platos con borboteadores. La solución a este problema se dio al buscar ayuda al Instituto Mexicano del Petroleo (I.M.P.) para conseguir la información.

El método Ponchon-Savarit es un método utilizado para mezclas binarias y es considerado como un método riguroso, (teniendo en cuenta que este método es un método gráfico y por lo tanto puede no ser el más adecuado), siempre y cuando al aplicarlo los datos de equilibrio utilizados sean originados por ecuaciones muy confiables o sean datos experimentales, en nuestro caso la información fue generada por el método UNIPAC

Al aplicar el método Ponchon-Savarit se generarán el perfil de flujos dentro de la torre así como su perfil de temperaturas los cuales son la base para poder hacer el análisis hidráulico se llevará a cabo por un método establecido y reconocido por la FRACTIONATION RESEARCH INC. (F.R.I.). Este método se utiliza a nivel industrial y en sus determinaciones se encuentran torres de destilación desde 47.5 in de diámetro lo cual consideré entre la información disponible la más confiable.

Por otra parte se ha visto que cuando se utilizó la torre de platos con borboteadores, el condensador que está integrado al sistema de destilación es incapaz de condensar los vapores generados durante la operación, entonces al fijar los flujos que puede manejar la torre, se analizará fundamentalmente el área de transferencia del condensador y si ésta no es la idónea a la operación se hará el diseño térmico de otra que satisfaga las necesidades de operación.

Para completar el trabajo se incluirán algunos diagramas de la torre, los cuales podrán servir para el desarrollo de este trabajo así como material de consulta a el mismo personal docente del laboratorio y otros trabajos de tesis posteriores a este trabajo.

CAPITULO I

FUNDAMENTOS DE DESTILACION.

I.1.- Bases de transferencia de masa.

La destilación es un proceso de separación que se aplica a una solución, esta depende de la distribución de los componentes en la fase líquida y gaseosa, se aplica a los casos en que todos los componentes se encuentran en las dos fases. En este proceso en particular la segunda fase se genera por evaporación ó condensación a partir de la solución inicial.

La separación se logra fundamentalmente por la diferencia en puntos de burbuja o de rocío de los componentes existentes en la mezcla a una presión constante de operación.

Por los comentarios anteriores se alcanza a entender que en la destilación se trabaja con dos fases y en función de esto se puede clasificar la destilación entre los procesos gas-líquido, en otro tipo de clasificación se puede considerar a la destilación dentro de los procesos de separación de equilibrio, en esta última se nota de alguna manera que es más general y que no solamente se incluyen los procesos gas-líquido si-no que además seguimos centrados en la característica fundamental del proceso, pues su objetivo es el de provocar el -desequilibrio existente entre los componentes de la solución- por medio de un agente, que en el caso de destilación es el -calor, y se obtiene como producto la generación de la otra fase, ya presente ésta, hay una transferencia de masa entre las

fases y este proceso se basa en la diferencia de puntos de ebullición a una misma presión de los componentes de la mezcla inicial.

Casi nunca las mezclas se pueden separar en un 100% por ningún procedimiento de separación y la destilación no es una excepción. Muchas veces las mezclas son tratadas por una serie de operaciones y en algunas ocasiones se utiliza como última etapa, esto es, casi para alcanzar la mayor separación posible, por esta razón se tiene que observar un factor de separación que en el caso particular de la destilación se llama volatilidad relativa " α ". Esta es la relación que existe entre la relación de concentraciones de los componentes de una fase con respecto a la otra y es una medida neta de la posibilidad de separación.

$$\alpha = \frac{Y / (1 - Y)}{X / (1 - X)} = \frac{Y (1 - X)}{X (1 - Y)} \dots\dots\dots (I.1)$$

α = volatilidad relativa.

Y = Fracción mol del componente en el vapor en las condiciones al equilibrio.

X = Fracción mol del componente en el líquido de la solución original.

I.2.- Fundamentos de Destilación.

Para entender un poco más la base de la separación se tratará de explicar el fenómeno que ocurre desde un punto de

vista más teórico.

Es necesario recordar que en una fase, cuando existe la difusión de un componente a través de ella es debido a una diferencia de potencial químico dentro de esta fase no homogénea y que se refleja en una difusión desde altas concentraciones a bajas concentraciones del componente en cuestión.

En la operación de destilación tenemos dos fases insolubles de tal manera que en nuestro caso la transferencia de masa que existe entre las fases, se denomina transferencia de masa interfacial.

Quando se ponen en contacto dos fases con componentes solubles a ambas fases estos se difundirán a través de ellas -- hasta llegar a una transferencia dinámica neta igual a cero, -- en si a lo que se esta llegando es a una igualdad de potencial químico de los componentes en ambas fases.

Por definición el potencial químico se obtiene a partir de la energía libre de Gibbs del sistema, la cual esta bajo -- las condiciones de temperatura y presión y composición constantes de los demás componentes involucrados en la mezcla.

$$\mu = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T, P, n_j \neq n_i} \dots \dots \dots (1.2)$$

μ = Potencial químico.

$\left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T, P, n_j \neq n_i}$ = Variación de la energía libre de Gibbs, con respecto a el número de moles de la especie "i", -- manteniendo condiciones constantes de temperatura, presión y composición de los demás componentes involucrados en la mezcla.

En la destilación como ya mencionamos se basa en la diferencia de volatilidad de los componentes de la mezcla a una presión dada, y que al contacto de las dos fases el componente más volátil se encuentra en la fase vapor en mayor proporción que en el líquido, entonces en la operación se va transfiriendo el componente más volátil del líquido al vapor generado. Esto implica que debe existir un gradiente de concentración en el sentido de la transferencia de masa dentro de cada fase. Gráficamente la concentración en función de la distancia en un punto específico del equipo a través de las fases - se vería así:

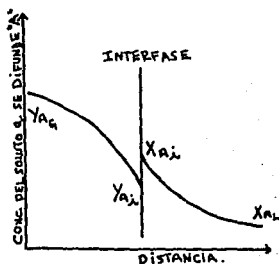


Fig. 1.1.- Diagrama Interfacial.

La concentración del componente "A" en la masa principal del líquido es X_{al} y aumenta hasta X_{ai} en la interfase, y en el vapor la concentración aumenta desde Y_{ai} , en la interfase hasta Y_{ag} en el seno del vapor. Las concentraciones X_{al} , Y_{ag} no son valores en el equilibrio ya que si lo fueran no habría difusión del componente "A".

En el equipo de destilación se utiliza una parte del producto destilado para recircularlo a la torre, este comunmente llamado "reflujo", este tiene una parte muy importante en el proceso de separación, ya que en función de su concentración y flujo másico influye en el número de etapas requerido para llevar a cabo una separación dada.

Para entender el proceso de transferencia de masa en la interfase, Lewis & Whitman (9) supusieron que las únicas resistencias a la difusión son las que representan los fluidos y se establece que no hay resistencia a la difusión a través de la interfase que separa a las fases y como resultado las concentraciones X_{ai} , Y_{ai} son valores en el equilibrio. Esta teoría incorrectamente se ha llamado teoría de la "doble película" ya que no esta relacionada con la teoría de este nombre para coeficientes de transferencia de masa y en forma más apropiada se le conoce como la teoría de la "doble resistencia".

Las concentraciones que se encuentran en el equilibrio, están dadas por la curva de distribución en el equilibrio, este tipo de curva es muy utilizada en destilación.

Al poner en contacto dos fases con componentes solubles a ambas fases, estos se difundirán a través de ellas hasta --

que despues de un cierto tiempo de estar en contacto se llega a el equilibrio, posteriormente si se incrementaran las composiciones de los componentes en algunas de las fases, nuevamente habria transferencia de masa de una de las fases a la otra, hasta que despues de un tiempo se llegará al equilibrio de esta manera se podría ir estableciendo equilibrios los cuales nos daran una curva de distribución en el equilibrio, esta curva es independiente de las cantidades y solo dependen de la temperatura, presión y de las sustancias que se estan involucrando. Esta curva es una simplificación del diagrama de fase presión-temperatura-concentración, la representación gráfica de este requiere un diagrama tridimensional (P vs. T vs. C), la simplificación se obtiene cuando se considera la presión constante y una mezcla binaria, su representación gráfica es la siguiente:

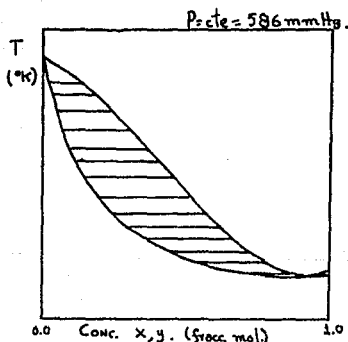


Fig. 1.2.- Diagrama Temperatura-Concentración.

De este diagrama la curva superior proporciona la relación entre la temperatura y la composición del vapor, la cual esta en su punto de rocío, es decir se encuentra como vapor saturado, la curva inferior representa la relación entre la temperatura y la composición del líquido, el cual está en su punto de burbuja, o sea, se encuentra como líquido saturado. Las mezclas de líquido y vapor en el equilibrio están a la misma temperatura y presión de forma que las líneas horizontales entre las curvas nos dan las líneas de unión, las cuales nos explican que ese líquido y ese vapor respectivamente están en equilibrio. El vapor sobre la curva superior es un vapor sobrecalentado y el líquido debajo de la curva inferior es un líquido subenfriado. Por último los puntos donde se unen las curvas en los extremos del diagrama nos indican el punto de ebullición del componente puro.

Para obtener el diagrama de distribución en el equilibrio se grafican las composiciones del líquido y el vapor que están en equilibrio, esto es, del diagrama anterior se toman estas composiciones de las líneas de unión y se grafican, su representación gráfica se muestra en la siguiente gráfica, -- fig. 1.3. De ésta gráfica se obtienen varias conclusiones de lo que dependen el comportamiento de la mezcla binaria, estas, se puede ver que tanto se lleva a cabo la separación, en función de la volatilidad relativa, así como, la existencia de azeótropos, los cuales se observan en este diagrama según sea el caso que estamos presenciando.

Aunque sin embargo la utilidad para el manejo en destilación de este diagrama se manifiesta al graficar en él, tanto

Las curvas de operación del equipo así como el número de etapas necesarias para llegar a una separación dada.

I.3.- Etapas de equilibrio.

Una etapa se define como una parte de un equipo o combinación de partes en donde se ponen en contacto dos fases insolubles, donde la transferencia de masa ocurre entre las fases que tienden a alcanzar el equilibrio y en donde las fases se separan mecánicamente (9) .

De tal manera que una etapa en el equilibrio o etapa ideal es aquella en donde el tiempo en contacto entre las fases es el suficiente para que los efluentes esten en equilibrio, aunque no se puede lograr esto en ningún equipo, en la práctica se puede llegar muy cerca del equilibrio.

Por la definición que se ha dado de etapa se entiende que está en función del tipo de contacto en que se pongan las fases a manejar, según el tipo de contacto de las fases se puede encontrar una clasificación la cual es la siguiente:

PROCESOS CONTINUOS:

- En corriente paralela
- Flujo cruzado
- Flujo a contracorriente.

PROCESOS POR LOTES:

- Procesos en cascada
- Cascada a flujo cruzado
- Cascada a contracorriente.

Dentro de esta definición nuestro proceso de destilación que se estudia esta relacionado con los procesos continuos -- a contacorriente de tal manera que su etapa ideal y eficiencia de etapa tienen relaciones específicas para este tipo de contacto.

La eficiencia de una etapa se define como la aproximación fraccionaria al equilibrio que produce una etapa real, o sea la relación de transferencia de soluto real a aquella -- si se obtuviese el equilibrio. En forma gráfica se puede observar en el diagrama de distribución en el equilibrio, en -- la fig. 1.4.

La expresión más utilizada es la eficiencia de etapa de Murphree la aproximación fraccionaria de una corriente saliente al equilibrio con la concentración real es la otra corriente saliente. Aplicandola a la fig.1.4 se obtiene para la fase gaseosa.

Las eficiencias de Murphree son un poco diferentes para una etapa dada, pues esta es función de la hidráulica del plato, pero puede relacionarse simplemente solo cuando la relación en el equilibrio es una línea recta. Este tipo de eficiencia depende del tipo de contacto en que se ponen las fases y por eso se hará una breve mención del tipo de torres más comunes.

I.4.- Torres de destilación.

Los tipos más comunes de torres son las de platos y las empacadas. Respecto al tipo de torres de platos existen una --

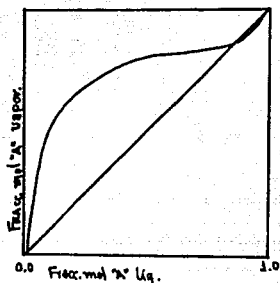


Fig. 1.3. - Distribución en el equilibrio sistema etanol-agua.

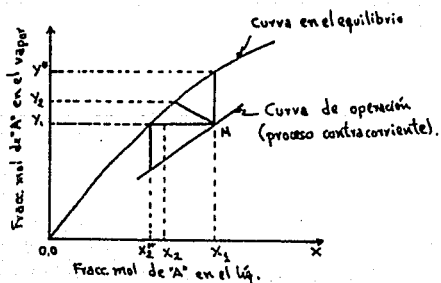


Fig. 1.4. - Representación de eficiencia de plato.

gran variedad que estriba fundamentalmente en el tipo de plato, el más barato y difundido es el tipo de plato perforado - el cual consiste de una placa perforada como medio de contacto entre las fases el líquido se derrama sobre el plato mientras que el vapor asciende por las perforaciones (11). Existen muchos otros tipos de platos, los cuales por su elevado costo y complejidad son menos difundidos y un ejemplo de estos son los platos con borboteadores.

En cuanto a el tipo de torres empacadas, estas hoy en día, están muy difundidas, esto es debido a su gran versatilidad en el manejo de sustancias y condiciones de operación en la destilación. Este tipo de torres por lo general trabaja -- con pequeñas unidades llamadas empaques, las cuales forman la columna de empaque, estas unidades además de tener formas variadas son construidas de diferentes materiales las cuales -- nos dan la opción de escoger el más idóneo para las sustancias que manejamos así como su capacidad de establecer el contacto del gas y del líquido para la eficiencia de la separación (11).

Estos tipos de torres son muy comunes en la destilación fraccionada en multietapa, esto es, se lleva a cabo la destilación en varias etapas, existen en cuanto a destilación -- otros procesos como por ejemplo destilación Batch, diferencial la cual conocemos como destilación Raleigh, existe otro tipo de destilación en una etapa conocida como destilación "Flash" o destilación en el equilibrio, esta puede llevarse a cabo en forma continua o batch, la base de esta destilación está en -- función de un precalentamiento y de un cambio de presión de --

la alimentación, la mezcla líquido vapor se separa en un tanque líquido-vapor.

En forma fundamental recordemos que la destilación es un proceso de separación el cual lleva como objetivo obtener una fase rica en el componente que nos interesa y otra pobre en ese componente, el mecanismo utilizado es la transferencia de masa por el contacto líquido-vapor y el agente de transferencia es el calor.

Con la pequeña descripción anterior podemos comprender que un sistema de destilación consta básicamente de :

- a) Torre de destilación
- b) Rehervidor
- c) Condensador
- d) Tanque de condensados
- e) Bomba de recirculación para reflujo.

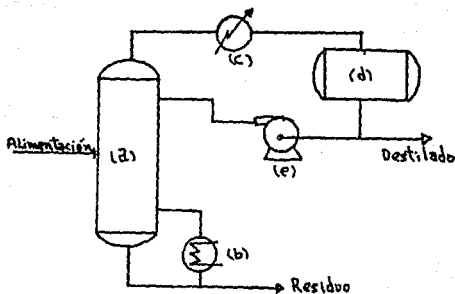


Fig. 1.5.- Diagrama de destilación.

En este trabajo de tesis nos referimos al tipo de torres de plato con borboteadores, por ser el tipo de torres que se analiza en el laboratorio. Este tipo de torres es en la actualidad casi nula su utilización, esto es, debido fundamentalmente a su costo, ya que se prefieren de platos perforados, - por esta circunstancia es necesario hacer la observación que la torre analizada por ser de este tipo tiene fundamentalmente un fin didáctico ya que su diseño y construcción es cada vez menor y que para nosotros como ingenieros químicos nos es de fundamental importancia su conocimiento, operación y diseño.

Las torres de destilación más antiguas se construían con platos con borboteadores, estos conducen el vapor hasta un punto sobre el líquido fluyente, de tal manera que invierten la dirección del flujo del vapor, provocando al salir sobre el líquido borboteo a través de los orificios. Existen muchos tipos de borboteadores los cuales tienen bastantes variantes entre sí, pero solo en su estructura, van desde cuadrados, - rectangulares, piramidales, piramidales, hexagonales circulares, etc.. Estos están constituidos de una campana la cual tiene varios orificios o ranuras a través de las cuales fluye el vapor, un elevador el cual está soldado al plato, este por lo general es un cilindro, el cual tiene como finalidad además de conducir el vapor, limitarnos la altura del líquido dentro del plato, ya que si la velocidad del vapor es baja y la cantidad del liq. grande provocaría lloriqueo y este a su vez inundación de la torre. El lloriqueo se presenta cuando el flujo del vapor es tan bajo que el gradiente del líquido -

es alto en comparación a la altura del elevador y esto provoca que se derrame el líquido por este y pase a la etapa inferior siguiente. Con este tipo de platos el arrastre del líquido por velocidades grandes del vapor se minimiza en comparación con otro tipo de platos.

El tipo más común para efectuar una destilación es una torre de platos perforados. El líquido desciende a través de la torre bajo la acción de la fuerza de gravedad, mientras que el vapor asciende debido a la fuerza de una ligera diferencia de presión de plato a plato. La presión más elevada se produce por la ebullición del líquido sobre la superficie de transferencia de calor del rehervidor.

La torre esta dividida en forma general en dos secciones la fracción de la torre que se encuentra por encima de la alimentación se llama zona de rectificación o enriquecimiento ya que esta sección se elimina el componente más ligero, la fracción de la torre por debajo de la alimentación se le llama zona de agotamiento y sirve para eliminar ó agotar el componente más ligero del líquido descendente.

En una explicación descriptiva la torre funciona de la siguiente manera: El líquido desciende por la acción de la gravedad por una parte de la torre que se llama bajante y ya en el plato se forma una pequeña presa en donde se pone este en contacto con el vapor, en forma específica el vapor que sale del borboteador, en función del tiempo de contacto, se puede llegar casi al equilibrio de distribución de los componentes en cada plato, posteriormente mientras que el gas sube al plato superior el líquido cae por el derramadero al infe--

rior, vease la fig. 1.6.

Por otra parte al pasar el último plato el vapor pasa -- por el condensador que puede ser total o parcial, esto esta - determinado por el tipo de refinado que se quiere obtener ya- que como se mencionó anteriormente se puede requerir una fase especifica para aplicarle otro tipo de operación al producto refinado, éste se puede necesitar como vapor o como líquido, - parte de este líquido se regresa a la torre y esta corriente - se llama "reflujo", el cual sirve para generar la fase líquida en la torre, la cual arrastrará el componente más pesado - hacia el fondo de la torre. De la misma manera el líquido que se va a el fondo de la torre pasa por el rehervidor, donde -- una parte de este se evapora, dandonos por consiguiente el va- por generado para la transferencia de masa y este sirve para- arrastrar el componente ligero hacia el domo de la torre y de esta manera sale de la torre el componente más pesado por el- fondo casi totalmente separado del componente más ligero.

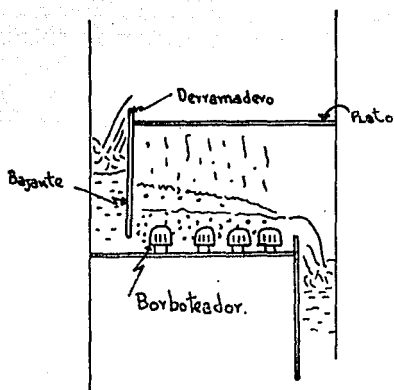


Fig. 1. 6.- Diagrama de internos de la torre.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.

II.1.-Comportamiento del sistema etanol-agua.

En este capítulo trataré de dar un pequeño panorama de las peculiaridades del sistema etanol-agua que estamos usando para poder realizarel análisis hidráulico de la torre de platos con borboteadores.

Es inútil tratar de dar una descripción teórica del comportamiento del sistema porque las técnicas más avanzadas son muy complicadas y estas constantemente estan cambiando y avanzando a una mayor exactitud en el comportamiento fisicoquímico de las sustancias. Aun así para sistemas que se desvian de la idealidad su acercamiento a la realidad en algunos casos es muy deficiente.

Por otro lado el desarrollar teorías o técnicas que expliquen el comportamiento del sistema no es parte de nuestros objetivos. Trataré de darle un enfoque digamos, más "ingenieril" a la descripción del sistema, esto es, enfocado a sus características como sistema a manejar en un equipo de proceso.

Por definición un sistema homogéneo es aquel que tiene propiedades uniformes a través de sí mismo, por lo tanto una fase es un sistema homogéneo (1).

De igual manera una fase homogénea en equilibrio es aquella cuyas propiedades intensivas son las mismas en cualquier

parte de la fase. En nuestro caso estamos trabajando con un equilibrio de dos fases homogéneas en equilibrio, una líquida y otra gaseosa y estas a su vez son mezclas binarias, las cuales están frecuentemente cambiando materia y energía entre sí dentro de la torre de destilación a lo largo de las etapas de esta.

La fase líquida de nuestro sistema está formada por dos sustancias que tienen propiedades molares y por lo tanto al mezclarse provocan una gran desviación de la idealidad.

Otra característica que es fundamental de nuestro sistema es la formación de un azeótropo que a presión de 586 mmHg y temperatura de 161.06°F , se encuentra en la fracción molar de 0.91. En forma teórica las mezclas que poseen azeotropismo se comparan con respecto a la ley de Raoult. Se toman en cuenta en desviaciones positivas o negativas de esta sobre un diagrama de equilibrio (x, y).

De la misma manera este efecto se manifiesta como un máximo o un mínimo en la curva de presión de vapor que corresponde a un mínimo ó un máximo en la curva de temperatura-composición, esto se puede ver en la gráfica 2.1.

La palabra azeótropo proviene del griego que significa " hervir sin cambiar ", de tal manera que se entiende que este azeótropo es único a presión constante y se puede cambiar la posición del azeótropo al cambiar la presión. Por analogía se dice que el azeótropo se comporta como un compuesto puro al hervir a una temperatura y presión constante, mientras que la mezcla ordinaria ebulle en un intervalo de temperaturas a

a presión constante. Al cambiar la presión produce cambios en la composición, como en la temperatura de ebullición de manera que no se le puede considerar un compuesto puro.

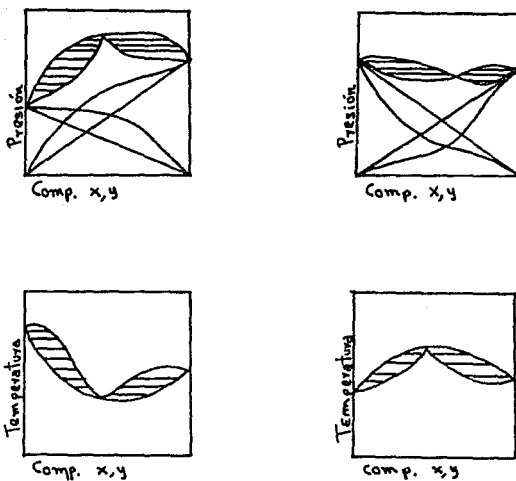


Fig. 2.1.- Desviaciones del sistema a la idealidad.

II.2. - Información del sistema etanol-agua.

Por medio de una breve investigación bibliográfica acerca de las peculiaridades del sistema encontramos el método UNIFAC (una abreviación de Universal Functional Activity Coefficient), este método se basa en la contribución de grupos, esto es, según los grupos funcionales de las sustancias involucradas en la mezcla, se van contando o sumando las interacciones que existen entre las moléculas de las diferentes sustancias, en forma más explícita, esta técnica nos proporciona un procedimiento para calcular los coeficientes de actividad en términos constantes que indican las medidas y superficies de áreas de los grupos funcionales individuales y para metros que representan las interacciones entre grupos.

La fase gaseosa no tiene mucho problema, ya que en esta fase las interacciones eléctricas casi son nulas y termodinámicamente se llega a la conclusión de que las moléculas se comportan como entidades independientes, y que se pueden manejar por medio de fugacidades y estas a su vez se usan por medio de una ecuación de estado, que en el caso de la técnica UNIFAC, se utiliza la ecuación virial.

Como ya sabemos no se hizo el cálculo de las composiciones en el equilibrio. Al intentar obtener los datos de composición en el equilibrio del sistema etanol-agua en la literatura, nos fue imposible obtenerlos a la presión requerida, de 506 mmHg la cual es la que se ejerce en el sitio donde se encuentra instalada la torre.

Se logró obtener la información experimental llevada a -

cabo en la facultad de Química de la U.V.A.M., específicamente la curva de composiciones en el equilibrio. De esta curva se obtuvieron 70 puntos de equilibrios líquido-vapor. Con estos puntos se generó la demás información requerida para nuestros cálculos en el I.M.P. (Instituto Mexicano del Petroleo) por medio de una computadora. De igual manera que en el caso de los equilibrios líquido-vapor, el haber intentado obtener los valores de entalpías, densidades, pesos moléculares, viscosidades, conductividades térmicas, etc., por cálculo hubiera sido un trabajo digno de tema de tesis, y no se encontraba este dentro de nuestros objetivos.

La información obtenida por el I.M.P. fue la siguiente:

P_{M_L}, P_{M_V} = Pesos moléculares.

ρ_L, ρ_V = Densidades (lb/ft³)

C_{pL}, C_{pV} = Capacidades caloríficas (BTU/lb-ft)

k_L, k_V = Conductividades térmicas (BTU/hr-ft-°F)

H_L, H_V = Entalpías (BTU/lb-mol)

Como podemos ver la información obtenida es más que suficiente para la aplicación del método Ponchon-Savarit para la solución de balances de materia y energía, etapa por etapa en torres de destilación.

Esta información también se utiliza en el análisis hidráulico de la torre. A partir de esta información la que se generó por no obtenerla por medio de alguna fuente confiable fue el valor de la tensión superficial, este no se calculó para todos los puntos, solo se calcularon las necesarias para el análisis hidráulico de la torre. El método utilizado fue -

el de Kurata-Akamura-Odoni, que es uno de los pocos metodos -
confiables para el cálculo de tensiones superficiales de solu-
ciones acuosas (8) .

CAPITULO III

III.1.- Especificaciones Físicas del sistema de Destilación.

Las características físicas de la torre de platos con -- borboteadores del laboratorio se expondrán en forma esquemati ca.

No se llenaran hojas de especificaciones de los equipos-- que forman junto con la torre de destilación el sistema de -- destilación completo, ya que solo se mencionará lo más relevan te de este equipo. Todo este equipo se encuentra representado en el diagrama de flujo del sistema de destilación que se ang xa como la fig.3.1, este equipo es el siguiente.

Alimentación: Tanque de alimentación Vertical con tapas planas.

- Diametro= 45 cm
- Material: Acero al carbón
- Altura= 76 cm
- Accesorios= Vidrio de nivel, venteo.
- Volumen= $120,873 \text{ cm}^3$

Condensado: Tanque de almacenamiento Vertical con tapas planas.

- Diametro= 36 cm
- Material: Acero al Carbón
- Altura= 60 cm
- Accesorios: Vidrio de nivel, venteo.

Residuo: Tanque de almacenamiento vertical con tapas ---
planas.

- Diametro= 36 cm
- Material= Acero al carbón.
- Altura= 60 cm
- Accesorios= Vidrio de nivel, venteo.
- Volumen= 61,073 cm³

Bomba de alimentación a la torre:

- potencia= 1/3 H.P.
- R.P.M. = 3450
- Marca: Jacuzzi
- Tipo: Centrifuga.

Bomba de reflujo a la torre:

- Potencia= 1/2 H.P.
- R.P.M. = 3450
- Marca: General Electric.
- Tipo: Centrifuga.

Condensador:

- Tipo: Serpentin-Coraza.
- Serpentin: Tipo: Helicoidal

No. de espiras: 14

Diametro de la espira= 5 in

Diametro del tubo de espira= 7/8 in

Material: Tuberia de cobre

Fluido por el serpiente: Agua de en-
friamiento.

Coraza:

- Diametro de la coraza: 6 in.
- Material: Acero al carbón.
- Longitud: 42 in.
- Fluido: Vapores de destilación, sistema etanol-agua.

Rehervidor:

Tipo: Tubos y coraza.

Tubos:

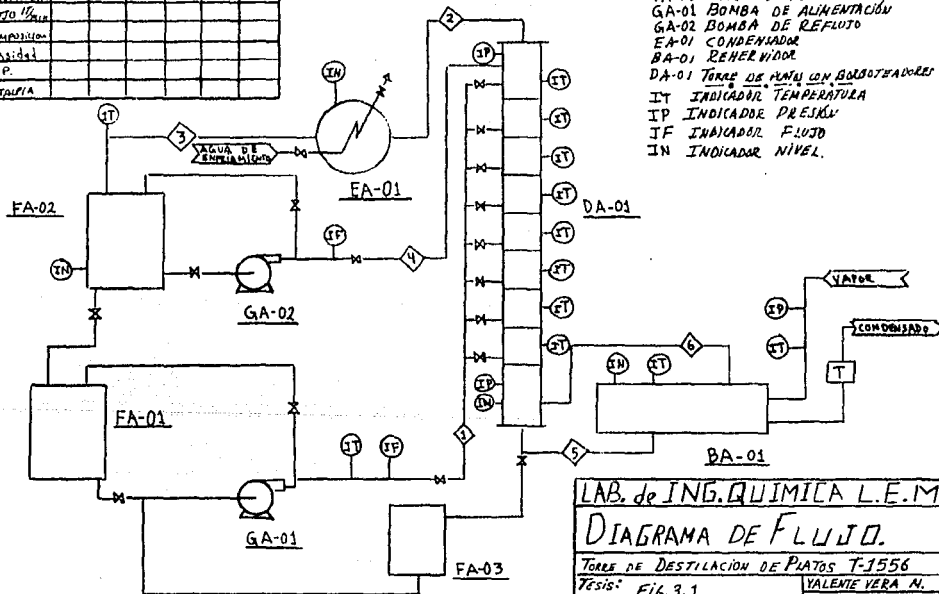
- Diametro: 5/8 in
- Material: Cobre.
- Arreglo: Triangular girado
- Pitch: 1 in.
- Longitud: Aprox. 3 ft
- No de tubos: 26
- No de pasos: 2
- Fluido: Vapor (medio de calentamiento).

Coraza:

- Diametro: 14 in
- Material: Acero al carbón
- Longitud: Aprox. 3.5 ft
- Espeor: 3/8 in.

