



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ADAPTACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION
DISEÑADA A VACIO, A UN SISTEMA A PRESION

TESIS PROFESIONAL

Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

JOSE REMEDIOS RAUL OLIVER MEJORADA

MEXICO, D. F.

1983



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE.

- 1 INTRODUCCION.
- 2 OBJETIVO.
- 3 TEORIA Y GENERALIDADES, SOBRE COLUMNAS DE DESTILACION.
- 4 DESCRIPCION DEL PROCESO.
- 5 CONSIDERACIONES PRELIMINARES.
- 6 CALCULOS.
- 7 CALCULOS Y DETERMINACIONES, PARA EL ANALISIS INTERNO DE LA COLUMNA.
- 8 VERIFICACION DE OPERACION DE LOS CAMBIADORES DE CALOR.
- 9 ANALISIS MECANICO DE LA COLUMNA.
- 10 CONCLUSIONES.
- 11 BIBLIOGRAFIA.

1. INTRODUCCION.

Debido a que la industria química a alcanzado un gran desarrollo en nuestros días, el Ingeniero Químico se ve comprometido a desarrollarse de igual manera para adquirir un buen manejo de las operaciones unitarias y de los procesos, para que así pueda a su vez tener la capacidad necesaria para resolver los problemas que surjan en la industria.

Tambien, el Ingeniero Químico deberá adquirir por medio de la práctica un cierto criterio que le permita tomar las mejores decisiones, protegiendo siempre, la economía de la Empresa.

Este trabajo fué desarrollado con el fin de analizar uno de los muchos problemas que se presentan en la industria química, y que requieren un estudio detallado de diseño, para obtener el resultado más económico en base a las alternativas desarrolladas y el criterio que se haya seguido para tomar la mejor decisión.

2. OBJETIVO. -

El objetivo principal que se persigue con este estudio es en base a los conceptos y cálculos necesarios para el diseño de una columna de destilación de platos perforados con bajantes, decidir si es o no operante una columna de este tipo que haya sido diseñada para trabajar a vacío y se pretenda adaptar a un servicio en donde trabajará a presión atmosférica. Ya que en caso contrario, sería necesario adquirir otra columna nueva y esto obviamente implicaría un costo

elevado que afectaría el precio unitario del producto final. Por lo tanto, en cualquier proceso de fabricación el objetivo principal es la obtención de un producto con el mínimo costo posible, y esto se puede lograr potencialmente cuando se optimizan las etapas del proceso, cuando se le da el uso adecuado al equipo disponible o cuando algún equipo se adapta a servicios diferentes para los cuales fué diseñado, logrando con esto una mayor flexibilidad en la operación.

Teniendo en cuenta que se dispone de una columna que quedó fuera de servicio en otro proceso y es similar a la que se requiere, pero diseñada para condiciones diferentes, se analizará desde el punto de vista operacional y desde el punto de vista mecánico, esto quiere decir, que el estudio está enfocado hacia un análisis de funcionalidad de los platos de la torre, ya que la mayor parte de especificaciones así como: diámetro, material de construcción, tipo de platos de la torre requerida, son iguales a las especificaciones de la torre ya existente que está fuera de servicio. Así pues, es necesario hacer notar que éste análisis fué un proyecto que se llevó a cabo en una planta de solventes e inclusive la mayoría de datos que se ocuparon para desarrollar éste estudio fueron tomados directamente del proceso.

Como disponemos de una torre de platos, el análisis de una torre empacada sería tema para otro trabajo.

3. TEORIA Y GENERALIDADES SOBRE DESTILACION

Básicamente, la destilación consiste en llevar a cabo la separación de los componentes de una mezcla líquida, por medio de una vaporización parcial de la misma, de tal manera que la composición del vapor obtenido sea diferente a la composición del líquido residual. Bajo este principio, se derivan varios tipos de destilación que únicamente difieren en las condiciones de operación y el equipo usado, estando esto en función de la naturaleza de los componentes que se deseen separar; y de la calidad de separación requerida.

Existen tres formas fundamentales de destilación que han sido llamadas como: destilación por fraccionamiento, destilación en equilibrio y destilación por arrastre.

3.1 DESTILACION POR FRACCIONAMIENTO.

En este caso los vapores que se obtienen del líquido original son condensados y parte del líquido así obtenido se pone en contacto a contracorriente con el vapor que fluye a través del equipo destilador, de tal manera que al poner en íntimo contacto la fase vapor con la fase líquida, se favorece la transferencia simultánea de masa y calor, que se lleva a cabo del líquido al vapor por vaporización y del vapor al líquido por condensación; ya que el líquido y vapor se encuentran en equilibrio uno en el punto de burbuja y el otro en el punto de rocío. Esta parte del destilado condensado

que es recirculada a contracorriente con los vapores ascendentes que fluyen a través del destilador, comunmente se le llama reflujo.

El líquido y vapor generalmente contienen los mismos componentes, pero en diferentes cantidades relativas, siendo el efecto neto en esta destilación, un incremento en concentración del componente más volátil en el vapor y un incremento en concentración del componente menos volátil en el líquido. En la fig. 3.1.1 se muestra el equipo usado en éste tipo de destilación.

3.2 DESTILACION EN EQUILIBRIO O DESTILACION FLASH

Este tipo de destilación es una operación en una sola etapa, en la cual una mezcla líquida, es parcialmente vaporizada, de tal manera, que el vapor liberado está en equilibrio con el líquido residual, por lo que las fases resultantes de vapor y líquido son separadas y retiradas del equipo de evaporación. Esta destilación se puede llevar a cabo, tanto de una manera continua, como de una manera discontinua. Existen tres formas diferentes para efectuar destilaciones en equilibrio, ya sea: vaporizando una fracción del líquido, condensando una fracción de vapor, o reduciendo bruscamente la presión de una mezcla líquida abajo de su presión de vapor.

En la fig. 3.2.1 se muestra uno de los equipos usados para este tipo de destilación.

En cuanto a la destilación diferencial o destilación simple se puede

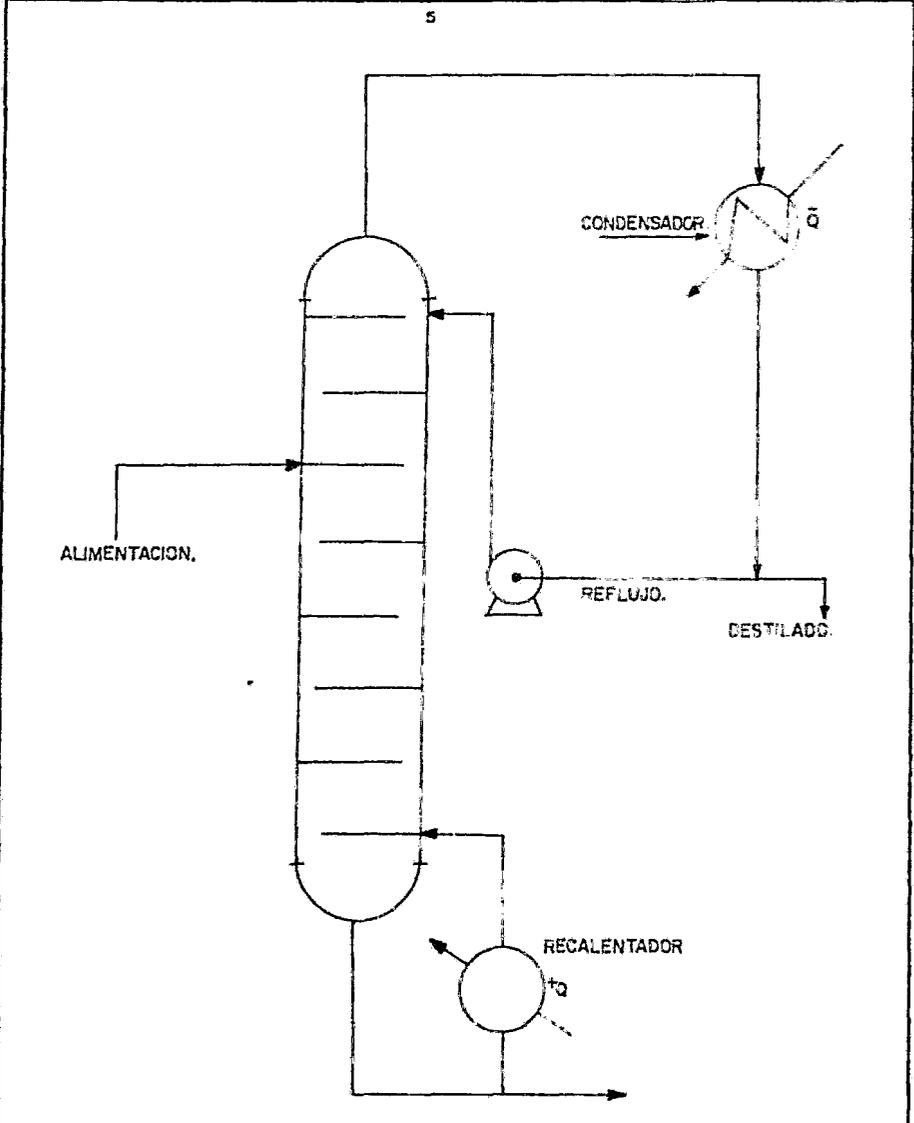


Fig. 3.1.1. DIAGRAMA DE UNA TORRE DE PLATOS PARA DESTILACION POR FRACCIONAMIENTO.

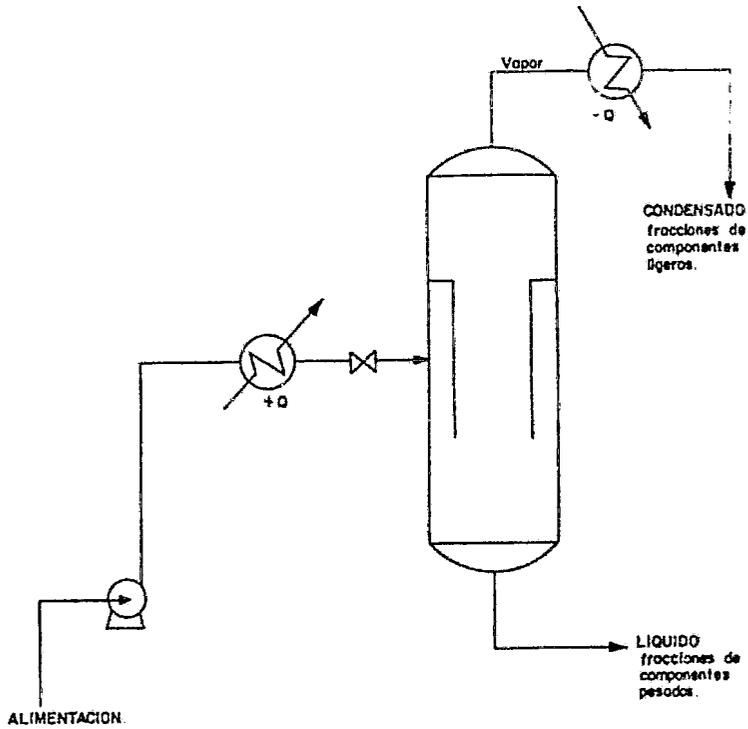


Fig. 3.2.1 VAPORIZACION FLASH O DESTILACION
EN EQUILIBRIO.

considerar que se lleva a cabo, cuando en un número infinito - sucesivo de vaporizaciones flash, solamente una porción infinitesimal de líquido es flashada en cada vaporización. En la práctica esto puede ser solamente aproximado, cuando un lote de líquido es cargado a una olla o alambique equipado de un medio de calentamiento; con lo que, la mezcla líquida es calentada lentamente, y los vapores son rápidamente separados conforme llegan a un equipo condensador, en donde son licuados y de esta manera, el condensado o destilado es recogido en un tanque receptor, tal como se muestra en la fig. 3.2.2.

La primera porción del destilado será el más rico en la sustancia más volátil, y conforme continúe la destilación el producto vaporizado será más pobre en el componente volátil. Así, el destilado puede ser recolectado en varios lotes separados, llamados "cortes", obteniéndose una serie de productos destilados de varias purezas.

3.3 DESTILACION POR ARRASTRE

Muchas sustancias son difíciles de purificar o de separar por destilación a las presiones ordinarias, porque se necesitarían temperaturas muy elevadas para vaporizar el producto, con lo que, se podría provocar su descomposición o hacerse muy difícil la operación debido a la excesiva temperatura. Para disminuir esta temperatura de trabajo la destilación se puede llevar a efecto -

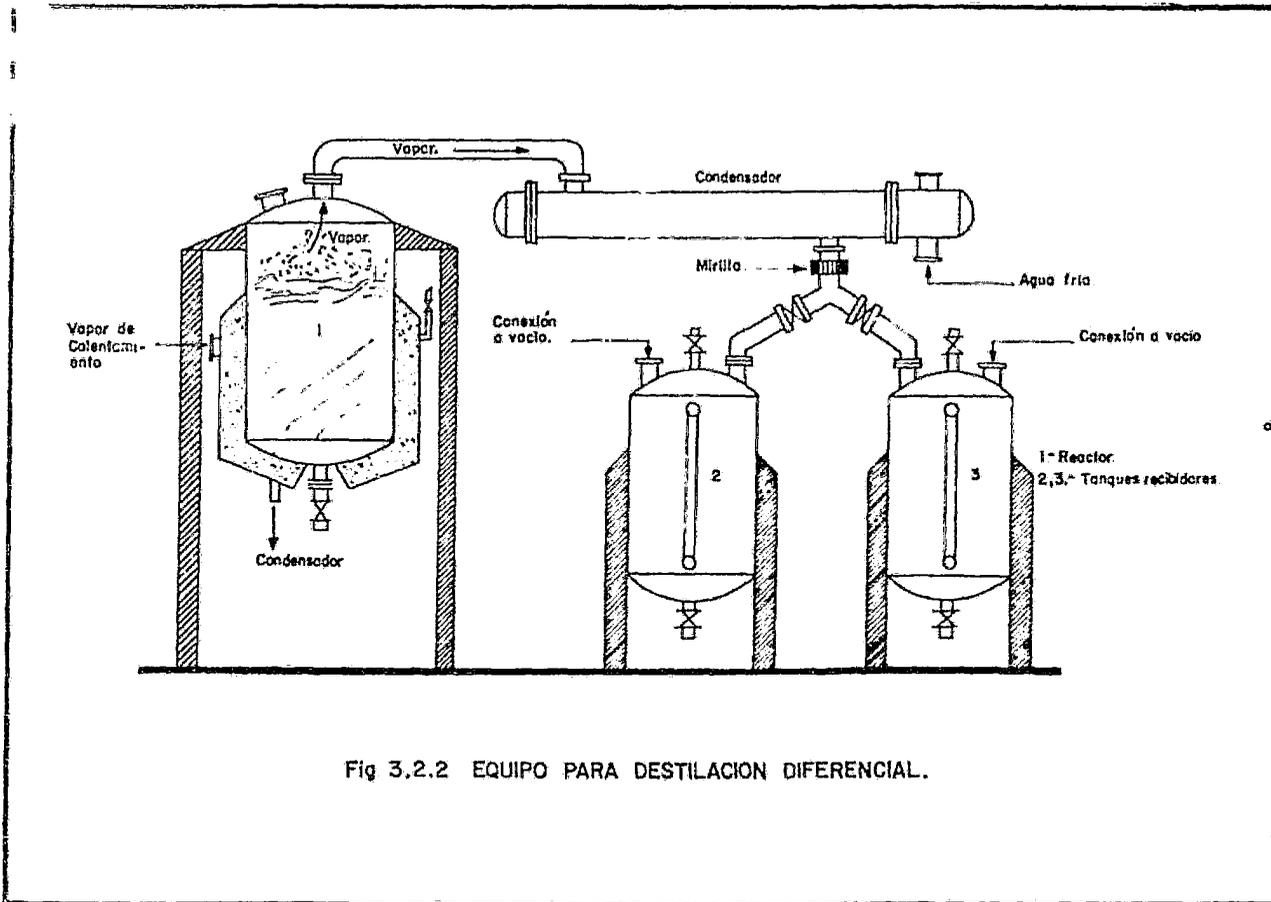


Fig 3.2.2 EQUIPO PARA DESTILACION DIFERENCIAL.

por arrastre con otro componente, el cual al introducirlo al sistema de destilación, se reduce la presión parcial de los componentes volátiles, disminuyendo la temperatura de destilación.

El componente arrastrante debe de ser inmisible con el producto destilado, de tal manera que no produzca ningún efecto significativo sobre la tensión de vapor de los componentes de la mezcla líquida. El componente arrastrante más comunmente empleado, es el vapor de agua, por ser una materia prima abundante, barata, inmisible con muchos compuestos orgánicos de elevado punto de ebullición, fácilmente separable por condensación y además, en condiciones apropiadas puede suministrar el calor necesario para la vaporización.

Existen otros tipos de destilación que se derivan de los anteriores que se describen a continuación.