Para la torre de destilación se adicionará una hoja de especificaciones de la misma, así como de los internos de ella respectivamente se anexan en la fig. 3.2 hoja de especificaciones de la torre. Fig.3.3 hoja de especificaciones del plato. Fig. 3.4 diagrama de borboteadores.

CORRIENTES PROPIEDADES	1	2	3	4	5	6
TEMP °C						
PRESIÓN (kg)						
FLUJO (kg/h)						
COMPOSICIÓN						
Densidad						
C.P.						
ENTALPIA						



NOMENCLATURA

- FA-01 TANQUE DE ALIMENTACIÓN
- FA-02 TANQUE DE REFLUJO
- FA-03 TANQUE DE FONDOS
- GA-01 BOMBA DE ALIMENTACIÓN
- GA-02 BOMBA DE REFLUJO
- EA-01 CONDENSADOR
- BA-01 RECALENTADOR
- DA-01 TORRE DE PLATOS CON BOLSOS TUBEROS
- IT INDICADOR TEMPERATURA
- IP INDICADOR PRESIÓN
- IF INDICADOR FLUJO
- IN INDICADOR NIVEL.

LAB. de ING. QUIMICA L.E.M.

DIAGRAMA DE FLUJO.

TORRE DE DESTILACION DE PLATOS T-1556

Tesis: FIG. 3.1

VALENTE VERA N.

FECHA:

LAB de ING. QUIMICA LEM

TORRE DE DESTILACIÓN DE PLATOS T-1556

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARATORRES

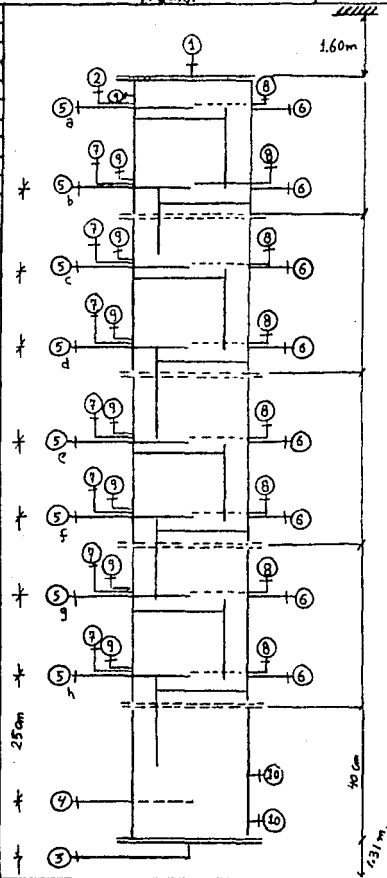
Tesis: Fig. 3.2

NOMBRE: VALENTE VERA MESA
Fecha:

Tipo: PLATOS CON BORBOTEA DORCE.
DIAMETRO: 6 m
TEMPERATURA: °F
PRESION DE OPERACION: 586 mm Hg
MATERIAL DEL CUERPO: ACERO AL CARBON
AISLAMIENTO: NO TIENE
MATERIAL DE PLATOS: ACERO AL CARBON
TIPO DE PLATO: BORBOTEA DORCE
NO DE PASOS: 3-3
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: 10 m.

BOQUILLAS.

No.	No. Reg.	Diam.	Alt.	SERVICIO.
1	1	1 in		SAIDA DE VAPORES
2	1	1/8 in		ENT. REFLUJO
3	1	3/4 in		SAL. DE LIQUIDO
4	1	2 in		ALIM. DE FONDO
5	8	1/2 in		AUMENTACION
6	8	1/4 in		IND. DE TEMP.
7	7	1/2 in		SIN SERVICIO
8	8	1/4 in		TOMA MUESTRA
9	8	1/4 in		TOMAS PRESION
10	2	1/4 in		NIVEL.



LAB. de ING. QUIMICA LEM

Torre de Destilación de Platos: **T-1556**

HOJA DE DATOS
DE PROCESO

Tesis: **Fig. 3.3**

NOMBRE: VALENTE VERA MESTIA
FECHA:

TIPO DE PLATO: Con BUBOTRADORES

FLUIDO: Líquidos ETANOL-AGUA

VAPOR: ETANOL-AGUA

ENTRADA EN LA TORRE: 0 in

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: 30 in

MATERIA DEL PLATO: Acero al carbón

Nº de Platos: 8 / Nº de Bobs. x Plato: 10

Nº de Bobs: 1 / Presión de op.: ATMOSFERICA

PROPIEDADES: VAPOR (lbmol/h) / LÍQUIDO (lbmol/h)

PLATOS	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
1	1414.7	1.757	1.764	0.4089
2	20435	1.753	1.757	0.4024
3	16736	1.751	1.753	0.4780
4	16865	2.477	1.751	0.4756
5	16826	2.477	2.477	6.2038
6	7721	1.77	2.477	6.200

PLATO DE ALIMENTACIÓN: No 9

TENDENCIA AL ESPUMANEO: NINGUNA

AREA ACTIVA: 0.17047 FT²

AREA LIBRE: 0.1834 FT²

AREA DE LA BARRERA: 4.025 in²

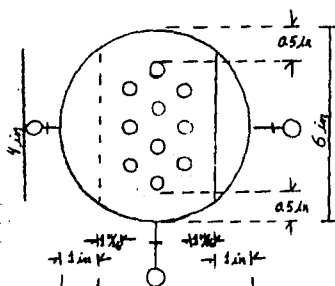
LONGITUD DEL VERTICEDRO: 9 in

ALTURA DEL VERTICEDRO: 1 in

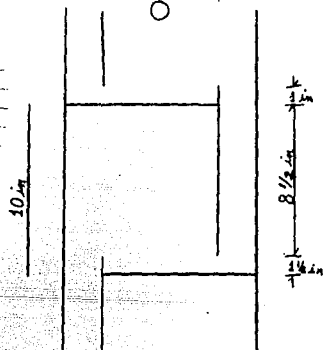
CLARO DE BARRERA: 1.5 in

PIED: 1.5 in. ARRIBO: TRIANGULAR.

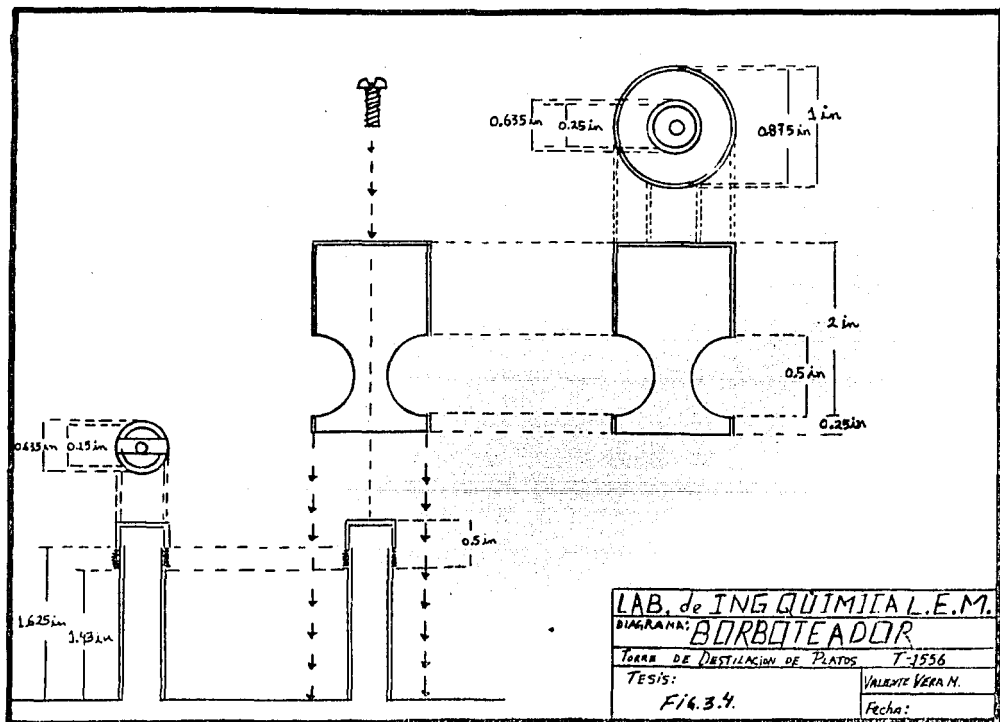
VISTA EN PLANTA



VISTA LATERAL



REVISIÓN	1	2	3	4	5	6	7
FECHA							
ELAB POR							
APR POR							



CAPITULO IV.

EVALUACION DE EJUILIBRIOS LIQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.

IV.1.- Método Ponchon-Savarit.

El método Ponchon-Savarit (P-S), es un método utilizado para encontrar el número de unidades de transferencia ó etapas de contacto necesarias para lograr una separación dada en una torre de destilación fraccionada.

Este método al igual que el método Mc Cabe- Thiele son considerados metodos cortos y gráficos, de tal manera que son solo aplicables a problemas no muy estrictos en su evaluación y por su simplicidad son muy convenientes para hacer estimaciones aproximadas en problemas poco complejos.

El método P-S es un método aplicable a mezclas binarias y su solución es gráfica, sobre un diagrama entalpia-concentración. Este método a diferencia de otros es uno muy confiable cuando los datos de equilibrio y los de entalpías son experimentales ó son calculados con métodos confiables. Este método nos permite hacer balances de materia y energía etapa por etapa.

En el caso de tener mezclas de multicomponentes este método no sirve, y por lo tanto se tienen que aplicar métodos convenientes, entre los cuales existen métodos muy rigurosos y/o estrictos los cuales son resueltos por computadoras, uno de ellos es el método teta (θ).

El metodo P-S, se obtiene por la simplificación del método θ para una mezcla binaria, y se escogió este metodo para utilizarlo en nuestra evaluación de la torre, por lo tanto -- conozcamos un poco más de él. Este metodo como ya dijimos es un método corto y gráfico, no se intento buscar un mejor método porque el objetivo fundamental de la tesis es el análisis-hidráulico de la torre.

En la literatura (7) se especifica que la utilidad del metodo P-S, es para una destilación fraccionada simple o sencilla, esto es, aquella que consta solo de una alimentación- y obteniendose solo dos corrientes de productos, el destilado- y el residuo, porque se considera poco confiable para lo que se denomina una "destilación fraccionada compleja" que es aquella que consta de una o varias alimentaciones pero que además de tener un destilado y un residuo tiene corrientes de salida laterales.

Entre otras cosas es importante aclarar que el metodo P-S, solo sirve para operaciones en estado estacionario.

En nuestro caso se lleva a cabo una destilación sencilla y binaria por lo que se profundizará en este tipo de destilación. En la destilación fraccionada sencilla la mezcla de alimentación se introduce más o menos en la parte central dependiendo de la composición de la alimentación en una cascada vertical de etapas de transferencia. El vapor que se eleva en la parte de arriba de la alimentación llamada zona de enriquecimiento, al pasar la última etapa es condensado total o parcialmente y la fracción que se elimina es llamada destilado, y la parte de este que se recircula a la torre es llamada refluj

jo. A la sección que se encuentra por debajo de la alimentación se le llama "zona de agotamiento", el líquido de esta zona de la última etapa pasa una parte al rehervidor y de aquí se generan los vapores que regresan a la torre. El líquido eliminado enriquecido con el componente menos volátil es el residuo.

Dentro de la torre los vapores y los líquidos están en sus puntos de rocío y burbuja respectivamente de tal manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo de la torre y las menores en la parte superior.

IV.2.- Descripción del método Ponchon-Savarit.

Para la descripción del método utilizaremos varias notaciones generales importantes de aclarar, p.e., el plato denotado como el plato "n" representativo del plato que se encuentra en la zona de enriquecimiento y el plato "m" como de la sección de agotamiento, y este a su vez indica el plato donde se origina la corriente, p.e., la corriente líquida L_2 es la corriente que sale del plato $n=2$ y la corriente denominada como V_2 es la que abandona el plato $n=2$. Se anexa un diagrama de una torre de destilación en la fig.4.1, en el cual se muestran las partes que se necesitan para explicar el balance de materia y energía, como son los balances en el rehervidor, balances del condensador y balance global de la torre.

Para el balance de materia en el condensador la relación entre el reflujo " L_0 " y el destilado "D" es llamada la relación de reflujo, algunas veces llamada "reflujo externo".

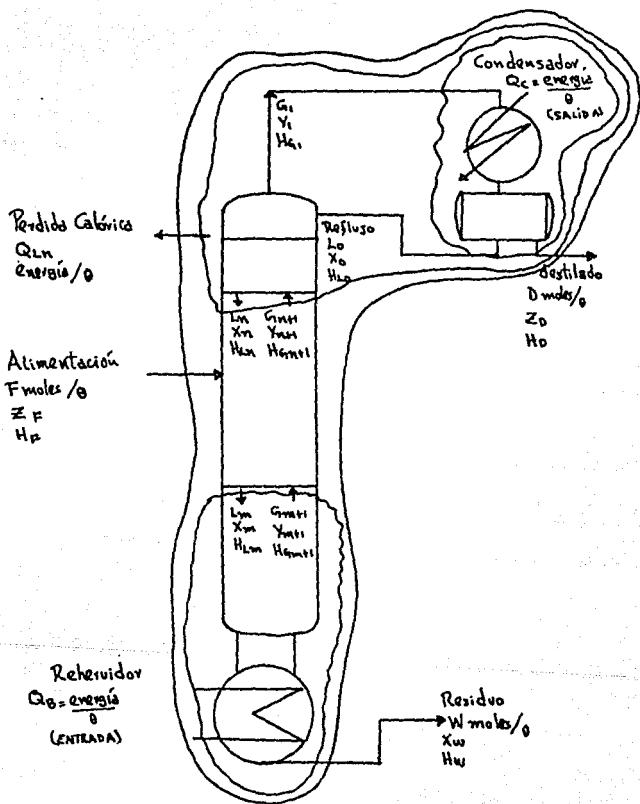


Fig. 4.1.- Diagrama de torre de destilación.

$$R = L_0/D \dots\dots\dots (IV.1)$$

Balance de materia global en el condensador:

$$G_1 = D + L_0 \dots\dots\dots (IV.2)$$

$$G_1 = D + R(D) = D (R+1) \dots\dots\dots (IV.3)$$

Balance por componentes:

$$G_1 Y_1 = D Z_D + L_0 X_0 \dots\dots\dots (IV.4)$$

Balance de energía:

$$Q_c = D [(R+1) H_{G_1} - R H_{L_0} - H_D] \dots\dots\dots (IV.5)$$

La ecuación IV.5 nos proporciona la carga térmica del condensador. Mediante un balance de entalpía completo en todo el equipo, obtenemos el calor necesario en el rehornador:

$$Q_B = D H_D + W H_w + Q_c + Q_L - F H_P \dots\dots\dots (IV.6)$$

en donde Q_L es la suma de todas las pérdidas de calor el cual se considerará despreciable en nuestro diseño.

Sección de Enriquamiento:

El balance de materia total y por componente para esta sección son respectivamente:

$$G_{n+1} = L_n + D \dots\dots\dots (IV.7)$$

$$G_{n+1} Y_{n+1} - L_n X_n = D Z_D \quad \dots\dots\dots (IV.8)$$

El balance de entalpía es :

$$G_{n+1} H_{G_{n+1}} = L_n H_{L_n} + Q_c + D H_D \quad \dots\dots\dots (IV.9)$$

sea Q_E el calor eliminado en el condensador y en el destilado por mol de destilado:

$$Q_E = H_D + Q_c/D \quad \dots\dots\dots (IV.10)$$

Rearreglando estas últimas ecuaciones se obtiene:

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \frac{Q_E - H_{G_{n+1}}}{Q_E - H_{L_n}} \quad \dots\dots\dots (IV.11)$$

En el diagrama entalpía-concentración (H vs. X,Y), la ecuación IV.11 da una línea recta que pasa a través de $(H_{G_{n+1}}, Y_{n+1})$ en G_{n+1} , en L_n por (H_{L_n}, X_n) y en Δ_D por (Q_E, Z_D) y este último se conoce como punto de las diferencias, ver la fig.4.2 .

En el diagrama de equilibrio, la ecuación IV.11 es una línea recta de pendiente L_n/G_{n+1} y pasa por (Y_{n+1}, X_n) y por $X=Y=Z_D$. Las intersecciones de las líneas que salen de Δ_D con las curvas de entalpía a saturación se proyectan en el diagrama de distribución en el equilibrio produciendo la línea de la urva de operación que pasa a través de $Y=X=Z_D$ y por el plato de alimentación. Para el caso de un condensador to--

Sección de agotamiento:

Balance de materia:

$$L_m = G_{m+1} + W \quad \dots\dots\dots (IV.12)$$

$$L_m X_m - G_{m+1} Y_{m+1} = W X_w \quad \dots\dots\dots (IV.13)$$

Balance de energía:

$$L_m H_{L_m} + Q_B = G_{m+1} H_{G_{m+1}} + W H_w \quad \dots\dots\dots (IV.14)$$

Si definimos a Q_{EB} el flujo neto de calor saliente en el fondo por el residuo.

$$Q_{EB} = H_w - Q_B / W \quad \dots\dots\dots (IV.15)$$

entonces:

$$L_m H_{L_m} - G_{m+1} H_{G_{m+1}} = W Q_{EB} \quad \dots\dots\dots (IV.16)$$

eliminando W entre las ecuaciones anteriores se obtiene:

$$L_m/G_{m+1} = (H_{G_{m+1}} - Q_{EB}) / (H_{L_m} - Q_{EB}) \quad \dots\dots\dots (IV.17)$$

Sobre el diagrama entalpía-concentración, la ecuación -- IV.17, es una línea recta que pasa a través de $(H_{G_{m+1}}, Y_{m+1})$ - en G_{m+1} , en L_m por (H_{L_m}, X_m) y en Δ_w por (Q_{EB}, X_w) , Δ_w es un punto de diferencias, ver fig.4.4. En el diagrama de equilibrio la ecuación IV.17 es una línea recta de pendiente-

$Lm/Gm+1$ que pasa por (Y_{m+1}, X_m) , $Y=Xw$. Las intersecciones de las líneas que salen de w on las curvas de entalpía a saturación se proyectan on el diagrama de distribución en el equilibrio produciendo la línea de la curva de operación que pasa a través de $Y=Xw$ y por el plato de alimentación, ver - fig.4.5.

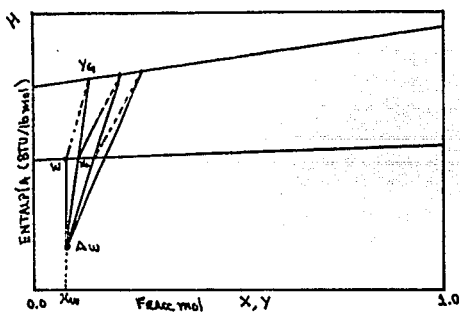


Fig. 4.4 .-Diagrama entalpía-Concentración.

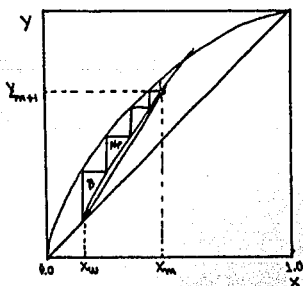


Fig.4.5.- Diagrama de equilibrio.

Torre de destilación completa:

Balance de materia:

$$F = D + W \quad \dots\dots (IV.18)$$

$$F Z_F = D Z_D + W Z_W \quad \dots\dots (IV.19)$$

Balance de energía :

$$F H_F = D Q_D + W Q_W \quad \dots\dots (IV.20)$$

Eliminando F de los balances totales de materia y energía se obtiene:

$$D/W = (H_F - Q_W) / (Q_D - H_F) \quad \dots\dots (IV.21)$$

Sobre el diagrama entalpía-concentración, la ecuación -- IV.21 es una línea recta que pasa por (Q_D, Z_D) en Δ_D , en F por (H_F, Z_F) y en Δ_W por (Q_W, X_W) . Aunque la condición de la alimentación sea diferente en cualquier caso, esto es, ya sea un líquido subenfriado, líquido saturado, mezcla - líquido vapor o vapor saturado, esta que corresponde al punto F, siempre caerá en una línea recta que une a D y W, ver fig. 4.6.

IV.3.- Relación de reflujo.

Es importante aclarar la importancia del reflujo en el -

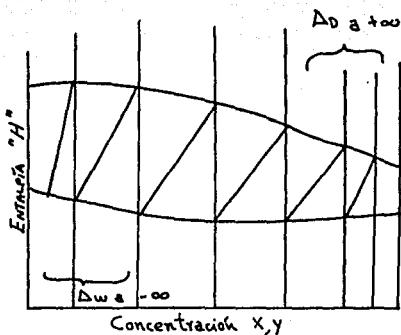


Fig. 4.7.- Reflujo total.

Así mismo la relación de reflujo mínima es la relación máxima que, requerirá un número infinito de etapas para lograr la separación deseada, y en el diagrama de entalpía-concentración se presenta cuando una línea de operación del balance de materia y energía coincide con una isoterma de equilibrio, esto es verdadero cuando se tiene una mezcla normal que no contiene azeótropos. Para sistemas azeotrópicos con desviación positiva de la ley de Raoult y en los cuales se está próximo a la condición crítica del componente más volátil, la línea posterior a la isotérma de equilibrio que coincide con la línea de operación es la que nos da el reflujo mínimo. Por el contrario para sistemas con desviación negati-

va la línea anterior a la isotérma de equilibrio que coincide con la línea de operación es la que determina la condición de reflujo mínimo, ver fig.4.8.

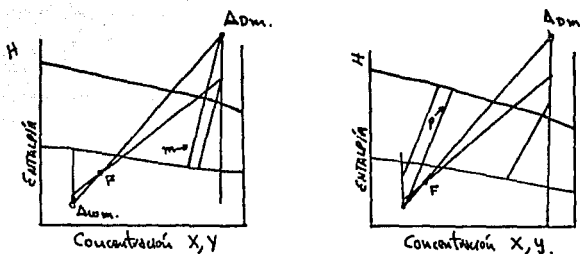


Fig.4.8.- Desviaciones de la ley de Raoult para reflujo mínimo.

Estos últimos parafos son importantes ya que nuestro sistema etanol-agua es un sistema con desviación positiva a la ley de Raoult debido a su azeótropo que se encuentra en ----

$X=Y= 0.91$ fracción mol a una temperatura de $161.06^{\circ}F$, y una presión de 586 mmHg., y al hacer los cálculos es importante tener en cuenta estos fenómenos para evitar errores.

Cualquier relación de reflujo entre el mínimo y el total nos proporcionará la separación deseada. La relación de reflujo que debe utilizarse debe ser la óptima o la más económica para lo cual el costo del equipo sea mínimo. Cuando se tiene el reflujo mínimo el número de etapas es infinito, pero son mínimos los costos de operación (energía del rehervidor, agua de enfriamiento, potencia de la bomba del reflujo, etc.,) al ir aumentando el reflujo el número de etapas disminuye rápidamente y aumenta el diámetro de la columna debido a un aumento de los flujos manejados en la torre y por lo tanto los gastos de operación del equipo aumentan. Por lo tanto el costo total que es la suma del costo de operación y el costo fijo debe pasar por un mínimo y esta es la relación de reflujo óptima. Por reglas heurísticas se ha encontrado que no siempre el valor óptimo de reflujo se encuentra cerca del reflujo mínimo y se encuentra entre 1.2 y 1.5 veces el reflujo mínimo, probablemente es el promedio cercano a el límite inferior. En nuestro caso se utilizará un reflujo de 1.25 veces el reflujo mínimo.

I.V..4.- Análisis de variables de diseño.

Cuando intentamos resolver un problema de una unidad de separación multietapa como el caso de destilación fraccionada se dice que el problema esta resuelto cuando conocemos temperatura, composición presión y flujos en cada una de las ----

corrientes asociadas a la unidad de separación.

En la mayoría de los casos en épocas anteriores solo se llevaba a cabo en la mayoría de las situaciones el diseño de la unidad de separación, más aun ahora bajo la crisis económica por la que cruza el país se ha hecho importante la adaptación del equipo ya instalado a los nuevos requerimientos ó a mejorar su rendimiento en el proceso, esto es, encontrar el mejor rango de operación de un equipo ya instalado, por lo anterior se pueden observar dos cosas:

i) El equipo impone ciertas restricciones como son:

- Dimensiones físicas
- Localización del plato de alimentación
- Capacidad del condensador y del rehervidor
- Eficiencia de aislamiento
- Temperatura y presión de trabajo
- Función del sistema a manejar: Número de etapas --
eficiencia a las etapas.

ii) El diseñador al tratar de obtener ciertas características de un proceso fija algunas restricciones como son :

- Flujo de alimentación
- Relación de reflujo
- Concentración de algunas corrientes
- Etc.,

De tal manera que al unir los puntos anteriores se lleva a una solución única . Por lo tanto el diseñador debe conocer cuales son las variables a fijar, ya que hay ciertas restricciones. tanto por parte de la unidad así como impuestas por -

el diseñador, las cuales nos llevarán a la solución única.

Para lograr lo anterior existen varios métodos de diseño algunos llamados métodos cortos, los cuales no son siempre muy exactos debido a simplificaciones hechas a partir de ciertas consideraciones que pueden hacerse ya sea en función del fenómeno a tratar o de las características del sistema involucrado en el proceso, y solo son utilizados para dar soluciones aproximadas del problema. Existen otros los cuales al ser más rigurosos en su planteamiento nos acercan más a la solución del problema.

La habilidad para determinar el número exacto de relaciones o especificaciones de diseño, el cual es el caso de la unidad de destilación, es arbitrariamente impuesto por el diseñador o en el caso de una unidad ya instalada para su optimización se obtiene a partir de un análisis de las relaciones antes mencionadas. Las variables que se consideran son:

- 1) Concentraciones de las corrientes
- 2) Temperaturas
- 3) Presiones
- 4) Flujos
- 5) Variables de repetición (Nr)

La quinta propiedad es el único grado de libertad que usa el diseñador cuando especifica la frecuencia con que se repetirá un elemento dado en una unidad. En el caso de una columna de destilación que contiene más de una sección por ejemplo, por encima y por debajo de la etapa de alimentación se deberá especificar el número de etapas en cada sección y exist

tiran tantas variables de repetición como secciones o sea --
 $N_r=2$.

El primer paso en un análisis de un sistema es contar --
todas las variables involucradas N_v . El número N_v es por ana-
logía el número de incógnitas de un sistema de ecuaciones si-
multáneas.

El segundo paso es contar las restricciones o relaciones
que existen en el sistema N_c . Por analogías, este número N_c -
sería el número de ecuaciones linealmente independientes de -
un sistema de ecuaciones simultáneas. Si el número de ecuacio-
nes es igual al número de incógnitas el problema está defini-
do y llegamos a una solución única del problema.

En otras palabras si el número de variables N_v es igual-
al número de relaciones de restricción N_c , el problema está -
completamente definido. Desgraciadamente esto no es posible -
al diseñar un equipo, de tal manera que el diseñador debe es-
pecificar ciertas variables, el número que puede especificar-
se refiere a los grados de libertad o variación en el sistema
y puede ser calculado así:

$$N_i = N_r - N_c \quad \dots \dots \dots (IV.22)$$

Para el caso le llamaremos " variables de diseño" a N_i
ya que son las variables que el diseñador debe especificar pa-
ra definir completamente el sistema.

Las restricciones N_c , se pueden dividir en los tipos si-
guientes:

- 1) Restricciones inherentes.

- 2) Restricciones de balance de materia.
- 3) Restricciones de balance de energía
- 4) Restricciones de equilibrio de fases
- 5) Restricciones de equilibrio químico.

Las restricciones inherentes.- Estas toman la forma de -- identidades entre dos o más variables, p.e., el concepto de -- etapa de equilibrio involucra la restricción inherente de que la temperatura y la presión del vapor y del líquido en equilibrio son iguales, o sea que están a las mismas condiciones de temperatura y presión.

Las restricciones de balance de materia, se pueden establecer un balance para cada uno de los componentes, entonces existe C restricciones y una alternativa de escribir $C-1$ balances por componente y un balance global de masa.

Restricciones de balance de energía.- Un balance de -- energía total es otra relación restrictiva, esto involucra -- cualquier corriente. En algunos casos el balance de energía -- puede no ser independiente de las identidades enlistadas como restricciones inherentes.

Restricciones de equilibrio de fases.- En los sistemas -- con más de una fase los componentes se distribuirán entre ello de una manera característica. Esta distribución está descrita por el coeficiente de distribución " K ". En general si todos los componentes existen en todas las fases, el número de restricciones debidas a fenómenos de distribución serán $C(N_p-1)$ - donde N_p = el número de fases. Las restricciones de equilibrio químico no interesan, puesto que se analiza un sistema no -- reactivo.

La forma en que se exponen las relaciones restrictivas - carecen de importancia, solo interesa el número de esas restricciones .

Análisis de un elemento. - Un elemento se define como parte de una unidad compleja. La unidad puede ser total o una so la parte del proceso completo. los elementos apropiados a una unidad se puede cambiar con rapidez para formar el proceso - completo. Hay que hacer notar que se debe dejar margen para - las corrientes de conexión (llamadas algunas veces inter--- corrientes) cuyas variables se cuentan dos veces cuando se --- unen=elementos o unidades.

Ya existen los análisis de elementos en la literatura - (10) de tal manera que en nuestro caso solo se hará el análisis de la unidad de separación completa.

Entonces una unidad se define como una combinación de -- elementos, y est unidad puede o no constituir el proceso completo. Por definición:

$$N_V^U = N_r + N_i^e \quad \dots\dots\dots(IV.23)$$

donde: N_V^U = El número de variables en la unidad.

N_r = Variables de repetición

N_i^e = La suma de todas las variables de diseño de los -- elementos.

De igual manera por definición:

$$N_i^e = N_V^U - N_C^U \quad \dots\dots\dots(IV.24)$$

donde N_C^u = Se refiere a las nuevas relaciones restrictivas (identidades) que se generan cuando se combinan los elementos. N_C^u , no incluye ninguna de las restricciones que se tomaron en cuenta al calcular N_i^e para los elementos independientes. Incluye solo las identidades de corrientes que existen en cada intercorrientes entre dos elementos. Las variables de las intercorrientes ($C + 2$) se contaron en cada uno de los elementos al calcular sus respectivos N_i^e . Por lo tanto se deben contar ($C + 2$) nuevas relaciones restrictivas para cada intercorriente en la combinación de elementos, para evitar las redundancias.

IV.5. - Análisis para una unidad de destilación.

Este análisis para una unidad de destilación se hará con condensador total y rehervidor parcial, que es nuestro caso.

El número de variables N_V^u de la ecuación IV.23 debe ser considerado en el análisis de la unidad entera y es la suma de N_i^e para los seis elementos involucrados, ya que no existen equipos que se repitan y $N_r=0$ por lo tanto $N_V^u = N_i^e$.

Elemento	N_V^U
Condensador total	U+4
Divisor de reflujo	U+5
Etapas simples de equilibrio	
N - (M-1)	2C+ 2(N-M-1) + 5
Etapas de alimentación	3C+8
Etapas simples de equilibrio	
M-1)	2C+2(M-1)+5
Rehervidor parcial	<u>C+4</u>
	10C+2N+27

La combinación crea nueve intercorrientes, por lo tanto:

$$N_C^U = 9(C+2) = 9C+18$$

Las variables de diseño a disposición del diseñador son las dadas por la ecuación IV.24 que aplicandola nos da:

$$N_I^U = N_V^U - N_C^U$$

$$N_I^U = (10C+2N+27) - (9C+18) = C+2N+9$$

Para cumplir con este número de variables, un conjunto de especificaciones posibles pueden ser las siguientes:

	N_1^u
Presión en cada etapa (incluyendo el rehervidor)	N
Presión en el condensador	1
Presión en el divisor de reflujo	1
Perdidas de calor en cada etapa, excluyendo el rehervidor	N-1
Perdidas de calor en el divisor de reflujo	1
Corriente de alimentación (F)	C+2
Temperatura de reflujo	1
Numero total de etapas	1
Número total de etapas por debajo de la alimentación (M)	1
Flujo del destilado D/F	1
Maximo flujo del vapor permisible ó V/F	<u>1</u>
	C+2N+9

Las seis primeras son invariablemente especificadas por el diseñador. Las otras pueden ser utilizadas de varias maneras, estas pueden ser sustituidas por:

Relación de reflujo (R) ó N_D (número de etapas ideales)

Carga del condensador

Carga del rehervidor

Concentración de uno ó dos componentes en D ó W p.e. Z_D

Recuperación de uno ó dos componentes en D ó W p.e. Z_w

Entonces para nuestro proceso:

- La presión de operación está especificada
- Se consideran despreciables las perdidas de calor

Por lo tanto elimino las primeras cinco variables y el -

número de etapas ideales se sustituyen por el número de etapas que se desglozan en la parte superior e inferior al plato de alimentación de la torre, entonces se quitan $2N+3$ y quedan solo $C+6$. Haciendo algunas sustituciones por las propuestas se obtiene el conjunto de especificaciones finales que utilizaremos en nuestro cálculo:

Flujo de alimentación (F)	1
Composiciones de la alimentación (Z_y)	$C-1$
Entalpía de la alimentación (H_y)	1
Presión de operación (P)	1
Relación de reflujo (R)	1
Composición del destilado Z_D	1
Composición del residuo Z_y	1
Número de etapas ideales N_D	1
	$C+6$

De esta manera se logra ver que para un sistema binario el número de variables fijo son ocho, para un condensador total, cuando se utiliza un condensador parcial los grados de libertad se reducen a $C+5$ porque el condensador parcial fija la composición y la entalpía del reflujo, entonces en este caso serían siete variables fijas.

Para el diseño de un equipo nuevo, el caso más común involucra el conocimiento de H_y , Z_w , Z_D , la relación de reflujo es escogida para brindar la combinación más económica de costos del equipo son proporcionales a N_D y los costos de energía están relacionados con la carga del rehervidor Q_w .

Conforme el número de etapas se incrementa la carga del rehervidor decrece de tal manera que deberá existir un mínimo de cosotos de energía-equipos.

En la evaluación de un equipo que ya existe, usualmente esta fijo N_D y fijo R, la carga del rehervidor y la del condensador no pueden exceder ciertos valores determinados por el tamaño del equipo. Usualmente la entalpía y composición de la alimentación son conocidos y la posible composición de los productos debe ser evaluada.

IV.6.- Parametros de evaluación del calculo de equilibrios líquido-vapor del sistema etanol-agua.

Antes de empezar el cálculo es necesario hacer mención de las consideraciones que tendremos que hacer para poder calcular los equilibrios líquido-vapor por el metodo Ponchon-Savarit.

- Se tomará una base de calculo de 100 lb mol/hr (F) obviamente esta base es mucho muy alta para la capacidad de la torre del laboratorio, se tomará esta solo por comodidad para hacer los cálculos, ya que se encontrará en realidad el flujo verdadero al llevar a cabo el análisis hidráulico de la torre, ésta se obtendrá como un porcentaje de los valores obtenidos.
- La alimentación a la torre se consideró diluida, la fracción mol del alcohol de alimentación a la torre se tomo como 0.25 fracción mol ($Z_p = 0.25$), este valor no tiene su fundamento en consideraciones teóricas, es la concen-

tración comunmente encontrada en promedio en la alimentación a las torres del laboratorio (L.S.M.). Además -- con con una alimentación tan baja de etanol nos encontramos lejos del azeótropo y sería poco probable que al destilar la mezcla en esta pequeña torre nos acerquemos al azeótropo de la mezcla y nuestras suposiciones ya no sean tan validas por efectos provocados por el azeótropo.

- La alimentación se considera con una temperatura promedio ambiental de 20°C .
- La torre de destilación, o mejor dicho la destilación de la mezcla se llevará a cabo a presión atmosférica local, a una presión de 586 mmHg.
- Se considerará un reflujo de la torre establecido por la literatura como $R = 1.25 R_m$ donde R_m es el reflujo mínimo por calculo.
- Se consideran despreciables las pérdidas de calor a lo largo de la torre, debido a que esta es pequeña y tiene pocas etapas y su efecto es mínimo. Además la forma de llevar a cabo un cálculo riguroso es, como primera prueba se desprecian las pérdidas de calor y después teniendo ya una base se procede a tomar estimados de pérdidas de calor en las secciones de la torre.
- Se considera una eficiencia global de la torre del 75% -- este valor realmente esta ajustado debido a que el valor que se nos da como referencia en el lab. de Ing. -- química (L.S.M.), es del 70% al 73%, este valor se ajusta por comodidad en el cálculo para encontrar el número

de etapas ideales, esto es:

$$\text{No. de etapas reales} = \frac{\text{No. de etapas ideales}}{\text{eficiencia global de la torre}} \dots (IV.25)$$

Donde el número de etapas reales son ocho unidades, de tal manera que:

$$\text{No. de etapas ideales} = 8 \times 0.75 = 6.0$$

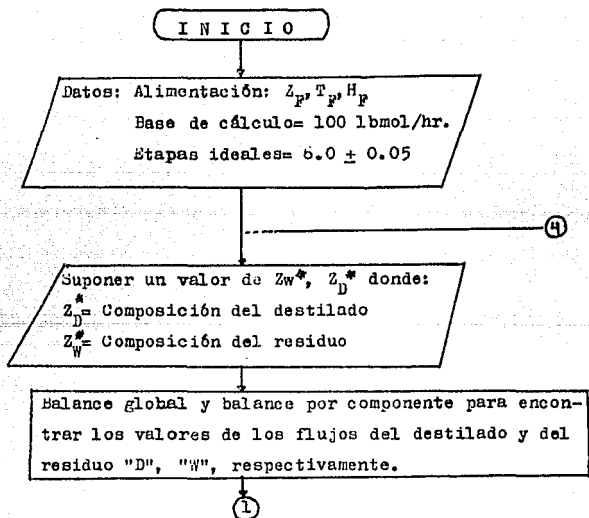
Con lo cual se podrá encontrar los flujos en cada una de las etapas, por otro lado por regla heurística se ha visto que cuando tenemos etapas fraccionarias se sube a la etapa entera superior, el cual es nuestro caso, ya que con 70% de eficiencia se obtienen 5.6 etapas ideales.

- Como última observación se expone que el método Ponchon-Savarit como ya sabemos es un método gráfico por lo tanto si nosotros intentáramos hacer el cálculo en forma gráfica tendríamos algunos problemas ó errores inevitables en este tipo de cálculos, como errores de paralaje etc., el problema se corregirá al hacer el cálculo matemático, se hará una explicación en su momento, cuando estemos en el cálculo ya sea por una línea de unión o sobre las líneas de saturación en el diagrama de entalpía-concentración, al trazar el número de etapas: cada una de estas líneas que son rectas llevarán su respectiva correlación de mínimos cuadrados así como su ecuación explícita. En el caso de las curvas de saturación del va-

por y el líquido estas no son rectas y por lo tanto se obtienen ecuaciones rectas en pequeños intervalos donde nos encontramos en cada uno de los cálculos.

IV.7.- Algoritmo de cálculo de equilibrio líquido-vapor.

A continuación se da el diagrama de flujo del algoritmo de cálculo del equilibrio líquido-vapor para el sistema etanol-agua, utilizando el método Ponchon-Savarit.



1

Se encuentra el reflujo mínimo "Rm", para esto se busca la línea de operación que llegue más alta y se escoge una línea de unión que este arriba de la línea de unión que pasa por la alimentación -- debido a la desviación positiva del sistema a la ley de Raoult.

Con este valor se encuentra el punto de diferencias mínimo en la zona de enriquecimiento " Δ_{Dm} " mínimo.

Se calcula reflujo mínimo con: $R = 1.25 R_m$

Se encuentra el punto de diferencias real del estilado Δ_D .

El punto de diferencias del residuo Δ_w se encuentra con la línea recta que pasa por Z_y , H_x , Δ_D , Z_w .

2

②

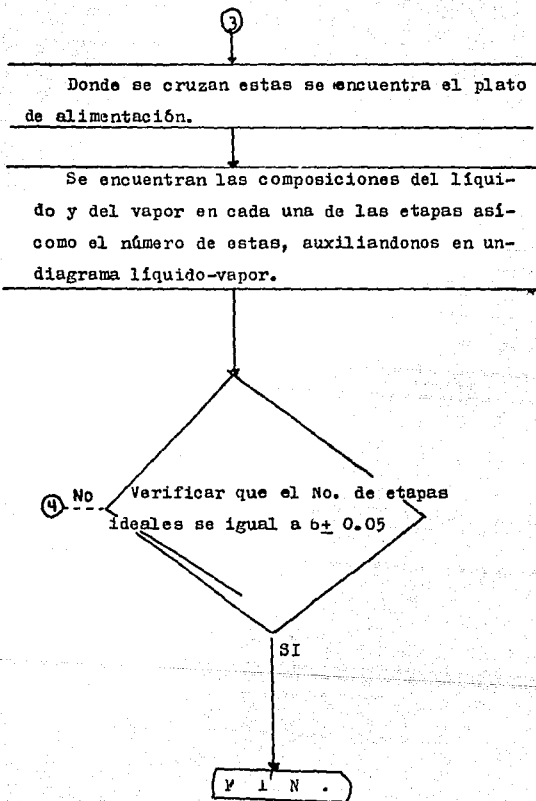
Se encuentra la curva de operación de la zona de enriquecimiento: Para esto, se trazan las líneas que unan el punto con las composiciones de los líquidos saturados que descienden de los platos X_{Ln} y que se encuentran con los vapores de composiciones Y_{Gn+1} .

Cuando se está tan cerca del punto que pasa por Δ_p, Δ_w, F , y cruza en la línea de líquido saturado es casi probable que al trazar la siguiente etapa -- nos encontramos en la zona de agotamiento, por lo -- tanto hay cambio de curva de operación y se trata de encontrar los puntos de la zona de agotamiento.

Se encuentra la curva de la sección de agotamiento: Empezando desde el punto Δ_w , para esto se trazan las líneas que unen al punto G_n, Δ_w , con las composiciones de los vapores saturados Y_{Gm+1} que ascienden por los platos y se encuentran con los líquidos de composición X_m .

Se obtiene la curva que nos representa la curva de operación total de la destilación en un diagrama de equilibrio X vs. Y .

③



IV.8.- memoria de cálculo.

Este cálculo es como se puede notar por el diagrama de flujo del algoritmo de cálculo, la última iteración, donde se logró la convergencia para el número de etapas ideales requeridas .

Datos:

Base de cálculo : 100 lb mol/hr = F

Z_F = Composición de la alimentación = 0.25 fracc. mol

T_F = Temperatura de la alimentación = 20°C

H_F = Entalpía de la alimentación (como líquido subenfriado = - 11700 BTU/lb mol

R = Reflujo = 1.25 Rm. (donde "Rm" es el reflujo mínimo)

Datos supuestos:

Z_D = Composición del destilado = 0.688 fracc. mol

Z_W = Composición del residuo = 0.1 fracc. mol

Dato de convergencia:

N_D = No. de etapas ideales = 0.0 ± 0.05

Cálculo de flujos de destilado "D", residuo "W", por medio de un balance de materia global y por componente en la torre con las ecuaciones IV.18, IV.19 respectivamente:

$$F = D + W \quad ; \quad Z_F = Z_D \frac{D}{F} + Z_W \frac{W}{F}$$

Susstituyendo:

$$100 = D + W \text{ entonces : } D = 100 - W$$

$$0.25(100) = 0.688(100 - W) + 0.1 W$$

Resolviendo por ecuaciones simultaneas:

$$W = 74.489 \text{ lb mol / hr.}$$

$$D = 25.5102 \text{ lb mol / hr.}$$

Calculo de reflujo minimo:

Se encontró que la línea de unión que pas por la alimentación en un diagrama entalpia-concentración es :

$$X_{L \text{ sat.}} = 0.2945$$

$$Y_{G \text{ sat.}} = 0.5954$$

Debido a la desviación positiva de la ley de Raoult del sistema etanol-agua se escoge una línea de unión inmediata su perior a la línea de unión que pasa por la alimentación; en nuestro caso se escogio la siguiente:

$$X_{L \text{ sat.}} = 0.30$$

$$Y_{G \text{ sat.}} = 0.599$$

$$H_{L \text{ sat.}} = -8262.85 \text{ BUT/lbmol}$$

$$H_{G \text{ sat.}} = 14 \text{ 326 BTU/lb mol}$$

Por la prolongación de esta línea de unión se extrapolo para encontrar el punto de diferencias mínimo con la convergencia del destilado, donde el punto de las diferencias del destilado es Δ_{Dm} .

La ecuación que representa la línea de unión es :

$$Y = 75549.766 X - 30\ 927.779$$

Con esta ecuación y con $Z_D = 0.688$ como abscisa se encontró el punto ;

$$\Delta_{Dm} = (0.688, 21050.46)$$

Con la siguiente ecuación se encuentra el reflujo mínimo:

$$Rm = (Q'_{\text{mínimo}} - H_{G1}) / (H_{G1} - H_{L0})$$

por interpolación de los datos del apéndice se encontraron:

$$H_{L0} = \text{Entalpia del líquido sat.} = -2214.436 \text{ BTU/lbmol}$$

$$H_{G1} = \text{Entalpia del vapor saturado} = 15590.064 \text{ BTU/lbmol}$$

donde Q' mínimo es el valor en el punto de las diferencias mínimo del calor que se elimina en el condensador y el destilado permanentemente por mol de destilado.

$$Q'_m = 21\ 050.46 \text{ BTU/lbmol}$$

Substituyendo en la ecuación:

$$Rm = \frac{(21050.46 - 15590.064)}{(15590.064 + 2214.436)} = 0.3067$$

ya con el valor del reflujo mínimo se encuentra el valor del reflujo:

$$R = 1.25 R_m = 1.25(0.3067) = 0.3833$$

Con la misma ecuación con que se encontró Q^*m se encuentra el valor de Q^* :

$$Q^* = (H_{GI} - H_{Lo}) R + H_{GI}$$

$$Q^* = (17804.5) (0.3833) + 15590.064$$

$$Q^* = 22415.55 \text{ BTU/lbmol}$$

Este valor representa la ordenada y el valor de $Z_D = 0.688$ la abscisa para localizar el punto de las diferencias en el destilado.

$$\Delta_D = (0.688, 22415.55)$$

Calculo del punto de las diferencias en el residuo Δ_w :

El punto de las diferencias en el fondo de la torre se encuentra trazando una recta que pase por los puntos Δ_D , (Z_P, H_P) , Δ_w , por lo tanto la línea recta es:

$$H = 77889.383 (\text{Fracc. mol}) - 31172.3458$$

extrapolando se encuentra que en $Z_w = 0.1$:

$$H = -23383.407 \text{ BTU/lbmol.}$$

donde este valor representa Q' que es el valor de la ecuación IV.15 que representa el flujo neto de calor saliente en el fondo por mol de residuo, y este junto con Z_w se encuentra el punto de las diferencias del residuo Δ_w :

$$\Delta_w = (0.1, -23383.4075)$$

Curva de enriquecimiento:

Para encontrar la curva de operación de la zona de enriquecimiento se trazan líneas que unan el punto Δ_D con las composiciones de los líquidos saturados que descienden por los platos y que se encuentran con los vapores saturados que ascienden y así hasta el punto anterior a la alimentación ver fig. IV.2. Según podemos apreciar en esta figura que se traza una línea desde Δ_D hasta Y_{G1} , que es el vapor que sale por el domo de la torre. Cuyo valor es $Y_{G1} = 0.688$ este punto denotado por G_{L1} en el diagrama se encuentra en equilibrio con el líquido X_{L1} cuya fracción mol y entalpía son, y se obtienen por interpolación de los datos del apéndice:

$$X_{L1} = 0.512$$

$$H_{L1} = -4964.99 \text{ BTU/lbmol}$$

Lo que necesitamos encontrar es el punto G2, que es la composición del vapor que sale del segundo plato, para esto se resuelve un sistema de ecuaciones entre la recta representativa en un pequeño intervalo de la línea del vapor saturado y la recta que une el punto de las diferencias Δ_D con el punto de L1 (X_{L1}, H_{L1}). las ecuaciones son:

Zc. de vapor saturado:

$$H_{\text{vap}} = 14235.974 Y_{\text{vap. sat.}} + 5795.20$$

Ec. de recta entre Δ_D y L_1 ;

$$H = 155571.25 Y - 84617.47$$

resolviendo este sistema de ecuaciones se obtiene:

$$Y_{G_2} = 0.6397 \quad H_{G_2} = 14902.0 \text{ BTU/lbmol}$$

este vapor se encuentra en equilibrio con el líquido X_{L_2} que sale del segundo plato cuyo valor se encuentra haciendo una interpolación con los datos del apéndice.

$$X_{L_2} = 0.39045 \quad H_{L_2} = -6859.064 \text{ BTU/lbmol}$$

de la misma manera que el punto anterior se lleva a cabo para encontrar el punto G_3 :

La ecuación del vapor saturado es :

$$H_{\text{vap.}} = 14235.974 Y_{\text{vap. sat.}} + 5795.20$$

La ecuación de la recta que une el punto Δ_D con X_{L_2} es:

$$H = 98385.528 Y - 45273.69$$

resolviendo se encuentra que :

$$Y_{G3} = 0.60688 \quad H_{G3} = 14434.76 \text{ BTU/lbmol}$$

este vapor se encuentra en equilibrio con:

$$X_{L3} = 0.3175 \quad H_{L3} = -7940.947 \text{ BTU/lbmol}$$

El siguiente punto que es Y_{G4} se encuentra de la misma forma:

la ecuación de vapor saturado es :

$$H = 14235.974 Y_{\text{vap.sat}} + 5795.20$$

La ecuación de la recta que pasa por el punto Δ_D con X_{L3} es:

$$H = 82072.517 Y - 34050.34$$

resolviendo el sistema de ecuaciones se encuentra que :

$$Y_{G4} = 0.5873 \quad H_{G4} = 14157.082 \text{ BTU/lbmol}$$

Como ya nos encontramos muy cerca de la línea que une los puntos de las diferencias Δ_D , Δ_w y la alimentación (Z_F , H_F), es necesario saber si con el líquido en equilibrio con Y_{G4} ya nos pasamos a la zona de agotamiento, para esto, lo que hacemos es encontrar en que punto se cruzan la curva que une a los puntos de las diferencias con la línea de li-

quido saturado, ya que este punto es lo que me limita. El líquido X_{L4} esta en equilibrio con Y_{G4} es:

$$X_{L4} = 0.2813$$

por lo tanto:

la curva que pasa por $\Delta_D, \Delta_w, (Z_p, H_p)$ es:

$$H = 77889.383 X - 31172.34$$

la curva de líquido saturado :

$$H = 15338.87 X_{liq. sat.} - 12866.69$$

resolviéndo el sistema de ecuaciones encontramos que :

$$X = 0.2926 \quad H = - 8377.71 \text{ BTU/lbmol}$$

El valor de líquido saturado encontrado nos determina -- si estamos en la zona de agotamiento ó de enriquecimiento, - esto depende del valor del líquido saturado X_{L4} en equilibrio con Y_{G4} , si su valor es menor al valor $X = 0.2926$ ya habríamos cruzado la línea y nos encontraríamos en la zona de agotamiento, y si es mayor a este valor, nos encontraríamos aún en la zona de enriquecimiento.

Comparando los valores de :

$$X_{L4} < X_{L \text{ sat.}}$$

por lo tanto ya nos encontramos en la zona de agotamiento y -
y ahora el cálculo se debe de efectuar con la línea que cruza
en w para encontrar la curva de operación de la zona de ago-
tamiento.

Zona de agotamiento.

De la misma manera que se elaboro para la curva de enri-
quecimiento se trazan rectas que unan el punto de las diferen-
cias Δw con la curva de vapor saturado para encontrar con la
la ecuación de esta curva y con la ecuación de la curva de lí-
quido saturado se encontrarían los líquidos saturados y ya --
con estos se encontrarían sus vapores en equilibrio por medio-
de las líneas de unión del diagrama de equilibrio entalpía--
concentración. ver Fig.4.4.

El líquido saturado $Z_w = 0.1$ esta en equilibrio con el va-
por saturado:

$$y_{(1)}^* = 0.406$$

$$H_{(1)}^* = 11560.3 \text{ BTU/lbmol.}$$

se traza una línea recta desde el punto de las diferencias --
 $\Delta w = (0.1, -23383.4)$ al punto G^*1 y nos da la siguiente ecua-
ción:

$$H = 114195.122X - 34802.92$$

la curva de líquido saturado entre los puntos de 0.2 a 0.35.

tiene una correlación $r = 0.9998$ y su ecuación es:

$$H = 15338.87 X - 12866.69$$

resolviendo el sistema de ecuaciones encontramos el valor del líquido saturado que cae al último plato de la torre el cual designamos como X'_{L2} :

$$X'_{L2} = 0.2219$$

$$H'_{L2} = -9462.994 \text{ BTU/lbmol}$$

este líquido se encuentra en equilibrio con el vapor :

$$Y'_{G2} = 0.5532$$

$$H'_{G2} = 13683.30 \text{ Btu/lbmol}$$

De la misma manera tenemos que encontrar el valor del líquido que proviene del plato anterior al líquido que encontramos, se encuentra trazando una recta desde el punto Δ_w - y el vapor saturado Y'_{G2} y encontrando el punto de intersección con el líquido saturado entre 0.2 y 0.35.

Ecuación de la recta que va de Δ_w a $G'2$:

$$H = 81782.55 X - 31561.66$$

Ecuación de la curva de líquido saturado:

$$H = 15338.87 X - 12866.643$$

resolviendo el sistema de ecuaciones se encuentra el punto de

cruce que es X'_{L3} :

$$X'_{L3} = 0.281365$$

$$H'_{L3} = - 8550.86 \text{ BTU/lbmol}$$

El vapor que esta en equilibrio con este líquido es $Y'_{G3} = 0.58$ y el siguiente líquido saturado ya cruzaría nuestro límite que es por donde cruza la línea que pasa por A_w, A_D (Z_p, H_p), por lo tanto aquí se detiene este calculo.

Calculo de las curvas de operación de las zonas de agotamiento y enriquecimiento:

Ahora lo que haremos es encontrar con los puntos las ecuaciones de operación:

Curva de operación de la zona de enriquecimiento:

$$Y_G = 0.27275X + 0.500 \quad \text{correlación: } r = 0.99998$$

Con los puntos :

X_L	Y_G
0.688	0.688
0.512	0.6397
0.3904	0.6068

Curva de operación de la zona de agotamiento:

$$Y_G = 2.5006 X - 0.14477 \quad r = 0.99999$$

con los datos :	X_L	Y_G
	0.1	0.1015
	0.2214	0.406
	0.2813	0.5532

Calculo del No. de etapas y del plato de alimentación:

Resolviendo este sistema de ecuaciones podemos encontrar en un diagrama de equilibrio líquido-vapor el punto de cruce de ambas curvas el cual nos servirá para encontrar el plato de alimentación así como para trazar las etapas y saltarnos de una zona a la otra. Este punto tiene por coordenadas:

$$X = 0.2917$$

$$Y = 0.5798$$

Ahora lo que se tendría que hacer es trazar en un diagrama de la curva de equilibrio líquido-vapor del sistema las curvas de operación de la zona de enriquecimiento y de la de agotamiento y empezar a trazar las etapas desde el punto (0.688, 0.688) de la zona de enriquecimiento hasta el punto (0.1004, 0.1015) de la zona de agotamiento y ver cuantas etapas nos da, si el número de etapas encontrado no es de 6 ± 0.05 se regresa al inicio a proponer otros datos supuestos

En este calculo ya se llevo a la convergencia . La forma en que se procedio para encontrar los valores fue la siguiente:

1) Con el punto (0.688, 0.688) de la curva de enriquecimiento, se traza una horizontal a la curva de equilibrio con esto se encuentra el punto de cruce que es:

(0.512, 0.688)

2) Con este punto y la ecuación de la zona de enriquecimiento se encuentra el punto de cruce con esta curva que es:

(0.512, 0.6397)

Se procede de igual forma que el punto encontrado anteriormente para encontrar el cruce con la curva de equilibrio. Despues de encontrar el último punto que cae en la curva de enriquecimiento se repite como en el punto anterior para encontrar el cruce con la curva de equilibrio, y así hasta llegar al punto (0.1004, 0.1015), ver la fig.4.9., así como la tabla IV.1 donde se encuentran los puntos de la fig.4.9. - En este diagrama tambien se esquematan el número de etapas y la fracción de etapa que se encontró fue de 0.0057, el cual está dentro de lo especificado, también se logra notar que la etapa No. cuatro es el lugar de alimentación a la torre. Por último se anexa en la fig.4.10 un diagrama esquemático de la torre de destilación completa representando las composiciones encontradas para todo el sistema.

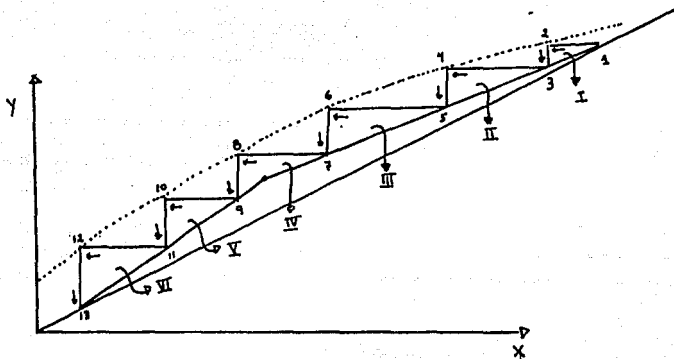
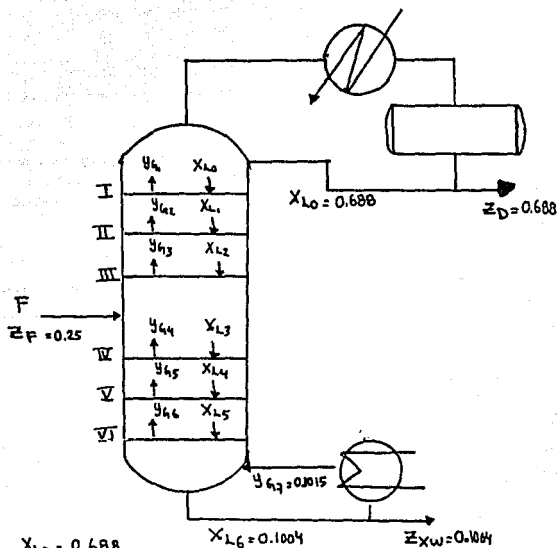


Fig. 4.9.- Número de etapas .

Tabla IV.1. - Puntos representados en el diagrama de la
fig.4.9.

	X	Y
1)	0.688	0.688
2)	0.512	0.688
3)	0.512	0.6397
4)	0.390	0.6397
5)	0.390	0.6068
6)	0.3175	0.6068
7)	0.3175	0.5868
8)	0.2813	0.5868
9)	0.2813	0.5537
10)	0.222	0.5537
11)	0.222	0.4069
12)	0.1004	0.4069
13)	0.1004	0.1015



$y_{G1} = 0.688$	$x_{L0} = 0.688$
$y_{G2} = 0.6397$	$x_{L1} = 0.512$
$y_{G3} = 0.6068$	$x_{L2} = 0.390$
$y_{G4} = 0.58$	$x_{L3} = 0.3175$
$y_{G5} = 0.5537$	$x_{L4} = 0.2813$
$y_{G6} = 0.4069$	$x_{L5} = 0.2226$

Fig. 4.10.- Esquema de destilación de fracc. mol

IV.9. - Cálculo de flujos internos de la torre.

Después de haber encontrado las composiciones del líquido y el vapor que fluyen en cada plato, encontraremos el valor del flujo másico correspondiente a cada una de estas composiciones, ya que es el punto de partida para nuestro análisis hidráulico del plato. Se pueden obtener estos al igual que las composiciones por el mismo método Ponchon-Savarit gráficamente ó analíticamente, en sí es solo un balance de materia del sistema de destilación plato por plato. Utilizando las ecuaciones establecidas para estos fines por el método:

Por medio de la definición de reflujo de la torre:

$$R = L_0/D \quad \dots\dots\dots (IV.26)$$

Podemos obtener el valor de L_0 , ya que del cálculo anterior conocemos $R = 0.3833$ y $D = 25.51$ lb mol/ hr, entonces:

$$L_0 = 0.3833 (25.51) = 9.779 \text{ lbmol/hr.}$$

Por un balance de materia global en el domo de la torre se puede encontrar el valor del vapor que sale de la torre y este al condensarse forma el reflujo L_0 , y el destilado "D". ver fig.4.11.

$$G_1 = L_0 + D = 9.779 + 25.51 = 35.289 \text{ lbmol/hr} \dots (IV.27)$$

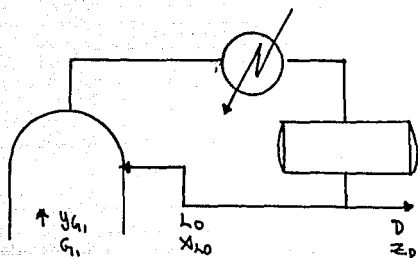


Fig.4.11.- Balance en el condensador.

Ya conocemos que por llevarse a cabo una condensación -- total las composiciones de G_1 , L_0 , D , son las mismas, 0.688 -- fracc. mol.

Analicemos pues plato por plato, para poder encontrar -- los flujos másicos de estos .

El plato I tiene los siguientes datos para su evaluación vease la fig.4.12.