DESTILACION AZEOTROPICA

Este es un caso especial de destilación de multicomponentes usada para la separación de mezclas binarias que es difícil o casi imposible separarlas por una fraccionación ordinaria. Si la volatilidad relativa de una mezcla binaria es muy baja la rectificación continua de la mezcla da aproximadamente productos puros que requerirán - unas altas relaciones de reflujo y correspondientemente unos altos requerimientos de calor así como también torres de una gran sección transversal y gran número de platos. En otros casos la for-

mación de un azeótropo binario hace imposible el obtener productos casi puros por medio de una fraccionación ordinaria. Bajo estas circunstancias un tercer componente llamado ocasionalmente "componente arrastrante" puede adicionarse a la mezcla para formar otro azeótropo con uno de los componentes originales obteniendo de esta manera una mezcla con otro nuevo bajo punto de ebullición, cuya volatilidad es tal que puede ser fácilmente separada del otro componente original.

DESTILACION EXTRACTIVA

Este es un método de rectificación de multicomponentes, similar al propuesto para destilación de mezclas azeotrópicas. A una mezcla binaria que es difícil o imposible separar por medios ordinarios, se le adiciona un tercer componente llamado solvente, con lo que, se altera la volatilidad relativa de los componentes originales, permitiendo de esta manera, la separación. El solvente adicionado es, sin embargo, de baja volatilidad y por lo tanto, no es apreciablemente vaporizado dentro del fraccionador.

DESTILACION A BAJA PRESION

Muchas sustancias no pueden calentarse hasta sus puntos normales de ebullición puesto que tienden a sufrir descomposición química, por lo que, solamente bajando la presión y temperatura correspondiente, pueden ser separadas por destilación. También,

el tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación deberá ser mínimo; puesto que en relación a esto se abatirá el grado de descomposición térmica. Los equipos que se pueden usar en este caso son columnas empacadas, columnas de platos perforados con cachuchas de burbujeo y columnas de pared mojada.

La destilación a bajas presiones es aplicable para productos naturales, tales como separación de vitaminas animales y aceites de pescado.

3.4 PRINCIPIOS BASICOS DE LA DESTILACION.

Existen varias relaciones y principios básicos para la resolución y entendimiento de los problemas de destilación. A continuación se indican estos principios y relaciones, en las cuales se basa la destilación:

Equilibrio. -

Se dice que un sistema está en equilibrio, cuando se encuentra en un estado tal que no puede experimentar por sí mismo cambios espontáneos. Esta condición se da siempre y cuando no existan fuerzas o potenciales similares pero de sentido opuesto.

Un cuerpo que descansa sobre una mesa, se encuentra en equilibrio mecánico, aunque sobre él actúe la fuerza de gravedad, que está equilibrada por otra fuerza igual y de sentido contrario que es la fuerza de la mesa sobre el cuerpo. Así mismo, la fuerza que se ejerce sobre la mesa, está balanceada por las fuerzas -

de cohesión de las moléculas del material con que está construída, de ésta manera, se tiene un sistema en equilibrio.

En todo cambio que sufre un sistema, existe un cambio de energía; si el cambio es espontáneo, el sistema tenderá a un sistema de menor energía o menor potencial. Por ejemplo, si un cuerpo se eleva de la superficie terrestre, adquiere una energía potencial causada por la fuerza gravitacional de la tierra, sin embargo, cuando el cuerpo se deja libre tiende a bajar a un estado de menor energía potencial, transformándose esta energía potencial a energía cinética, y al chocar el cuerpo con el suelo, la energía cinética se transforma en energía calorífica. El cuerpo habrá llegado entonces a su estado de menor energía, por un cambio espontáneo, y estará en equilibrio, que puede considerarse estático.

Equilibrio vapor-líquido. -

No todos los equilibrios que existen son estáticos, ya que el equilibrio entre el vapor y el líquido es un equilibrio dinámico, pues al estar una superficie líquida en contacto con una atmósfera no saturada del vapor de ese mismo líquido, existe un gradiente de energía causada por la tendencia al escape de las moléculas de la superficie líquida por pasar a la fase de vapor y viceversa.

Originalmente, debido al potencial que existe, habrá un mayor

número de moléculas pasando a la fase vapor, pero llegará un momento en que ese número de moléculas sea igual al número de moléculas que pasan de una a otra fase: por lo tanto, se dirá entonces que la atmósfera que rodea al líquido está saturada.

En este momento no habrá diferencia de potenciales, puesto que ambas tendencias al escape se han igualado, luego entonces, existirá equilibrio, pero dinámico, ya que las moléculas continuarán pasando de la fase líquida a la fase vapor, pero pasarán a la fase líquida un número igual de moléculas de la fase vapor.

Curva de equilibrio. -

La primera relación básica que es necesario determinar, es la curva de equilibrio a presión constante, la cual nos relaciona la concentración del vapor (y) con la concentración del líquido (x) que se encuentra en equilibrio con el vapor. Cuando se grafica esta relación, generalmente se hace refiriéndose al más volátil, y se denomina curva de equilibrio.

Para determinar en forma correcta y precisa la curva de equilibrio, la mejor manera es hacerlo experimentalmente. En algunos casos las relaciones de equilibrio pueden ser predecidas por medio de relaciones teóricas o empíricas. Por ejemplo, la ley de Raoult puede ser usada para describir ciertos equilibrios de vapor-líquido.

Ley de Raoult.

En su forma más simple, dice que para soluciones líquidas ideales y en condiciones tales que la fase vapor siga la Ley de los gases ideales, la presión parcial de cualquier componente de una solución, es igual al producto de su presión de vapor en el estado puro, por su fracción mol en la solución o sea:

$$P_a = P_a^* x_a \quad P_b = P_b^* x_b \quad \dots \dots \dots (1)$$

Si la fase gaseosa es ideal, podemos aplicar la ley de Dalton, la cual nos dice que la presión parcial 'p_a' de cualquier componente en el vapor, es igual a la fracción mol en el vapor 'y_a' por la presión total del sistema P, por lo tanto, para cualquier número de componentes tenemos:

$$p_a = P y_a \quad p_b = P y_b \quad \dots \dots \dots (2)$$

combinando las ecuaciones (1) y (2), tenemos:

$$P_a x_a = P y_a \text{ por lo tanto, } y_a = \frac{P_a x_a}{P} \dots \dots \dots (3)$$

en estas ecuaciones:

x_a = fracción mol del componente 'a' en el líquido.

y_a = fracción mol del componente 'a' en el vapor.

p_a = presión parcial del componente 'a' en el vapor.

P_a = presión de vapor del componente puro 'a' a la temperatura dada.

P = Presión total del sistema.

Estas ecuaciones indican que el vapor de la mezcla líquida será

una mezcla de los mismos componentes contenidos en dicha mezcla líquida. El vapor normalmente será rico en el componente - que tiene mayor presión de vapor a la temperatura de vaporización.

La ley de Raoult indica, que las composiciones de una mezcla en equilibrio dependen de la presión total del sistema, y de las presiones de vapor de los componentes. Las presiones de vapor - varían con la temperatura, pero no con la composición o la presión total.

En un sistema binario, el componente que tiene mayor presión - de vapor a una temperatura dada, se le denomina "componente volátil", de la misma manera, el componente que tiene menos presión de vapor se le llama "componente menos volátil".

Por convención, la composición de una mezcla binaria será expresada en función de la concentración del componente más volátil.

Para mezclas binarias, la presión y una composición fijarán la temperatura y la composición del vapor. Presión y temperatura fijarán ambas composiciones.

A una presión total dada, es posible escoger una serie de temperaturas, entre las temperaturas de equilibrio, temperaturas de los componentes puros y se pueden obtener los diferentes valores correspondientes de la fracción mol del componente "a" en

el líquido por medio de:

$$x_a = \frac{P - P_b}{P_a - P_b} \dots \dots \dots (4)$$

Los valores de (y_a) pueden por lo tanto, calcularse por medio de la ecuación (3).

Como ilustración del equilibrio en mezclas binarias, haremos los cálculos necesarios para obtener el diagrama de punto de ebullición fig. 3.4.1 para mezclas binarias.

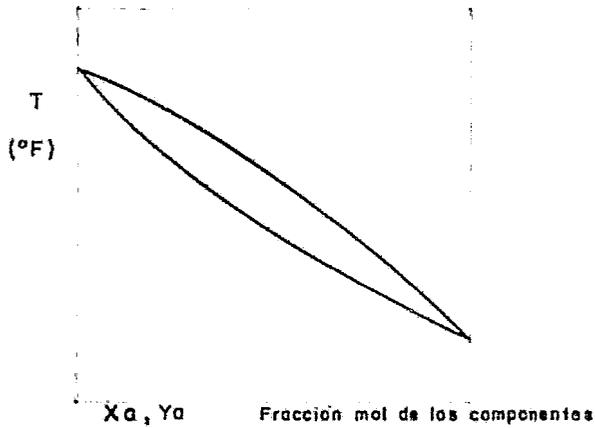
De ésta manera, entre este rango de temperaturas de equilibrio, escogemos una serie de temperaturas, para poder obtener las fracciones mol de ambos componentes.

En la tabla 3.4.1 se enumeran las temperaturas elegidas, las presiones de vapor que están en función de la temperatura de ambos componentes y también las fracciones mol de los componentes.

Un ejemplo clásico de mezclas binarias es el de la mezcla benceno-tolueno, por lo que se calculan los datos de equilibrio de dicha mezcla y posteriormente se presenta su diagrama de punto de ebullición, con el fin de ilustrar los conceptos anteriores.

FIG. 3.4.1.

DIAGRAMA DE PUNTO DE EBULLICION PARA MEZCLAS BINARIAS

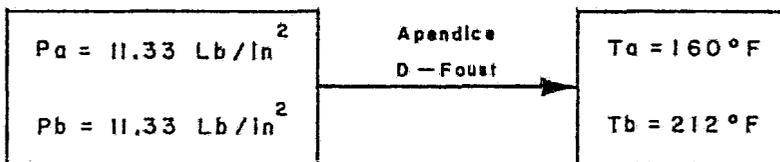


Componente (a): Benceno

Componente (b): Tolueno

A una presión atmosférica de $593 \text{ mm Hg} = 11.33 \text{ Lb/in}^2$

Por lo tanto, usando el diagrama de Cox (Apendice D-Foust) y fijando las presiones de vapor del benceno y del tolueno a la presión total de $P = 11.33 \text{ Lb/in}^2$, obtenemos las temperaturas de equilibrio para ambos componentes:



C A S O	T (°F)	P_a Lb/in ²	P_b Lb/in ²	x_a cc. (4)	$y_a = \frac{P_a x_a}{P}$	$x_b = 1 - x_a$	$y_b = 1 - y_a$
1	160	11.33	4.00	1.00	1.00	0	0
2	165	12.00	4.40	0.91	0.96	0.09	0.04
3	170	14.00	4.80	0.71	0.88	0.29	0.12
4	175	15.00	5.40	0.62	0.82	0.38	0.18
5	180	16.00	5.90	0.54	0.76	0.46	0.24
6	185	17.00	6.50	0.46	0.69	0.54	0.31
7	190	18.00	7.00	0.40	0.64	0.66	0.36
8	195	19.50	7.60	0.31	0.53	0.69	0.47
9	200	21.00	8.50	0.23	0.43	0.77	0.57
10	205	23.00	9.20	0.16	0.32	0.84	0.68
11	212	26.00	11.33	0	0	1.00	1.00

TABLA 3.4.1 Datos de equilibrio del BINOFNO a 560 mmHg = 11.33 Lb/in².

Cálculo de las fracciones mol para cada caso:

$$x_a = (P - P_b)/(P_a - P_b)$$

$$x_{a1} = (11.33 - 4)/(11.33 - 4) = 1$$

$$x_{a2} = (11.33 - 4.4)/(12 - 4.4) = 0.91$$

$$x_{a3} = (11.33 - 4.8)/(14 - 4.8) = 0.71$$

$$x_{a4} = (11.33 - 5.4)/(15 - 5.4) = 0.62$$

$$x_{a5} = (11.33 - 5.9)/(16 - 5.9) = 0.54$$

$$xa6 = (11.33 - 6.5)/(17 - 6.5) = 0.46$$

$$xa7 = (11.33 - 7)/(18 - 7) = 0.4$$

$$xa8 = (11.33 - 7.6)/(19.5 - 7.6) = 0.31$$

$$xa9 = (11.33 - 8.5)/(21 - 8.5) = 0.23$$

$$xa10 = (11.33 - 9.2)/(23 - 9.2) = 0.16$$

$$xa11 = (11.33 - 11.33)/(26 - 11.33) = 0$$

$$ya = Pa \cdot xa / P$$

$$ya1 = (11.33)(1)/11.33 = 1$$

$$ya2 = (12)(0.91)/11.33 = 0.96$$

$$ya3 = (14)(0.71)/11.33 = 0.88$$

$$ya4 = (15)(0.62)/11.33 = 0.82$$

$$ya5 = (16)(0.54)/11.33 = 0.76$$

$$ya6 = (17)(0.46)/11.33 = 0.69$$

$$ya7 = (18)(0.4)/11.33 = 0.64$$

$$ya8 = (19.5)(0.31)/11.33 = 0.53$$

$$ya9 = (21)(0.23)/11.33 = 0.44$$

$$ya10 = (23)(0.16)/11.33 = 0.32$$

$$ya11 = (26)(0)/11.33 = 0$$

A continuación se presenta el diagrama de punto de ebullición, elaborado con datos de la tabla 3.4.2.

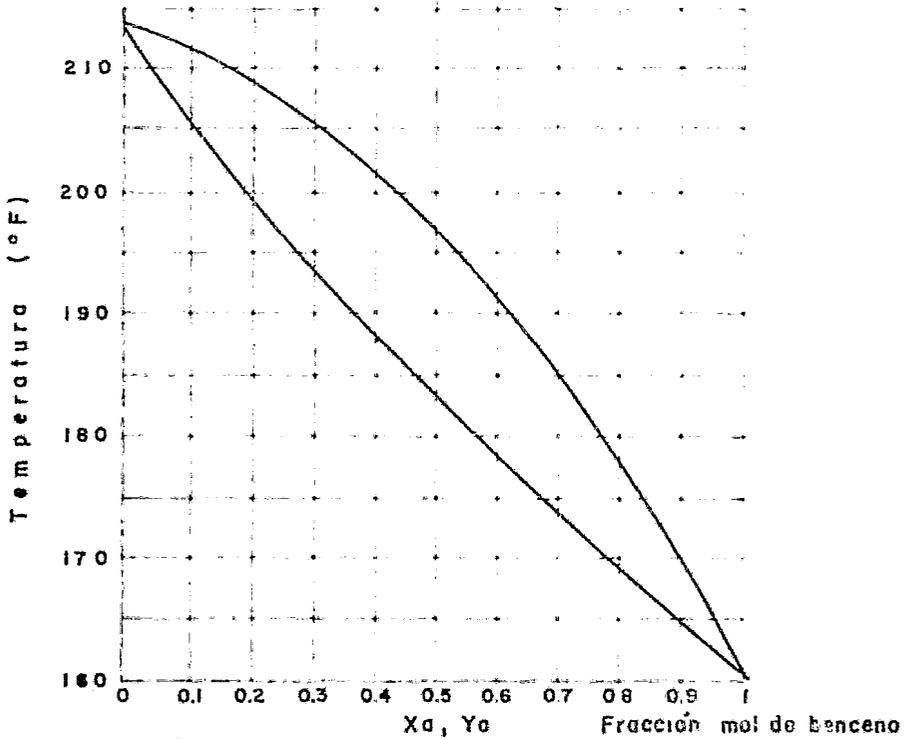


FIG. 3.4.2

DIAGRAMA DE PUNTO DE EBULLICION DEL SISTEMA BENCCNO-TOLUENO
A 11.53 Lb /in²

VOLATILIDAD.

Se denomina volatilidad de un componente en una mezcla, a la relación que existe entre su presión parcial en la fase vapor y su concentración en la fase líquida, es decir:

$$\text{VOLATILIDAD DEL COMPONENTE "a"} = p_a/x_a \dots\dots\dots(5)$$

$$\text{VOLATILIDAD DEL COMPONENTE "b"} = p_b/x_b \dots\dots\dots(6)$$

VOLATILIDAD RELATIVA. Consecuentemente, al cociente de la volatilidad del componente más volátil entre la volatilidad del componente menos volátil, se denomina volatilidad relativa (α), que es:

$$\alpha = (p_a/x_a)/(p_b/x_b) \dots\dots\dots(7)$$

Expresada en función de presiones de vapor: $\alpha = P_a/P_b$

de la ecuación (7) se tiene que:

$$\alpha = p_a x_b / p_b x_a$$

sustituyendo el valor de las presiones parciales, de las ecuaciones No. 2:

$$\alpha = P_a y_a x_b / P_b y_b x_a$$

$$\alpha = y_a x_b / y_b x_a \dots\dots\dots(8)$$

$$\text{Si: } y_b = 1 - y_a$$

$$x_b = 1 - x_a$$

Entonces:

$$\alpha_{ab} = y_a (1 - x_a) / x_a (1 - y_a) = P_a / P_b \dots\dots\dots(9)$$

En donde, (α_{ab}) es la volatilidad relativa del componente más volátil (a), al componente menos volátil (b).

En términos generales, la volatilidad relativa, es función de la temperatura; sin embargo, para algunas mezclas permanece

prácticamente constante en el intervalo normal de operación.