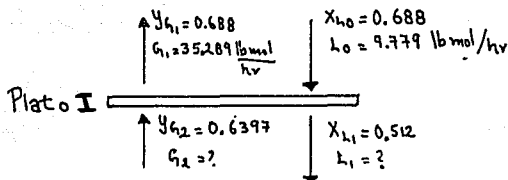


Fig.4.12.- Balance del plato I

Como se puede ver los flujos se pueden encontrar por medio de un balance global de materia y por medio de un balance de materia por componentes, ya que es un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas.

$$G_2 + L_0 = L_1 + G_1 \quad \dots\dots\dots (IV.28)$$

$$Y_{G2} G_2 + X_{L0} L_0 = L_1 X_{H1} + G_1 Y_{G1} \quad \dots\dots\dots (IV.29)$$

Pero utilicemos las ecuaciones propuestas por el método Ponchon-Savarit (9).

$$L_n/D = (Z_D - Y_{G_{n+1}}) / (Y_{G_{n+1}} - X_{L_n}) \quad \dots\dots\dots (IV.30)$$

$$L_n/G_{n+1} = (Z_D - Y_{G_{n+1}}) / (Z_D - X_{L_n}) \quad \dots\dots\dots (IV.31)$$

Estas ecuaciones se utilizan para la zona de enriquecimiento y los subíndices me indican los flujos y composiciones del plato que salen, pues conocemos los términos $D=25.51$ que es el flujo del destilado, así como la composición de este $Z_D = 0.688$ fracc. mol.

Aplicando la ecuación IV.30 al plato I se obtiene:

$$L_1/D = (Z_D - Y_{G2}) / (Y_{G2} - X_{L1})$$

$$L_1 = 9.6487 \text{ lbmol/hr.}$$

Para el vapor con la ecuación IV.31 se obtiene:

$$L_1/G_2 = (Z_D - Y_{G2}) / (Z_D - X_{L1})$$

$$G_2 = 35.1589 \text{ lbmol/hr.}$$

El flujo global que maneja el plato I es:

$$L_0 + G_2 = 44.93 \text{ lbmol/hr.}$$

El valor de la temperatura en el plato I se encuentra con los datos del apéndice ya que el G_1 y el L_1 al salir del plato salen en equilibrio, la temperatura es $T_I = 164^\circ \text{F} = 73.33^\circ \text{C}$ esta se tiene por interpolación de los datos del apéndice.

Plato II

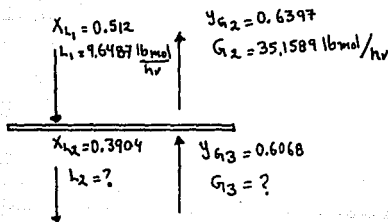


Fig. 4.13.- Balance del plato II

Aplicando la ecuación IV.30:

$$L_2 = 9.5614 \text{ lbmol/hr.}$$

Aplicando la ecuación IV.31:

$$G_3 = 35.071 \text{ lbmol/hr.}$$

$$\text{Flujo por plato} = L_1 + G_3 = 44.72 \text{ lbmol/hr.}$$

$$\text{Temperatura del plato} = T = 165.95^\circ \text{F} = 74.419^\circ \text{C}$$

plato III

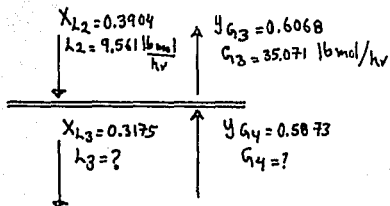


Fig. 4.14.- Balance del plato III

Aplicando la ecuación IV.30:

$$L_3 = 9.512 \text{ lbmol/hr.}$$

Aplicando la ecuación IV.31:

$$G_4 = 35.022 \text{ lbmol/hr}$$

$$\text{Flujo del plato} = L_2 + G_4 = 44.5838 \text{ lbmol/hr.}$$

$$\text{Temperatura del plato} = T = 167.56 \text{ }^\circ\text{F} = 73.311 \text{ }^\circ\text{C.}$$

El plato de la alimentación y los demás platos de la sección de agotamiento se resuelven con las siguientes ecuaciones:

$$L_m/W = (Y_{G_{m+1}} - X_{L_w}) / (Y_{G_{m+1}} - X_{L_m}) \dots\dots\dots (IV.32)$$

$$L_m/G_{m+1} = (Y_{G_{m+1}} - X_{L_m}) / (X_{L_m} - X_{L_w}) \dots\dots\dots (IV.33)$$

donde "W" es el flujo del componente pesado en los fondos - de la torre cuyo valor ya conocemos $w=74.4898$ lbmol/hr. El valor de la composición de W es $X_{L_w} = 0.1$.

Se sigue la misma regla para la utilización de las ecuaciones que la que se uso para la zona de enriquecimiento esto es, en este caso el subíndice "m" me indica el número de plato del cual proviene la corriente .

Plato IV : Plato de alimentación a la torre:

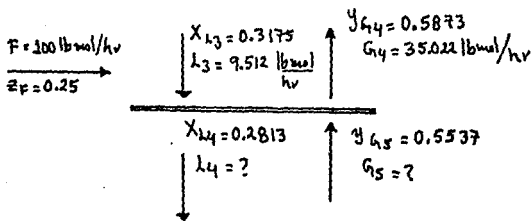


Fig. 4.15. - Esquema del plato IV.

Aplicando la ecuación IV.32:

$$L_4 = 124.077 \text{ lbmol/hr.}$$

Aplicando la ecuación IV.33:

$$G_5 = 49.587 \text{ lbmol/hr}$$

flujo del plato = $F + L_3 + G_5 = 159.09 \text{ lbmol/hr}$
Temperatura del plato = $T = 168.55^\circ \text{F} = 75.86^\circ \text{C}$

Plato V:

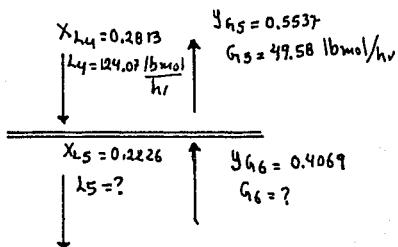


Fig. 4.16.- Esquema del plato #5.

Aplicando la ecuación IV.32:

$$L_5 = 124.018 \text{ lbmol/hr}$$

Aplicando la ecuación IV.33:

$$G_6 = 49.558 \text{ lbmol/hr.}$$

Flujo del plato = $L_4 + G_6 = 173.635 \text{ lbmol/hr}$

Temperatura del plato = $T = 170.60^\circ \text{F} = 77^\circ \text{C}$

Plato VI

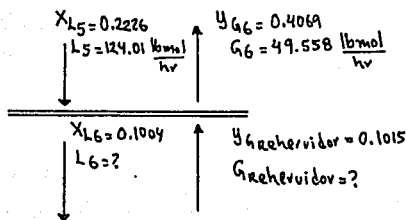


Fig. 4.17.- Esquema del plato # 6

Haciendo un balance global del liquido en el fondo de la torre:

$$L_6 = G_{\text{rehervidor}} + W \quad \dots\dots\dots (1V.34)$$

Aplicando la ecuación 1V.33:

$$L_6/G_{\text{rehervidor}} = \frac{Y_{G_{\text{rehervidor}}} - X_{LW}}{X_{L6} - X_{LW}}$$

resolviendo este sistema de ecuaciones se encuentran L_6 y $G_{\text{rehervidor}}$, esto se muestra en la fig. 4.18

$L_6 = 110 \text{ lbmol/hr}$; $G_{\text{rehervidor}} = 35.517 \text{ lbmol/hr}$
 Flujo del plato = $L_5 + G_{\text{rehervidor}} = 159.565 \text{ lbmol/hr}$
 Temperatura del plato = $F = 179^\circ F = 81.67^\circ C$

Plato VI

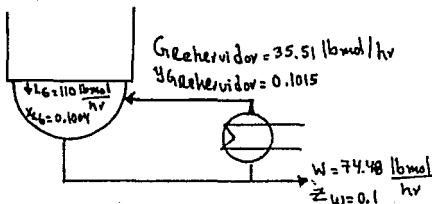


Fig. 4.18.- Esquema del fondo de la torre.

Para concluir esta parte se anexa un diagrama descriptivo de la torre con los flujos encontrados, ver Fig. 4.19.

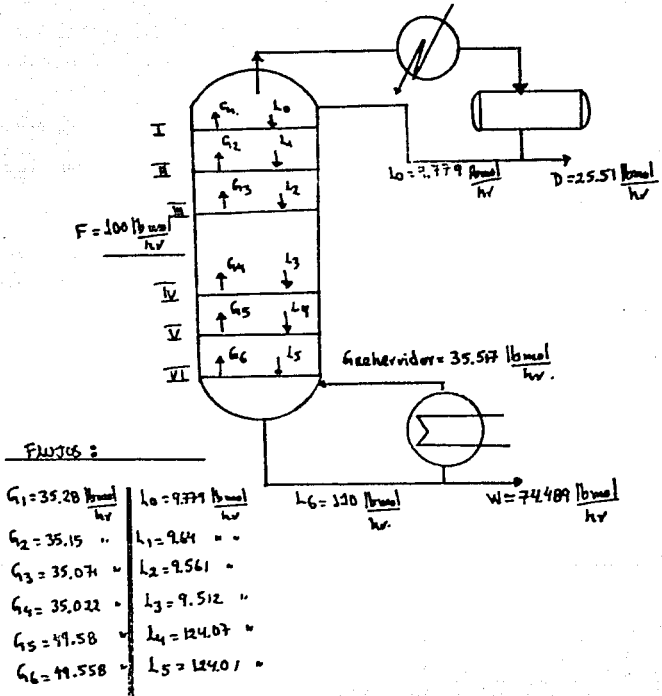


Fig.4.19 Torre de destilación completa.

CAPITULO V

V.1.- Fundamentos de hidráulica de la torre.

Como se ha mencionado en capítulos anteriores la destilación es un mecanismo por medio del cual nos valemos para llevar a cabo la separación de una mezcla basada en la transferencia de masa de una fase líquida a otra fase gaseosa o viceversa, usando como agente de separación la transferencia de energía en forma de calor a una presión de operación constante.

Al equipo que se utiliza para llevar a cabo la destilación en forma general se les llama "torres de destilación" ó "Columnas de destilación".

El fundamento para llevar a cabo el diseño de una columna de destilación es la transferencia de masa, ya que la velocidad de la transferencia aumenta en forma proporcional a el área de contacto entre las fases. Los aparatos fueron diseñados para obtener una máxima área interfacial. Para velocidades de líquido y vapor constante el tiempo de contacto entre las fases es constante y de la misma manera al aumentar el área de contacto se incrementa la velocidad de transferencia de masa.

El punto fundamental de esta tesis como ya se ha mencionado es el análisis hidráulico de la torre, es decir, se intentará esclarecer el funcionamiento de la torre de platos con borboteadores y básicamente es tratar de encontrar cuál es su intervalo de flujos de operación, así como ver que tan

bien o tan mal diseñadas estan las partes internas de la torre, en función de los parámetros ya establecidos para las torres de destilación de platos con borboteadores.

Esta evaluación se hará utilizando el método propuesto por el Fractionation Research International (F.R.I.) (2), este método es el que actualmente se utiliza para el diseño hidráulico de torres de platos con borboteadores, este método es una gran recopilación de investigaciones y modificaciones de métodos de cálculo realizados desde los años cuarentas a la fecha.

Es necesario mencionar que este método se ha utilizado para el diseño de torres de proceso y que al utilizar este método para la verificación hidráulica de un equipo a nivel planta piloto tiene sus limitaciones y quizá hasta parámetros que no sean tan válidos. Las torres más pequeñas diseñadas con este método tienen 48 in de diámetro, que comparada con la torre que se analizará que tiene 6 in de diámetro, ésta última se puede considerar muy pequeña. Es muy difícil suponer que el método se apegue perfectamente al comportamiento de la pequeña torre, pero se espera que por ser un método reconocido y confiable no tenga grandes desviaciones de la regularidad.

Por medio de la bibliografía se establece que uno de los primeros equipos para llevar a cabo una destilación por etapas fue precisamente el equipo que nos interesa, las torres de platos con borboteadores, por lo mismo son equipos que no estan muy bien diseñados, aunque su justificación de uso es cuando se tienen flujos de líquido muy bajos.

Originalmente se pensó que la resistencia principal a la transferencia de masa en el proceso de destilación, se encontraba en la fase vapor por lo que un dispositivo burbujeador que incrementara el área de contacto sería lo más conveniente resultando un contacto entre una fase continua y otra discontinua.

Esta unidad de contacto consiste en un plato plano unido a las paredes de la torre, en el cual se realizan perforaciones en las que se insertan chimeneas ó elevadores para el vapor y sobre estos se colocan copas invertidas algunas veces ranuradas que permiten el paso del vapor que se mezcla con el líquido que pasa a través del plato. El líquido en un plato es conducido al inmediato inferior por la bajante y es represado en el plato mediante un vertedero de salida para mantener un sello de líquido sobre las cachuchas o borboteadores.

Los requerimientos que deben cumplir el plato fundamentalmente son:

- Tiene que dar un alto grado de contacto entre las fases, ya que se quisiera que se aproximaran a el equilibrio después del contacto de las mismas.

- Deben de provocar una mínima caída de presión a través de la columna mientras provee el contacto necesario entre las fase.

- Nos debe dar una adecuada profundidad del líquido sobre el plato y en las bajantes, siempre y cuando la capacidad del flujo del líquido esté entre los límites que pueda manejar la columna.

Pero como mencionamos anteriormente hay pérdidas de energ

gía en el flujo a través del plato y de la columna tanto para la fase vapor como para la fase líquida, lo cual reduce fundamentalmente la eficiencia de la separación.

Para la fase líquida las regiones en las cuales pierde energía de cantidad de movimiento, esto es, tiene caídas de presión a través del plato y la columna son:

- Fracción perdida por flujo del líquido a través de la bajante.

- Fracción perdida por flujo del líquido por la restricción al flujo en el fondo de la bajante.

- Pérdida de energía causada por el cambio de dirección del líquido por la restricción al flujo en el fondo de la bajante.

- Contracción y expansión causada por la diferencia en la sección transversal de área al salir de la bajante.

- Pérdida causada por el flujo de líquido alrededor de los borboteadores.

- Pérdida causada por el flujo del líquido alrededor del área periférica de la columna.

- Pérdida causada por el flujo del líquido que fluye sobre la bajante.

Para la fase vapor son :

- Pérdida causada a la contracción del vapor que fluye desde el plato inferior que entra a el elevador por la perforación en el plato .

- Pérdida debida a la expansión del vapor que fluye del elevador a el área anular o capucha.

- Pérdida causada por el cambio de dirección del flujo del vapor del área anular a el área inversa.

- Pérdida por la fricción al flujo del vapor a través del borboteador completo.

- Pérdida por la expansión causada por el flujo del vapor a través de las ranuras de la capucha dentro del líquido.

- Energía perdida por la oposición del líquido a pasar a través de él.

- Energía perdida por expansión de la burbuja y su elevación a través del líquido.

- Energía perdida a través del cabezal de la espuma .

Por los enlistados anteriores podemos apreciar que el mal diseño en algunas de las partes del plato nos provocarían grandes caídas de presión y por lo tanto una condición bastante drástica que nos llevaría a la inoperabilidad del equipo, - hay que tomar en cuenta que el diseño de estas partes nos permite solo un rango estrecho de flujos de vapor o de líquido, - ya que si estos flujos son muy altos o muy bajos no se puede operar el equipo y por lo tanto se abate la eficiencia del equipo.

El análisis hidráulico es la revisión del comportamiento del plato y se basa en efectos de los flujos sobre las características de diseño que provocan la inundación de la torre - lo cual provocara la inoperabilidad total del equipo. Los principales tipos de inundación que se analizan son :

- a) Inundación de chorro (Jet Flooding)
- b) Inundación de la bajante
- c) Inundación por limitaciones del sistema
- d) Caída de presión del plato
- e) Gradiente del líquido
- f) Chorreo
- g) Arrastre.

V.2.- Descripción del método F.R.I.

Como ya se había mencionado anteriormente el método F.R.I. es el que se utilizará para hacer el análisis hidráulico de la torre. En el capítulo anterior se evaluarón los flujos de cada plato así como los perfiles de temperaturas y concentraciones, se seleccionaron los platos denominados como "Críticos" tanto a flujos menores como a mayores, considerando aquellos platos que manejan los flujos extremos, para hacer el análisis hidráulico de la torre se basa en que estos platos críticos operen bien, o en otras palabras se busca el comportamiento del plato al aplicarle los principales tipos de inundación mencionados en la discusión anterior y deben de cumplir las especificaciones establecidas para cada tipo de inundación, puesto que si no las cumple la torre no operará adecuadamente.

Existe en el método, para el análisis hidráulico un estimado preliminar de la torre, en esta estimación se buscan las dimensiones de la torre cuando esta se va a diseñar. En nues-

tro caso la torre ya está construida, pero estos parámetros sirven para ver si con los flujos que se encontraron que las dimensiones según el método debería tener la torre.

V.2.1.- Estimado preliminar de la torre.

El diámetro aproximado de la torre puede calcularse por la siguiente ecuación.

$$D_t = \sqrt{\frac{6.8 (V_{Load}) + 10 (L_{Load})}{\sqrt{T_s}}} \dots\dots (V.1)$$

donde :

- D_t = Diámetro de la torre, ft
- T_s = Espaciamiento entre platos, ft
- V_{Load} = Ft³/s (vapor)
- L_{Load} = ft³/s.
- ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft³
- ρ_l = Densidad del líquido, lb/ft³

Área de bajantes.- El área mínima total en la parte superior de la bajante se calcula mediante la siguiente ecuación-

$$A_{DC(min)} = \frac{G.P.M.}{449 (1-F_G)} \left(\frac{\rho_l^2}{\sigma \Delta \rho} \right)^{1/4} \dots\dots\dots (V.2)$$

donde:

$A_{DC}(\text{min}) =$ Área mínima superior de la bajante, ft^2

$$(1-F_G) = \frac{1.4 \sqrt{\Delta P / \rho_L}}{1 + 1.4 \sqrt{\Delta P / \rho_L}}$$

$\sigma =$ Tensión superficial dinas/cm

$$\Delta P = \rho_L - \rho_V, \quad 1/b/\rho_L^3$$

El área mínima total en el fondo de la bajante se calcula por consideraciones hidráulicas y mecánicas.

Distribución de Área en el plato. - Con la ecuación V.2 - mencionada anteriormente, se calcula el área mínima superior de la bajante para una primera aproximación se puede considerar ésta área.

El área libre (A_F) definida como el área mínima de la torre disponible para el flujo del vapor, será:

$$A_F = \text{Área de la torre} - \text{área de la bajante} \dots (V.3)$$

El área de burbujeo ó área activa (A_b) vendrá dada por-

$$A_b = A_t - 2 A_{DC} \dots (V.4)$$

Donde;

$A_t =$ Área de la torre, ft^2

$A_{DC} =$ Área de la bajante, ft^2

La longitud de la trayectoria de flujo (L_{FF}) se calcula por diferencia:

$$L_{FF} = D_t (12) - 2 W_{DC} \dots\dots\dots(v.5)$$

donde:

D_t = diámetro de la torre, ft

W_{DC} = Ancho de la bajante, in

vease la fig. 5.1, para la identificación de estas áreas.

El arreglo de las cachuchas más común es un pitch triangular equilátera, con la base del triángulo normal al flujo del líquido. Si se colocara en forma paralela, el gradiente del líquido en el plato sería menor; pero habría cantidad del líquido que pasaría a través del plato sin entrar en contacto con el vapor.

El espaciamiento entre cachuchas de centro a centro ---- (pitch) más comunes son del 25%, 31%, 37%, 50% del diámetro del borboteador.

Se explicaran los diferentes tipos de inundación así como las fórmulas propuestas por el F.R.I. (2), para la estimación de estas .

Inundación de Chorro (JET-FLOODING)

Este tipo de inundación es el resultado de un arrastre masivo del líquido de un plato al plato superior. La cantidad

de vapor requerida para inundar un plato de borboteadores debido a este mecanismo variará con el diseño del plato, espaciamiento entre platos, flujo del líquido y propiedades del sistema. La inundación de chorro a flujo constante del líquido se encuentra mediante las ecuaciones siguientes:

$$V_{bf1} \sqrt{\frac{\rho_L}{\Delta P}} = 0.0058 + 0.15 (Q/L_w)^{0.08} + 0.286 (h_w)^{-0.23} \times (\Delta P/\rho_v)^{-0.26} (T_s)^{0.68} \dots\dots\dots (V.6)$$

$$V_{bf2} \sqrt{\frac{\rho_L}{\Delta P}} = -0.289 + 0.033 (\Delta P)^{0.59} (Q/L_w)^{-0.17} + 0.516 (\Delta P/\rho_v)^{0.16} (h_w)^{-0.024} \dots\dots\dots (V.7)$$

donde:

h_w = Altura del vertedero de salida, in

L_w = Longitud del vertedero de salida, in

Q = Flujo del líquido, G.P.M.

T_s = Espaciamiento entre platos, ft

V_{bf} = Velocidad del vapor basada en el área de burbujeo - a condiciones de inundación, ft/s.

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_v = Densidad del vapor, $\rho_L - \rho_v$, lb/ft³

la relación de velocidad a inundación a la velocidad máxima de vapor para cada zona de la torre debe ser igual o mayor que un factor de seguridad adecuado, o sea:

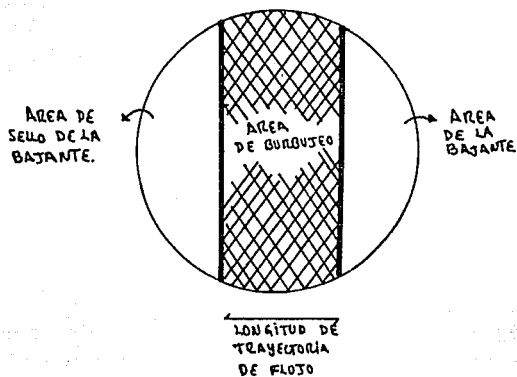


Fig. 5.1.- Distribución de áreas en el plato.

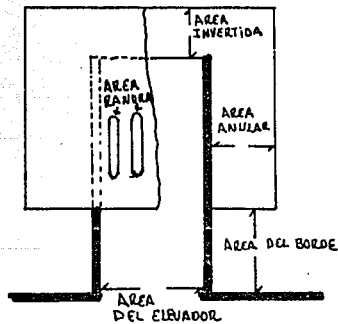


Fig. 5.2.- Distribución de áreas en el borboteador

$$V_{bf}/V_b \geq \text{Factor de seguridad (F.S.)} \dots (V.8)$$

donde: V_b = cfs vapor/ A_b
 A_b = Area de burbujeo.

Un factor de seguridad de 1.3 a 1.4 para la mayoría de los diseños es adecuado cuando el factor de seguridad dado por la ecuación (V.8), es mayor que el requerido, un diámetro o un espaciamiento menor puede ser satisfactorio. Si el factor de seguridad es menor que el especificado se deben analizar diámetros o espaciamientos mayores.

Inundación de la bajante:

La inundación del plato por inundación de la bajante puede ocurrir si la bajante se llena con líquido y espuma. La altura del líquido aerado y la estabilidad de la espuma es una función de la velocidad y el tiempo de residencia del líquido en la bajante, así como de las propiedades del sistema.

La altura del líquido claro en la bajante puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$h_{dc(in)} = h_{in} + (P_{tray} + h_{ud}) (R/L - R_c) \dots (V.9)$$

donde:

$$h_{in} = \text{Altura del líquido claro en la entrada del plato, in}$$
$$h_{in} = h_w + h_w + h_{ow} + G.L. \dots (V.10)$$

P_{tray} = Caída de presión total del plato.

G.L. = Gradiente del líquido en el plato, in

h_{ud} = Pérdida de cabeza debido al flujo del líquido en la bajante.

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

h_w = Altura del vertedero, in

h_{ow} = Altura del líquido sobre el vertedero, in

La pérdida de cabeza debido al flujo del líquido en la bajante esta dada por:

$$h_{ud} = 0.03 \left(Q / (100A_D) \right)^2 \dots\dots\dots(V.11)$$

donde:

Q = Flujo del líquido, G.P.M.

A_D = Área de la bajante, ft²

INUNDACION POR LIMITACIONES DEL SISTEMA:

Existe una capacidad limitante para cada sistema que no puede ser excedida. Dicha capacidad no puede ser mejorada ajustando el diseño del plato o incrementando el espaciamiento entre platos. Esta dada por la siguiente ecuación:

$$(V_{\text{Load}})_{\text{Limitante}} = 0.73 A_F (1-F_L) (\sigma / \rho_L - \rho_V)^{1/4} \dots \dots \dots (V.12)$$

donde :

$$(1-F_L) = \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}}{1 + 1.4 \left(\rho_L - \rho_V / \rho_V \right)^{1/2}}$$

A_F = Area libre de la torre disponible para el flujo de vapor, ft²

σ = Tensión superficial dinas/cm

F_L = Fracción de fase dispersa en la fase vapor continua

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_V = Densidad del vapor, lb/ft³

CAIDA DE PRESION.

La caída de presión a través del plato toma en consideración la mayoría de las fuentes que se enlistaron como pérdidas de energía al flujo tanto para el líquido y el vapor, es importante revisar cada una de estas caídas de presión, ya que si estas son muy grandes provocarían inundación por encharcamiento del líquido en el plato ó por un tapón que se generará por el flujo de vapor en el plato.

La caída de presión del vapor a través de un plato de borboteadores en el cual no hay líquido presente es llamada caída de presión seca.

El vapor fluye desde el espacio libre del plato hacia el área del elevador, área inversa, área anular y el área de las

ranuras ó el área libre entre el borboteador y el plato, área entre los borboteadores y finalmente al espacio libre arriba de la cachucha del borboteador. Hay contracciones y expansiones del vapor cuando se pasa de una área a otra y además para la mayoría de los diseños se tienen cuatro cambios de dirección en 90° para el flujo del vapor, ver la fig. 5.2.

Un metodo conveniente para expresar la caída de presión seca, es en terminos relacionados con la velocidad del vapor a través del área del elevador:

$$\Delta P_d = K_r V_r^2 \rho_v / 5.36 \rho_l \dots\dots\dots (V.13)$$

donde:

ΔP_d = Caída de presión seca expresada en pulgadas de líquido con densidad

V_r = velocidad del vapor a través del elevador, ft/s

$K_r = K_1 + K_2 + K_3 + \dots\dots\dots$

$K_1, K_2, K_3, \dots\dots\dots$ es el número de cabezas de velocidad debido a contracciones, expansiones y cambios de dirección del vapor pasando a través de las cachuchas basadas en la velocidad del elevador.

En la tabla V.1, se encuentra un resumen de fórmulas que nos permiten evaluar los coeficientes de cabeza de velocidad, necesarios para evaluar la caída de presión seca, para los borboteadores.

A continuación solo queda explicar la simbología de las

Áreas necesarias para llevar a cabo este cálculo:

Area del elevador (Ar) = 0.785 (diámetro interior del elevador)²

Area invertida (Arv) = (3.14 diámetro interior del elevador) x (altura de la cachucha-altura del elevador)

Area anular (Aan) = 0.785 [(diámetro interior de cachucha)² - (diámetro exterior del elevador)²]

Area de la ranura más el área del reborde (Asc) = (ranuras / cachucha) (área de cada ranura) + (3.14) x (diámetro exterior de cachucha) (altura del reborde).

Campo de la cachucha (Acf) = 0.866 (espaciamiento de la cachucha)²

Area entre cachuchas (Abc) = Campo de la cachucha - 0.785 (diámetro exterior de cachucha)²

Caída de presión en el borboteador.

La caída de presión del borboteador es igual a la caída de presión del plato cuando el nivel del líquido se encuentra a la altura de la ranura.

Esta caída de presión considera las pérdidas de cabeza de velocidad del campo de la cachucha al elevador, del elevador al área invertida, y de la invertida al anular (K1, K2, K3). Los cambios de dirección del elevador al área invertida y del área invertida a la anular (K7 y K8) y además considera la

Tabla V.I

RESUMEN DE ECUACIONES DE CABEZAS DE VELOCIDAD:

Localización Contracción : $A1/A2 > 1.4$

Campo de la cachucha $K1=0.5-0.4(Ar/Acf)$

al elevador:

Elevador al invertida: $K2=(0.5(Ar/Arv)-0.4)(Ar/Arv)$

Invertida a anular: $K3=(0.5(Ar/Aan)-0.4(Ar/Arv))(Ar/Aan)$

Anular a ranuras: $K4=(0.5(Ar/Asc)-0.4(Ar/Aan))(Ar/Asc)$

Ranuras al área

entre cachuchas: $K5=(0.5(Ar/Abc)-0.4(Ar/Asc))(Ar/Abc)$

Area entre cachuchas a campo de cachuchas: -----

Localización Contracción: $A1/A2 < 1.4$

Campo de la cachucha: -----

Elevador al invertida: $K2=0.75((Ar/Arv)-1)(Ar/Arv)$

Invertida a anular: $K3=0.75((Ar/Aan)-(Ar/Arv))(Ar/Aan)$

anular a ranuras: $K4=0.75((Ar/Asc)-(Ar/Aan))(Ar/Asc)$

Ranuras al área entre cachuchas:

$K5=0.75((Ar/Abc)-(Ar/Asc))(Ar/Abc)$

Area entre cachuchas a campo de cachuchas : -----

TABLA V.1

RESUMEN DE ECUACIONES DE CABEZAS DE VELOCIDAD:

Localización Expansión $A1/A2 < 1.0$

Campo de la cachucha: -----

al elevador:

Elevador al invertida: $K2 = (1 - (Ar/Arv))^2$

Invertida a anular: $K3 = ((Ar/Arv) - (Ar/Aan))^2$

Anular a ranuras: $K4 = ((Ar/Aan) - (Ar/Asc))^2$

Ranuras al área entre capuchas: $K5 = ((Ar/Asc) - (Ar/Abc))^2$

Área entre cachuchas a campo de cachuchas:

$K6 = ((Ar/Abc) - (Ar/Acf))^2$

Localización 90° Cambio de dirección

Elevador a Invertida : $K7 = 1.65 (Ar/Arv)$

Inversa a anular: $K8 = 1.65 (Ar/Arv) (Ar/Aan)$

Anular a ranuras: $K9 = 1.65 (Ar/Aan) (Ar/Asc)$

Ranuras a área entre cachuchas: $K10 = 1.65 (Ar/Asc) (Ar/Abc)$

caída de presión en la ranura es decir, la cabeza de velocidad vendrá dada por :

$$K_z = K1 + K2 + K3 + K7 + K8 \dots\dots\dots (V.14)$$

y la caída de presión en el borboteador se expresará como:

$$\Delta P_c = (K_z V_r^2 \rho_v) / (5.36 \rho_L) + (h_{so}) \dots\dots (V.15)$$

donde:

ΔP_c = Caída de presión en el borboteador en pulgadas de líquido.

V_r = Velocidad del vapor a través del elevador ft/s.

h_{so} = Caída de presión en la ranura.

La caída de presión en la ranura se expresa de la siguiente manera:

Ranuras rectangulares:

$$h_{so} = 1.17 (\rho_v / \rho_L)^{1/3} (L_s)^{2/3} (V/Ast)^{2.3} \dots\dots (V.16)$$

donde:

L_s = Longitud de la ranura

V = Flujo total del vapor por plato ft³/s

Ast = Area total de ranuras por plato.

= Area de cada ranura x número de ranuras por cachucha
x número de cachuchas por plato.

Caida de presión total.

La caída de presión puede expresarse como:

$$\Delta p_{\text{tray}} = \Delta P_c + h_{ss} + h_{ow} + 1/2 \text{ G.L.} \dots\dots\dots (V.17)$$

donde:

ΔP_c = Caída de presión del borboteador, en pulgadas de líquido.

h_{ss} = Sello estático de la ranura, pulgadas del líquido

h_{ow} = Altura del líquido sobre el vertedero

G.L. = Gradiente del líquido en el plato, in

El sello estático es la diferencia entre la altura del vertedero y la altura al tope de la ranura, ésta será la suma de : Altura libre de la cachucha más la altura desde la parte inferior de la cachucha a la ranura más la longitud de la ranura, es decir:

$$h_s = h_{sc} + h_{sr} + L_s \dots\dots\dots (V.18)$$

donde:

h_{sc} = Altura libre de la cachucha

h_{sr} = Altura desde la parte inferior de la cachucha a la ranura

L_s = Longitud de la ranura

h_s = Altura de la ranura con respecto al plato.

Entonces el sello estático es:

$$h_{SS} = h_w - h_s \quad \dots\dots\dots (V.19)$$

donde :

h_w = Altura del vertedero de salida, in

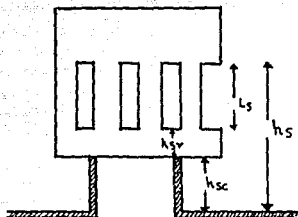


Fig.5.3.- Esquema de alturas en el borboteador.

Altura del líquido sobre el vertedero.

La altura del líquido en la bajante (h_{ow}) es calculada mediante la siguiente ecuación:

$$h_{ow} = 0.092 F_w (Q/Lw)^{2/3} \quad \dots\dots\dots (V.20)$$

donde:

h_{OW} = Altura del líquido sobre el vertedero, en pulgadas de líquido.

Q = flujo del líquido, GPM.

L_w = Longitud del vertedero, ft

F_w = Factor de corrección

El factor de corrección F_w puede obtenerse mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{Q}{(L_w)^{3/5}} = 485 \left[\frac{(1 - (K_w)^2 / (F_w)^3)^{1/2} - ((1 - (K_w)^2)^{1/2})^{3/2}}{(K_w) (F_w)} \right]$$

donde: K_w = es la relación L_w/Dt

Gradiente de líquido.

Cuando se pasa vapor a través de un plato, la caída de presión a través del mismo en la entrada es ligeramente mayor que en el distribuidor de salida, sin embargo, esta variación en caída de presión entre estos dos puntos es relativamente pequeña comparada con la caída de presión promedio del plato.

Esta diferencia en caída de presión podría ocasionar cambios en la cantidad de vapor que pasa a través de varias hileras de cachuchas dependiendo principalmente al sello del líquido que exista sobre las ranuras.

Para calcular el gradiente de líquido en el plato, se pre

senta la siguiente secuencia:

- 1) Calcule Q/Wfp

Q = flujo del líquido en GPM

Wfp = Ancho promedio de flujo de líquido =

$$Wfp = (Dt + 2Lw)/3$$

- 2) Suponga una altura de líquido media:
- 3) Con la gráfica 5.4, calcule el gradiente del líquido no corregido por hilera GL'
- 4) Calcule el gradiente líquido total $GL \times$ No. de hileras
- 5) Calcule la velocidad promedio del vapor en el área libre (V_o) ft/s
- 6) Calcule V_o
- 7) Calcule el factor de corrección por carga de vapor C_v con la fig. 5.5.
- 8) Corrija el gradiente por carga del vapor.
 $GL = GL' \times C_v$
- 9) Cheque la altura de líquido media supuesta en el punto 2 y repita la secuencia hasta obtener un ajuste adecuado.

$$\bar{h}_L = h_w + h_{ow} + 1/2 G.L. \dots\dots\dots (V.21)$$

Chorro.

Como se ha mencionado anteriormente, la altura de líquido claro se incrementa hacia la entrada del plato, una cachu-

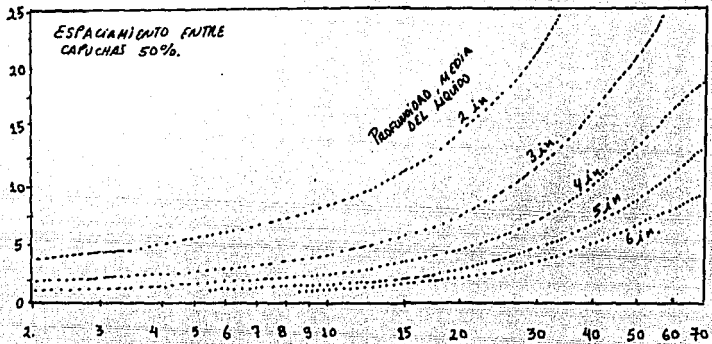


Fig. 5.4. - Gradiante del líquido

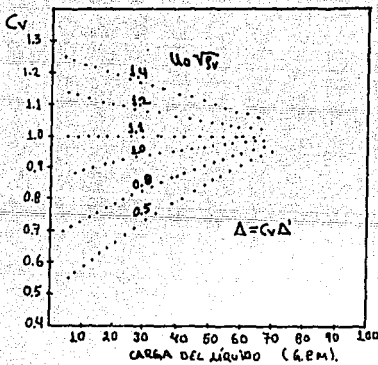


Fig. 5.5. - Factor de corrección del gradiente del líquido para carga del vapor

cha puede chorrear líquido a través del elevador si la altura de líquido claro excede la suma de la caída de presión del plato más la altura del elevador, o sea:

$$h_L \text{ (chorreo)} = \Delta P \text{ plato} + h_r \quad \dots\dots\dots (V.22)$$

Cuando la altura del líquido claro a la entrada del plato h_{in} (calculado mediante la ecuación V.10), es mayor que h_L (chorreo), ocurrirá este fenómeno. El chorreo puede afectar adversamente la eficiencia del plato y debe ser suprimido. Esta condición puede ser eliminada reduciendo el número de hileras de borboteadores, la altura del vertedero o el flujo del líquido.

Arrastre

En esta sección se verifica que el arrastre del líquido por el vapor no sea mayor de 100 lb/ft², que es el valor máximo recomendado para no afectar la eficiencia del plato.

Con las siguientes ecuaciones se calcula la velocidad del vapor para un arrastre de 100 lb/h ft² y se compara con la velocidad de vapor basada en el área de burbujeo, si ésta última resulta menor, no se tendrán problemas por un excesivo arrastre.

$$v_{bl} \sqrt{\frac{P_v}{\Delta P}} = 0.058 + 0.019(Q/Lw)^{0.08} \ln(\text{Ent}/\text{Ab}) + 0.286(h_w)^{-0.23} (\Delta P/P_v)^{-0.26} (T_s)^{0.68} \dots (V.23)$$

$$v_{b2} \sqrt{\frac{\rho_l}{\Delta p}} = -0.289 + 0.00423(\Delta p)^{0.59} (Q/L_w)^{-0.17} \ln(\text{Ent}/A_b) + \\ 0.08 (T_s)^{1.34} + 0.516(\Delta p/\rho_v)^{-0.15} (h_w)^{-0.024} \\ \dots\dots\dots (V.24)$$

donde:

A_b = Area de burbujeo, ft^2

Ent = Arrastre, lb/h

h_w = Altura del vertedero de salida, in

L_w = Longitud del vertedero de salida, in

Q = flujo del líquido, GPM .

T_s = Espaciamiento entre platos, ft

V_b = Velocidad del vapor basada en el área de burbujeo
 ft/s

V_{b1}, V_{b2} = Velocidad del vapor basada en el área de burbujeo
de las ecuaciones V.23, V.24, respectivamente,
 ft/s .

ρ_l = Densidad del líquido, lb/ft^3

ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft^3

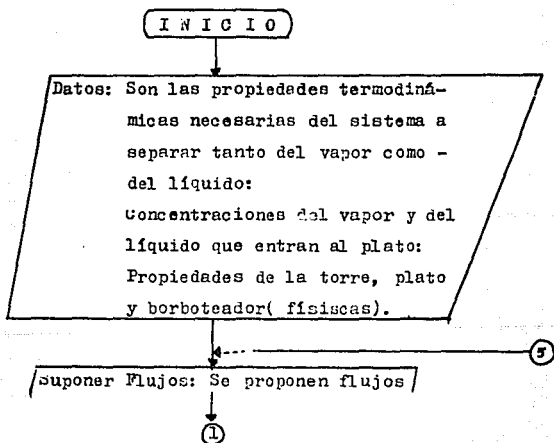
$\Delta p = \rho_l - \rho_v$, lb/ft^3

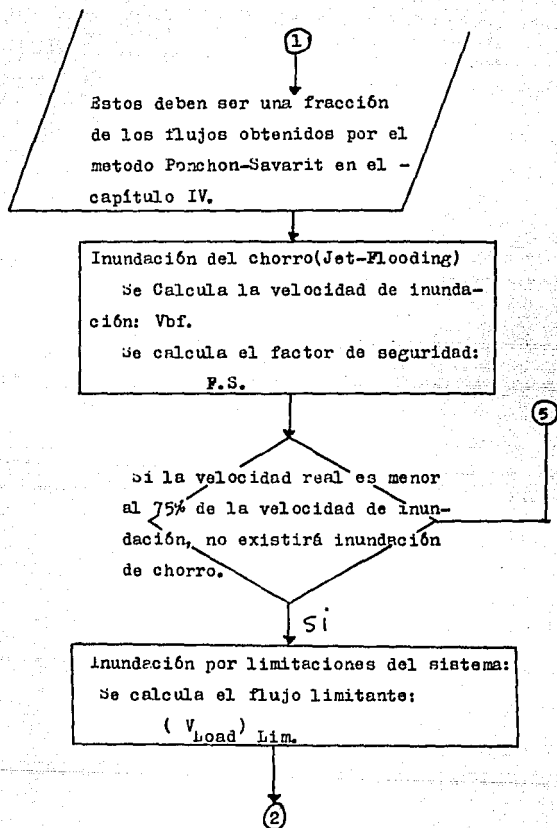
V.3.- Algoritmo de cálculo.

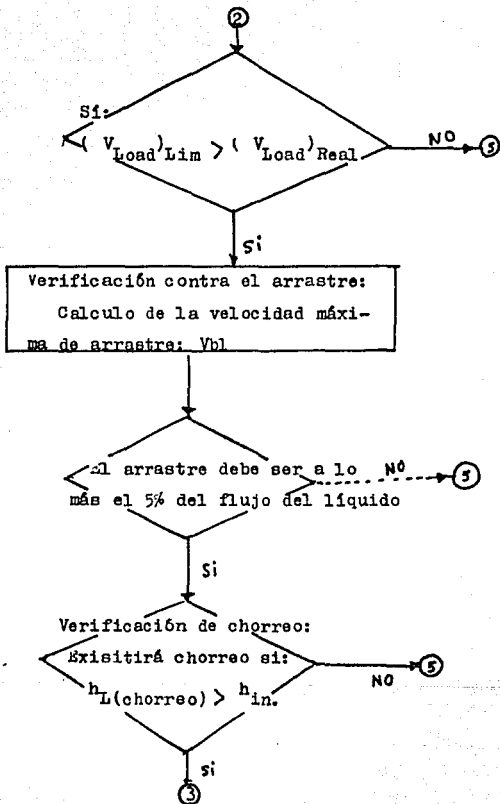
En nuestro caso la torre ya existe, por lo tanto no podemos decir que la diseñaremos, lo que haremos es, con los flujos encontrados en el capítulo IV, encontrar la fracción de estos que satisfagan un adecuado comportamiento hidráulico de los platos críticos a flujos mayores y a flujos menores.

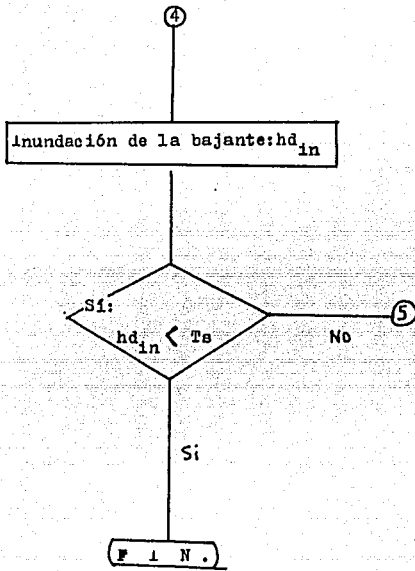
De tal manera que el diagrama de flujo que se propone es el algoritmo de calculo más adecuado para la verificación de que con los flujos que encontremos no se inunde la torre.

Diagrama de flujo:









V.4.- Memoria de Cálculo.

V.4.1.- Platos críticos.

Los flujos internos de la torre de destilación de platos con borboteadores que analizamos fueron obtenidos por el método de Ponchón-Savarit en el capítulo IV de este trabajo.

Para el análisis hidráulico de la torre se seleccionan los platos a flujos críticos mayores y menores, estos fueron el plato V, y el plato III respectivamente, ver la fig. 5.6.

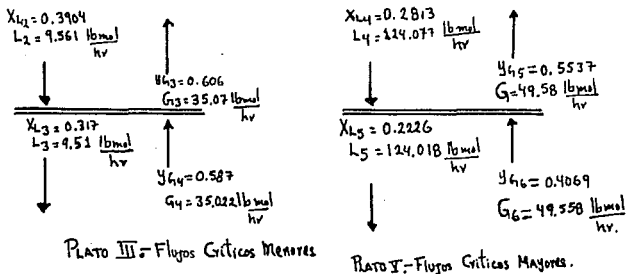
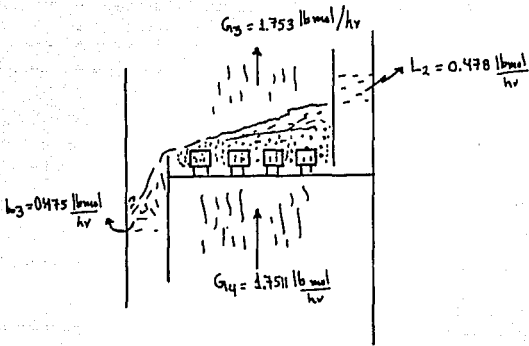


Fig. 5.6.- Platos a flujos críticos.

Como se puede ver en el diagrama de flujo del algoritmo de cálculo, se hicieron los cálculos como una fracción de la base de cálculo y esta fracción fue de un 5% de esta. Los flujos encontrados se muestran en la figura 5.7.



PLATO II

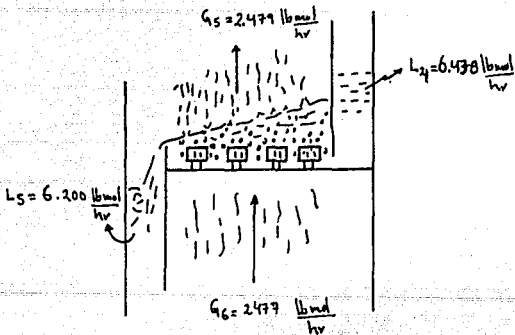


Fig. 5.7.- Flujos críticos mayores y menores al 5% de la base de cálculo.

V.4.2.- Características físicas de la torre.

En esta sección se darán las características físicas del equipo, necesarias para efectuar los cálculos.

D_t = Diámetro interno de la torre= 6 in.

A_t = Área transversal de la torre=0.1963 ft²: 28.274 in²

T_B = Espaciamiento entre platos= 10 in

L_w = Longitud del vertedero= 4 in.

h_w = Altura del vertedero= 1 in

C_b = Claro de la bajante= 1.5 in

Estas dimensiones se muestran en la fig.5.8.

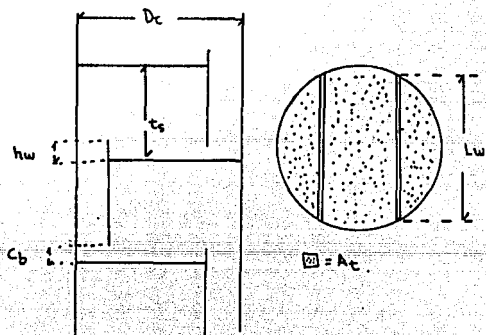


fig.5.8.- Dimensiones físicas de la torre.

Características físicas del plato:

- Número de borboteadores= 10
- Pitch= 1.5 in
- Arreglo= Triangular
- Area de la bajante " A_{DC} " = 4.0255 in²
- Area libre " A_p " = 24.2488 in²: 0.1684 ft²
- Area activa & área de burbujeo " A_b "= 20.223 in² :
0.14044 ft².
- Longitud de trayectoria deflujo " L_{PF} "= 4 in

Vease la fig.5.1., para la identificación de las áreas.

Características físicas del borboteador:

Las características físicas reales del borboteador se -
muestran en la fig.5.9

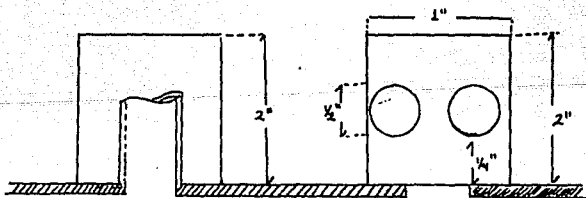


Fig.5.9.- Dimensiones reales del borboteador.

Por no existir en el método de cálculo que nos proporciona el FRI (2), para el cálculo hidráulico ecuaciones para borboteadores con ranuras circulares se tuvo la necesidad de suponer un borboteador con ranuras cuadradas, porque la figura geométrica que se puede trazar en un círculo ocupando la mayor área de este último es un cuadrado, y este se trazo con el área equivalente del círculo, por lo tanto nuestro borboteador hipotético se muestra en la fig. 5.10

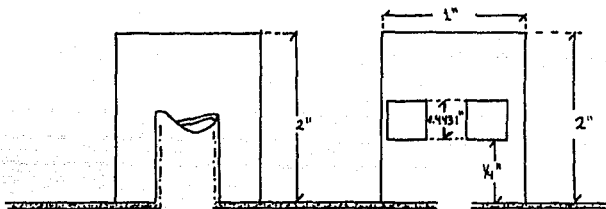


Fig. 5.10.- Dimensiones del borboteador hipotético.

V.4.3.- Memoria de cálculo del plato crítico a flujos mayores.

A continuación se presentan los datos del sistema necesarios para el cálculo, ya que en el inciso anterior se toman las características físicas de la torre.

Separación	etanol-agua
Plato	V
Peso molecular del liq. de entrada lb/lbmol	25.9082
Peso molecular del vap. de entrada lb/lbmol	34.4782
x_L = Composición del líquido.	0.2813
Y_G = Composición del vapor.	0.4069
P = Presión de operación lb/in ² : mmHg	11.335: 586
ρ_L = Densidad del líquido lb/ft ³	52.0902
ρ_V = Densidad del vapor lb/ft ³	0.0585
σ = Tensión superficial dinas/cm	43.8619
Flujo dl líquido:	
lb mol/hr: lb/hr: GPM: ft ³ /s	6.2040/160.7345/.3847/0.0009
Flujo del vapor:	
lb mol/hr: lb/hr: ft ³ /s	2.4780/85.4371/0.4054

Inundación de Chorro (JET-FLOODING); (Ecs. V.6, V.7)

$$V_{bf1}(0.0335) = 0.0058 + 0.15(0.3847/4)^{0.08} + 0.286(1)^{-0.23} \times \\ (52.0317/0.05854)^{-0.26} (0.8334)^{0.68}$$

$$V_{bf1} = 4.7222 \text{ ft/s.}$$

$$V_{bf2}(0.0335) = -0.289 + 0.033(52.0317)^{0.59} (0.3847/4)^{-0.17} \dots + \\ 0.08(0.8334)^{1.39} + 0.516(52.0317/0.05854)^{-1.16} \times \\ (1)^{-0.024} =$$

$$V_{bf2} = 13.5228 \text{ ft/s}$$

Factor de Seguridad: (Ec. V.8)

$$F.S = (4.7222)/(0.4054)/(0.14044) = 1.6359$$

Inundación por limitaciones del sistema: (Ec. V.12)

$$(V_{Load})_{Lim} = 0.73(1 - F_L)(43.8619/(52.0902 - 0.05854))^{1/4}$$

$$(1 - F_L) = \frac{1.4(52.0923 - 0.05854)/(0.05854)^{1/2}}{1 + 1.4(52.0923 - 0.05854)/(0.05854)^{1/2}}$$

$$F_L = 0.1684$$

$$(V_{Load})_{Lim} = 0.1153 \text{ ft}^3/\text{s.}$$

Verificación contra el arrastre: (Ecs. V. 23, V. 24)

$$Vb1(0.0335) = 0.058 + 0.019(0.3847/4)^{0.08} \ln(57.22) + 0.286(1)^{0.23} (52.0317/0.05854)^{-0.26} \quad (.8834)$$

$$Vb1 = 3.1286 \text{ ft/s.}$$

$$Vb2(0.0335) = -0.289 + 0.00423(52.0317)^{0.59} (.0962)^{-0.17} \ln(57.22) + 0.08(0.8333)^{1.39} + 0.516(52.0317/0.05854)^{-1.6} (1)^{-0.024}$$

$$Vb2 = 6.2521 \text{ ft/s}$$

Verificación a Chorro: Si $h_{in} > h_L$ (chorreo)

h_{in} : (EC. V.10) ; h_{ow} : (Ec.20)

Cálculo de F_w :

$$0.3847 / (4/12)^{2.5} = 485 \frac{((1 - (0.666)^2 / (F_w)^3))^{1/2} - ((1 - (0.666)^2)^{1/2})}{(0.6666) (F_w)} \quad 3/2$$

despejando: $F_w = 7.125$

Calculando h_{ow} :

$$h_{ow} = 0.092(7.125) (0.3847/4)^{2/3} = 0.1375 \text{ in}$$

Cálculo de G.L.: Método gráfico con gráficas 5.4, 5.5.

$Q/Wfp = 0.9892$ donde $Wfp = 0.3888$

$h_L^* = \text{supuesto} = 1.18$

a partir de la gráfica 5.4, se obtiene: G.L. = 0.05

$$GL_T = 0.05 \times 3 = 0.15$$

$$Uo = 0.4054 / 0.1683 = 2.4074$$

$$Uo (f_v)^{1/2} = 0.5825$$

Cv de la figura 5.5, entonces: Cv = 0.58

$$G.L. = GL_T \times Cv = 0.087$$

h_L (con la ecuación v.21)

$$h_L = 1 + 0.1375 + 1/2(0.087) = 1.1811$$

$$h_{in} = 1 + 0.1375 + 0.087 = 1.2245$$

Ahora calcularemos $h_{L(\text{chorreo})}$: (Ec. V.22)

$$\Delta P_{\text{tray}} \text{ (Ec.V.17)}; h_{\text{SB}} \text{ (Ec.18)}$$

$$h_{\text{SB}} = 1 - (0.0 + 0.25 + 0.4431) = 0.3068 \text{ in}$$

$$\Delta P_c: \text{ (Ec. 15)}; h_{\text{SO}}: \text{ (Ec. VI6)}$$

$$A_{st} = 0.1963/144 \times 4 \times 10 = 0.05452 \text{ ft}^2$$

$$h_{\text{SO}} = 1.17(0.05854/52.0317)^{1/3}(0.4431)^{2/3}(0.4054/0.05452)^{2/3}$$

$$h_{\text{SO}} = 0.2695 \text{ in}$$

Se calcula K_z : (Ec.V.14)

$$A_r = 0.785 (1/4)^2 = 0.04906 \text{ in}^2$$

$$A_{rv} = (3.14) (1/4) (2 - 1.625) = 0.2943 \text{ in}^2$$

$$A_{an} = (0.785) ((7/8)^2 - (0.3937)^2) = 0.4793 \text{ in}^2$$

$$A_{sc} = 4(0.1963) = 0.7852 \text{ in}^2$$

$$A_{cf} = (0.866) (1.5)^2 = 1.9485 \text{ in}^2$$

Para el cálculo de las K 's ver la tabla V.1:

$$K_1 = 0.5 - 0.4 (0.049/1.9485) = 0.4899$$

$$K_2 = (1 - (0.04906/0.29437))^2 = 0.8333$$

$$A1/A2 = 0.2943/0.4793 = 0.6141$$

$$K3 = 0.75(0.61412 - (0.0490/0.2943))(0.6141) = 0.2061$$

$$K7 = 1.65(0.0490/0.2943) = 0.2749$$

$$K8 = 1.65(0.0490/0.2943)(0.0490/0.4793) = 0.0170$$

$$K_z = 0.4899 + 0.8333 + 0.2061 + 0.2749 + 0.0170 = 1.8214$$

$$V/G = 0.4054/10 = 0.0405$$

$$A_r = 3.4069 \times 10^{-4} \text{ ft}^2$$

$$V_r = 0.0405 / 3.4069 \times 10^{-4} \text{ ft}^2 = 118.49$$

Calculamos entonces P_c : (Ec. V.15)

$$\Delta P_c = \frac{1.8214(118.49)^2(0.05854)}{5.36(52.090)} + 0.2694$$

$$\Delta P_c = 5.6773 \text{ in}$$

Calculamos P_{tray} : (Ec. V.17)

$$\Delta P_{tray} = 5.6773 + 0.3068 + 0.1375 + 1/2 (0.087)$$

$$\Delta P_{tray} = 6.1652 \text{ in}$$

Calculemos $h_{L(\text{chorreo})}$: (Ec. V.22)

$$h_{L(\text{Chorro})} = 6.1652 + 1.625 = 7.79 \text{ in}$$

$$h_{L(\text{chorreo})} > h_{in}$$

Como $h_{L(\text{Chorro})}$ es mayor que h_{in} , no hay chorreo del plato.

Inundación de la bajante: $h_{dc(in)}$: (Ec. v.9)

$$h_{ud} = 0.03(0.3847/100 \times A_{dc})^2 = 5.68 \times 10^{-4} \text{ in}$$

$$h_{dc(in)} = 1.2246 + (6.1652 + 5.68 \times 10^{-4})(52.9023/52.0317)$$

$$h_{dc(in)} = 7.3973 \text{ in}$$

Como $h_{dc(in)}$ es menor a el espaciamiento entreplatos - que es de 10 in, entonces no existe inundación de la bajante.

V.4.4.- Memoria de calculo del plato critico
a flujos menores.

Presentación de datos del sistema necesarios para el cálculo:

Separación	etanol-agua.
Plato	III
Peso molecular liq. de entrada lb/lbmol	28.676
Peso molecular vap. de entrada lb/lbmol	34.4926
X_L = Composición del liq. (fracc. mol)	0.3904
Y_G = Composición del vap. (fracc. mol)	0.5873
P = presión de operación: lb/in ² ; mmHg	11.3345/586
ρ_L = Densidad del líquido lb/ft ³	50.5857
ρ_V = Densidad del vapor lb/ft ³	0.058574
σ = Tensión superficial dinas/cm	38.4724
Flujo del líquido:	
lbmol/hr x lb/hr x GPM x ft ³ /s	.4781/13.71/.0338/0.0001
Flujo del vapor:	
lbmol/hr x lb/hr x ft ³ /s	1.7511/ 60.4/ 0.2864

Inundación de chorro (Jet-Flooding): (Ecs. V.6, V.7)

$$V_{bfl}(0.0340) = 0.0058 + 0.15(0.0338/4)^{.08} + 0.286(1)^{-0.23} \times \\ \times (50.5218/0.05857)^{-0.26} (0.8334)^{0.68}$$

$$V_{bfl} = 4.0865 \text{ ft/s}$$

$$V_{bf2}(0.0340) = -0.289 + 0.033(50.5218)^{0.59} (0.0338/4)^{-0.17} + \\ 0.08(0.8334)^{1.39} + 0.516(50.5218/0.05817)^{-0.16} \times \\ (1)^{-0.024} =$$

$$V_{bf2} = 20.54 \text{ ft/s}$$

Factor de seguridad: (Ecs. V.8)

$$F.S. = (4.0866 / ((0.2864/0.14144))) = 2.0039$$

Inundaciones por limitaciones del sistema: (Ecs. V.12)

$$(V_{Load})_{Lim} = 0.73(1 - F_L) (0.97625)(38.472 / (50.5804 - 0.05857))^{1/4}$$

$$(1 - F_L) = \frac{1.4((50.5804 - 0.05857) / 0.05857)^{1/2}}{1 + 1.4((50.5804 - 0.05857) / 0.05857)^{1/2}}$$

$$(1 - F_L) = 0.9762$$

$$(V_{Load})_{Lim} = 0.1121 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Verificación contra el arrastre: (Ecs. V.23, V.24)

$$V_{bl}(0.0340) = 0.0058 + 0.019(0.0338/4)^{0.08} \ln(4.8810) + \\ 0.286(1)^{-0.23} (50.5218/0.05817)^{-0.26} (0.883)^{0.68}$$

$$v_{bl} = 1.9636 \text{ ft/s.}$$

$$Vb2(0.0340) = -0.289 + .00423(50.5218)^{0.59} (.00835)^{-1.7} \ln(4.8810) + 0.08(.8334)^{1.39} + .516(50.5218/.05857)^{1.6} (1)^{-0.024}$$

$$Vb2 = 3.476 \text{ ft/s}$$

Verificación a Chorro: Si $h_{in} > h_L(\text{chorreo})$, entonces habrá chorro.

h_{ow} se calcula con la ecuación V.20:

Para esto se necesita calcular el factor Fw con la siguiente ecuación:

$$0.0338/(4/12)^{2.5} = 485 \frac{(1 - (4/6)^2 / Fw^3)^{1.5} - (1 - (4/6)^2)^{1/2}}{(4/6) Fw}$$

$$Fw = 1.0249$$

$$h_{ow} = 0.092(1.0249) (0.0338/4)^{2/3}$$

$$h_{ow} = 0.003911$$

Calculo de G.L.: Con el método gráfica con gráficas 5.4, 5.5.

$$Q/wfp = 0.08694$$

$$h_L = \text{supuesto} = 1.0339$$

a partir de la gráfica 5.4, se obtiene: $G.L.' = 0.05$

$$G.L._T = 0.05 \times 3 = 0.15$$

$$U_0 = 0.2364/0.1683 = 1.7468$$

$$U_0(f_v)^5 = 0.4227$$

C_v de la figura 5.5, entonces: $C_v = 0.4$; se tomo el valor mínimo en la escala por ser un valor muy pequeño.

$$G.L = GL_T \times C_v = 0.06$$

h_L se calcula con la ecuación: (Ec. V.21)

$$h_L = 1 + 0.003911 + 1/2 (.06) = 1.0339$$

$$h_{in} = 1 + .003911 + 0.06 = 1.063911$$

Ahora calcularemos $h_{L(\text{chorreo})}$: (Ec. V.22)

ΔP_{tray} : (Ec. V.17); h_{ss} : Se obtiene con la ecuación V.18:

$$h_{ss} = 1 - (0.0 + 0.25 + 0.4431) = 0.3068 \text{ in}$$

ΔP_c : (Ec. 15); h_{so} : (Ec. V.16)

$$A_{st} = .1963/144 \times 4 \times 10 = 0.05452 \text{ ft}^2$$

$$h_{so} = 1.17 (0.05857/50.5218)^{1/3} (.4431)^{2/3} (.2864/.05452)^{2/3}$$

$$h_{so} = 0.21588 \text{ in}$$

Se calcula K_z : (Ec. V.14)

Estos valores como son obtenidos de las características físicas del plato y del borboteador son constantes en nuestros cálculos y estos ya se evaluaron en el cálculo para el plato número V por lo tanto $K_z = \text{cte.}$, y su valor es:

$$K_z = 1.8214$$

$$V/C = 0.2864/10 = 0.02864$$

$$Vr = (V/C) / Ar = 0.02864 / 3.4069 \times 10^{-4} = 84.064$$

Calculamos entonces P_c : (Ec. V.15)

$$\Delta P_c = \frac{1.8214 (84.064)^2 (0.05857)}{5.36 (50.5804)} + 0.2158$$

$$\Delta P_c = 2.9967 \text{ in}$$

Calculemos ΔP_{tray} : (Ec. V.17)

$$\Delta P_{\text{tray}} = 2.9967 + .3068 + .00391 + 1/2(.06) = 3.3375 \text{ in}$$

Calculemos $h_{L(\text{chorreo})}$: (Ec. V.22)

$$h_{L(\text{chorreo})} = 3.3375 + 1.625 = 4.9625 \text{ in}$$

Como $h_{L(\text{chorreo})}$ es mayor que h_{in} , no hay chorreo del plato

Inundación de la bajante: $h_{dc(in)}$: (ec. V.9)

$$h_{ud} = 0.03 ((.0338)/(100(.02795)))^2 = 4.3847 \times 10^{-6} \text{ in}$$

$$h_{dc(in)} = 1.06391 + (3.3375 + 4.3847 \times 10^{-6})(50.5804/(50.58 - .05857))$$

$$h_{dc(in)} = 4.4053 \text{ in}$$

Como $h_{dc(in)}$ es menor a el espaciamento entre platos que es de 10 in, entonces no existe inundación de la bajante.