DESVIACION DE LA IDEALIDAD. - En algunos sistemas en los cuales no es aplicable la ley de Raoult, por no seguir éstos la ley de los gases ideales, las composiciones de las fases, pueden ser obtenidas por:

$$y_a = k_a x_a \dots\dots\dots(10)$$

Donde, k_a es una constante determinada experimentalmente.

Cuando k_a es independiente de la composición y dependiente solamente de la temperatura, la ecuación (10) expresa la ley de Henry.

Las desviaciones del comportamiento ideal pueden tratarse introduciendo un coeficiente de corrección (γ), de tal manera que:

$$y_a = \gamma_a p_a/P = \gamma_a P_a x_a/P \dots\dots\dots(11)$$

$$y_b = \gamma_b p_b/P = \gamma_b P_b x_b/P \dots\dots\dots(12)$$

Donde los coeficientes de corrección γ_a y γ_b , se denominan coeficientes de actividad y varían con la concentración, siendo mayores que la unidad para las desviaciones positivas y menores que la unidad para las mezclas con desviaciones negativas, en cualquier caso su valor se aproxima a la unidad al hacerlo la fracción molar del componente considerado.

3.5 RECTIFICACION DE MEZCLAS BINARIAS. -

La mayor ventaja de la destilación simple, es la sencillez del equipo empleado. Sin embargo, la separación que produce es muy limitada y no es posible obtener un destilado o un residuo de cualquier concentración prefijada.

Cuando se requiere una mayor separación o se trata de obtener productos puros como en este caso, se recurre al proceso de fraccionamiento, que como se ha dicho consiste en hacer circular el vapor de una mezcla a contra corriente con el condensado producido a partir del mismo vapor y en contacto íntimo con él.

El equipo donde se efectúa esta operación, son las llamadas columnas de fraccionamiento, las cuales sirven para dar la superficie de contacto necesaria para el intercambio de materia y calor.

Las columnas de fraccionamiento se dividen en dos grupos principales:

- a) De platos
- b) Empacadas

Ambos tipos de torres son para el mismo fin, por lo que, existe una altura en las torres empacadas equivalente a un plato o etapa de equilibrio.

En destilación, un plato es el que suministra la superficie de

contacto entre el líquido y el vapor para favorecer la transferencia de calor entre las dos fases, por lo que, el plato tendrá encima un nivel de líquido descendente y a través de éste pasarán los vapores ascendentes.

En cada plato el líquido estará en equilibrio con su vapor, por lo que se conoce también como etapa de equilibrio, y el número de etapas estará en función del grado de separación deseado.

El empaque y los platos tienen como función, proveer una área sobre la cual el líquido descendente se distribuya incrementando con esto el área de contacto entre el líquido y el vapor.

Las columnas empacadas son por lo general usadas en laboratorios y plantas piloto, pero las aplicaciones en columnas comerciales a nivel industrial, son pocas comparadas con las de platos. Este tipo de columnas resultan convenientes cuando se manejan sustancias corrosivas, cuando se requiere un gran número de etapas de equilibrio, cuando se trata de materiales de altas viscosidades que no pueden ser manejados en columnas de platos, o bien, cuando las sustancias son muy sensibles al calor.

El poco uso de las columnas empacadas a nivel industrial está limitado por los llamados problemas de canalización, que es cuando los vapores fluyen por zonas diferentes (camino fácil), de donde pasa el líquido, evitando que se pongan en contacto las dos fases y el intercambio de calor y masa entre el vapor

y el líquido disminuye. Esta anomalía aumenta conforme aumenta el diámetro de la columna, por lo tanto, el uso de éstas columnas requiere de un diámetro pequeño (menor de 1 m.), - en donde los problemas de canalización son mínimos; además, el uso del empaque en columnas pequeñas favorece su mantenimiento, ya que cuando se trata de columnas de platos el trabajo de limpieza es más difícil y tardado.

En las figuras 3.5.1 y 3.5.2 se muestran los diagramas de una torre de platos, y de una torre empacada.

3.6 CARACTERISTICAS DE LAS COLUMNAS DE RECTIFICACION.

- a) Todas las columnas de destilación fraccionada se dividen en zonas, la parte superior que es la sección de enriquecimiento y la parte inferior que es la sección de agotamiento. La división de éstas dos partes se hace en relación a la entrada de la alimentación.
- b) En la sección de enriquecimiento los líquidos y los vapores en los platos son más concentrados en los componentes más volátiles que en la mezcla inicial.
- c) En la sección de agotamiento la composición de los líquidos y del vapor en los platos es más concentrada en componentes - menos volátiles comparada con la composición de la mezcla - inicial.
- d) Conforme asciende el vapor, se va concentrando de compo

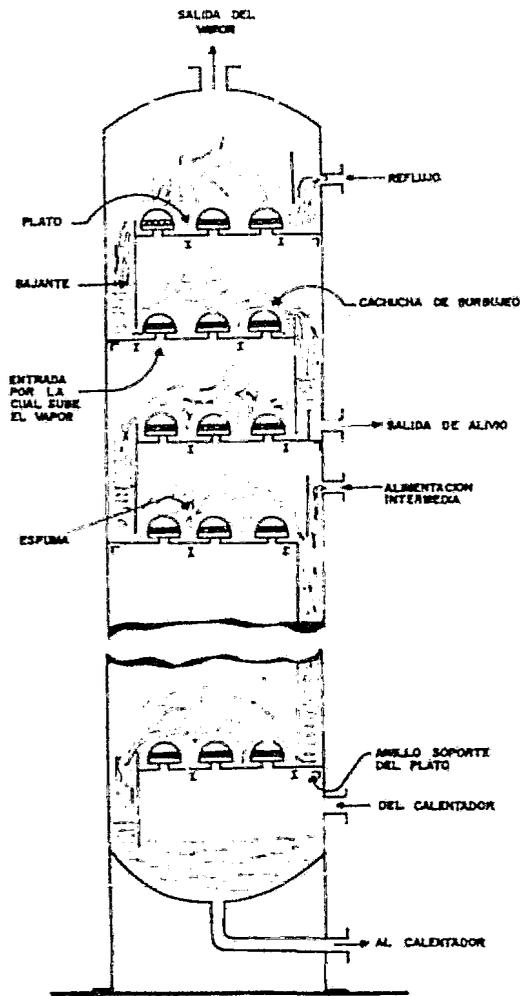


Fig 3.5: ESQUEMA DE UNA TORRE DE PLATOS

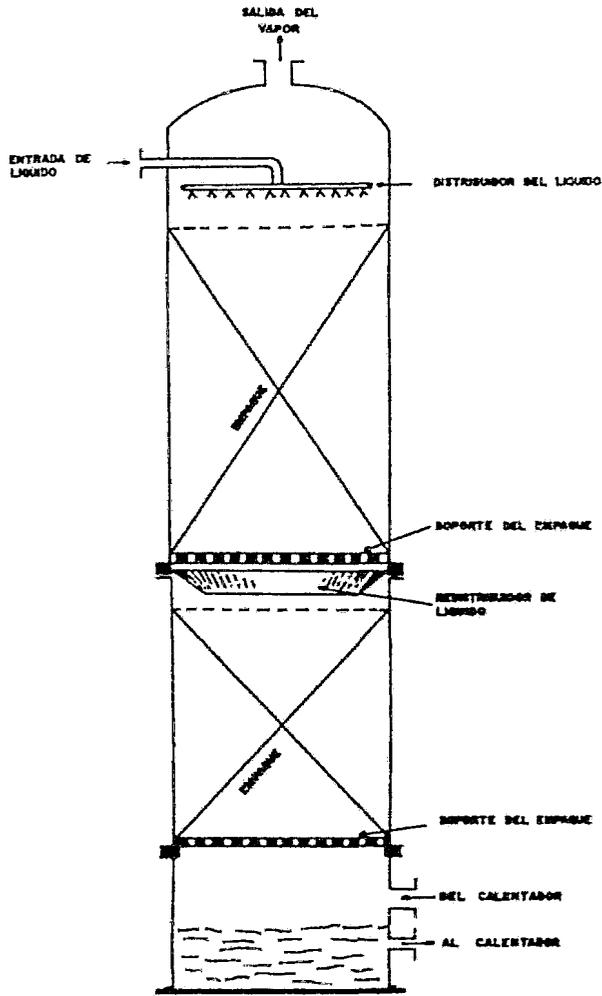


Fig. 35.2. ESQUEMA DE UNA TORRE EMPACADA

mentos más volátiles y conforme desciende el líquido se concentra en los componentes menos volátiles.

e) Cada plato tiene su temperatura de ebullición, ésta será más alta en los platos inferiores y menor en los platos superiores.

f) Se considera que una mol de vapor se condensa en cada plato, produciendo un equivalente molar de vapor que tiene una composición más rica en el componente más volátil. El calor que cede una mol de vapor al condensarse es casi igual al calor necesario para vaporizar otra mol de líquido.

g) Los flujos de vapor y líquido en la sección de enriquecimiento se consideran constantes.

h) En la sección de agotamiento también se consideran constantes los flujos de líquido y vapor, pero no son iguales a los de la sección de enriquecimiento.

i) La función de cada plato, es aumentar la concentración del componente más volátil en el vapor que se produce.

j) El vapor que se requiere para la rectificación se introduce en la parte inferior de la columna, en donde se encuentra el rehervidor.

k) Un condensador es necesario para condensar los vapores que salen de la columna y poder regresar una porción de éste líquido como reflujo.

mentos más volátiles y conforme descende el líquido se concentra en los componentes menos volátiles.

e) Cada plato tiene su temperatura de ebullición, ésta será más alta en los platos inferiores y menor en los platos superiores.

f) Se considera que una mol de vapor se condensa en cada plato, produciendo un equivalente molar de vapor que tiene una composición más rica en el componente más volátil. El calor que cede una mol de vapor al condensarse es casi igual al calor necesario para vaporizar otra mol de líquido.

g) Los flujos de vapor y líquido en la sección de enriquecimiento se consideran constantes.

h) En la sección de agotamiento también se consideran constantes los flujos de líquido y vapor, pero no son iguales a los de la sección de enriquecimiento.

i) La función de cada plato, es aumentar la concentración del componente más volátil en el vapor que se produce.

j) El vapor que se requiere para la rectificación se introduce en la parte inferior de la columna, en donde se encuentra el rehervidor.

k) Un condensador es necesario para condensar los vapores que salen de la columna y poder regresar una porción de éste líquido como reflujo.

3.7 FACTORES IMPORTANTES QUE SE DEBEN CONSIDERAR PARA EL DISEÑO DE UNA COLUMNA DE PLATOS. -

- a) El número de platos para obtener la separación deseada.
- b) Diámetro de la columna.
- c) Calor que se debe suministrar al rehornidor y el calor que se debe eliminar en el condensador.
- d) El espacio necesario requerido entre cada plato.
- e) Selección del tipo de platos.
- f) Detalles de construcción de los platos.

También, de acuerdo con los principios generales, el proceso de destilación involucra fundamentalmente fenómenos de transferencia de masa y calor, por lo que el diseño de una columna de platos se basa principalmente en balances tanto de materia como de energía.

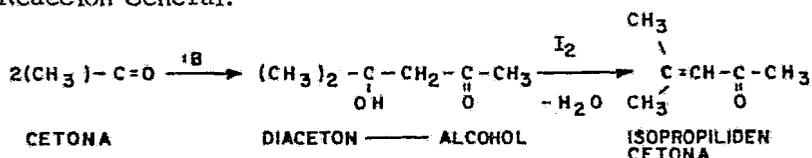
4. DESCRIPCION DEL PROCESO. -

El proceso consiste, en la obtención de una cetona en el cual se lleva a cabo una aldolización y una hidrogenación, para obtener como producto final metil isobutil cetona (MIBK).

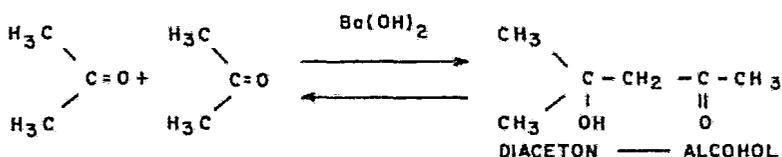
4.1 ALDOLIZACION. -

La primera fase de éste proceso, la constituye una condensación aldólica de la cetona, la cual se lleva a cabo exclusivamente en medio alcalino.

Reacción General:



Se puede decir, que la condensación aldólica de la cetona en presencia de catalizadores alcalinos, se lleva a cabo porque el grupo carbonilo de la cetona posee átomos de hidrógeno activados en la posición alfa, aunque, el equilibrio de la reacción es muy poco favorable para la formación del producto de condensación que recibe el nombre de diacetón-alcohol:



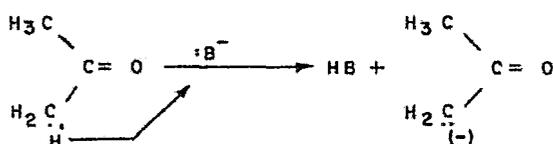
A pesar de que la mezcla en equilibrio, sólo contiene una pequeña porción de diacetón-alcohol, una técnica especial permite preparar con buen rendimiento el producto de condensación.

Como catalizador se emplea hidróxido de bario sólido, que provoca la reacción, al entrar en contacto con la acetona, sin necesidad de disolverse en ella.

4.2 MECANISMO DE REACCIÓN. -

El mecanismo de reacción se puede resumir de la siguiente manera:

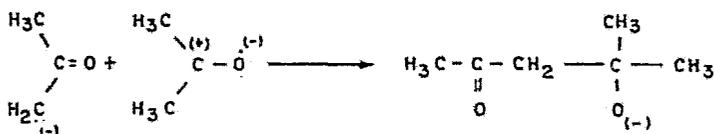
- 1) Extracción de un protón de un carbono ALFA a la función, por medio de la base:



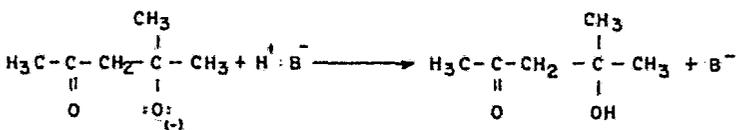
2) Polarización de la otra molécula de cetona, por influencia del ión negativo:



3) Unión de los dos iones:

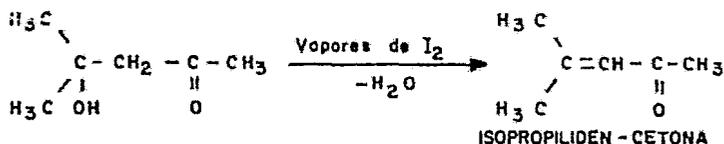


4) Estabilización de la molécula:

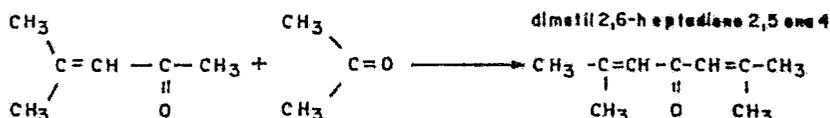


4.3 DESHIDRATACION. -

El diacetón-alcohol se deshidrata con gran facilidad, únicamente agregando una mínima cantidad de yodo como catalizador y - destilando lentamente el producto de la reacción, que es algo - más volátil.



Cuando no se tiene un control adecuado en las primeras fases de la reacción, se pueden presentar reacciones secundarias que además de presentar ineficiencias, impurifican el producto. Una de estas reacciones puede ser la de la cetona con la Isopropilideno-acetona producida inicialmente.

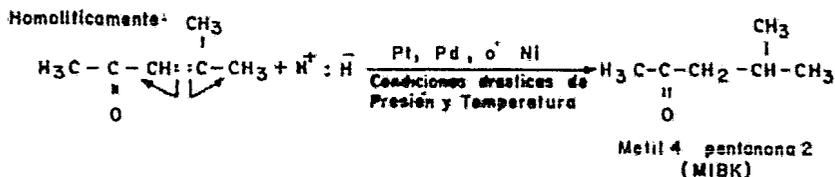


El producto de la deshidratación pasa a un sistema de purificación en donde se recuperará la cetona con un alto grado de pureza.

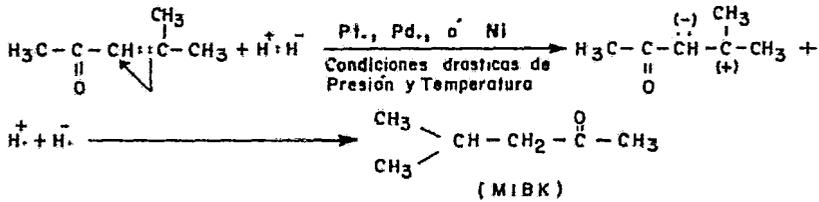
4.4 HIDROGENACION. -

La siguiente fase de éste proceso la constituye una hidrogenación. El producto de la aldolización (Isopropilideno-cetona) más hidrógeno bajo determinadas condiciones de presión y temperatura, y la acción de un catalizador (Pt, Pd, ó Ni) reaccionan para formar la metil 4 pentanona 2. (MIBK).