V.4.5.- Presentación y análisis de Resultados.

Antes de analizar los resultados obtenidos queremos recordar que la fracción del flujo inicial que satisface la hidráulica del plato fue del 5% de esta, ya que p.e., con el 6% de la base de cálculo teníamos problemas de inundación de la torre. Después de aclarar este punto pasemos a analizar punto por punto nuestros resultados que están resumidos en la siguiente tabla: V.2.

	Platos Críticos		% desviación.
	F. Mayores	F. menores	
Inundación de chorro: $V_{bf}:ft/s$	4.7222	4.0865	
Velocidad basada en el área de -- burbujeo: $V_{ab}:ft/s$	2.8866	2.0393	
Factor de seguridad: F.S.:			
V_{bf}/V_{ab} :	1.6359	2.0038	
Valor recomendado del: F.S.: 1.3 ó 1.4			F. Mayores: 21.17 F. Menores: 48.43
Inundación por limitaciones del sistema: ft^3/s	0.1153	0.1121	

Continuación de la tabla V.2.1 :

	Platos Críticos		% desviación -
	F. Mayores	F. Menores	
Flujo real: V_{Load}			
: ft^3/s	0.01359	0.09751	F. Mayores: 11.78 F. Menores: 86.98
Verificación con tra el arrastre:			
$V_{bl}: ft/s$	3.1286	1.9636	
Velocidad del va- por basada en el area de burbujeo:			
$V_{ab}: ft/s$	2.8866	2.0393	
% arrastre real:	2.818	6.2613	
Valor recomendado de arrastre: 5% máximo del líq. manejado			P. Mayores: 56.36 - sobre el arrastre - máximo. P. Menores: 125.22 sobre el arrastre - máximo.

Continuación de la tabla V.2.2:

	Platos Críticos		% desviación
	F. Mayores	F. Menores	
Verificación de Chorro: h_L : in	7.79	4.9625	
Altura del líq. claro a la entra da del plato:			
h_{in} : in	1.2246	1.0639	F. Mayores: 15.72 sobre el máx. va- lor a chorreo. F. Menores: 21.43 sobre el valor máx. a chorreo.
Inundación de la bajante:			
Altura del líq. claro en la bajante:	7.3973	4.4053	
Parametro de com- paración: $Ts = 10$			F. Mayores: 73.97 F. Menores: 44.05

V.4.5.1.- Flato crítico a flujos
mayores.

Inundación de chorro (Jet-Flooding).- La velocidad --- del vapor máxima es 4.722 ft/s, la velocidad real es 2.886 -- ft/s, y se recomienda un F.S. de aproximadamente 1.3 ó 1.4 -- este me da un margen de seguridad de que el valor de la velo- cidad real sea de aproximadamente del 71% al 77% de la máxima el valor que se obtuvo fue de 1.64 para el F.S., entonces la- velocidad es de 61% de la velocidad máxima implicando que po- dría aumentar la capacidadde flujo de vapores de procesamien- to de la torre.

Inundación por limitaciones del sistema.- Para el siste- ma específico etanol-agua y con los flujos manejados se cal- culo la velocidad máxima del vapor de 0.1153 y la velocidad - real es de 0.01359 ft³/s, y este último valor es solo el --- 11.78% de la velocidad máxima, esto sugiere aumentar los flu- jos del vapor y del líquido.

Verificación contra Arrastre.- En nuestro caso este fue- el último parámetro que determino el flujo escogido, por la -- bibliografía (2), la máxima cantidad del líquido que puede -- ser arrastrada es del 5% del líquido a manejar. La velocidad - máxima que se obtiene es de 3.128 ft/s, y la velocidad real - es de 2.886 ft/s y este valor me implica que solo se arrastra el 2.818% del líquido a manejar, por lo tanto se encuentra den- tro de lo especificado.

Verificación a Chorreo.- Por el procedimiento de verificación se requiere que se cumpla:

para evitar que exista chorreo. Este si se cumple, solo que el valor obtenido de h_L (chorreo) es muy grande en comparación de h_{in} , como se puede observar en la tabla de resultados. Este valor se puede obtener indicando que la velocidad del vapor es muy alta al pasar por el borboteador, puesto que la caída de presión en la cachucha es muy grande y su contribución a la caída de presión del plato contribuye en un 92.08% del valor calculado.

Inundación en la Bajante.- Como podemos ver tenemos una buena altura del líquido claro sobre la bajante y esta evita que el vapor suba por la bajante, ya que la inundación mínima en bajantes es del 25% al 40% y en nuestro caso tenemos del 73.97 % y una inundación máxima del 100%.

V.4.5.2.- Plato Crítico a flujos menores.

Inundación de chorro (Jet-Flooding).- La velocidad del vapor máxima es de 4.0865 ft/s, la real es de 2.0393 ft/s y el N.S. de 2.00, entonces la velocidad real es de 50% de la velocidad máxima nuevamente esto me indica que podría aumentar la capacidad de flujo de vapor de procesamiento de la torre.

Inundación por limitaciones del sistema.- La velocidad máxima que se puede manejar en este plato es de $0.112 \text{ ft}^3/\text{s}$ y la real es de $0.097 \text{ ft}^3/\text{s}$, dando un gran desperdicio del equipo.

Verificación contra el arrastre.- En este plato el arrastre se encuentra un poco fuera del límite, ya que el arrastre que existe es del 6.26% del líquido a manejar, este se sale de especificaciones por 1.26 %, pero también lo que influye es que el flujo del líquido es muy pequeño y quizá por esta razón el porcentaje se vea tan alto. Por este valor nosotros no podemos concluir como se pudiera haber pensado, esto es, que los flujos del líquido y del vapor se pudieran aumentar un poco, pero si lo hicieramos aumentaría este arrastre y entonces no podríamos controlar la torre y esta se inundaría.

Verificación a chorreo.- Se cumplen las condiciones necesarias, pues calculando el valor h_p chorreo, no es muy alto y si suficiente para tener un buen gradiente de líquido a través del plato.

Inundación en la bajante.- Como se había mencionado la inundación mínima en bajante es del 25 al 40% y en este caso es del 44%, por lo tanto no existirá ningún problema.

Por otro lado además del análisis anterior podemos analizar o comparar las dimensiones reales de la torre a las dimensiones que de acuerdo al método F.R.I. (2) se obtienen por un estimado preliminar de dimensiones de la torre.

Con el flujo del plato crítico a flujos mayores con la ecuación (V.1) se obtiene el diametro de la torre:

$$V_{Load} = cfs(R/\rho - R) ^{1/2} = .4054(.05854/52.0317)^{1/2} = .01359$$

$$D_t = (\frac{6.8(.01359) + 10(.0009)}{.8333}) ^{1/2} = .3334 \text{ ft} = 4.0 \text{ in}$$

Se calcula el área mínima de la bajante con la ec.V.2 :

$$(A_{dc})_{min} = .3847 / (449 \times (1 - F_g)) \left((52.0902)^2 / (43.8619)(52.0317) \right)^{1/4}$$

$$(1 - F_g) = \frac{1.4(58.0317) / (52.0902)^{1/2}}{1 + 1.4 ((58.0317) / (52.0902))^{1/2}}$$

$$(1 - F_g) = 0.5832$$

$$(A_{dc})_{min} = .0015 \text{ ft}^2 = .2209 \text{ in}^2$$

Tabla de comparación:

	Calculado	real
Diametro de la Torre:	4.0 in	6.0 in
Área de la bajante:	0.2209 in ²	4.02551 in ²

Se puede notar ante todo que el área de la bajante real es muy grande respecto la calculada y el diámetro de la torre real es mayor al calculado, por lo tanto se podrían manejar flujos mayores. Además en la bibliografía (2) nos dan estimados o recomendaciones de las proporciones adecuadas y para la bajante se dan estimados del 3% al 5% del área total de la torre y en nuestro caso es del 14% de ésta.

Como podemos apreciar las áreas del plato estan mal distribuidas según la bibliografía(2), ya que al ser tan grande el área de la bajante no podemos aprovechar ésta en más área-activa para aumentar el número de borboteadores y por lo tanto aumentar los flujos del vapor y del líquido.

Suponiendo un valor del área de la bajante de un 3% del área total de la torre se puede obtener su valor por medio de la siguiente ecuación:

$$A_{(DC)} = A_t \times 0.03 \quad \dots\dots\dots (V. 25)$$

donde: A_t = Área total de la torre, in^2
 A_{DC} = Área de la bajante, in^2

sustituyendo el área total de la torre que es de 28.274 in^2 -- obtenemos:

$$A_{DC} = (28.274) \times 0.03 = 0.8482 \text{ in}^2$$

Teniendo estos valores, podemos encontrar los demás valores de las áreas de distribución del plato:

El área activa se encuentra con la ecuación (V.4)

$$A_b = A_t - 2 A_{DC}$$

$$A_b = 28.274 - 2 (0.8482) = 26.5775 \text{ in}^2$$

El área libre se calcula por medio de la ecuación (V.3)

$$A_F = A_t - A_{DC} = 28.274 - 0.8482 = 27.425 \text{ in}^2$$

Con estos valores se pueden encontrar los siguientes --
datos los cuales fueron obtenidos de la bibliografía (7, 2)

L_w = Longitud del derramadero = 3.03736 in

W_{dc} = Ancho de la bajante = 0.41287 in

La longitud de trayectoria de flujo se encuentra por la --
ecuación (V.5):

$$L_{FF} = D_t (12) - 2 W_{dc} = .5(12) - 2 (0.4128) = 5.1742 \text{ in}$$

Con este nuevo arreglo de las áreas del plato se intento
aumentar el número de borboteadores pero no se pudo puesto --
que se necesita una distancia mínima de 1.799 in para aumen--
tar una hilera de borboteadores y no se cuenta con este espa--
cio al reducir el ancho de las bajantes de 1 in a 0.4128 in --
por lo tanto no se puede aumentar el número de borboteadores--

y consecuentemente no se pueden aumentar los flujos internos de la torre. Al disminuir las áreas de las bajantes si aumentaría el área activa y esto nos beneficiaría en :

- Disminuir la probabilidad de que penetrara a la bajante el vapor por el claro de la bajante, que es de 1.5 in este claro de bajante es alto respecto al recomendado en la bibliografía(2), que es de 0.25 in menor a la altura del derramadero, que en nuestro caso es de 1 in, por lo tanto debería de ser la altura del claro de .75 in.

V.5.- Conclusiones.

El flujo que puede manejar la torre sin problemas de inundación, es del 5% de la base de cálculo establecida en el capítulo IV.

Se recomienda hacer los siguientes cambios en las áreas del plato.

- Disminuir el área de las bajantes de 1 in, a 0.41287 in.
- Disminuir el claro de las bajantes de 1.5 in a 0.75 in

Desgraciadamente por el tipo de borbotador y el pitch que tiene el plato es imposible sugerir otro arreglo. Además se puede apreciar en el análisis de resultados que el diámetro de la torre calculado es de 4 in y no de 6 in que es valor real, según esto, se pudieran aumentar los flujos del líquido y del vapor, siempre y cuando tuvieramos el plato apropiado, que tuviera un pitch menor y quizá las cachuchas las cachuchas de los borbotadores de menor diámetro.

CAPITULO VI

DISEÑO TERMICO DEL CONDENSADOR DE LA TORRE.

V.1.- Generalidades sobre condensación.

Durante el planteamiento de los objetivos de la tesis se consideró la necesidad de modificar el condensador de la torre de destilación, debido a que en forma general este equipo se ha considerado, por los profesores que lo han utilizado como ineficiente para la condensación de los vapores generados durante el proceso de destilación. De tal maera que es importante tocar el tema del proceso de condensación.

La condensación ocurre cuando se pone en contacto el vapor con una superficie a una temperatura inferior a la temperatura de rocío de éste, el líquido que condensa se colecta en una superficie horizontal plana o fluye bajo la influencia de la gravedad si la superficie y su orientación lo permiten.

El proceso de condensación es el proceso inverso al proceso de ebullición y es muy importante tratarlo, pues involucra un flujo de calor muy grande con diferencias muy pequeñas de temperatura,

En la mayoría de los casos el condensado moja la superficie y se extiende en forma de una película en toda la superficie, a este tipo o forma de condensar se le ha dado el nombre de "condensación de película", cuando se condensa por medio de gotitas que corren a lo largo de una superficie inclinada incorporándose con otras gotitas y se tocan y caen al fondo -

del equipo, se le conoce como "condensación por goteo".

Cuando ocurre la condensación en forma de película a la superficie queda completamente cubierta por una película de líquido. Entonces la transferencia de calor necesaria para la condensación en la interfase líquido-vapor debe ser por conducción y convección a través de la película líquida, al aumentar el espesor de la película disminuye la velocidad de transferencia de calor y por lo tanto en la condensación disminuye ésta.

Por otra parte la condensación por goteo provoca que la superficie fría está siempre libre de la película líquida y por lo tanto se asocian mayores coeficientes de transferencia de calor que en la condensación en forma de película.

Normalmente se diseña el equipo en base a el fenómeno de condensación en forma de película, el modelo que se estudia es el modelo de Nusselt (6), debido a su forma muy sencilla de explicarlo y plantearlo.

El caso fue analizado por él en 1916 utilizándolo para un vapor puro en una película descendiendo por una pared vertical plana, su resultado todavía es válido y el desarrollo ayuda a comprender el mecanismo involucrado.

Cuando se lleva a cabo la condensación de un vapor puro se lleva a cabo a temperatura constante (proceso isotérmico) cuando se lleva a cabo la condensación de una mezcla de vapores esta siempre tiene un rango de condensación, que abarca desde la temperatura de rocío, hasta la temperatura de burbuja, siendo el rango de temperatura desde donde se condensa la primera gota hasta que desaparece la última burbuja de vapor-

respectivamente.

Esto se observa claramente en un diagrama temperatura -- composición (T vs. X, Y,) de nuestro sistema etanol-agua a presión constante, en la fig.6.1:

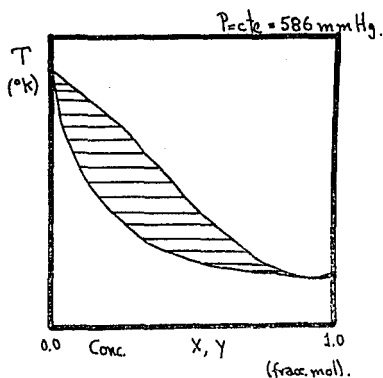


Fig.6.1.- Diagrama T vs. X, Y del sistema etanol-agua.

VI.2.- Características de nuestro sistema a condensar.

En cuanto a la forma de atacar el fenómeno de condensación de mezclas de vapores, para diseñar el equipo adecuado para esta finalidad, propone Kern (6), como una regla heurística

tica, el hecho de establecer que el rango de condensación de 10°F hasta 20°F , se puede considerar el diseño del equipo como si fuera una condensación de vapores puros y se puede considerar una condensación isotérmica. Esta regla podría servirnos, ya que en nuestro sistema las temperaturas de rocío y burbuja son respectivamente $T_r = 164^{\circ}\text{F}$ y la $T_b = 162.07^{\circ}\text{F}$ y por lo tanto el rango de condensación es de 1.933°F , esto nos hace pensar que el diseño térmico del condensador se podría resolver como si fuera un vapor puro o simple, además si recordamos la definición de azeótropo podríamos pensar que al tener tan poca diferencia de rango de condensación nos encontramos muy cerca del azeótropo de nuestro sistema. El azeótropo se encuentra en el diagrama de equilibrio en $X = Y = 0.9$ fracc. mol y una temperatura de 161.06°F . (ver apéndice) pero no es así, porque el vapor que intentamos condensar se encuentra en $Y = 0.688$ fracc. mol. Este fenómeno es característico del comportamiento natural de nuestro sistema, cuyo rango total de condensación es de 37.62°F . Más aun analizando detalladamente la curva de temperatura contra concentración a presión constante, se encuentra la mayor diferencia de temperaturas o rango de condensación en la fracción mol de $X = Y = 0.2225$, donde la diferencia de temperatura o rango de condensación es de 18.66°F y por lo anteriormente dicho aun se podría tratar en este punto como lo anteriormente dicho como vapores puros.

El intentar analizar nuestro sistema como una condensación isotérmica no representaría quizá la problemática real del sistema, una de las formas para acercarnos más a la reali

dad es partiendo de la curva de condensación del sistema. La curva de condensación es parte integral del análisis que se hace al diseñar el condensador para vapores mezclados. La generación de la curva no se detallara en este trabajo, solo se anexa la curva y esta fue obtenida con el procedimiento dado por Kern (6).

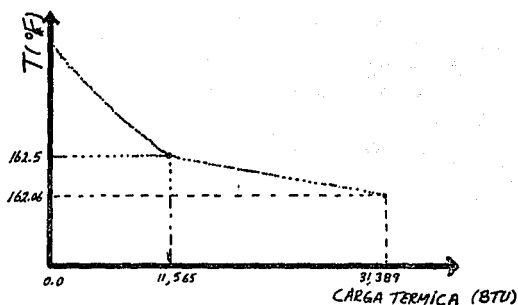


Fig.6.2.- Curva de condensación.

VI.3.- Equipo de transferencia de calor del equipo de destilación.

Antes de proseguir la discusión del método a utilizar -- para llevar a cabo el diseño térmico del condensador, veamos-

el equipo que está integrado a la torre de destilación para la transferencia de calor.

CONDENSADOR:

Tipo: Serpentin-Coraza.

Serpentin:

Tipo: Helicoidal

No. de espiras: 14

Diámetro de la espira: 5 in

Diámetro del tubo: 7/8 in, tubería de cobre.

Fluido manejado: Agua de enfriamiento.

Coraza:

Diámetro de la coraza: 6 in

Material: Acero al carbón.

Longitud: 42 in

Fluido manejado: vapores de destilación.

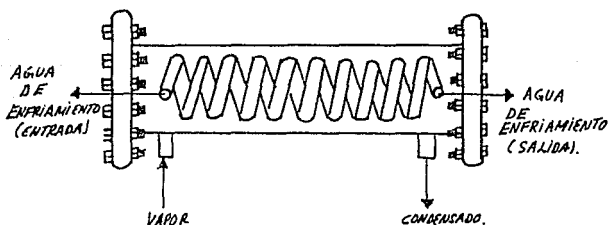


Fig.6.3.- Condensador de la torre de destilación.

El equipo antes descrito desgraciadamente es un equipo un poco raro para usarse como condensador. Algo parecido a este equipo tiene utilidad en:

- Para recipientes que contienen fluidos para transferir calor sensible y además se introduce en el recipiente un agitador, ya que si no se utiliza la agitación se trataría de una transferencia de calor por convección libre y esta tiene muy poca eficiencia en comparación a la convección forzada lograda con un agitador.

Por otro lado el equipo utilizado para la condensación es comúnmente del tipo de tubos y coraza o de doble tubo, más común el de tubos y coraza. De este último se consideran solo dos tipos el horizontal y el vertical, dependiendo su selección de la utilidad que se le da a este en el proceso de destilación, esto es, si deseáramos obtener un líquido saturado se propone un condensador horizontal ya que el condensado cae al fondo de la coraza y se encuentra en equilibrio con el vapor existente en la misma. Por otro lado si deseáramos un líquido subenfriado entonces se propondría un condensador vertical, ya que al condensar el vapor sobre los tubos descenderá el líquido en forma de película por gravedad sobre los tubos y al ir descendiendo al estar en convección forzada con el medio de enfriamiento este se subenfriará.

Por lo expuesto anteriormente creemos que el equipo más adecuado a nuestros fines es el tipo horizontal.

Ahora veamos el rehervidor que posee la torre, este fue diseñado para una planta piloto para generar SO_2 , la cual --

fue desmantelada y por esta razón se colocó este equipo al sistema de destilación. Las características de este equipo son:

REHERVIDOR:

Tipo: Tubos y coraza.

tubos: Vapor (medio de calentamiento)

Diametro: 5/8 in

Material: Cobre

Arreglo: Triangular girado.

Pitch: 1.00 in

Longitud: Aprox. 3 ft

No. de tubos: 26

No. de pasos: 2

Coraza:

Fluido: Líquido empobrecido del componente más volátil - a evaporar, que proviene de la torre de destilación.

Diametro: 14 in

Material: Acero al carbón

Longitud: 3.5 ft

Espesor: 3/8 in

Como comentario general se puede decir que el rehervidor de la torre es muy grande, ya que su área de transferencia es de 36.98 37 ft², este valor es muy alto para nuestros fines-

y la capacidad hidráulica de la torre. Esta es por lo tanto-- una de las razones por la cual el serpentín que funciona como condensador sea incapaz de condensa los vapores generados por el rehervidor existente, ya que el área del condensador es de 2.39 ft^2 , aproximadamente 2.4 ft^2 .

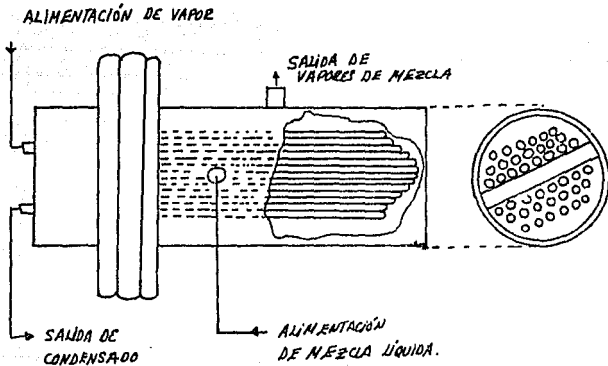


Fig.6.4.- Rehervidor de la torre de destilación.

VI.4.- Método para el diseño térmico del condensador de la torre.

El método a utilizar es el método propuesto por Gloyer - (4,5), para el diseño de condensadores de tubos y coraza, para llevar a cabo la condensación de vapores mezclados. Este método fue ideado por Gloyer en 1937 y publicado en 1950, después de 13 años de aplicaciones satisfactorias en la práctica comercial.

El método se basa en que la condensación no es isotérmica y en analizar el equipo en el punto medio. Este es un método confiable y corto, puesto que en una forma mucho más exacta y rigurosa lo que se tiene que hacer es analizar la condensación del equipo por puntos, esto es, el equipo se divide en fracciones y en base a estas se analizan los equilibrios líquido-vapor a lo largo del condensador, lo cual se puede seguir muy bien con una computadora. Este método se utiliza para la condensación por el lado de la coraza. Por el lado de los tubos se lleva a cabo por el método propuesto por Sieder y Tate(6), para completar el cálculo.

El método Gloyer requiere solo de la siguiente información lo cual lo hace un método de fácil aplicación:

- 1.- Tipo de servicio.- Este se refiere a si la condensación va a ser total o parcial o si se requiere subenfriar el condensado.

- 2.- Naturaleza de los vapores y/o líquidos.- Este se refiere a si los vapores son condensables (alguno de ellos puede no serlo) y de su procedencia.
- 3.- Cantidad total de flujo entrando al condensador, así como las cantidades de líquido y vapor a la entrada y salida del condensador.
- 4.- Peso molecular de vapores y líquidos
- 5.- Gravedad específica y viscosidad a la entrada y la salida.
- 6.- Calor específico del vapor y el líquido
- 7.- Calor latente de los vapores condensados.
- 8.- Temperatura a la entrada y a la salida.
- 9.- Presión de operación y caída de presión permitida en el equipo.
- 10.- Carga de calor.
- 11.- Curva de condensación.

Es necesario recordar que este método es muy adecuado a nuestros fines en este trabajo, ya que si tratáramos de hacer el cálculo riguroso por computadora además de ser un trabajo excesivo, se perderían los principales objetivos a esclarecer en el funcionamiento de la torre.

VI.5.- Bases de diseño.

Antes de dar el diseño térmico del condensador, se darán las bases de diseño más importantes para que se entienda mejor la operación del equipo así como los recursos con los que

cuenta en el laboratorio de Ing. Química (L.E.M.).

Función del equipo.- Se diseñará térmicamente un equipo para condensar los vapores generados por la torre de destilación de platos con borboteadores del lab. de Ing. Química -- (L.E.M.).

Tipo de proceso.- El proceso de transferencia de calor que se llevará a cabo en este equipo es una condensación total de los vapores, para llevarlos a líquido saturado. El tipo de equipo que se diseñará será un condensador de tubos y -- coraza horizontal. Este equipo se considerará térmicamente -- aislado, de tal manera que no se considerarán pérdidas de calor al diseñarlo.

Factor de servicio.- En este caso el factor de servicio de este equipo no es muy importante o mejor dicho determinante en la operación de este, pues solo se utiliza aproximadamente cinco o seis veces por semestre.

Capacidad.- La capacidad del equipo es la determinada en los flujos encontrados por iteración en el capítulo IV, esta es el flujo del vapor que sale del domo de la torre, flujo -- del vapor= 66 lb/hr.

Se considerará un factor de sobrediseño del 1.3 para la carga térmica, con éste, se tratará de corregir la inexactitud del método corto que utilizaremos suponiendo un $\pm 10\%$ de desviación, ya que este método no analiza el fenómeno en varios puntos a lo largo del condensador, solo lo hace en el -- punto medio, así como absorber las variaciones de operación -- de la torre durante el arranque y estabilización de esta.

Especificaciones de la alimentación:

Flujo de vapor= 66 lb/hr

densidad= = 0.0639 lb/ft³

Conductividad térmica= = 0.0193 BTU/hr ft °F

Calor específico= C_{pv} = 0.8070 BTU/lb °F

Viscosidad= v = 0.0088 c.p.

Peso molecular= P.M.v = 37.316 lb/lbmol

Calor latente de vaporización= v = 475.6 BTU/lb

Temperatura de rocío=Tr= 164 °F

Especificaciones del condensado:

Flujo del líquido sat.= WL= 66 lb/hr

densidad relativa= S= 0.7637

Conductividad térmica= = 0.1880 BTU/hr ft °F

Calor específico= C_{p1} = 1.1709 Btu/lb °F

Viscosidad= = 0.2689 c.p.

Temperatura de burbuja= Tb = 162 °F

Servicios auxiliares.- Para el diseño de este equipo solo necesitamos agua de enfriamiento la cual procederá de la torre de enfriamiento que se encuentra en el laboratorio. Es importante mencionar que ésta, circulará por los tubos del condensador. La temperatura de entrada al equipo es de 68°F y la de salida se tomará como 110°F, estas temperaturas se estimaron basandonos en que esta torre no se utiliza continuamente para trabajar varios equipos, pues solo se utiliza para las torres de destilación las cuales rara vez funcionan juntas. El valor de temperatura de enfriamiento a la entrada del-

equipo es de 68°F quizá, es un valor muy bajo para las temperaturas comunes de enfriamiento de torres comerciales, las cuales van desde 26°C (78.8°F) a 32°C (89.6°F), pero creemos que no afecta en la proposición del diseño. A continuación se daran las propiedades físicas a la entrada y a la salida del agua de servicio necesarias para el cálculo.

Propiedad:	Entrada	Salida.
Densidad relativa=S	1.0328	1.0113
Conductividad térmica: :(BTU/hr ft $^{\circ}\text{F}$)	0.352	0.3704
Calor específico: Cp: (BTU/hr $^{\circ}\text{F}$)	0.9996	1.0024
Viscosidad; : c. p.	1.017	0.6284
Peso molecular= P. M.:lb/lbmol	18.02	18.02

Especificaciones Físicas del equipo.- Estas especificaciones son las básicas necesarias para llevar a cabo el diseño térmico, se seleccionaron las siguientes características del equipo:

Tubos de 1/2 in de acero 16 BWG.- Se seleccionó este tipo de tubo por ser el convencional a usar en intercambiadores de calor. El diametro se seleccionó de 1/2 in por ser el más común para utilizarlo en equipos pequeños como en nuestro caso. El espesor seleccionado 16 BWG es el intermedio para tubos de 1/2, este no tiene justificación pues la presión de operación del equipo no es alta. Obviamente en el Lab., no se tiene este tipo de tubo, quizá al construir el equipo se pu-

diera utilizar tubería de cobre o de acero al carbón, en este caso, se tendría que hacer la corrección por espesor del diseño y de antemano recomendaríamos precaución en los efectos de corrosión provocados al unir materiales de diferentes potenciales eléctricos.