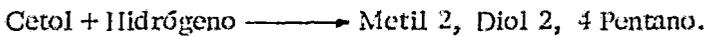
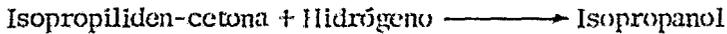
De acuerdo con los mecanismos, la reacción se lleva a cabo, - tanto homolíticamente como heterolíticamente, ya que existen las condiciones necesarias para su desarrollo.



Heterolíticamente:



En este caso, también, se tienen reacciones secundarias debido a la cetona y cetol que en pequeñas cantidades acompañan a la Isopropiliden-cetona.



Una pequeña parte de materias primas que se alimenta al sistema no se hidrogena.

El producto de la hidrogenación formado en su mayor parte por cetona metil-isobutil-cetona, pesados, ligeros y producto que no reaccionó es alimentado a el sistema de purificación final.

En la fig. 4.1 se presenta un cuadro de las reacciones secundarias que impurifican el producto, así como también, las etapas de purificación necesarias.

La fig. 4.2 muestra el diagrama de flujo de éste proceso de obtención de la metil isobutil cetona.

4.5 SISTEMA DE PURIFICACIÓN.

El sistema de purificación desarrollado para la unidad de cetona está integrado por el siguiente equipo:

- a) Torre primaria con rehervidor y condensador

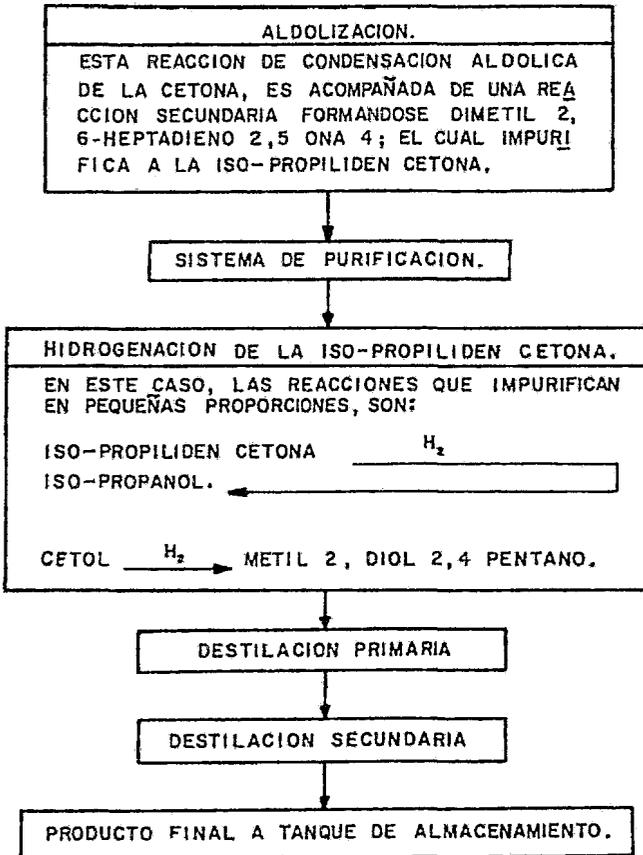
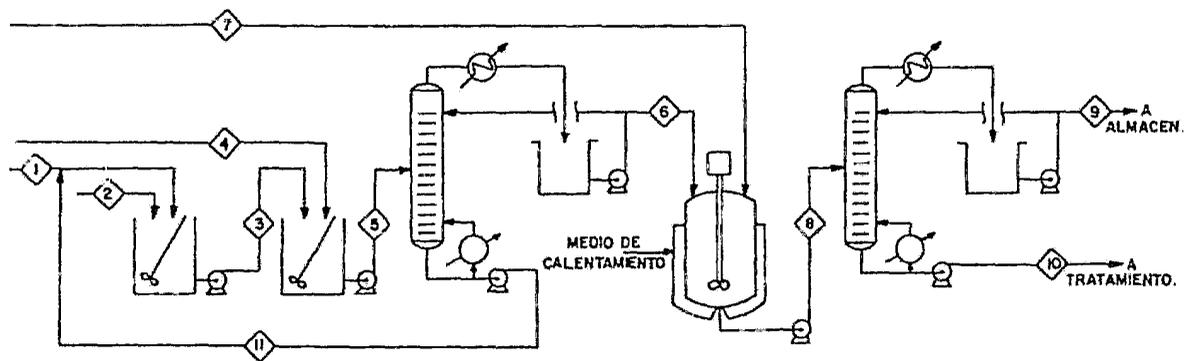


Fig. 4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO.



CORRIENTE.	COMPONENTES.
1	ACETONA
2	HIDROXIDO DE BARIO
3	DIACETON -ALCOHOL E ISOPROPILIDEN CETONA.
4	VAPORES DE YODO.
5	ISOPROPILIDEN CETONA Y SUBPRODUCTOS (CETONA Y DIMETIL 2,6 HEPTADIENO 2,5 ONA 4).
6	ISOPROPILIDEN CETONA
7	CATALIZADOR Pd, Pt, o Ni; E HIDROGENO.
8	METIL ISOBUTIL CETONA Y SUBPRODUCTOS (ISOPROPANOL; METIL 2, DIOL 2,4 PENTANO).
9	METIL ISOBUTIL CETONA CON 98% DE PUREZA.
10	SUBPRODUCTOS (ISOPROPANOL, METIL 2, DIOL 2,4 PENTANO)
11	SUBPRODUCTOS (CETONA Y DIMETIL 2,6 HEPTADIENO 2,5 ONA 4).

Fig 4.2 DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA OBTENCION DE METIL ISOBUTIL CETONA, A PARTIR DE ACETONA

b) Torre final con rehervidor y condensador

Torre Primaria. -

Esta columna recibe su alimentación del sistema de HIDROGENACIÓN y tiene dos corrientes que salen, el destilado sirve de alimentación a la torre final, mientras que el fondo se manda a otra sección del proceso.

Su función es separar los compuestos de alto punto de ebullición los cuales afectan la pureza del producto final deseado.

Torre Final. -

La torre final sirve para eliminar los compuestos ligeros formados en la reacción y obtener el producto con un alto grado de pureza.

La cetona sale por una extracción lateral y después de ser condensada es bombeada a tanques de almacenamiento como producto final.

Las dos columnas operan a presión atmosférica y están equipadas con sus recibidores de destilado correspondiente e instrumentadas de tal manera que su operación sea eficiente.

5. CONSIDERACIONES PRELIMINARES. -

a) Suponiendo que la nueva capacidad para el sistema de purificación es de 50 ton/día de producto final.

b) Únicamente se analiza la columna primaria, su rehervidor y condensador, pues son los equipos que requieren verificar su

funcionamiento por medio del cálculo.

c) La columna final y su equipo adicional son suficientes para la nueva capacidad.

d) La columna primaria para la producción inicial no admite - modificación alguna que proporcione un mayor aumento de capacidad. Las características generales de esta columna son:

Tipo:	Platos perforados con bajantes.
Diámetro:	2.5 ft.
Número de platos:	40
Material de construcción:	Acero al carbón
Presión de operación:	Atmosférica

e) La nueva columna requerida para desempeñar la función de eliminación de pesados (columna primaria), a la nueva capacidad debe tener las siguientes características:

Tipo:	Platos perforados con bajantes
Diámetro:	3.5 ft.
Número de platos:	40
Material de construcción:	Acero al carbón
Presión de operación:	Atmosférica.

f) Como se mencionó, se dispone de una columna que quedó - fuera de servicio en otro proceso y posee características simi-

lares a la requerida:

Tipo:	Platos perforados con bajantes.
Diámetro:	3.5 ft.
Número de platos:	50
Material de construcción:	Acero al carbón
Presión de operación:	Vacío

g) Se verificará su acondicionamiento por medio del método que posteriormente se expone.

h) De los diagramas mecánicos de la torre, fueron sacados, el diámetro de la columna y diseño de los platos.

i) Las composiciones y condiciones de operación fueron obtenidas del proceso.

j) La relación de reflujo para el diseño de la columna primaria, también se obtuvo del proceso.

k) El rehervidor y condensador son los originales de la columna propuesta.

5.1 ESPECIFICACIONES MECANICAS DE LA COLUMNA DISPONIBLE.

Tipo:	Platos perforados con bajantes.
Diámetro	3.5 fr.
Número de platos:	50
Espaciamiento entre platos:	24 in.
h/R:	0.25
Longitud de la cuerda (h):	5 1/4 in.

Altura de dique:	1/4 in.
Longitud de dique:	2.29 fr.
Diámetro de los orificios	1.8 in
Pitch de los orificios:	5/16 in
Número total de orificios:	10,298.
Profundidad de la charola:	3 in.
Espesor del plato:	1/8 in.
Presión de diseño:	4 in Hg
Temperatura de diseño:	650 F
Presión máxima permisible:	120 psig.
Material de construcción:	Acero al carbón

CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR.

Tipo:	Envolvente y tubos.
Tamaño:	20 in. ϕ por 10 it.
Superficie	450 ft ²
Material de los tubos:	Acero al carbón
Número de tubos:	172.
Diámetro:	1 in. ϕ 14 BWG.
Espaciamiento entre baffles:	30 in. con 25 ϕ de corte.
Material de construcción	
envolvente:	Acero al carbón

CARACTERISTICAS DEL REHERVIDOR. -

Tipo:	Termosifón.
-------	-------------

Tamaño:	24 in. \emptyset por 5 ft.
Superficie:	342 ft ² .
Material de los tubos:	Acero al carbón
Número de tubos:	261
Diámetro externo de los tubos:	1 in. \emptyset 11 BWG, Pitch 1 1/4 in.
Material de la envolvente:	Acero al carbón.
Presión de operación:	300 psig.

5.2 BASES Y DATOS NECESARIOS PARA CALCULAR Y DETERMINAR LA ADAPTACION DE LA COLUMNA. -

5.2.1. Número de platos. -

No fué necesario calcular el número de platos requeridos para obtener la separación deseada, debido a que la columna anterior efectuaba la separación con 40 platos reales, y la que se pretende adaptar dispone de 10 platos reales más, lo que permitirá una mejor rectificación.

5.2.2 Diámetro de la columna. -

Este dato se obtuvo del diámetro mecánico de la columna requerida, ya que el diámetro de la columna de la cual se dispone es igual al requerido.

5.2.3. Espaciamiento entre platos. -

Si el espacio entre platos para columnas que operan a presión, normalmente es de 18 pulgadas, y el espacio entre platos

de la columna disponible es de 24 pulgadas, esto implica una mejor separación, ya que se espera un mayor arrastre.

5.2.4. Verificación de operación. -

Esto constituye básicamente el objetivo principal del presente trabajo, ya que al predecir la operación que se espera con el arreglo definido, sabremos si la columna disponible podrá o no ocupar el lugar de la columna requerida por el proceso.

Los factores importantes a verificar son:

I. Inundación. -

Un plato perforado se puede inundar por las siguientes causas:

- a) Arrastre masivo del líquido
- b) Regresión del líquido en la bajante
- c) Limitación en el sistema

II. Arrastre. -

Una vez verificada la inundación del plato, se procede a determinar el arrastre.

III. Lagrimo. -

Una vez verificada la inundación del plato y el arrastre, se procede a determinar el lagrimo o sea la acción de que el líquido pase a través de los orificios al plato inmediato inferior, sin que se ponga en contacto con los vapores ascendentes.

Este factor afecta la eficiencia, y es importante considerar la

cantidad de lagrimeo que se puede tolerar en un plato, sin que afecte en forma adversa la eficiencia. El lagrimeo se determina solamente en columnas que van a operar a vacío.

IV. Caída de presión. -

Se sabe que la caída de presión del plato en operación - está dada por la suma de las caídas de presión efectivas de plato seco, más la altura equivalente de líquido limitado por el dique, por la presión parcial, más el derrame de líquido por la presión parcial.

$$P/\text{plato} = \text{caída presión por plato seco} + \text{altura de dique} \\ \times \text{presión parcial} + \text{derrame del líquido} \times \text{presión parcial.}$$

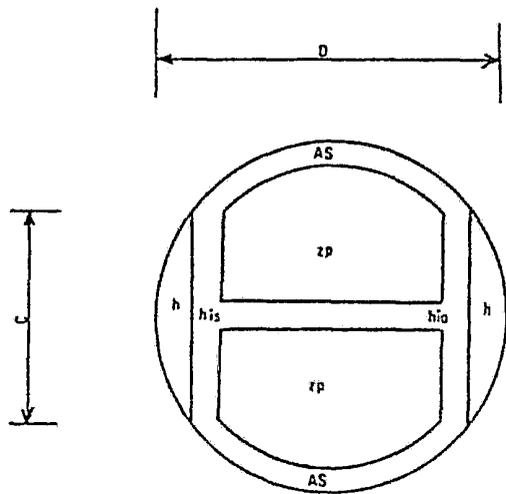
La caída de presión por plato seco tiene un valor fijo, y es de 1.2 in. de H₂O para columnas que operan a presión y 0.7 in. de H₂O para columnas que operan a vacío.

La presión parcial por altura de dique se determina como presión hidrostática.

La presión debida a el derrame del líquido es una función de la longitud de la bajante y del flujo manejado en el plato.

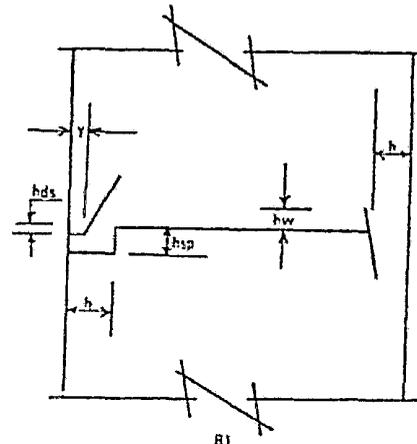
Diseño del sello del líquido. -

Para disminuir la caída de presión en el sello del líquido se requiere que la sección transversal del líquido que baja sea - igual a la sección del líquido que sale.



A1

h = ALTURA DE LA CUERDA
 C = LONGITUD DE LA CUERDA
 his = ZONA DE CALMA ENTRADA
 hio = ZONA DE CALMA SALIDA
 zp = ZONA PERFORADA
 AS = ANILLO SOPORTE
 D = DIÁMETRO DE LA TORRE



B1

hws = ALTURA DEL LIQUE
 hws = ALTURA DEL SELLO DE LA BAJANTE
 hsp = ALTURA DEL SELLO DEL LIQUIDO
 y = DISTANCIA MINIMA DEL SELLO DE LA BAJANTE

FIG. 5.2.4.1 DISTRIBUCION DEL AREA DE LOS PLATOS

Las dimensiones de profundidad de la charola (4") y de penetración de la bajante en la charola (1") son las consideraciones normales para el diseño, las cuales pueden ser variadas para casos específicos. En la figura 5.2.4.1 se muestra un esquema de estos detalles.

Una vez que se han obtenido los valores de los incisos del (D) al (IV) se considera terminado el cálculo, para determinar si la columna disponible será o no operable.

6. CALCULOS.

Para iniciar cálculos, dispensemos de los siguientes datos que aparecen en la figura 6.1 los cuales se presentan resumidos en la tabla 6.1.

TABLA 6.1 DE LOS DATOS DEL DIAGRAMA.

	Alimentación	Destilado	Refluo	Fondo
LIGEROS	0.0131 mol	0.0145 mol	0.0145 mol	0 mol
MIBK	0.849 mol	0.855 mol	0.855 mol	0.0137 mol
OTROS MATER.	0.0378 mol	0 mol	0 mol	0.3802 mol
Lbs/hr	0.112	1.233	0.824	5.90

6.1 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA. -

Balance de Materia. -

Con el fin de verificar datos, se hará un balance de materia, por lo que, de acuerdo con el diagrama de la columna se tiene que:

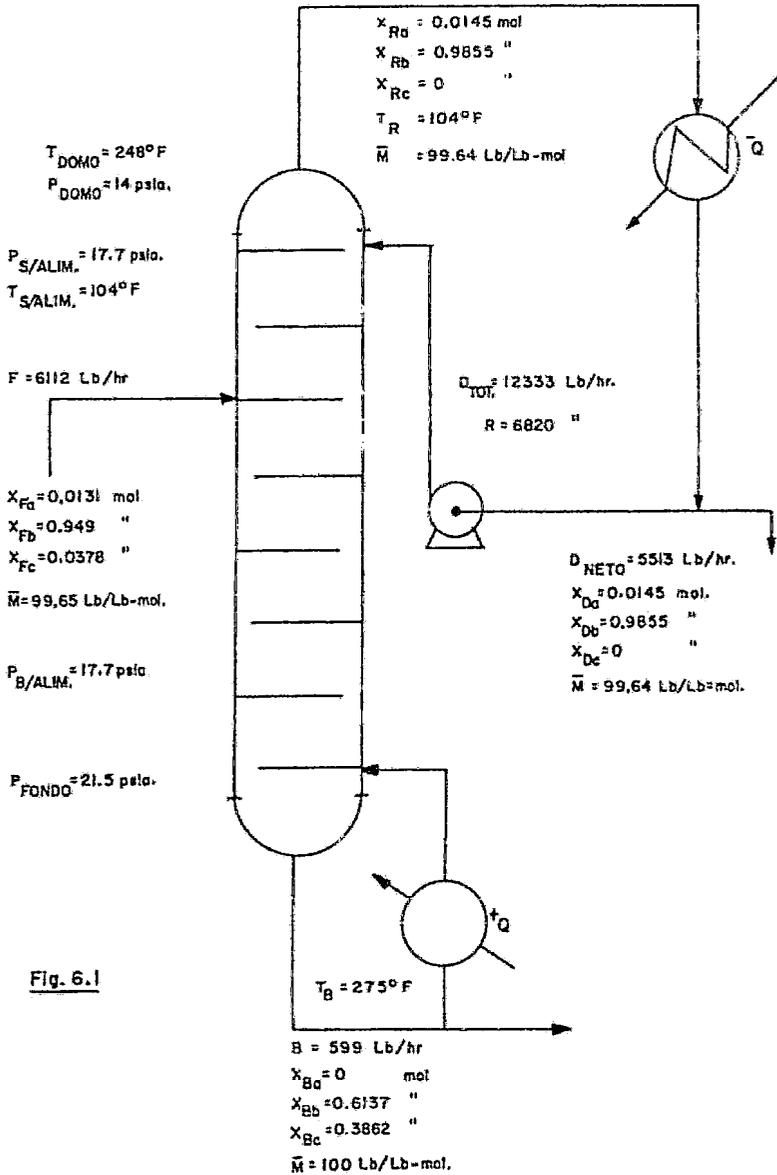


Fig. 6.1

Es alimentada con F moles/hr de concentración x_F y salen por el domo D moles/hr de producto con una concentración x_D y por la base B moles/hr con una concentración x_B .