Arreglo triangular.- Se considera un arreglo triangular para evitar que se mojen los tubos inmediatos inferiores y así tener área disponible para la condensación, se prefirió esta a un arreglo cuadrado, pues al resbalar la película de condensado siempre estarían cubiertos los tubos.

Espaciamiento.- El espaciamiento entre tubos se seleccionó de la revisión de las tablas propuestas por Kern(6) para la disposición de los tubos en arreglo triangular, estas tablas carecen de arreglos para tubería de 1/2 in pues el mínimo diámetro considerado es el de 3/4 in, como alternativa se tomó la separación entre tubos que reporta para tubería de 3/4 in que es de 0.1875 in y utilizando esta separación se obtiene un espaciamiento de 0.688 in

Coraza.- La coraza que se pretende usar es la que tiene el condensador actual de coraza serpentina y esta tiene como especificaciones:

diámetro= 6 in
Longitud= 42 in

La longitud que se utilizará para el diseño es de 36 in pues suponemos que se necesitará espacio para modificaciones necesarias para el espejo que sostendrá el haz de tubos.

Longitud de los tubos.- Se consideró en función de la longitud disponible por la coraza, 3 ft.

Número de pasos por la coraza.- Se consideró un solo paso por la coraza, pues el flujo de vapores es tan pequeño que un solo paso es suficiente.

Número de pasos por los tubos.- El número de pasos por los tubos está limitado por la caída de presión permisible que en nuestro caso por transportar agua de enfriamiento se considera de 10 lb/in². En este caso se tomó el número de pasos igual a dos por:

El intervalo de temperatura de condensación es muy pequeño 1.93 °F y no afecta a nuestros valores de LMTD y en si por una justificación de instalación del equipo pues en uno de dos pasos se podría conectar fácilmente a las líneas de servicio de agua de enfriamiento.

Presión de operación.- La torre de destilación se trabaja atmosféricamente y por lo tanto el vapor que entra al condensador se encuentra a la presión de operación de la torre ó sea:

$$P_{op} = 586 \text{ mmHg (por la coraza)}$$

Temperatura de diseño.- Se trabajará a una temperatura de diseño dada por la ecuación:

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{máx. op.}} + 25 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \dots\dots (\text{VI. 1})$$

Por lo tanto la temperatura máxima de operación por la coraza se determina con la temperatura de rocío = 104 °F.

$$T_{\text{diseño}} = 164 + 25 = 189^{\circ}\text{F} \quad 190^{\circ}\text{F}$$

por los tubos: $T_{\text{máx. de operación}} = 110^{\circ}\text{F}$ que es la temperatura de salida del agua de enfriamiento.

$$T_{\text{diseño}} = 110 + 25 = 135^{\circ}\text{F}$$

Caída de presión.- Las caídas de presión utilizadas son las usuales para este tipo de equipo:

$$\Delta P_{\text{max.}} = 10 \text{ lb/in}^2 \text{ para agua por los tubos.}$$

Para la coraza, se considera una $\Delta P_{\text{máx.}}$, entre 1 - 3 -- lb/in² para condensación por las corazas en este caso lo que se trata es de tener la menor caída de presión por la coraza, ya que si ésta aumentara tendría que aumentar la presión de operación de la torre.

Factor de ensuciamiento.- Se consideró un factor de: 0.001 para los tubos y de 0.001 para la coraza propuestos por Kern(6):

$$Rd_{\text{total}} = 0.001 + 0.001 = 0.002 \text{ hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}/\text{BTU}$$

VI.6.- Descripción del método
de diseño térmico.

VI.6.1.- Balances de materia y energía.

Antes de empezar los cálculos por el lado de la coraza -
y de los tubos se tienen que hacer los balances globales de -
materia y energía para ambas partes del equipo.

El cálculo de la carga térmica para una condensación to-
tal a líquido saturado se hace por medio de la siguiente ecu-
ción:

$$Q_D = F.D. [\lambda_w W_v] \dots\dots\dots (VI.1)$$

donde:

F.D. = Factor de diseño

W_v = Flujo del vapor a condensar lb/hr.

λ_v = Calor latente de vaporización de la mezcla
: BTU/lb

Q_D = Carga térmica BTU/hr.

Esta ecuación se utilizará como balance de materia para-
el medio de enfriamiento.

Cálculo de la diferencia media de temperatura "ΔT_m" -
se obtiene por la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{ml} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \quad \dots\dots\dots (VI.2)$$

donde:

$\Delta t_1, \Delta t_2$ = Diferencia de temperaturas entre ambos fluidos en cada extremo del cambiador : °F.

Obtención del factor Ft debido al número de pasos, usando las figuras que vienen en el libro de Donald Q. Kern (6) - en el apendice.

Este factor se obtiene con:

$$R = T1 - T2 / t2 - t1 \quad \dots\dots\dots (VI.3)$$

$$S = t2 - t1 / T1 - t1 \quad \dots\dots\dots (VI.4)$$

Calculo de la media diferencia de temperaturas efectiva-
LMTD:

$$LMTD = \Delta T_{ml} \times Ft \quad \dots\dots\dots (VI.5)$$

Evaluación del factor "T", es el factor de corrección debido al comportamiento no lineal de la condensación a lo largo del equipo:

$$T_{MT} = t1 + t2 / 2 \quad \dots\dots\dots (VI.5) \quad ; \quad T_{MS} = T1 + T2 / 2 \quad \dots\dots\dots (VI.6)$$

$$MFDL = (T1 - T2) / \ln(T1 - T_{MT}) / (T2 - T_{MT}) \quad \dots\dots\dots (VI.7)$$

$$MTD_2 = (T_1 - T_{M2}) / \ln(T_1 - T_{MT}) / (T_{M2} - T_{MT}) \dots\dots\dots (VI.8)$$

$$MTD_3 = (T_{M2} - T_2) / \ln(T_{M2} - T_{MT}) / (T_2 - T_{MT}) \dots\dots\dots (VI.9)$$

$$T = (1000) / (MTD_1) / ((750 / MTD_2) + (250 / MTD_3)) \dots\dots\dots (VI.10)$$

donde: T_{M1}, T_{M2} = Promedio aritmético de las temperaturas de entrada y salida por la envolvente ó coraza y los tubos respectivamente ($^{\circ}F$).

Cálculo de la LMTD por intervalos:

$$LMTD_{\text{intervalos}} = T \times LMTD \dots\dots\dots (VI.11)$$

Cálculo del área de transferencia de calor, mediante la suposición del coeficiente global de transferencia de calor - utilizando los valores recomendados por Kern(6).

$$A = Q / (U_D \times LMTD) \dots\dots\dots (VI.12)$$

A = Área de transferencia de calor ft^2

U_D = Coeficiente global de transferencia de calor, $BTU/hr.ft^2 \times 1/^{\circ}F$.

Q = Carga térmica, BTU/hr .

VI.6.2. - Lado de los tubos.

En este caso se utilizará el metodo de Sieder & Tate(6):

Calculo del número de tubos:

$$N_t = A/a_s \times L \quad \dots\dots\dots(VI.13)$$

donde: N_t = Número de tubos.

a_s = Area exterior por unidad de longitud del tubo
 $ft^2/ft.$

L = Longitud del tubo (ft)

Cálculo del área de flujo por los tubos " a_f ":

$$a_f = N_t \times a'_f / (144 \times n) \quad \dots\dots\dots(VI.14)$$

donde:

a'_f = Area de flujo por tubo (ft^2)

n = Número de pasos por los tubos.

El número de pasos por los tubos n se fija de acuerdo a la caída de presión permisible.

Calculo de la masa velocidad: G_t

$$G_t = W/a_f \quad \dots\dots\dots(VI.15)$$

donde: W = flujo del agua de enfriamiento, lb/hr

Cálculo de la velocidad V .

$$V = Gt / (3600 \times \rho) \quad \dots\dots(VI.16)$$

donde: ρ = densidad del fluido, lb/ft³

Es importante notar que en nuestro caso al utilizar agua dentro de los tubos, como mínimo se tendría una velocidad de 3 ft/s, para evitar incrustación y como máximo una de 10 ft/s para evitar la erosión.

Cálculo del número de Reynolds: NR_{Ret}

$$NR_{\text{Ret}} = d \times Gt / \mu \quad \dots\dots(VI.17)$$

donde: μ = viscosidad del líquido en lb/ft hr

Obtención del coeficiente individual de transferencia de calor para los tubos, h_i . Este valor h_i , se puede obtener de las figuras del apéndice del Kern (6), cuando se utilice agua.

Cálculo de la caída de presión para el lado de los tubos:
: ΔP_T .

a) Obtener el factor de fricción " f " de las figuras del -

apendice del Kern (6).

b) Caída de presión en la sección recta: ΔP_t .

$$\Delta P_t = (f) (Gt^2) (L)(n) / 5.22 \times 10^{10} (di)(s)(\phi_t) \dots\dots (VI.18)$$

c) Caída de presión en el retorno: ΔP_r .

$$\Delta P_r = \frac{4 n \times V^2}{s \ 2g} \times \frac{62.5}{144} \dots\dots (VI.19)$$

d) Caída de presión total en los tubos ΔP_T :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \dots\dots (VI.20)$$

donde:

S= gravedad específica

g= aceleración de la gravedad (ft-hr²)

VI.6.3.- Lado de la coraza.

El cálculo por el lado de la coraza en este caso se utilizará el metodo Gloyer (4,5).

Cálculo del gasto del vapor y del líquido en el punto medio del equipo.

$$WV \dot{m} = wV2 + WC/2 \dots\dots\dots (VI.21)$$

$$WLM = WL_1 + WC/2 \quad \dots\dots(VI.22)$$

donde:

WVM= Es el flujo del vapor en el punto medio del equipo

WV2= Es el flujo del vapor a la salida del condensador

WLM= Es el flujo del líquido en el punto medio del ---
equipo.

WC= Es el flujo del condensador a la salida del con-
densador.

WL1= Flujo del líquido a la entrada del condensador.

Cálculo de la fracción de área ocupada por el líquido y
el vapor en el punto medio "F1", "Fv" .

$$1/F1 = (WVM/WLM) (\mu_v / \mu_l)^{1/9} (\rho_l / \rho_v)^{5/9} + 1 \quad \dots\dots(VI.23)$$

$$Fv = 1 - F1 \quad \dots\dots(VI.24)$$

donde:

F1= Fracción de área de flujo ocupada por el líquido.

Fv= Fracción de área de flujo ocupada por el vapor.

ρ_l, ρ_v = densidades del líquido y el vapor, lb/ft³

μ_l, μ_v = Viscosidades del líquido y vapor, c.p.

Determinación del factor λ . El cual modifica el valor-
del gasto real de vapor condensante en el intervalo. El valor
de este factor se logra a partir de la figura VI.5 que rela-
ciona a:

$$\Delta T_{\text{ent}} / \Delta T_{\text{sal}} = T_1 - t_2 / T_2 - t_1 \quad \dots\dots(\text{VI.25})$$

Si la condensación es total y no hay vapor a la salida - considerar 60 como abcisa.

Calculo de las áreas de flujo; a través del corte de la mampara NFA y entre mamparas XFA :

$$\text{NFA} = (0.785 D_i^2 - 0.785 d_o^2 (N_t)) ic / D_i \quad \dots\dots(\text{VI.26})$$

$$\text{XFA} = (D_i - \text{NC}' (d_o)) B \quad \dots\dots(\text{VI.27})$$

para pitch triangular y cuadrado:

$$\text{NC}' = (\text{Dotl} - d_o) / P_p + 1 \quad \dots\dots(\text{VI.28})$$

donde:

- Di= diametro interior de la envolvente, in
- do= Diametro exterior de los tubos, in
- Nt= Número de tubos
- B= Distancia entre mamparas, in
- NC'= Número de hileras verticales
- Dotl= Diámetro límite de los tubos, in
- ic= Corte de la mampara, in . a menudo expresado como - un porcentaje de este ic/Di.
- Pp= Arreglo normal de los tubos (pitch) in.

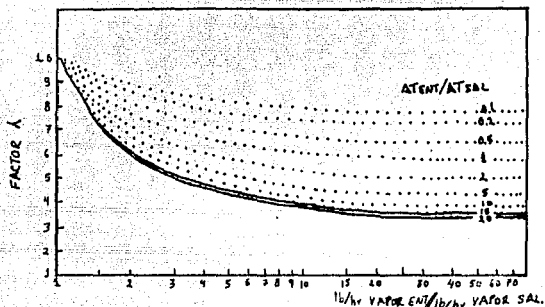
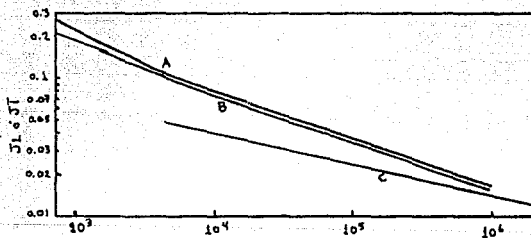


FIG. 6.5.- CANTIDAD DE VAPORES PROMEDIO EN CONDENSADORES PARA CALCULOS DE CAIDA DE PRESION



A = Arreglo triangular girado
 B = Arreglos normales y cuadrado girado 45°
 C = Tuberia comercial.

FIG. 6.6.- FACTOR DE COLBURN (CONVECCION FORZADA.)

Masas velocidades, tanto para el flujo longitudinal como para el transversal a los tubos, G_L, G_T , respectivamente:

$$G_L = (WV_L \times \quad) / (25 \times NFA \times Fv) \quad \dots\dots\dots (VI.29)$$

$$G_T = (WV_L \times \quad) / (25 \times XPA \times Fv) \quad \dots\dots\dots (VI.30)$$

cálculo de los números de Reynolds para el flujo longitudinal y transversal, NRe_L, NRe_T ;

$$NRe_L = (124 Deq \times G_L) / \quad \dots\dots\dots (VI.31)$$

$$NRe_T = (124 do \times G_T) / \quad \dots\dots\dots (VI.32)$$

donde:

Deq = Diametro equivalente, in

$\bar{\mu}_v$ = viscosidad media del vapor, lb/ft hr

do = Diámetro exterior de los tubos, in

Encuentrar los factores de transferencia de calor, longitudinal y transversal, J_L, J_T , debido a la influencia del número de Reynolds, ver figura VI.6.

Calculo de los coeficientes de transferencia para ambos-flujos:

$$hI = J_L \times \bar{C}_{pv} \times G.L. / (0.00028 (Prv)^{2/3} \quad \dots\dots\dots (VI.33)$$

$$Ht = J T \times \bar{C}_{pv} \times GT / (0.00028 (Prv)^{2/3}) \quad \dots (VI.34)$$

donde:

\bar{C}_{pv} = Calor específico del vapor (BTU/lb °F)

Prv = Número de Prandtl = C_{pv} / kv

kv = Conductividad térmica del vapor, BTU/hr ft °F

Calculo del coeficiente promedio de la fase gaseosa: Hpr.

$$Hpr = (1.5x_{ic}/D_{ixHL}) + (1-1.5x_{ic}/D_{i}) Ht \quad \dots (VI.35)$$

Calculo del coeficiente efectivo de la fase gaseosa: Hef

$$Q_{WVM} = WVM \times C_{pv} (T_1 - T_2) \quad \dots (VI.36)$$

$$Q_{WV2} = WV2 C_{pv} (T_1 - T_2) \quad \dots (VI.37)$$

$$Hef = ((Hpr + (Q_{WVM}/(A(T_1 - T_2)))) T \quad \dots (VI.38)$$

donde:

Q_{WVM} = Calor sensible cedido por el vapor en el punto -
medio (BTU/hr)

A = Area de transferencia de calor, ft²

Calculo del coeficiente ponderado : Hpon.

$$Hpon = (Q_{WVM} + Q_{WV2}) / ((Q_{WVM}/Hef) + (Q_{WV2}/Hpr)) \quad \dots (VI.39)$$

donde;

Q_{WV2} = calor sensible cedido por el vapor que no condensa (BTU/hr)

Calculo de la caída de temperatura en la fase gaseosa :

DTV :

$$DTV = (Q_{WV1} + Q_{WV2}) / (A \times H_{pon}) \dots\dots\dots (VI.40)$$

Obtener el factor de corrección "DTR" (debido a la caída de temperatura) al coeficiente de transferencia de calor U_D :

$$DTR = (LMTD - DTV) / LMTD \dots\dots\dots (VI.41)$$

Coefficiente de película para el condensado H_{con} :

Obtener el número de Prandtl para el condensado Pr_c :

$$Pr_c = \bar{C}_{pliq.} \times \mu_{liq.} \times 2.42 / K_{liq.} \dots\dots\dots (VI.42)$$

Obtener la masa velocidad del condensado G :

$$G = WC / NC' \times L \dots\dots\dots (VI.43)$$

donde: WC = masa de condensado, lb/hr

L = Longitud de los tubos.

Obtener el número de Reynolds para el condensado N_{Rec} :

$$N_{Rec} = 1.65 G / \bar{\mu}_{liq.} \dots\dots\dots (VI.44)$$

donde:

$\bar{\mu}_{\text{liq.}}$ = μ la viscosidad del líquido, cp.

Con el valor del número de Reynolds y el número de Prandtl del condensado se obtiene el factor J_c de la figura 6.7.

Calculo del coeficiente de condensación efectivo H_{con} :

$$H_{\text{con}} = J_c \times K_{\text{liq.}} \times 6540 (\text{Gr. Esp. liq.} / \bar{\mu}_{\text{liq.}})^{2/3} \dots (\text{VI.45})$$

Calculo del coeficiente global de transferencia de calor

U_D de diseño:

$$U_D = 1 / (1/H_{\text{con}} + 1/h_{\text{io}} + R_d + t/k) \dots (\text{VI.46})$$

donde: h_{io} = coeficiente de película para el lado de los tubos (BTU/hr ft² °F).

R_d = Factor de incrustación o ensuciamiento (hr ft² °F / BTU) recomendadas por Kern (6) .

Corrección del coeficiente global de transferencia de calor debido a la caída de temperatura:

$$U_D = U \times DTR \dots (\text{VI.47})$$

S_e compara el valor de la U supuesta con la calculada si el valor varía, suponer otro valor hasta encontrar la convergencia.

Calculo del coeficiente global de transferencia de calor limpio:

$$U_L = 1 / (1/h_{io} + 1/h_{con} + t/k) \quad \dots\dots(VI.48)$$

para este valor no se toma en cuenta el valor del factor de ensuciamiento R_d .

Calculo de la caída de presión para la coraza:

1.- Cálculo del número de mamparas N_b :

$$N_b = 12(L - 3D_b) / B - 1 \quad \dots\dots(VI.49)$$

donde:

$$D_b = (W / (0.785 \times 3600 \times V \times \rho))^{1/2} \times 12$$

donde: diámetro de las boquillas de la envolvente, in

2.- Encontrar el factor de fricción "f" con el número de Reynolds N_{ReT} en la fig. 5.8

3.- Calculo del número de hileras en la sección de flujo cruzado R :

$$R = NT\phi (1 - 2ic/D_1) \times 1.2 \quad \dots\dots(VI.50)$$

$$NT\phi = ((Dot1 - d_o) / P) + 1 \quad \dots\dots(VI.51)$$

donde:

$NT\phi$ = Número de hileras horizontales

P = Distancia entre centros de tubos adyacentes, --
sobre el eje horizontal.

- 175° -

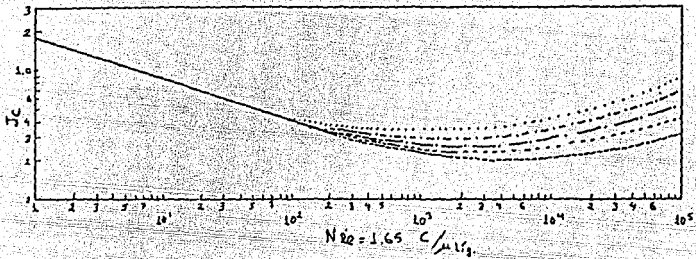


Fig. 6.7.- Factor de transferencia de calor.

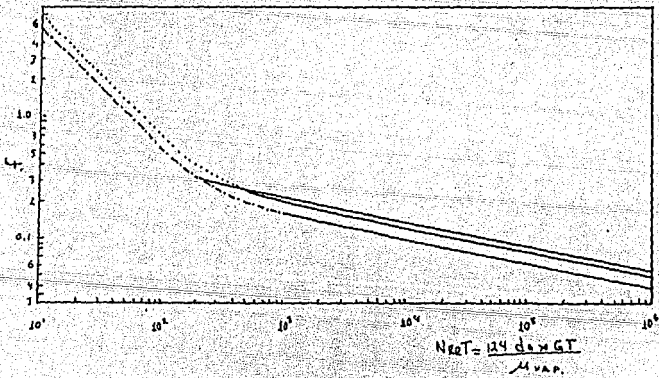


Fig. 6.8.- Factor de fricción para la envoltura.

- 4.- Cálculo de la caída de presión en la zona de corte - de las mamparas DFC:

$$DFC = GL^2 / (4650 \times \rho_{vap}) \quad \dots\dots(VI.52)$$

donde:

$$\rho_{vap} = \text{Densidad media del vapor lb/ft}^3$$

- 5.- Cálculo de la caída de presión en la sección de flujo cruzado DPT:

$$DPT = (f \times GT^2 \times R) / (2320 \times \rho_{vap}) \quad \dots\dots(VI.53)$$

- 6.- Cálculo de la caída de presión total en la envolvente:

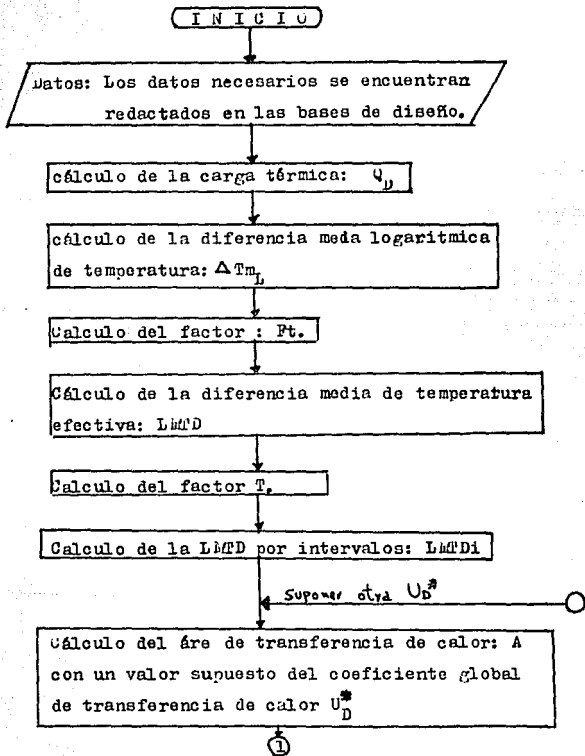
$$\Delta p_T = (DFC + DPT) (Nb+1) \quad \dots\dots(VI.54)$$

Si este valor es mayor que el permitido se debe escoger otra longitud de tubos, ya que no se puede variar el corte -- y distancia de la mampara, porque generalmente se toma el mayor valor permitido para estos parametros (46% corte, B=Di) para condensadores, y sí se variaran estos, lo único que se-- lograría es aumentar el valor de la caída de presión.

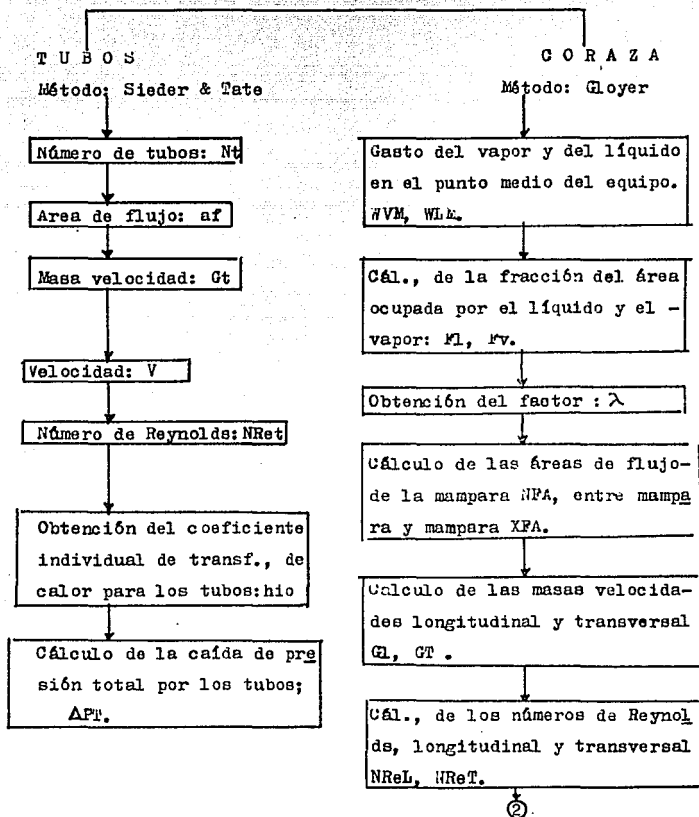
VI.7.- Algoritmo de cálculo.

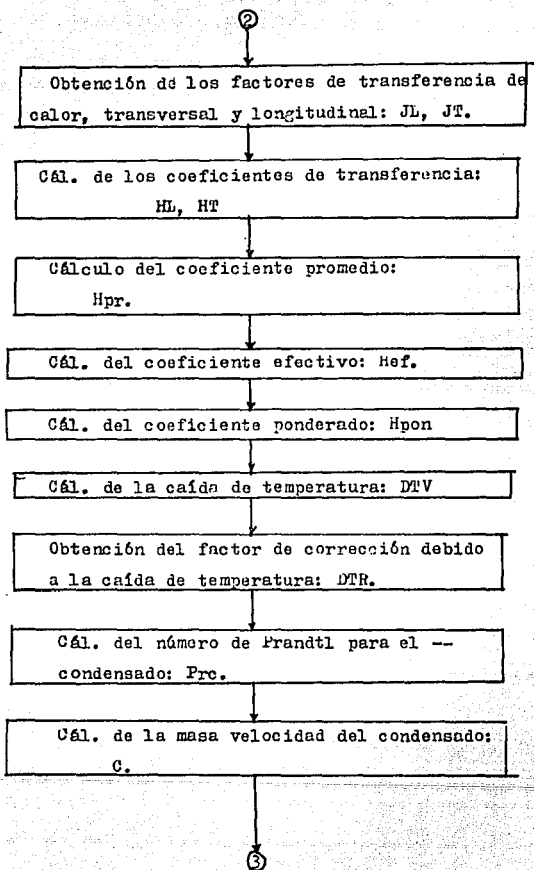
En esta parte se mostrará el algoritmo de cálculo para -

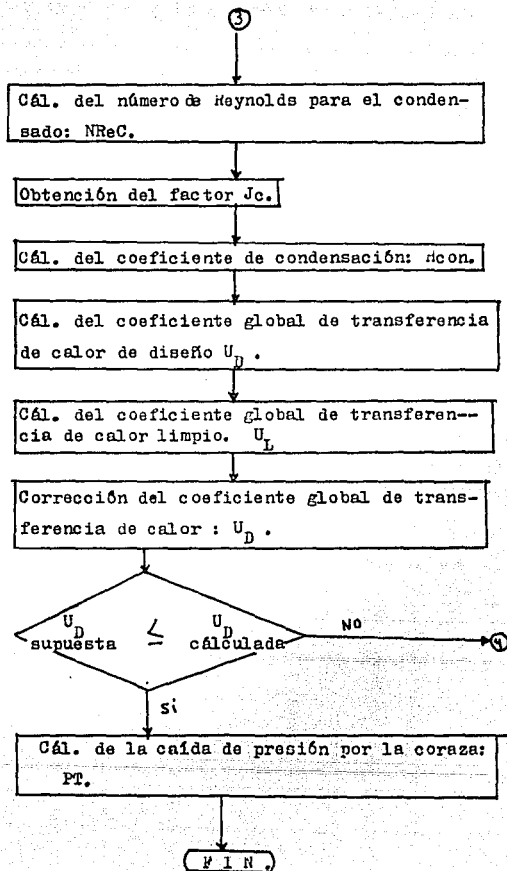
el diseño térmico del condensador por medio de un diagrama de flujo, en este solo se mencionaran en una forma muy breve los pasos a seguir para completar el diseño.



①







VI.8.- Memoria de cálculo.

Este cálculo es como se puede ver, según el diagrama de flujo del algoritmo de cálculo, la última iteración, donde se logró la convergencia.

Los datos necesarios para el cálculo vienen especificados en las bases de diseño, y por ser muy extensos, consideramos no repetirlos (las bases de diseño están dadas en la --- sección VI.5).

Cálculo de la carga térmica: (Ec. VI.1)

$$Q_D = 1.3 (66) (475.6) = 40,807 \text{ BTU/hr.}$$

Requerimiento de agua de enfriamiento: (Ec. 55)

$$W_{H_2O} = Q_D / C_p \times \Delta t = 40,807 / (1.001) (110-68) = 970.62 \text{ lb/hr}$$

Cálculo de la diferencia media de temperatura: (Ec. VI.2)

$$\Delta t_{ml} = (164-110) - (162-68) / \ln(164-110) / (162-68) =$$

$$\Delta t_{ml} = 72.16 \text{ }^\circ\text{F}$$

Obtención del factor Ft: (Ec. VI.3, VI.4)

$$R = (164-162) / (110-68) = 0.04761$$

$$S = (110-68)/(164-68) = 0.4375$$

y con ayuda de la fig. 18, Ref.(6), se obtiene: $F_t = 0.995$

Cálculo de la LMTD efectiva: (Ec. VI.5)

$$LMTD_1 = 72.16 \times 0.995 = 71.8^\circ F$$

Evaluación del factor T: (Ecs. VI.5, 6, 7, 8, 9, 10)

$$T_{MT} = (110 + 68)/2 = 89^\circ F$$

$$T_{ME} = (162 + 164)/2 = 163^\circ F$$

$$MTD_1 = (164-162)/\ln(164-89)/(162-89) = 73.99^\circ F$$

$$MTD_2 = (164-163)/\ln(164-89)/(163-89) = 74.49^\circ F$$

$$MTD_3 = (163-162)/\ln(163-89)/(162-89) = 73.49^\circ F$$

$$T = (1000/73.99)/((750/74.49) + (250/73.49)) = 1.0034$$

Cálculo de LMTD por intervalos: (Ec. VI.11)

$$LMTD_{\text{intervalos}} = 71.8 \times 1.0034 = 72.047^\circ F$$

Cálculo del área de transferencia de calor: (Ec. VI.12)

En la primera suposición del coeficiente global de transferencia de calor se partió de los valores encontrados en la condensación de vapores simples utilizados por Kern(6), en -- susejemplos estos valores son de aproximadamente de 100, para n-propanol, y por semejanza según lo establecido anteriormente del comportamiento de nuestra mezcla etanol-agua por tener un rango de condensación tan pequeño y por ser la composición del destilado de 0.688 fracc. mol, se partió de este valor y en las últimas iteraciones se encontró de aprox., de 150 BTU/hr ft² °F.

$$A = 40\ 807 / (150 \times 72.047) = 3.77 \text{ ft}^2$$

LADO DE LOS TUBOS:

Tubería de 1/2 in, 16 BWG, arreglo triangular, Pitch:
= 0.688, longitud= 3ft.