Bajo estas condiciones, podemos establecer lo siguiente:

Balance total de materia:

$$F = D_{\text{neto}} + B$$

si

$$F = 6112 \text{ Lb/hr}$$

$$D_{\text{neto}} = 5513 \text{ Lb/hr}$$

$$B = 599 \text{ Lb/hr}$$

Entonces:

$$6112 = 5513 + 599$$

$$6112 = 6112$$

Por lo tanto, el balance total de materia está correcto.

Balance parcial para el componente "a":

$$F x_{Fa} = D x_{Da} + B x_{Ba}$$

si

$$F = 6112 \frac{\text{Lb}}{\text{hr}} \text{ y } \bar{M} = 99.65 \text{ Lb/Lb mol}$$

Entonces:

$$(6112 \text{ Lb/hr}) / (99.65 \text{ Lb/Lb mol}) = 61.33 \text{ Lb mol/hr}$$

si

$$D = 5513 \text{ Lb/hr y } \bar{M} = 99.64 \text{ Lb/Lb mol}$$

Entonces:

$$(5513 \text{ Lb/hr}) / (99.64 \text{ Lb/Lb mol}) = 55.33 \text{ Lb mol/hr}$$

$$\text{Si: } B = 599 \text{ Lb/hr y } \bar{M} = 100 \text{ Lb/Lb mol}$$

$$\text{Entonces: } (599 \text{ Lb/hr}) / 100 \text{ Lb/Lb mol} = 5.99 \text{ Lb/Lb mol}$$

Substituyendo en la ecuación del balance parcial para el componente 'a' tenemos:

$$(61.33 \text{ Lb mol/hr}) 0.0131 = (55.33 \text{ Lb mol/hr}) 0.0145 + \\ + (5.99 \text{ Lb/Lb mol}) 0$$

$$0.803 = 0.803$$

El balance parcial para el componente 'a' es correcto.

Para los componentes 'b' y 'c' tenemos:

Componente 'b'

$$F_{x_{Fb}} = D_{x_{Db}} + B_{x_{Bb}}$$

$$(61.33 \text{ Lb mol/hr}) 0.949 = (55.33 \text{ Lb mol/hr}) (0.9855) + \\ + (5.99 \text{ Lb mol/hr}) 0.6137$$

$$58.2 \text{ Lb mol/hr} = 54.5 \text{ Lb mol/hr} + 3.68 \text{ Lb mol/hr}$$

$$58.2 \text{ Lb mol/hr} = 58.17 \text{ Lb mol/hr}$$

Balance de materia para componente 'b' es correcto.

Componente 'c'

$$F_{x_{Fc}} = D_{x_{Dc}} + B_{x_{Bc}}$$

$$(61.33 \text{ Lb mol/hr}) 0.0378 = (55.33 \text{ Lb mol/hr}) 0 + \\ + (5.99 \text{ Lb mol/hr}) 0.3862$$

$$2.3 \text{ Lb mol/hr} = 2.3 \text{ Lb mol/hr}$$

Balance de materia para componente 'c' también es correcto.

TABLA 6.2

DATOS DE PROPIEDADES FISICOQUIMICAS NECESARIOS PARA
EL BALANCE DE ENERGIA. (Tomados del Proceso)

SECCION:	T °F	liq. Lb/ft ³	Cp BTU/Lb °F	λ BTU/Lb	M Lb/Lb mol	Tensión Superficial σ Dinas/cm.
DOMO	248	42.11	0.660	155.4	99.64	14.52
REFLUJO	104	42.33	0.487	---	99.64	13.86
ALIMENTACION	104	42.33	0.487	---	99.65	13.86
FONDO	275	42.39	0.704	156.2	100.00	13.80

BALANCE DE ENERGIA EN LA ALIMENTACION, EN EL REFLUJO Y EN EL FONDO:

$$Q = mC_p \Delta T$$

SECCION ALIMENTACION:

$$Q = (6112 \text{ Lb/hr})(0.487 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(104-32) ^\circ\text{F} = (2976.544)(72)$$

$$Q_{\text{ALIM.}} = 214,311.16 \text{ BTU/hr}$$

SECCION REFLUJO:

$$Q_{\text{REF}} = (6820 \text{ Lb/hr})(0.487 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(104-32) ^\circ\text{F} = 3321.34 \times 72$$

$$Q_{\text{REF}} = 239,136.48 \text{ BTU/hr}$$

SECCION FONDO:

$$Q_{\text{FONDO}} = (599 \text{ Lb/hr})(0.704 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(275-32) ^\circ\text{F} = 421.696 \times 243$$

$$Q_{\text{FONDO}} = 102,472.12 \text{ BTU/hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL DOMO:

$$Q = mC_p \Delta T + m \lambda$$

SECCION DOMO:

$$Q_{\text{DOMO}} = (12333 \text{ Lb/hr})(0.66 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(248 - 32) ^\circ\text{F} + \\ + (12333 \text{ Lb/hr})(155.4 \text{ BTU/Lb})$$

$$Q_{\text{DOMO}} = 1,758,192.4 + 1,916,548.2$$

$$Q_{\text{DOMO}} = 3,674,740.6 \text{ BTU/hr}$$

CALOR AL REHERVIDOR:

$$Q_{\text{REHERV.}} = Q_{\text{DOMO}} + Q_{\text{FONDO}} - Q_{\text{ALIM.}} - Q_{\text{REF.}}$$

$$Q_{\text{REHERV.}} = 3,674,740.6 \text{ BTU/hr} + 102,472.12 \text{ BTU/hr} - \\ - 214,311.16 \text{ BTU/hr} - 239,136.48 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{REHERV.}} = 3,323,765.2 \text{ BTU/hr}$$

6.2 BALANCE DE CARGAS. -

El llamado balance de cargas, es un balance combinado de materia y energía. El objetivo de este balance es determinar las cantidades de vapor y líquido en las diferentes secciones de la columna en función de las entalpías del líquido y del vapor, propiedades que se determinan de la siguiente manera:

$$h_L = C_p \Delta T \qquad H_V = h_L + \lambda = C_p \Delta T + \lambda$$

CALCULO DE LAS ENTALPIAS DE LIQUIDO Y VAPOR EN:SECCION DOMO:

$$h_{L_{\text{DOMO}}} = (0.66 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(248 - 32) ^\circ\text{F} = 142.56 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_{V_{\text{DOMO}}} = 142.56 \text{ BTU/Lb} + 155.4 \text{ BTU/Lb} = 297.96 \text{ BTU/Lb}$$

SECCION SOBRE Y ABAJO DE LA ALIMENTACION.

Para obtener las entalpias de estas secciones, fué necesario sacar una temperatura promedio entre la temperatura del domo y la del fondo, obteniendo una temperatura para estas zonas de:

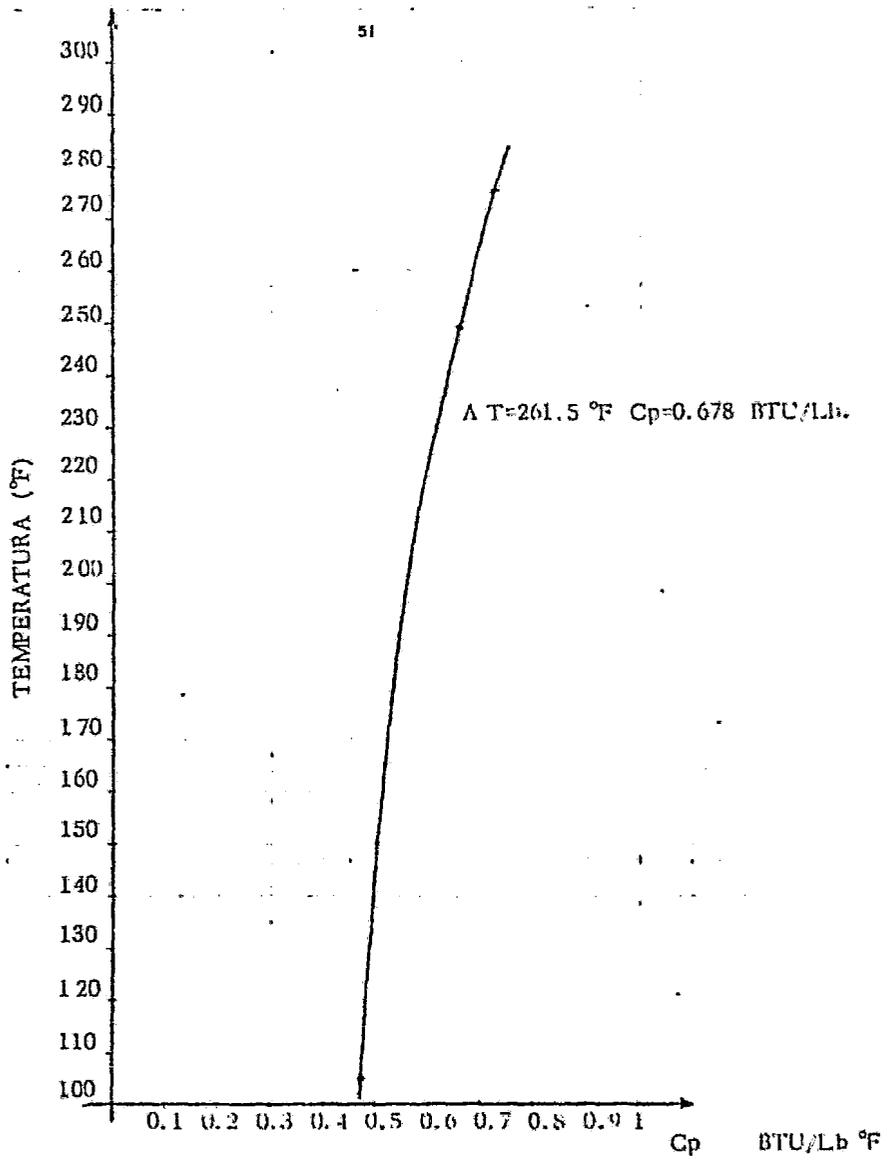
$$T_{S, B/ALIM.} = (248 + 275)/2 = 261.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

También, en base a los datos que tenemos de C_p en función de la temperatura, se construyó la gráfica 6.2.1 de C_p contra T , para determinar el valor aproximado de C_p a la temperatura promedio de 261.5°F .

El C_p encontrado en la gráfica fué de:

$$C_p = 0.678 \text{ BTU/Lb}$$

A continuación se muestra esta gráfica 6.2.1.



GRAFICA 6.2.1 Cp CONTRA TEMPERATURA

También, para obtener el calor latente de vaporización correspondiente a éstas zonas, se saca un promedio entre el calor latente del domo y el calor latente del fondo, y su valor es:

$$\lambda_{S,B/ALIM.} = (155.4 + 156.2)/2 = 155.8 \text{ BTU/Lb}$$

$$h_{LS,B/ALIM.} = (0.678 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F})(261.5 - 32)^\circ\text{F} = 155.6 \text{ BTU/Lb}$$

$$h_{VS,B/ALIM.} = 155.6 \text{ BTU/Lb} + 155.8 \text{ BTU/Lb} = 311.4 \text{ BTU/Lb}$$

ENTALPIAS DE SECCION FONDO. -

$$h_{LFONDO} = 0.704 \text{ BTU/Lb } ^\circ\text{F} (275 - 32)^\circ\text{F} = 171 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_{VFONDO} = 171 \text{ BTU/Lb} + 156.2 \text{ BTU/Lb} = 327.2 \text{ BTU/Lb}$$

Por lo tanto, con las entalpias de vapor y líquido determinadas, se procede a hacer el balance de cargas:

BALANCE DE CARGAS SECCION DOMO:

BALANCE DE MATERIA. -

$$V + R = L + D$$

$$V = L + D - R$$

$$V = L + 12333 \text{ Lb/hr} - 6820 \text{ Lb/hr}$$

$$V = L + 5513 \text{ Lb/hr}$$

BALANCE DE ENERGIA. -

$$VH_V + Q_{REFLUJO} = Lh_L + Q_{DOMO}$$

$$V = (Lh_L + Q_{DOMO} - Q_{REF.})/H_V$$

$$V = \left[(142.56 \text{ BTU/Lb})L + 3,674,740.6 \text{ BTU/hr} - 239,156.48 \text{ BTU/hr} \right] / 297.96 \text{ BTU/Lb}$$

$$V = 0.4784 L + 11530.42$$

$$L + 5513 = 0.4784 L + 11530.42$$

$$L (1 - 0.4784) = 11530.42 - 5513$$

$$L = \frac{6017.42}{0.5216} = 11536.46 \text{ Lb/hr}$$

$$V = 11536.46 + 5513 = 17049.46 \text{ Lb/hr}$$

Por lo tanto, las cantidades de vapor y líquido para la sección del domo fueron:

$$L_{\text{DOMO}} = 11536.46 \text{ Lb/hr}$$

$$V_{\text{DOMO}} = 17049.46 \text{ Lb/hr}$$

BALANCE DE CARGAS SECCION SOBRE-ALIMENTACION:

BALANCE DE MATERIA. -

$$V + R = L + D$$

$$V = L + D - R$$

$$V = L + 12333 - 6820$$

$$V = L + 5513 \text{ Lb/hr}$$

BALANCE DE ENERGIA. -

$$VH_V + Q_{\text{REF.}} = Lh_L + Q_{\text{DOMO}}$$

$$V = (Lh_L + Q_{\text{DOMO}} - Q_{\text{REF.}}) / H_V$$

$$V = \left[(155.6 \text{ BTU/Lb})L + 3,674,740.6 \text{ BTU/hr} - 239,136.48 \text{ BTU/hr} \right] / 311.4 \text{ BTU/Lb}$$

$$V = 0.4996 L + 11032.7$$

$$L + 5513 = 0.4996 L + 11032.7$$

$$L (1 - 0.4996) = 11032.7 - 5513$$

$$L + \frac{5519.7}{0.5004} = 11030.6 \text{ Lb/hr}$$

$$V = 11030.6 \text{ Lb/hr} + 5513 \text{ Lb/hr} = 16543.6 \text{ Lb/hr}$$

$$L = 11030.6 \text{ Lb/hr}$$

$$V = 16543.6 \text{ Lb/hr}$$

BALANCE DE CARGAS SECCION BAJO ALIMENTACION:

BALANCE DE MATERIA.-

$$V + R + F = L + D$$

$$V = L + D - R - F$$

$$V = L + 12333 - 6820 - 6112$$

$$V = L - 599$$

BALANCE DE ENERGIA.-

$$Vh_V = Lh_L + Q_D - Q_R - Q_F$$

Donde:

$$Q_D = \text{Calor del domo} = 3,674,740.6 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_R = \text{Calor del reflujo} = 239,136.48 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_F = \text{Calor de la alimentación} = 214,311.16 \text{ BTU/hr}$$

$$V = (I \cdot h_L + Q_D - Q_F - Q_R) / H_V$$

$$V = \left[(155.6 \text{ BTU/Lb})L + 3,674,740.6 \text{ BTU/hr} - 239,136.48 \text{ BTU/hr} - 214,311.16 \text{ BTU/hr} \right] / 311.4 \text{ BTU/Lb}$$

$$V = 0.4996 L + 10344.55$$

Igualando tenemos:

$$L - 599 = 0.4996 L + 10344.55$$

$$L - 0.4996 L = 599 + 10344.55$$

$$L (1 - 0.4996) = 599 + 10344.55$$

$$L = 10943.55 / 0.5004$$

$$L = 21869.6$$

Substituyendo L en V tenemos:

$$V = 21869.6 - 599$$

$$V = 21270.6$$

$$L = 21869.6 \text{ Lb/hr}$$

$$V = 21270.6 \text{ Lb/hr}$$

BALANCE DE CARGAS EN LA SECCION DEL FONDO:

BALANCE DE MATERIA. -

$$L = V + R$$

$$V = L - R$$

$$V = L - 599$$

BALANCE DE ENERGIA.-

$$VH_V + Q_{\text{FONDO}} = Q_{\text{REHERV.}} + Lh_L$$

$$V = (Lh_L + Q_{\text{REHERV.}} - Q_{\text{FONDO}}) / H_V$$

$$V = \left[(171 \text{ BTU/Lb})L + 3,323,765.2 \text{ BTU/hr} - 102,472.12 \text{ BTU/hr} \right] / 327.2 \text{ BTU/Lb}$$

$$V = 0.5226 L + 9845$$

Igualando:

$$L - 599 = 0.5226 L + 9845$$

$$L (1 - 0.5226) = 9845 + 599$$

$$L = \frac{10444}{0.4774} = 21876.8$$

Substituyendo:

$$V = 21876.8 - 599 = 21277.8$$

$$V = 21277.8 \text{ Lb/hr}$$

$$L = 21876.8 \text{ Lb/hr}$$

7. CALCULOS Y DETERMINACIONES PARA EL ANALISIS INTER-
NO DE LA COLUMNA.-

7.1 DENSIDADES Y VOLUMEN DE LOS VAPORES.-

El cálculo de las densidades de vapor en cada sección es la siguiente:

$$\rho_v = (M) (P_{\text{ABS}}) / 10.73 (T_{\text{ABS}})$$

donde:

$$P_{ABS} = \text{psia}$$

$$T_{ABS} = \text{°R}$$

$$M = \text{Lb/Lb-mol}$$

Sección Domo:

$$\text{Nota: } T_{ABS} \text{ °R} = \text{°F} + 460$$

$$T_{DOMO} = 248 \text{ °F} + 460 = 708 \text{ °R}$$

$$\rho V_{DOMO} = 99.64 (14.7) / 10.73 (708) = 0.1836 \text{ Lb/ft}^3$$

SECCION SOBREALIMENTACION Y BAJO ALIMENTACION. -

Para ambas secciones son las mismas temperaturas y la misma presión y el mismo peso molecular:

$$T_{ABS} = 261.5 \text{ °F} + 460 = 721.52 \text{ °R}$$

$$\rho V_{S,B/ALIM} = 99.65 (17.7) / 10.73 (721.5) = 0.2278 \text{ Lb/ft}^3$$

Sección Fondo:

$$P_{ABS} = 21.5 \text{ psia}$$

$$T_{ABS} = 275 \text{ °F} + 460 = 735 \text{ °R} ; M = 100 \text{ Lb/Lb-mol}$$

$$\rho V_{FONDO} = 100(21.5) / 10.73(735) = 0.2726 \text{ Lb/ft}^3$$

AGRUPANDO LOS RESULTADOS DE LAS DENSIDADES SE TIENE:

	T (°R)	P (psia)	M (Lb/Lb-mol)	ρ_V (Lb/ft ³)
SECCION DOMO	703	14.0	99.64	0.1836
SECCION SOBRE ALIM.	721.5	17.7	99.65	0.2278
SECCION BAJO ALIM.	721.5	17.7	99.65	0.2278
SECCION FONDO	735	21.5	100.00	0.2726

CALCULO DEL VOLUMEN DE LOS VAPORES V' , EN (ft³/seg.).

Se determinan de la siguiente manera:

$$V' = V/3600\rho_V$$

donde:

V = Lb/hr de vapores

ρ_V = densidad de los vapores (Lb/ft³)

Sección Domo:

$$V' = 17,049.46/3600(0.1836) = 25.79 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Sección sobre alimentación:

$$V' = 16,543.6/3600(0.2278) = 20.17 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Sección bajo alimentación:

$$V' = 21,270.6/3600(0.2278) = 25.93 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Sección del fondo:

$$V' = 21,277.8/3600 (0.2726) = 21.68 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

7.2 PARAMETROS DE FLUJO (FP) Y COEFICIENTES DE SONDERS Y BROWN ($C_{S,B}$)

Se calcularán los llamados parámetros de flujo (FP) de cada sección; valores que servirán para determinar los coeficientes de Sounders y Brown por medio de la gráfica 7.2.1.

Parámetros de flujo:

$$FP = (L/V)(\rho V / \rho L)^{1/2}$$

donde:

L = Lb/hr de líquido

V = Lb/hr de vapores

ρV = densidad del líquido (Lb/ft³).

ρL = densidad del líquido (Lb/ft³).

Sección Domo:

$$FP = (11,536.46/17,049.46) (.1836/42.11)^{1/2} = 0.0446$$

Sección sobre alimentación:

$$FP = (11,030.6/16,543.6) (0.2278/42.33)^{1/2} = 0.0489$$

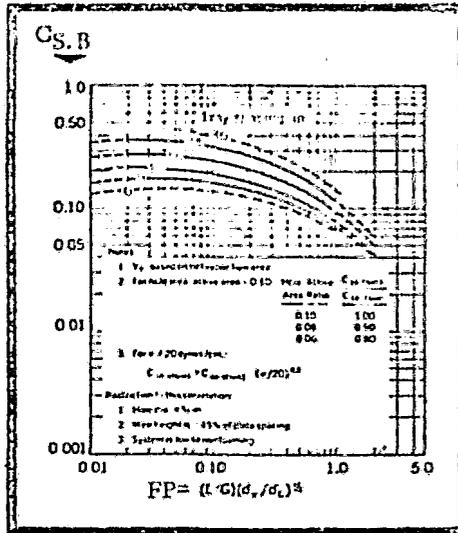
Sección bajo alimentación:

$$FP = (21,869.6/21,270.6) (0.2278/42.33)^{1/2} = 0.0754$$

Sección del fondo:

$$FP = (21,876.8/21,277.8) (0.2726/42.39)^{1/2} = 0.0824$$

A continuación se presenta un cuadro en el cual aparecen enlistados los resultados de los parámetros de flujo (FP).



GRAFICA 7.2.1

COEFICIENTES DE SOUNDERS Y BROWN.

TABULANDO ESTOS VALORES SE TIENE:

SECCION	PARAMETROS DE FLUJO (FP)
DOMO	0.0446
SOBRE ALIM.	0.0489
BAJO ALIM.	0.0754
FONDO	0.0824

Por lo tanto, estos valores se llevan a la gráfica 7.2.1 para espaciamiento entre platos de 24 pulgadas con el fin de obtener los coeficientes de Saunders y Brown " $C_{S,B}$ " o coeficientes de inundación de los platos.

LOS COEFICIENTES " $C_{S,B}$ " OBTENIDOS DE ESTA GRAFICA SON:

SECCION	$C_{S,B}$
DOMO	0.365
SOBRE ALIM.	0.360
BAJO ALIM.	0.345
FONDO	0.340

Como lo indica la gráfica, es necesario corregir el coeficiente " $C_{S,B}$ " por tensión superficial, ya que esta gráfica se construyó para una tensión superficial (σ) de 20 dinas/cm.

- La ecuación de corrección de $C_{S,B}$ dada en la gráfica es la siguiente:

$$C'_{S,B} = C_{S,B} (\sigma / 20)^{0.2}$$

Donde:

$C'_{S,B}$ = Coeficiente de Sounders y Brown corregido.

$C_{S,B}$ = Coeficiente de Sounders y Brown obtenido en la gráfica.

σ = Tensión superficial.

Corrección en sección domo:

$$C'_{S,B1} = 0.365 (14.52/20)^{0.2}$$

$$C'_{S,B1} = 0.365 (0.726)^{0.2}$$

$$C'_{S,B1} = 0.365 (0.9379)$$

$$C'_{S,B1} = 0.3423$$

Corrección en la sección sobre alimentación:

$$C'_{S,B2} = 0.360 (13.86/20)^{0.2}$$

$$C'_{S,B2} = 0.360 (0.693)^{0.2}$$

$$C'_{S,B2} = 0.360 (0.9292)$$

$$C'_{S,B2} = 0.3345$$

Corrección en la sección bajo alimentación:

$$C'_{S,B3} = 0.345 (13.86/20)^{0.2}$$

$$C'_{S,B3} = 0.345 (0.9272)$$

$$C'_{S,B3} = 0.3205$$

Corrección en la sección del fondo:

$$C'_{S,B4} = 0.340 (13.80/20)^{0.2}$$

$$C'_{S,B4} = 0.340 (0.690)^{0.2}$$

$$C'_{S,B4} = 0.340 (0.9284)$$

$$C'_{S,B4} = 0.3156$$

Tabulando los coeficientes de Sounders y Brown corregidos, se tiene:

Sección	$C'_{S,B}$
Domo	0.3423
Sobre alimentación	0.3345
Bajo alimentación	0.3205
Fondo	0.3156

7.3 VELOCIDADES SUPERFICIALES DE VAPORES, AREA DE VAPORES Y NUMERO DE PERFORACIONES REQUERIDAS EN LOS PLATOS.

Una vez que se han obtenido los valores corregidos de los coeficientes de Sounders y Brown o coeficientes de inundación de los platos, se calculan las velocidades superficiales de los vapores (V_v), que son los ft^3 de vapor/seg., divididos por la sección transversal neta para el flujo de los vapores:

$$V_v = C'_{SB} \left[(\rho_L - \rho_v) / \rho_v \right]^{1/2}$$

Sustituyendo valores para cada sección, se tiene:

Sección domo:

$$V_v = 0.3423 \left[(42.11 - 0.1836) / 0.1836 \right]^{1/2} = 5.17 \text{ ft/seg.}$$

Sección sobre alimentación:

$$V_v = 0.3345 \left[(42.33 - 0.2278) / 0.2278 \right]^{1/2} = 4.54 \text{ ft/seg.}$$

Sección bajo alimentación:

$$V_v = 0.3205 \left[(42.33 - 0.2278) / 0.2278 \right]^{1/2} = 4.35 \text{ ft/seg.}$$

Sección fondo:

$$V_v = 0.3156 \left[(42.39 - 0.2726) / 0.2726 \right]^{1/2} = 3.92 \text{ ft/seg.}$$

Con los volúmenes y las velocidades superficiales de los vapores, se puede calcular el área ocupada por los vapores, conocida como área de vapores (A_v):

$$A_v = V' / V_v$$

Sección domo:

$$A_V = (25.79 \text{ ft}^3/\text{seg}) / (5.17 \text{ ft}/\text{seg}) = 4.988 \text{ ft}^2$$

Sección sobre alimentación:

$$A_V = (20.17 \text{ ft}^3/\text{seg}) / (4.54 \text{ ft}/\text{seg}) = 4.443 \text{ ft}^2$$

Sección bajo alimentación:

$$A_V = (25.93 \text{ ft}^3/\text{seg}) / (4.35 \text{ ft}/\text{seg}) = 5.951 \text{ ft}^2$$

Sección fondo:

$$A_V = (21.68 \text{ ft}^3/\text{seg}) / (3.92 \text{ ft}/\text{seg}) = 5.53 \text{ ft}^2$$

El siguiente paso, es calcular el número de perforaciones requeridas de cada plato en cada zona, y para ésto, se tiene que conocer la carga de vapor por orificio (q ft³/min.), y que está dada por la siguiente ecuación:

$$Q = F \sqrt{(29/M) (520/T) (P) (h)}$$

donde:

Q = Carga de vapor por orificio (ft³/min.)

F = Factor de corrección = 0.17 (Coef. de orificio 0.85)

M = Peso molecular (Lb/Lb-mol)

T = Temperatura absoluta (R)

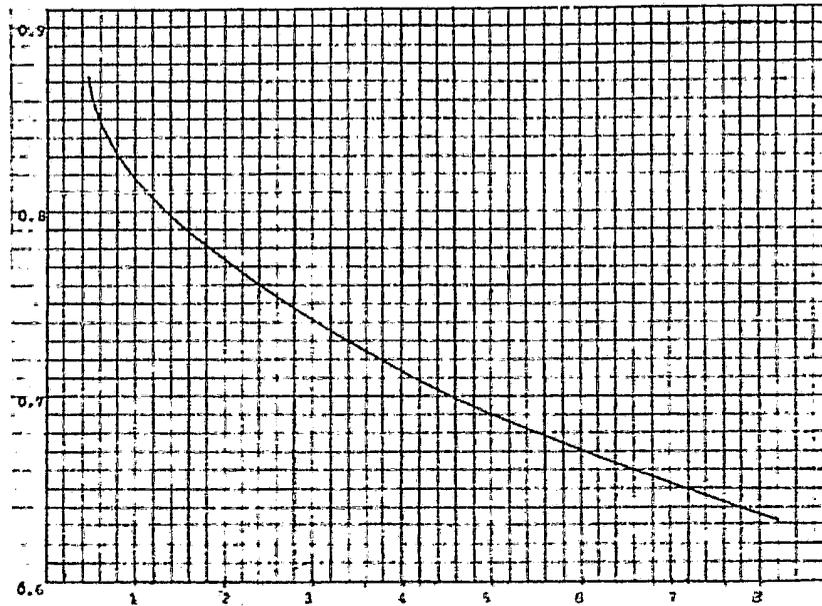
P = Presión absoluta (psia)

h = Caída de presión por plato seco = 1.2 (Por disco) l b/in²

El coeficiente de orificio, se obtiene a partir de la gráfica

7.3.1 en la cual está graficado el COEFICIENTE DE ORIFICIO,

Coefficiente
de
orificio



$\frac{\text{Diámetro de orificio.}}{\text{Espesor de plato.}}$

GRAFICA 7.3.1

PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE ORIFICIO

CONTRA DIAMETRO DE ORIFICIO/ESPESOR DE PLATO y que en éste caso particular:

$$\text{DIAMETRO DE ORIFICIO} = 1/8$$

$$\text{ESPESOR DE PLATO} = 1/8$$

$$\text{DIAMETRO DE ORIFICIO/ESPESOR DE PLATO} = (1/8)/(1/8) = 1$$

Con este valor se va a la gráfica 7.3.1 se obtiene el valor descaído de coeficiente de orificio, que es:

$$\text{COEFICIENTE DE ORIFICIO} = 0.816$$

Por lo tanto, el factor de corrección (F), queda como:

$$F = 0.17 (0.816/0.85) = 0.163$$

Luego entonces, las cargas de vapor por orificio (Q) de cada zona son:

Sección domo:

$$Q_1 = 0.163 \sqrt{(29/99.64) (520/708) (14) (1.2)}$$

$$Q_1 = 0.3089 \text{ ft}^3/\text{min. por orificio}$$

Sobre alimentación:

$$Q_2 = 0.163 \sqrt{(29/99.65) (520/721.5) (17.7) (1.2)}$$

$$Q_2 = 0.3441 \text{ ft}^3/\text{min. por orificio}$$

Bajo alimentación:

$$Q_3 = 0.163 \sqrt{(29/99.65) (520/721.5) (17.7) (1.2)}$$

$$Q_3 = 0.3441 \text{ ft}^3/\text{min. por orificio}$$

Fondo:

$$Q_4 = 0.163 \sqrt{(29/100) (520/135) (21.5) (1.2)}$$

$Q_4 = 0.3750 \text{ ft}^3/\text{min.}$ por orificio

Por lo tanto, con esto se puede calcular el número de perforaciones por plato (N), aplicando la siguiente ecuación:

$$N = (V \text{ Lb/hr})(379 \text{ ft}^3/\text{mol})/M (60) (Q)$$

No. de perforaciones por plato en zona domo:

$$N_1 = (17,049.46)(379)/(99.64)(60)(0.3089)$$

No. de Perforaciones/plato en sección sobre alimentación:

$$N_2 = (16,543.6)(379)/(99.65)(60)(0.3441) = 3,748 \text{ perforaciones.}$$

No. de Perforaciones/plato en sección bajo alimentación:

$$N_3 = (21,270.6)(379)/(99.65)(60)(0.3441) = 3,918 \text{ perforaciones}$$

No. de Perforaciones/plato en sección fondo:

$$N_4 = (21,277.8)(379)/(100)(60)(0.375) = 3,564 \text{ perforaciones}$$

7.4 DETERMINACION DEL AREA DE BURBUJEOS

$$\text{Area de burbujeo} = A_T - A_B = A_f$$

Donde:

$$A_T = \text{Area total} = 0.785 d^2$$

$$A_B = \text{Area de la bajante} = A' \times d^2$$

$$d = \text{Diámetro de la columna} = 3.5 \text{ ft}$$

$$A' = \text{Factor de área}$$

Para obtener el factor de área (A') se usa la tabla No. 7.4.1, ya que se encuentran tabulados valores de área exacta de segmentos circulares, en función de la relación de altura de la cuerda (h) entre el radio del círculo (R), (h/R), si se cuenta

con una relación de diseño de:

$$h/R = 0.25$$

Por lo tanto, según lo especificado en la tabla 7.4.1 para obtener el factor de área (A') se tiene que obtener la relación h/D , donde:

$$h/D = (h/R)/2$$

$$h/D = 0.25/2 = 0.125$$

A un valor de $h/D = 0.125$ le corresponde en la tabla, un valor de factor de área de 0.0566.

$$A' = 0.0566$$

Area total:

$$A_T = 0.785 d^2$$

$$A_T = 0.785 (3.5 \text{ ft})^2$$

$$A_T = 0.785 (12.25 \text{ ft}^2)$$

$$A_T = 9.616 \text{ ft}^2$$

Area de la bajante:

$$A_B = A' d^2$$

$$A_B = 0.0566 (3.5 \text{ ft})^2$$

$$A_B = 0.0566 (12.25)$$

$$A_B = 0.6933 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area de burbujeo} = 9.616 - 0.6933 = 8.9227 \text{ ft}^2$$

$$A_b = 8.922 \text{ ft}^2$$

7.5 DETERMINACION DEL PORCENTAJE DE INUNDACION.

Este dato se obtiene por medio de la siguiente relación:

$$\% \text{ Inundación} = (\text{AREA DE LOS VAPORES} / \text{AREA DE BURBUJEO}) 100$$

Domo:

$$\% \text{ Inundación} = (4.988 \text{ ft}^2 / 8.922 \text{ ft}^2) 100 = 55.9\%$$

Sobre alimentación:

$$\% \text{ Inundación} = (4.443 \text{ ft}^2 / 8.922 \text{ ft}^2) 100 = 49.8\%$$

Bajo alimentación:

$$\% \text{ Inundación} = (5.961 \text{ ft}^2 / 8.922 \text{ ft}^2) 100 = 66.8\%$$

Fondo:

$$\% \text{ Inundación} = (5.530 \text{ ft}^2 / 8.922 \text{ ft}^2) 100 = 61.9\%$$

7.6 DETERMINACION DEL PORCENTAJE DE ARRASTRE.

Estos valores se determinan por medio de la gráfica 7.6.1, la cual relaciona el porcentaje de inundación, el parámetro de flujo y el porcentaje de arrastre.