Número de tubos: (Ec. VI.13)

$$N_t = 3.77 / (0.1309 \times 3) = 9.61 \quad ; \text{ entonces, } N_t = 10$$

Ajustando el área con diez tubos: (Ec. VI.12)

$$A = 3.927 \text{ ft}^2$$

Diametro interno de la coraza= 6.065 in
Dot1= Diametro límite de los tubos= 3.064 in
Calculo del afea de flujo: (Ec. VI.14)

$$af = (10 \times 0.1076) / (144 \times 2) = 0.00373 \text{ ft}^2$$

Cálculo de la masa velocidad: (Ec. VI.15)

$$Gt = 970.62 / 0.00373 = 259,801.9 \text{ lb/hr ft}^2$$

Cálculo de la velocidad: (Ec. VI.16)

$$v = 259801.9 / (3600 \times 63.105) = 1.1436 \text{ ft/s}$$

Cálculo del número de Reynolds: (Ec. VI.17)

$$NR_{\text{Ret}} = (0.37 \times 259801.9) / (12 \times 2.42 \times 0.8227) =$$

$$NR_{\text{Ret}} = 4023.5$$

Obtención del coeficiente de transferencia de calor para los-
tubos: Factor de corrección por tubos de 1/2 in = 1.04
de la fig. 25 del Kern (6):

$$h_{io} = 340, \text{ entonces } h_{io} = 340 \times 1.04 = 353.6 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de la caída de presión para el lado de los tubos:

a) Obtención del factor de fricción: Ref. Kern (6):

de la fig. 26:

$$f = 0.00035$$

b) Caída de presión en la sección recta: (Ec. VI.18)

$$\Delta P_t = \frac{(0.00035)(259802)^2(3)(21(12))}{5.22 \times 10^{10} \times 0.37 \times 1.021 \times 0.9306}$$

$$\Delta P_t = 0.09268 \text{ lb/in}^2$$

c) Caída de presión en el retorno: (Ec. VI.19)

$$\Delta P_r = \frac{(4)(2)(1.1436)^2}{1.021 \times 2(32.2)} \times \frac{62.5}{144} = 0.06906 \text{ lb/in}^2$$

d) Caída de presión total en los tubos: (Ec. VI.20)

$$\Delta P_{t,r} = 0.09268 + 0.06906 = 0.1617 \text{ lb/in}^2$$

Lado de la coraza:

Como se puede apreciar en el algoritmo de cálculo se calcula primero un coeficiente de película ponderado "H_{pon}", este sirve para calcular el factor de corrección debido a la caída de temperatura "DTR" sobre el coeficiente global de transferencia de calor U_D y su valor obtenido fue de:

$$DTR = 0.9947$$

en este caso se sugirió que por ser un valor cercano a la --
unidad no tiene ningún efecto sobre el coeficiente global de--
transferencia de calor U_D y por lo tanto solamente se tomará--
el valor del coeficiente de película de condensación "Hcond."
Por lo tanto en este trabajo solo aparecerá desde el cálculo--
del coeficiente de condensación.

Por el lado de la coraza:

Cálculo del coeficiente de película para el condensado:

Cálculo del número de Prandtl: Pr_c : (Ec. VI.42)

$$Pr_c = (1.1709 \times 0.2689 \times 2.42) / 0.188 = 4.0529$$

Obtención de la masa velocidad del condensado: (VI.43, 28)

$$Nc' = (3.064 - 0.5) / 0.688 + 1 = 4.726 \text{ in}$$

$$G = 66 / (4.726 / 12)(3) = 55.85 \text{ lb/hr ft}^2$$

Cálculo del No de Re para el condensado: (Ec. VI.44)

$$NRe_c = 1.65 \times (55.85 / 0.2689) = 342.70$$

Obtención del valor J_c : Con el valor del número de Reynold--
ds y el número de Prandtl se obtiene el factor J_c de la fig. -
6.7.

$$J_c = 0.34$$

Cálculo del coeficiente de condensación efectivo: (Ec. VI.45)

$$h_{con} = 0.34 \times 0.188 \times 6540 (0.7637/0.2689)^{2/3}$$

$$h_{con} = 838.37 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor de diseño: (Ec.VI.46)

$$U_D = 1 / (1/838.37) + (1/353.6) + 0.002$$

$$U_D = 166.08 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor limpio: (Ec.VI.47)

$$U_L = 1 / (1/838.37) + (1/353.6) =$$

$$U_L = 248.69 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del área de transferencia ; (Ec. VI.12)

$$A = 40807 / (166.08 \times 72.047) = 3.41 \text{ ft}^2$$

El cálculo del área con 10 tubos y de 3 ft de longitud es de $A = 3.927 \text{ ft}^2$, por lo tanto para no alterar el número de tubos se encuentra la longitud de los tubos con la Ec. VI.13

$$L = 3.41 / (0.1309 \times 10) = 2.60 \text{ ft}$$

Para el cálculo de la caída de presión por la coraza sin mamparas :

Cálculo del número de hileras en la sección de flujo --
cruzado : (Ecs. VI.50, 51)

$$NT\phi = (3.064 - 0.5) / 0.688 + 1 = 4.726 \text{ in}$$

$$R = 4.726 (1 - 2(0.0) \times 1.2) = 5.6712 \text{ in}$$

Cálculo de la caída de presión en la zona de corte de --
las mamparas DPC, como no hay mamparas , este vale cero.

Cálculo de la caída de presión en la sección de flujo --
cruzado DPT: (Ec.VI.53)

Cálculo de las áreas de flujo entre mampara y mampara, --
como no hay mamparas se tomará esta distancia como la longi-
tud de los tubos: XFA, (Ec. VI.27)

$$\begin{aligned} XFA &= (6.065 - (4.726 \times 0.5)) (36) = \\ &= 133.272 \text{ in}^2 = 0.9255 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cálculo de la masa velocidad para el flujo transversal a los-
tubos: GT: (Ec.VI.30)

$$GT = (66 \times 0.64) / (25 \times 0.9255 \times 0.964) = 1.893 \text{ lb/ hr ft}^2$$

Cálculo del número de Reynolds para el flujo transversal
NRe_T: (Ec. VI.32)

$$NRe_T = 124 \times 0.5 \times 1.8933 / (0.0088 \times 2.42)$$

$$NRe_T = 5512.05$$

Cálculo del factor de fricción por el lado de la coraza
con la figura 6.8:

$$f_{\text{coraza}} = 0.14$$

Cálculo de DPT: (Ec. VI.53):

$$DPT = \frac{(0.14 \times (1.893)^2 \times (5.6712/12))}{2320 \times 0.0639}$$

$$DPT = 0.00159 \text{ lb/in}^2$$

Calculo de la caída de presión total por la coraza: (Ec. VI.54)

$$\Delta P_T = (0.0 + 0.00159) (0.0 + 1) = 0.00159 \text{ lb/in}^2$$

VI.9.- Análisis de resultados.

Se hará un breve análisis de los resultados obtenidos en el cálculo, ya que los más relevantes nos servirán para poder concluir sobre el diseño obtenido.

a) Velocidad:

$$\text{Tubos} = 1.1436 \text{ ft/seg}$$

b) Caída de presión:

$$\text{Tubos} = 0.3471 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Coraza} = .00159 \text{ lb/in}^2$$

c) Factor de ensuciamiento:

$$\text{Tubos} = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

$$\text{Coraza} = 0.001 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

d) Carga térmica = 40 807 BTU/hr

e) Coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_D \text{ calculado} = 166.08 \text{ BTU/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D \text{ sup.} = 150 \text{ BTU/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

f) Area de transferencia de calor:

$$A_{\text{Cal.}} = 3.41 \text{ ft}^2 ; A_{\text{prop.}} = 3.927 \text{ ft}^2$$

g) Longitud de los tubos:

$$L_{C&I} = 2.60 \text{ ft} ; L_{\text{prop.}} = 3 \text{ ft}$$

Velocidad.- La velocidad del fluido que va por los tubos como ya se había mencionado debe tener un valor mínimo -- cuando el fluido es agua 3 ft/s, para evitar incrustaciones, -- la velocidad calculada en nuestro caso fue de 1.143 ft/s, lo cual nos indica problemas de incrustación, de tal manera que -- según este valor lo que se podría hacer es aumentar el flujo -- del agua.

Caída de presión.- La caída de presión por el lado de -- los tubos se ha establecido en un máximo de 10 lb/in², la caída de presión que nosotros encontramos fue de 0.1674 lb/in² -- esta es muy baja, este valor justificaría el aumento del flujo del agua ó aumentar el número de pasos, este último no se piensa realizar, ya que a mayor número de pasos la construcción de este equipo sería mucho más elaborado y difícil de -- construir en el lab. (L.E.M.), con la herramienta con que se cuenta en este.

El factor de ensuciamiento que se utiliza es el recomendado por Kern(6), para este tipo de servicio, y con el tipo de agua considerada como agua de ciudad o de pozo para velocidades de 3 ft/s o menos. Según los resultados por tener muy poca velocidad se podría suponer un valor más alto del factor de ensuciamiento, esto repercutiría en que el coeficiente global de transferencia de calor de diseño disminuiría. Esto a --

su vez provocaría acercarnos más al valor supuesto de U_D , y por lo tanto nos daña una longitud de tubo más cercana a la propuesta de 3 ft.

Carga Térmica.- La carga térmica está afectada por un factor de diseño de 1.3, como ya se mencionó en las bases de diseño, con este se trataría de corregir o sobreprotegernos contra la inexactitud del método de cálculo, así como absorber las variaciones de operación de la torre durante el arranque y estabilización de esta.

Coefficiente global de transferencia de calor de diseño.- El valor de este supuesto fue de 150, y el calculado fue de 166.08, la diferencia no es mucha, pero si hacemos resaltar la relación de la baja velocidad y el factor de ensuciamiento nos haría pensar que en realidad no es muy fuerte este efecto.

Area de transferencia de calor.- El valor del área obtenida es de 3.41 ft^2 , haciendo incapié en los efectos sobre la velocidad y el factor de ensuciamiento con respecto al coeficiente global de transferencia de calor de diseño, nos acercaría más a el área de 3.927 ft^2 supuesta.

Longitud de los tubos.- La longitud supuesta de los tubos fue de 3 ft, la calculada fue de 2,60 ft, por las razones expuestas anteriormente es preferible proponer que se utilicen tubos de 3 ft de largo.

VI.10. - Conclusión.

Según los resultados se puede concluir en que el condensador que se propone es:

Condensador total del sistema etanol-agua:

Tipo: Tubos y coraza

Posición del condensador: Horizontal.

Fluidos :

Coraza: mezcla de vapores de etanol-agua

Tubos: Agua de enfriamiento.

Area de transferencia de calor: 3.927 ft^2

Diámetro nominal de la coraza: 6.0 in

Material de la coraza: Acero al carbón.

Tubos : 16 BWG

Diámetro de tubos: 1/2 in

Número de tubos: 10

Longitud de tubos: 3 ft

Arreglo: triangular

Pitch: 0.688 in .

Este intercambiador está grande o sobrado y el tener --- un condensador más grande del requerido en poco exceso de --- área, no provoca ningún problema a la operación de la torre, ya que al condensarse los vapores inmediatamente se van hacia el fondo de la coraza y de aquí al tanque de recolección de condensados.

El rehervidor como se mencionó en el párrafo anterior tiene un área muy sobrada, por lo tanto se propone que se sellen algunos tubos, para disminuir el área de transferencia .

Por último, a reserva de que exista un método de cálculo más apropiado en la nueva bibliografía a la fecha, suponemos que es un buen método corto, y este nos da una buena base para la aplicación de un método más estricto de cálculo el cual bien podría ser un tema de tesis.

CAPITULO VII.

VII.-Secuencia de operación.

Despues de haber analizado la torre de destilación, solo resta dar una secuencia de operación para los fines prácticos en la utilización del equipo.

Secuencia de Inicio de operación(Arranque).

- 1.- Se hace funcionar el sistema de agua de enfriamiento del condensador de la torre y se establece un flujo del agua de enfriamiento máximo calculado para el equipo.
- 2.- se verifica que exista energía eléctrica para evitar contratiempos durante la operación de la torre.
- 3.- se verifica que exista vapor, y se purga la línea más cercana de alimentación de vapor al rehervidor.
- 4.- Se verifica que exista suficiente mezcla etanol-agua en el tanque de alimentación a la torre.
- 5.- Se alimenta mezcla etanol-agua a la torre, la suficiente para que se inunden los tubos que llevaran el vapor dentro del rehervidor.
- 6.- Se alimenta vapor al rehervidor y se tira a drenaje el condensado que se genere, de tal manera que se cierra la válvula a drenaje cuando funcione la trampa de vapor.

- 7.- Despues de obtener una cierta cantidad de condensado se empieza a alimentar la fracción calculada de este a la torre por medio del reflujo.
- 8.- Se alimenta la mezcla etanol-agua en la fracción -- calculada a la torre regulandola con el rotámetro.
- 9.- Se verifica que la cantidad de vapor generado sea el adecuado para la operación normal de la torre.

Secuencia de termino de operación (Paro).

- 1.- Se interrumpe la alimentación de la mezcla etanol--- agua a la torre de destilación.
- 2.- Se interrumpe la alimentación de vapor al rehervidor
- 3.- Se abre la válvula a drenaje para desalojar todo el condensado que exista en el rehervidor.
- 4.- Se interrumpe el reflujo de destilado a la torre.
- 5.- Despues de un cierto tiempo se drena la torre a el - tanque de alimentación o al tanque de residuo.
- 6.- Se interrumpe el suministro de agua de enfriamiento- al condensador de la torre.

CAPITULO VIII

VIII.1.- Conclusiones generales.

La información que se tiene en este trabajo del sistema etanol-agua es básicamente la necesaria para operar la torre de destilación con borboteadores en el laboratorio por los -- estudiantes de Ing. Química, esta información viene dada es -- su mayoría en el apéndice.

Se anexan también las hojas de especificaciones de la -- torre de destilación, del plato y del borboteador del plato -- esta información no existe en el laboratorio y al generarla -- será de mucha utilidad al utilizar la torre en las prácticas -- así como, en los siguientes trabajos de tesis que se pudieran -- desarrollar sobre este equipo.

En nuestro análisis hidráulico de la torre comprobamos -- que la torre de destilación, si funciona, es decir, se inter -- preta por los resultados obtenidos que sí separa en un buen -- grado la mezcla etanol-agua, porque las concentraciones que -- utilizamos y que se obtuvieron fueron:

$$Z_F = \text{Concentración de alimentación} = 0.25 \text{ Fracc. mol}$$

$$Z_D = \text{Concentración de destilado} = 0.688 \text{ fracc. mol}$$

$$Z_W = \text{Concentración del residuo.} = 0.1 \text{ fracc. mol}$$

teniendo en cuenta las dimensiones de la torre y el número de etapas del equipo.

Los flujos máximos encontrados que puede operar la torre de destilación son pequeños y esto se atribuye a una mala distribución de las áreas dentro del plato, así como el tipo de

arreglo de los borboteadores en el plato, por esta razón se hacen las sugerencias pertinentes para intentar lograr un aumento de los flujos internos de la torre.

Con respecto al diseño térmico del condensador de la torre, creemos que es muy importante cambiar el condensador actual de la torre por el propuesto o en su defecto uno equivalente, ya que sin este es casi imposible estabilizar la torre con los flujos propuestos, porque el condensador actual no tiene el área suficiente para condensar los vapores generados por la torre.

Esperamos que este trabajo sea aprovechado por los profesores del laboratorio de Ing. Química (L.S.M.) para poder desarrollar buenas prácticas en dicha torre al corregir las fallas encontradas, así como por los alumnos de Ing. Química puedan aprender a operar bien una torre de destilación en sus condiciones óptimas de operación, teniendo todos los datos del sistema sin desviarse en buscar información o tratar de esclarecer la operación de la torre en forma experimental ya que es muy poco tiempo para el alumno de experimentación en este equipo.

Esperamos que este trabajo sea una base firme para corregir y mejorar el equipo en cuestión con algún trabajo de tesis para el buen funcionamiento del equipo así como cooperar en el aprendizaje de los alumnos de Ing. Química de esta facultad.

APENDICE DE DATOS.

Los datos experimentales de equilibrio líquido-vapor -- fueron proporcionados por la Facultad de Química de Ciudad -- Universitaria. Las propiedades termodinámicas acopladas a -- estos datos de composición fueron generados en el Instituto -- Mexicano del Petroleo (I. M. P.).

Tabla de propiedades del sistema etanol-agua200

Gráfica Entalpia-Concentración.....206

Gráfica de composiciones al equilibrio liq.-Vap.....207

Gráfica Temperatura-concentración.....208

A P E N D I C E E .

TABLA DE PROPIEDADES DEL SISTEMA ETANOL-AGUA

PRESION: 586 mmHg

Propiedades;	1		2		3	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Agua: % mol	100	100	99.0	93.0	97.0	81.5
Etanol: % mol	0.0	0.0	1.00	7.0	3.0	18.5
Temperatura: °F	199.04	199.04	196.12	196.12	190.4	190.40
Peso molecular	18.06	18.06	18.297	19.98	18.858	23.20
Densidad: lb/ft ³	60.013	0.029	59.57	0.0324	58.754	0.0379
Calor específico: *	1.0215	0.454	1.028	0.5235	1.040	0.610
Cond. Térmica: *	0.3712	0.0122	0.3661	0.0132	0.3561	0.0146
Entalpía Esp.:*3	-12609.5	5266.7	-12485	6394	-12240	8206

	4		5		6	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Agua:	96	76.5	95	72.5	94.0	69.5
Etanol	4	23.5	5	27.5	6.0	30.5
Temperatura	188.15	188.15	186.17	186.17	184.55	184.55
Peso mol.	19.138	24.608	19.419	25.73	19.699	26.572
Densidad	58.365	0.0404	57.989	0.0424	57.62	0.0439
Calor Esp.	1.0464	0.6413	1.051	0.6631	1.056	0.678
Cond. Térmica	0.3513	0.0152	0.3466	0.0156	0.3419	0.0159
Entalpía Esp.	-12110.8	8984	-11977.9	9598.1	-11839.8	10052.9

Cp: BTU/lb °F ; Cond. Térmica: BTU/hr ft °F ; Entalpía Esp.: BTU/lb mol.

TABLA DE PROPIEDADES DEL SISTEMA ETANOL-AGUA.

PRESION: 586 mmHg. (continuación)

Propiedades:	Liq. 7	Vap. "	Liq. 8	Vap.	Liq. 9	Vap.
Agua % mol	92.0	63.5	91.0	61.4	90.0	59.4
Etanol, % mol	8.0	36.5	9.0	38.6	10.0	40.6
Temperatura °F	181.4	181.4	180.14	180.14	179.06	179.06
Peso molecular	20.26	28.25	20.54	28.84	20.32	29.40
Densidad, lb/ft ³	56.94	0.0469	56.61	0.048	56.3	0.049
Calor esp.	1.065	0.7056	1.069	0.7143	1.073	0.722
Cond. Térmica	0.333	0.016	0.328	0.0167	0.3245	0.0169
Entalpía Esp.	-11565.2	10954.9	-11423.5	11264.5	-11279	11560.3

	10		11		12	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Agua	88	55.7	84	50.4	80	46.5
Etanol	12.0	44.3	16	49.6	20	53.5
temperatura	176.99	176.99	173.97	173.97	171.68	171.68
Peso mol.	21.38	30.44	22.50	31.93	23.62	33.02
Densidad	55.70	0.050	54.62	0.0537	53.68	0.0557
Calor E. p.	1.08	0.736	1.092	0.7543	1.1032	0.7665
Cond. Térmica.	0.3164	0.0173	0.301	0.0177	0.2879	0.0181
Entalpía Esp.	-10990.5	12102.3	-10397.5	12868.8	-9795.4	13424.8

TABLA DE PROPIEDADES DEL SISTEMA ETANOL-AGUA

PRESION: 586 mmHg (continuación)

Propiedades;	19		20		21	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Aqua	52	32.5	48	31	44	29.2
Etanol	48	67.5	52	69	56	70.8
Temperatura	164.39	164.39	163.92	163.92	163.4	163.4
Peso mol.	31.48	36.95	32.603	37.372	33.725	37.877
Densidad	49.39	0.0632	48.98	0.0640	48.609	0.0649
Calor Esp.	1.1505	0.8039	1.1552	0.8075	1.1594	0.8117
Cond. Térmica	0.22	0.0191	0.213	0.0193	0.2064	0.0194
Entalpia:Esp.	-5486.2	15401.1	-4839.2	15618.5	-4215.3	15880

	22		23		24	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Aqua	40	27.2	36	26.5	32	24
Etanol	60	72.8	64	73.5	68	76
Temperatura	162.86	162.86	162.5	162.5	162.14	162.14
Peso mol.	34.847	38.438	35.969	38.634	37.091	39.336
Densidad	48.269	0.0659	47.949	0.0663	47.654	0.0675
Calor Esp.	1.163	0.8162	1.1669	0.8177	1.1702	0.8233
Cond. Térmica	0.2003	0.0196	0.1946	0.0196	0.1892	0.0198
Entalpia Esp.	-3593.2	16171	-2966	16267.3	-2339.6	16639.9

TABLA DE PROPIEDADES DEL SISTEMA ETANOL-AGUA

PRESION: 586 mmHg (continuación)

Propiedades:	Liq. 25	Vap. 25	Liq. 26	Vap. 26	Liq. 27	Vap. 27
Agua	28	21.5	24	19.5	20	17
Etanol	72	78.5	76	80.5	80	83
Temperatura	161.78	161.78	161.42	161.42	161.24	161.24
Peso mol.	38.213	40.037	39.336	40.598	40.458	41.299
Densidad	47.381	0.0688	47.127	0.0696	46.88	0.0711
Calor Esp.	1.1734	0.8286	1.1763	0.8328	1.1792	0.8379
Cond. Térmica	0.1842	0.0210	0.1794	0.0202	0.1749	0.0205
Entalpía Esp.	-1714.1	17012	-1089.5	17306.7	-458.3	17683.9

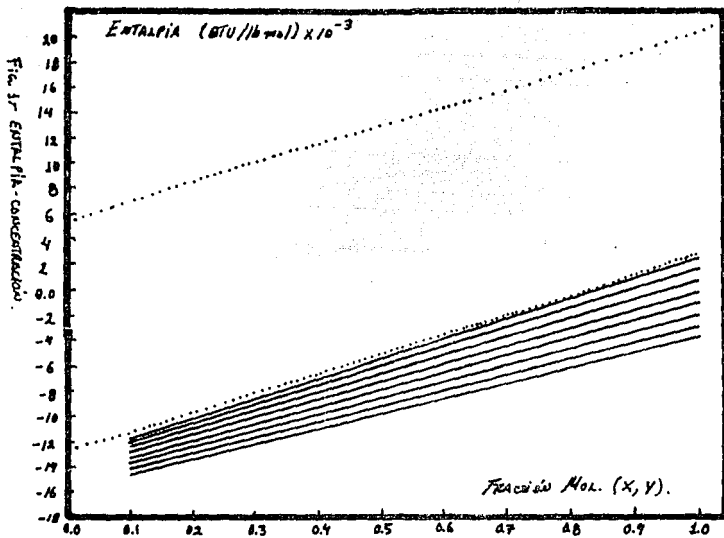
	28		29		30	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Agua	16	14.5	12	11.5	10	10
Etanol	84	85.5	88	88.5	90	90
Temperatura	161.4	161.3	161.08	161.08	161.06	161.06
Peso mol.	41.58	42.0	42.702	42.892	43.273	43.272
Densidad	46.656	0.0723	46.44	0.0735	46.7373	0.0745
Calor Esp.	1.1821	0.8428	1.1849	0.8426	1.1862	0.8514
Cond. Térmica	0.1706	0.0207	0.1665	0.0209	0.1646	0.0211
Entalpía Esp.	-175.6	18063.3	811.6	18521.1	1129.9	18750.3

TABLA DE PROPIEDADES DEL SISTEMA ETANOL-AGUA

PRESION: 586 mmHg (continuación)

Propiedad:	Liq. 31	Vap.	Liq. 32	Vap.	Liq. 33	Vap.
Agua	9	9.4	7	7.65	5	5.8
Etanol	91	90.6	93	92.28	95	94.2
Temperatura	161.08	161.08	161.11	161.11	161.06	161.06
Peso mol	43.543	43.431	44.104	43.894	44.665	44.441
Densidad	46.285	0.0748	46.185	0.0756	46.09	0.0766
Calor Esp.	1.1869	0.8525	1.1883	0.8555	1.1895	0.8589
Cond. Térmica	0.1636	0.0211	0.1617	0.0213	0.1599	0.0201
Entalpia Esp.	1290.3	18842.9	1611.1	19097.1	1927.6	19393.8

	34		35		36	
	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.	Liq.	Vap.
Agua	3	3.6	1	1.4	0.0	0.0
Etanol	97	96.4	99	98.6	100	100
Temperatura	161.26	161.26	161.38	161.38	161.42	161.42
Peso mol	45.226	45.058	45.787	45.675	46.068	46.048
Densidad	45.991	0.0776	45.8970	0.0787	45.8504	0.0793
Calor Esp.	1.1912	0.8628	1.1926	0.8666	1.1933	0.8689
Cond. Térmica	0.1581	0.0216	0.1583	0.0218	0.1555	0.022
Entalpia Esp.	2256.3	19738.6	2581.3	20080.8	2742.9	20296.9



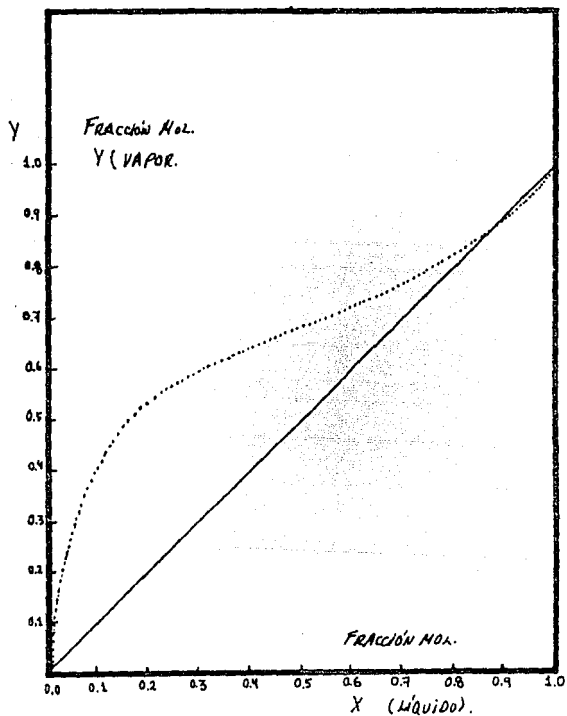


FIG. 2.- COMPOSICIONES AL EQUILIBRIO.

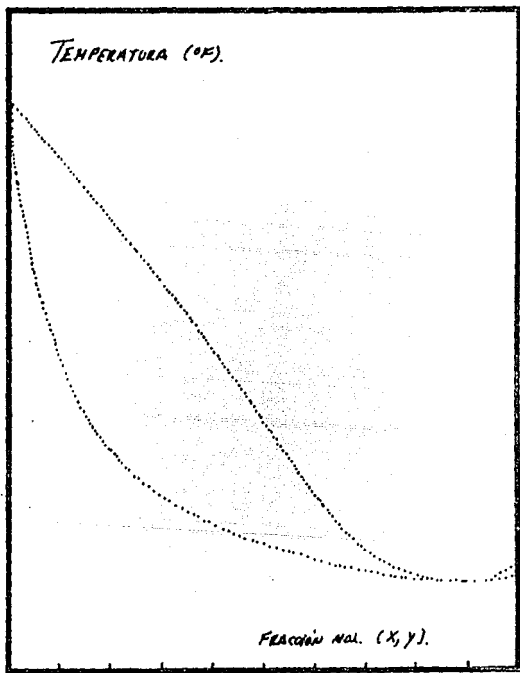


Fig. 2- DIAGRAMA TEMPERATURA - CONCENTRAÇÃO.

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

- 1.- Castellan W. G., " Fisicoquímica " Fondo Educativo Interamericano, S.A., México, versión española, segunda edición 1971.
- 2.- Fractionation Research Incorporation " Part: Bubble Cap Tray".
- 3.- Tesis de Facultad de química (U.N.A.M) " Sistema computacional del método Ponchon-Savarit para destilación binaria".
- 4.- Gloyer W. Hydrocarbon Processing, July 1970, pag.96.
- 5.- Herrera F. JA., " Curso de diseños de equipos", I.P.N. , México, registro en tramite, 1980.
- 6.- Kern, Donald J. " Procesos de transferencia de calor", - edit. C.S.C.S.A., México, decimoctava impresión, 1984.
- 7.- Perry R.H.; Chilton, C.H. " Manual del Ingeniero Químico"- Mc. Graw Hill, Méx., quinta edición en inglés, segunda edición en español, 1982.
- 8.- Reid, R.C. ; Sherwood, T.K., " Propiedades de los gases y los líquidos", UTHSA, España, segunda edición, 1968.
- 9.- Treybal R.E., " Operaciones de transferencia de masa", -- Mc. Graw Hill, Méx., segunda edición, 1984.
- 10.- Van Winkle; Mathew., " Distillation", Mc. Graw Hill, USA-1967.

- 11.- Vital, F.J.; Gressel, S.S.; Olsen P. I., Hoffmann-La ---
Roche Inc. Nutley, N.J., Hydrocarbon Processing, october
1984, pag. 55 (Part I).
- 11.- Vital T.J.; Gressel S.S.; Olsen P.I.; Hoffmann-La Roche
Inc. Nutley, N.J., Hydrocarbon processing, november, --
1984, pag., 147. (Part II)
- 11.- Vital, T.J.; Gressel, S. S.; Olsen P.I., Hoffmann-La ---
Roche Inc. Nutley, N.J., Hydrocarbon Processing, decem-
ber, 1984, pag., 104.