Por lo tanto, con los valores de (F/F) y con el $\%$ de inundación, se puede obtener el $\%$ ARRASTRE. A continuación se presenta la fig. 7.6.1 y se enlistan los resultados.

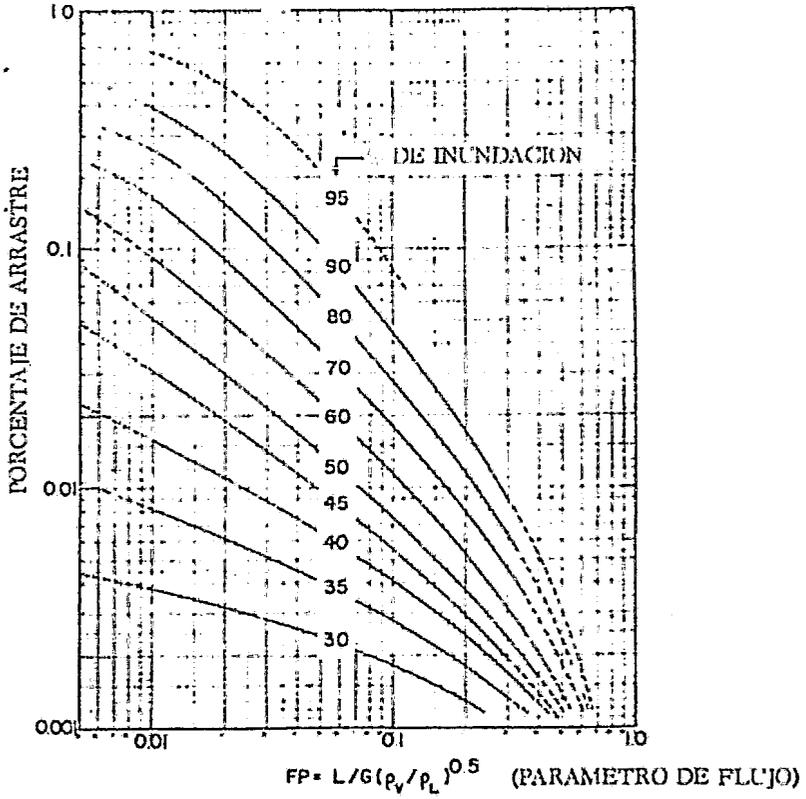


FIG. 7.6.1

PORCIENTO DE ARRASTRE PARA PLATOS
PERFORADOS

	DOMO	SOBRE ALIM.	BAJO ALIM.	FONDO
FP	0.0446	0.0489	0.0754	0.0824
% INUNDACION	55.9	49.8	66.8	61.9
DE LA -				
GRAFICA -				
-% ARRASTRE	2.0	1.5	2.3	1.6

7.7 CALCULO DEL LAGRIMEO.

En éste caso no es necesario, ya que únicamente se lleva a cabo cuando se diseñan ó calculan columnas que operan a vacío.

7.8 CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION POR PLATO Y EN TODA LA COLUMNA. *

Una columna a presión operará bien sí la presión por plato no es mayor de 3in de agua, por lo que, sí las caídas de presión por plato son mayores que 3in de agua, la columna operará con dificultad.

Como la columna considerada tiene una altura de dique de 0.25 in, operará con cargas altas de vapor y líquido ya que la altura recomendada para columnas a presión es de 1.5in, por lo que, será necesario aumentar la altura de dique hasta 1.5 in. Esto obviamente representa tener una mejor rectificación, pues el tiempo

* Artículo: 'Distillation Design', Chemical Engineering; March 14, 1977.

de contacto entre el vapor y el líquido será mayor y además se tendrá una mayor estabilidad en las cargas. Por lo tanto, el único factor limitante será, la caída de presión.

CAIDA DE PRESION POR PLATO (h_T).

DONDE:

$$h_T = h_h + h_L$$

h_T = caída de presión por plato (in agua)

h_h = caída de presión por plato seco (in agua)

h_L = caída de presión causada por el líquido (in agua)

PARA ESTE CASO $h_h = 1.2$ in l \acute{i} q. (por dise \acute{n} o)

$$h_L = \beta (h_w + h_{ow})$$

donde:

β = factor de aereación (gráfica 7.8.2)

h_w = altura del líquido dada por la altura del dique
1.5 in para éste caso.

h_{ow} = altura sobre el dique

También:

$$h_{ow} = 0.5 (G/L_w)^{0.67}$$

donde:

G = gasto de líquido en GPM

L_w = longitud del dique en in

entonces, substituyendo se tiene que:

$$h_L = \beta \left[h_w + 0.5 (G/L_w)^{0.67} \right]$$

L_w se puede estimar con la gráfica (7.8.1) en la cual, L_w está en

función del área de la bajante (A_B) expresada en % del área total transversal de la torre (A_T).

$$A_T = 0.785 d^2 = 9.616 \text{ ft}^2$$

$$A_B = A' d^2 = 0.0566 d^2 = 0.6933 \text{ ft}^2$$

Si: $A_T = 9.616 \text{ ft}^2$ ----- 100%

$$A_B = 0.6933 \text{ ' } \text{-----} \text{ (Y ordenada de la gráfica 7.8.1)}$$

$$Y = 69.33 / 9.616 = 7.21$$

Con la ordena 7.21 de la gráfica 7.8.1, se obtiene una longitud de la bajante (L_w) en % del diámetro de la columna de:

$$L_w = 67\% \text{ del diámetro de la torre.}$$

$$L_w = 0.67 (3.5 \text{ ft}) = 2.345 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} = 28.14 \text{ in}$$

Por lo tanto, como ya se conoce h_w y L_w , la ecuación de h_L se reduce a:

$$h_L = \beta \left[1.5 + 0.5 (G/28.14)^{0.67} \right]$$

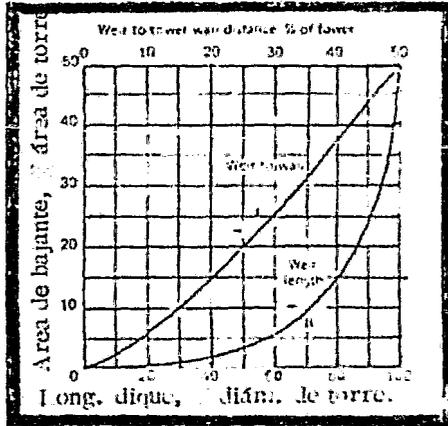
quedando solamente en función de el factor de aereación (β) y el gasto del líquido (G)

El factor de aereación β se encuentra graficado (gráfica 7.8.2) en función del factor F' el cual a su vez está definido como:

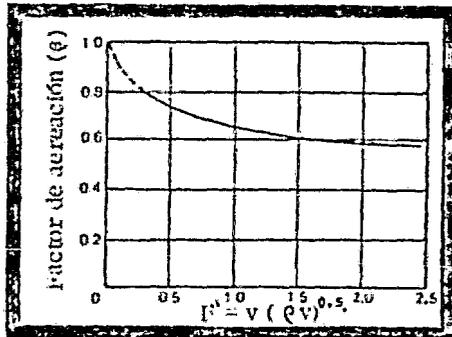
$$F' = v (\rho v)^{0.5}$$

donde:

v = velocidad de los vapores ft/seg.



GRAFICA 7.8.1
PARA DETERMINAR LA LONGITUD DE DIQUE
BAIANTE, PLATOS PERFORADOS.



GRAFICA 7.8.2
FACTOR DE AERACION
PARA PLATOS PERFORADOS

ρv = densidad de los vapores en Lb/ft^3

La velocidad de los vapores a su vez es:

$$v = \text{vol. de los vapores por seg. / área de los vapores} = \\ = V/A_v = (\text{ft}^3/\text{seg.})/\text{ft}^2$$

Como se ve, ésta velocidad de los vapores es equivalente a la velocidad superficial de los vapores (V_v), calculada con anterioridad para cada sección de la columna.

CALCULOS

SECCION DEL DOMO.

$$v = 5.17 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho v = 0.1836 \text{ Lb/ft}^3$$

$$F' = 5.17 (0.1836)^{0.5} = 1.2153$$

$$\beta = 0.57 \text{ (Fig. 7.8.2)}$$

$$G = (11536.46 \text{ Lb/hr}) \left\{ (8.34 \text{ Lb/Gal})(60 \text{ min}) \left[(42.22 \text{ Lb/ft}^3) / (62.4 \text{ Lb/ft}^3) \right] \right\}$$

$$G = 34.16 \text{ GPM}$$

$$h_L = 0.57 \left[1.5 + 0.5 (34.16/28.14)^{0.67} \right] = 1.179 \text{ in de agua}$$

$$h_T = 1.2 + 1.179 = 2.379 \text{ in de agua}$$

SECCION SOBRE ALIMENTACION

$$v = 4.54 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho v = 0.2278 \text{ Lb/ft}^3$$

$$F' = 4.54 (0.2278)^{0.5} = 2.167$$

$$\beta = 0.575 \quad (\text{Fig. 7.8.2})$$

$$G = (11030.6 \text{ Lb/hr}) / \left[(8.34 \text{ Lb/Gal}) (60 \text{ min}) \left[(42.11 \text{ Lb/ft}^3) / (62.4 \text{ Lb/ft}^3) \right] \right]$$

$$G = 32.66 \text{ GPM}$$

$$h_L = 0.575 \left[1.5 + 0.5 (32.66/28.14)^{0.67} \right] = 1.180 \text{ in de agua}$$

$$h_T = 1.2 + 1.18 = 2.38 \text{ in de agua}$$

SECCION BAJO ALIMENTACION

$$v = 4.35 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho v = 0.2278 \text{ Lb/ft}^3$$

$$F' = 4.35 (0.2278)^{0.5} = 2.076$$

$$\beta = 0.58 \quad (\text{Fig. 7.8.2})$$

$$G = (21869.6 \text{ Lb/hr}) / \left[(8.34 \text{ Lb/Gal}) (60 \text{ min}) \left[(42.11 \text{ Lb/ft}^3) / (62.4 \text{ Lb/ft}^3) \right] \right]$$

$$G = 64.76 \text{ GPM}$$

$$h_L = 0.58 \left[1.5 + 0.5 (64.76/28.14)^{0.67} \right] = 1.377 \text{ in de agua}$$

$$h_T = 1.2 + 1.377 = 2.577 \text{ in de agua}$$

SECCION DEL FONDO.

$$v = 3.92 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho v = 0.2726 \text{ Lb/ft}^3$$

$$F' = 3.92 (0.2726)^{0.5} = 2.047$$

$$\beta = 0.583 \quad (\text{Fig. 7.8.2})$$

$$G = (21876.8 \text{ Lb/hr}) / \left[(8.34 \text{ Lb/Gal}) (60 \text{ min}) \left[(42.11 \text{ Lb/ft}^3) / (62.4 \text{ Lb/ft}^3) \right] \right]$$

$$G = 64.78 \text{ GPM}$$

$$h_L = 0.583 \left[1.5 + 0.5 (64.78/28.14)^{0.67} \right] = 1.384 \text{ in de agua}$$

$$h_T = 1.2 + 1.384 = 2.584 \text{ in de agua.}$$

Como se puede observar, en todas las secciones la caída de presión por plato es menor de 3 in de agua, lo que indica un buen funcionamiento de la columna.

CAIDA DE PRESION TOTAL.

La alimentación entra en el plato No. 20, de manera que la zona de rectificación tiene 30 platos y la de agotamiento 20 platos, ya que la columna disponible tiene 50 platos en total.

$$P_T = (30 \text{ platos}) (2.379 \text{ in de agua}) + (20 \text{ platos})(2.584 \text{ in de agua})$$

$$P_T = 71.37 + 51.68 = 123.05 \text{ in de agua}$$

$$\text{Si } 1 \text{ in de agua} = 0.0361 \text{ Lb/in}^2$$

$$P_T = 123.05 \text{ in de agua } (0.0361 \text{ Lb/in}^2) / 1 \text{ in de agua}$$

$$P_T = 4.44 \text{ psi}$$

8.- VERIFICACION DE OPERACION DE LOS CAMBIADORES DE CALOR

La verificación de operación tanto del condensador, como del rehervidor, básicamente consiste en un balance de energía de acuerdo a la ecuación de Fourier:

$$Q = U A \Delta t$$

donde:

Q = Cantidad de calor en Btu/hr

U = Coeficiente global de transferencia de calor
Btu/hr ft^2 $^{\circ}\text{F}$

A = Area de transferencia de calor en ft^2

Δt = Diferencia media logarítmica de temperatura en $^{\circ}\text{F}$

En este caso, el condensador y el rehervidor, son de tipo de tubos y coraza, ya que los intercambiadores líquido-líquido, condensadores y rehervidores o vaporizadores de éste tipo son comúnmente usados en la industria.

8.1 CONDENSADOR. Para hacer los cálculos correspondientes, se parte de los datos que aparecen en la fig. 8.1.1

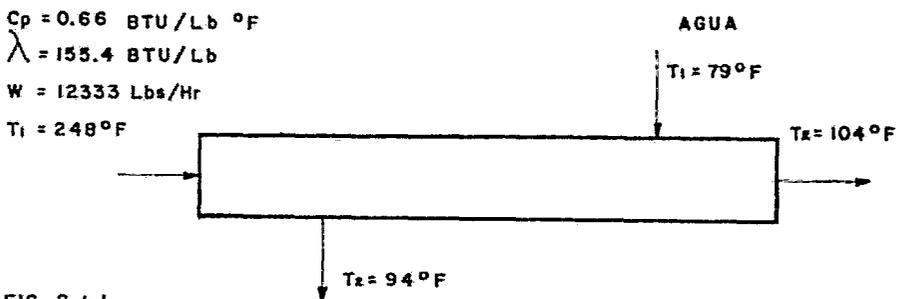


FIG. 8.1.1.

Calor de Condensación:

$$Q_c = M \lambda$$

$$Q_c = (12333) (155.4) = 1\,916\,548.2 \text{ Btu/hr}$$

Calor sensible. -

$$Q_s = M C_p \Delta t$$

$$Q_s = 12333 (0.66) (248 - 104) = 1\,172\,128.3 \text{ Btu/hr}$$

El calor total que se eliminará es:

$$Q_t = Q_c + Q_s = 1\,916\,548.2 + 1\,172\,128.3 \text{ Btu/hr.}$$

$$Q_t = 3\,088\,676.5 \text{ Btu/hr}$$

Por lo tanto, la cantidad de agua necesaria para eliminar este calor total, será:

$$Q = m c_p \Delta t$$

$$m = Q / c_p \Delta t$$

De acuerdo a la fig. 8.3.1 del anexo, la capacidad calorífica (C_p) del agua a $t_a = 80.5$, es de $1 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$ a ($t_a = \text{temp. promedio}$)

$$m = (3,088,676.5 \text{ Btu/hr}) / (1 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}) (94 - 79) ^\circ\text{F} = 205,911.8 \text{ Lb/hr}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas, será:

FLUIDO CALIENTE	BAJA TEMP.	DIFERENCIAS
248 °F ALTA TEMPERATURA	94 °F	$t_2 = 154$ °F
104 °F BAJA TEMPERATURA	79 °F	$t_1 = 25$ °F
144 DIFERENCIAS	15	129 °F

Para flujo a contracorriente:

$$MLTD = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) = (154 - 25) / \ln(154/25)$$

$$MLTD = 71.03$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$$

$$R = (248-104)/(94-79) = 9.6$$

$$S = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = 15/(243 - 79) = 0.088$$

Con estos valores de R y S se obtiene el factor de corrección (F_t) de la diferencia de temperaturas, en la fig. 8.3.2 del anexo para 1 paso en la coraza y dos o más en los tubos:

$$F_t = 0.93$$

La verdadera diferencia de temperaturas (Δt) será:

$$\Delta t = \text{LMTD} \times F_t$$

$$\Delta t = (71.03)(0.93) = 66.06 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Las temperaturas calóricas para ambos flujos son; para el fluido caliente y fluido frío:

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \text{ y } t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

El factor F_c se obtiene de la fig. 8.3.3 del anexo, en función de la relación Δt fría/ Δt caliente, el factor K_c y $^\circ\text{API}$

$$^\circ\text{API} = 141.5 / (s \text{ a } 60^\circ\text{F} / 60^\circ\text{F}) - 131.5$$

La gravedad específica (s) de la metil isobutil cetona a 20°C es, - de acuerdo a su densidad (fig. 8.3.4 del anexo):

$$\rho = 0.8 \text{ g/ml} \quad s = (0.8 \text{ g/ml}) / (1 \text{ g/ml}) = 0.8$$

$$^\circ\text{API} = (141.5 / 0.8) - 131.5 = 45.4$$

$$T_1 - T_2 = 248 - 104 = 144 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con estos valores en la gráfica de la fig. 8.3.3 del anexo, se ob-

tiene el valor del factor K_c .

$$K_c = 0.15$$

$$\text{Si: } \Delta t \text{ fría} = 94 - 79 = 15 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t \text{ caliente} = 248 - 104 = 144 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t \text{ fría} / \Delta t \text{ cal.} = 15 / 144 = 0.104$$

De la fig. 8.3.3 del anexo, se obtiene el factor F_c

$$F_c = 0.32$$

En vista de que el rango de temperatura del agua de enfriamiento es muy pequeño, el fluido controlante es en este caso el destilado y las temperaturas calóricas serán:

Para el destilado:

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 104 + 0.32 (248 - 104) = 150.08$$

Para el agua de enfriamiento se puede considerar el promedio, debido a la cercanía de sus temperaturas:

$$t_c = t_a = (t_1 + t_2) / 2 = (94 + 79) / 2 = 86.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El condensador tiene las siguientes características:

Por el lado de la coraza

$$ID = 20 \text{ in}$$

$$\text{Espaciamiento entre bafles} = 30 \text{ in}$$

$$\text{No. de pasos} = 1$$

Por el lado de los tubos

$$\text{Número y longitud} = 172, 10 \text{ ft}$$

$$OD, BWG, PITCH = 1", 14 \text{ BWG}, 1 \frac{1}{4} \text{ in triángular}$$

$$\text{Pasos} = 4$$

Se considera conveniente que el destilado, o vapor que sale de la columna, circule por el lado de la coraza y el agua de enfriamiento por los tubos.

Cálculos por el lado de los tubos

$$N_t = 172$$

$$L = 10 \text{ ft}$$

OD, BWG, PITCH = 1", 14 BWG, 1 1/4 in, triangular

n = 4 pasos

- Area de flujo por tubo (a'_t) es, de acuerdo a la tabla 8.3.5 del anexo:

$$a'_t = 0.546 \text{ in}^2$$

- Area de flujo total por tubo (a_t) es:

$$a_t = N_t a'_t / 144 n$$

$$a_t = 172 \times 0.546 / 144 \times 4 = 0.1630 \text{ ft}^2$$

- Masa velocidad (G_t):

$$G_t = W/a_t = 205\,911.8 \text{ (Lb/hr)} / 0.1630 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 1,263,263 \text{ Lb/hr ft}^2$$

- Velocidad del fluido V (ft/seg) es:

$$V = G_t / 3600 \rho ; \text{ donde } \rho = \text{densidad del agua Lb/ft}^3$$

$$V = 1263\,263 / 3600 \times 62.5 = 5.61 \text{ ft/seg.}$$

Así, $t_a = 86.5 \text{ }^\circ\text{F}$ (temperatura promedio)

$$h_i = 1230 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F ft}^2 \text{ (Fig. 8.3.6 del anexo)}$$

Corrección a h_i :

$$s_i \quad ID = 0.834 \text{ in}$$

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$h_{io} = 1230 \times 0.834 \text{ in}/1 \text{ in} = 1026 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL LADO DE LA CORAZA

- Area de flujo:

$$a_s = (ID) (C') (B)/144 P_t$$

en donde:

$$a_s = \text{área de flujo (ft}^2\text{)}$$

ID = diámetro interno de la coraza (in)

C' = claro entre tubos adyacentes (in)

B = espaciamento entre baffles (in)

P_t = pitch de los tubos (in)

$$C' = P_t - OD \text{ tubo} = 1.25 - 1 = 0.25 \text{ in}$$

$$a_s = DI C' B/144 P_t$$

$$a_s = 20 \times 0.25 \times 30/144 \times 1.25 = 0.8333 \text{ ft}^2$$

- Carga:

$$G'' = W/LN t^{2/3}$$

donde: G'' = carga (Lb/hr ft)

W = gasto de destilado (Lb/hr)

L = longitud de los tubos (ft)

Nt = No. de tubos

$$G'' = 12333/10 \times 172^{2/3} = 39.87 \text{ Lb/hr ft}$$

Suponiendo un valor del coeficiente de transferencia de calor de:

$$h = h_o = 200 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{y s\u00ed: } h_{i0} = 1026 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

la temperatura en la pared del tubo (t_w) ser\u00e1:

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{i0} + h_o} (T_c - t_a)$$

$$t_w = 86.5 + \frac{200}{1026 + 200} (150.08 - 86.5) = 96.87 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La temperatura de la pel\u00edcula (t_f), ser\u00e1 el promedio entre t_w y T_c

$$t_f = (t_w + T_c)/2 = (96.87 + 150.08)/2 = 123.48 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La conductividad t\u00e9rmica de MIBK a la temperatura de la pel\u00edcula, ser\u00e1 de acuerdo a la fig. 8.3.7 del anexo:

$$k_f = 27.6 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg } ^\circ\text{C} = 0.066 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

La gravedad espec\u00edfica de la pel\u00edcula de MIBK a la temperatura de 123.48 $^\circ\text{F}$ ser\u00e1:

$$S_f = 0.705 \text{ (Fig. 8.3.4 del anexo)}$$

La viscosidad de la pel\u00edcula de MIBK a 123.48 $^\circ\text{F}$ ser\u00e1:

$$\mu_f = 0.27 \text{ cp (Fig. 8.3.8 del anexo)}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia a estas condiciones es, de acuerdo a la fig. 8.3.9 del anexo:

$$h = h_o = 200 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Como se ve, el valor de (h_o) obtenido, checka con el valor de (h_o) supuesto, por lo que el valor obtenido es correcto.

El coeficiente global de transferencia de calor limpio (U_c) será:

$$U_c = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o)$$

$$U_c = 1026 \times 200 / (1026 + 200) = 167.3 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_d)

es:

$$U_d = Q/A \Delta t$$

$$\text{y si } A = L N_t a''$$

donde: L = longitud de los tubos (ft)

N_t = número de tubos

a'' = área externa por ft lineal

$$a'' = 0.2618 \text{ ft (tabla 8.3.5 del anexo)}$$

$$A = 10 \text{ ft} \times 172 \times 0.2618 = 450.3 \text{ ft}^2$$

$$U_d = (3088 \text{ 676.5 Btu/hr}) / 450.3 \text{ ft}^2 \times 66.06 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 103.8 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El factor de obstrucción (R_d) es:

$$R_d = (U_c - U_d) / U_c \times U_d = 167.3 - 103.8 / 167.3 \times 103.8$$

$$R_d = 0.0036$$

Este valor indica un buen funcionamiento del enfriador ya que el factor mínimo de obstrucción es de 0.003.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE LADO DE LA CORAZA

a $T_c = 160.16^\circ\text{F}$ (71.2°C), la viscosidad del vapor de MIBK es:

$$\mu = 77 \text{ micropoises} = 0.0077 \text{ cp (fig. 8.3.10 del anexo)}$$

Con $Pt = 1 \text{ } 1/4''$ triángular y fig. 8.3.11 del anexo, se tiene que:
 sí el diámetro equivalente (de) es de 0.73 in

$$\text{Entonces, } D_e = 0.73/12 = 0.0608$$

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

$$G_s = W/as$$

Area de flujo (as)

$$as = (ID)(C')(B)/144 Pt$$

$$C' = Pt - OD \text{ Tubo} = 1.25 - 1 = 0.25 \text{ in}$$

$$as = 20 \times 0.25 \times 30 / 144 \times 1.25 = 0.8333 \text{ ft}^2$$

$$G_s = W/as$$

$$G_s = 12333 / 0.8333 = 14800 \text{ Lb/hr ft}^2$$

$$Re_s = 0.0608 \times 14800 / 0.0077 \text{ cp} \times 2.42 = 48290$$

$$f = 0.0016 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \quad (\text{fig. 8.3.12 del anexo})$$

$$\text{- No de cruces: } N + 1 = 12 L/B$$

$$N + 1 = 12 \times 10 / 30 = 4 \text{ por paso, como es de un solo paso}$$

$$\text{la coraza } N + 1 = 4$$

$$\text{- diam. de coraza} = D_s = 20 \text{ in} / 12 = 1.666 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = f G_s^2 D_s (N + 1) / 2 \times 5.22 \times 10^{10} D_e^5$$

Para estimar la gravedad específica del vapor que sale de la columna, a la temperatura calórica correspondiente, es necesario calcular primero la densidad a esta misma temperatura, por medio de la siguiente ecuación;

$$\rho = M/359 (T_{abs}/492)(14.7/P)$$

donde:

M = peso molecular del vapor

T_{abs} = Temperatura calórica del vapor en (°R)

P = presión manométrica a la que está el vapor (psig)

ρ = densidad en Lb/ft³

En este caso:

$$M = 99.64$$

$$T_{abs} = 160.16 \text{ } ^\circ\text{F} + 460 = 620.16 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P = 14.7 + 14 = 28.7 \text{ psig}$$

$$\rho = 99.64/359 (620.16/492)(14.7/28.7)$$

$$\rho = 0.43 \text{ Lb/ft}^3$$

$$s = \rho/62.5 = 0.43/62.5 = 0.0068$$

La caída de presión en la coraza será:

$$\Delta P_s = (0.0016 \times 14800^2 \times 1.666 \times 4) / 2 \times 5.22 \times 10^{10} \times 0.0068 \times 0.0068 = 0.654 \text{ Lb/in}^2$$

CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS

A $t_a = 86.5 \text{ } ^\circ\text{F}$ la viscosidad para el agua en la fig. 8.3.14 del -
anexo, es de:

$$\mu = 0.85 \text{ cp}$$

$$\therefore \mu = 0.85 \times 2.42 = 2.057 \text{ Lb/ft hr}$$

Para tubería 1" 14 BWG ID = 0.834 in (tabla 8.3.5 del anexo)

$$D = 0.834/12 = 0.0695$$

El número de Reynolds en los tubos es:

$$Re_t = D G_t / \mu$$

$$Re_t = 0.0695 \times 1,263,263 / 2.057 = 42,682$$

- El factor de fricción (f), de acuerdo a la fig. 8.3.13 del anexo, es:

$$f = 0.000185 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_t = f G_t^2 L n / 5.22 \times 10^{10} D S \phi_t$$

donde:

f = factor de fricción (ft^2/in^2)

G_t = Velocidad masa (lb/hr ft^2)

L = longitud de los tubos (ft)

n = número de pasos

D = diámetro interno de tubería (ft)

S = gravedad específica

$\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0.14}$ para un Reynolds arriba de 2100

Para agua:

$$\phi_t = 1 \quad L = 10 \text{ ft}$$

$$s = 1 \quad n = 4$$

$$\text{Entonces: } \Delta P_t = 0.000185 \times 1,263,263^2 \times 10 \times 4 / 5.22 \times 10^{10} \times 0.0695 \times 1 \times 1 = 3.25 \text{ Lb/in}^2$$

caída de presión en los retornos (ΔP_r)

$$\Delta P_r = (4n/s)(V^2/2g') \left[\frac{62.5}{144} \right]$$

$$g' = 32.2 \text{ ft/seg}^2 \quad V = 5.61 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_r = (4 \times 4/1)(5.61^2/2 \times 32.2)(62.5/1.44) = 3.39 \text{ Lb/in}^2$$

La caída de presión total de lado de los tubos es:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 3.25 + 3.39 = 6.64 \text{ Lb/in}^2$$

Si en literatura recomiendan una caída de presión máxima de -
10 Lb/in², el resultado indica que la caída de presión del enfriador es aceptable.

8.2 CALCULO DEL REHERVIDOR

Tipo: Termosifón horizontal

Tamaño: 24 in de diámetro por 5 ft de longitud

Superficie: 342 ft²

Material de Construcción: Acero al carbón

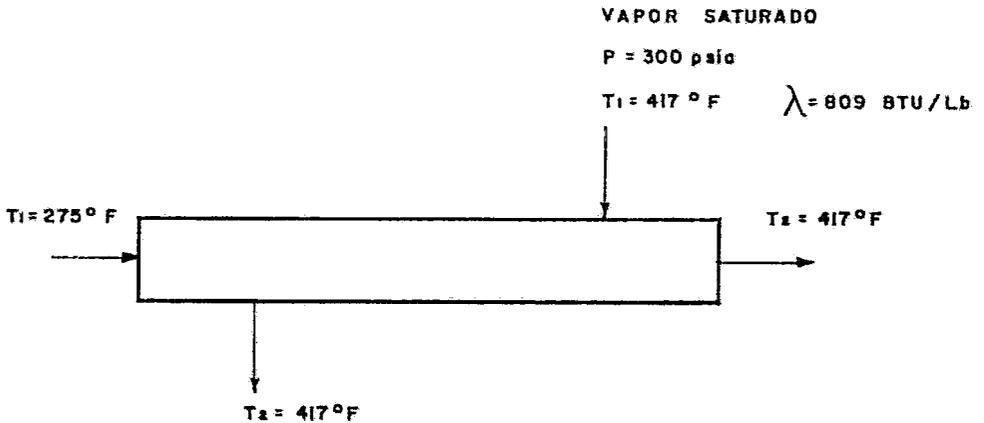
Número de Tubos (Nt) : 261

TUBOS: 1 in, 11 BWG, pitch 1 1/4 in cuadrado

No. de Pasos por los Tubos: 2

No. de Pasos por la coraza: 1

En la siguiente figura aparecen los datos para el cálculo correspondiente:



Si el calor suministrado al rehedvidor es:

$$Q_r = 3323\ 765.2 \text{ Btu/hr}$$

La cantidad de vapor de agua saturado de una presión de 300 psia, necesario para suministrar el calor al rehedvidor, será:

$$Q_r = \lambda m$$

donde:

m = masa del vapor en Lb/hr

λ = calor latente de vaporización en Btu/Lb

Por lo que: $m = Q_r / \lambda = (3,323,765.2 \text{ Btu/hr}) / (809 \text{ Btu/Lb})$

$$m = 4108.5 \text{ Lb/hr}$$

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencias
417 °F	Alta Temp.	417 °F	0
417 °F	Baja Temp.	275 °F	142
0	Diferencias	142	

En este caso la diferencia media logarítmica de temperaturas, - se puede estimar de la siguiente manera:

$$\Delta T = T_v - T_f$$

$$T_f = t_1$$

$$T_v = T_1 = T_2$$

$$\Delta T = 417 - 275 = 142 \text{ °F}$$

Como temperaturas calóricas, se pueden considerar las temperaturas promedio, ya que los fluidos considerados no son viscosos.

$$T_c = 417 \text{ °F} \quad t_c = (417 + 275) / 2 = 346 \text{ °F}$$

El vapor que producirá el rehervidor (w), suministrará el calor requerido por la columna y es:

$$Q_r = w \lambda_{\text{fondo}}$$

$$3,323,765.2 \text{ Btu/hr} = W \lambda_{\text{fondo}}$$

Si el calor latente del líquido que sale por el fondo de la torre, es:

$$\lambda_{\text{Fondo}} = 156.2 \text{ Btu/Lb}$$

$$w = (3,323,765.2 \text{ Btu/hr}) / (156.2 \text{ Btu/Lb}) = 21,278.9 \text{ Lb/hr}$$

de vapor de MIBK

De acuerdo a lo que menciona Ludwig (Vol. 3 pag. 113); de que los evaporadores de tipo termosifón horizontales, solamente producen vapor de un 10 a 25% por paso.

En este caso la evaporación se llevará a cabo por el lado de los tubos, en dos pasos y considerando un 20% de evaporación por paso; la evaporación total será de un 40%.

Por lo tanto, la cantidad de vapor producido por el rehervidor corresponde a éste 40% y el otro 60% al líquido no evaporado, por lo que el flujo total será:

21,278.9 Lb/hr corresponde al 40 % y al 60 % le corresponderán

31,918.4 Lb/hr; de acuerdo a esto, el flujo total es:

$$W = 21,278.9 + 31,918.4 = 53,197.3 \text{ Lb/hr}$$

Este flujo total, corresponde a la cantidad recirculada a la torre, excepto la cantidad de líquidos pesados que se retiran, que son:

5.5 lb/hr.

El vapor de agua circulará por la coraza y el líquido del fondo - de la torre, por los tubos.

En literatura, para vapor de agua, se recomienda un coeficiente de transferencia de calor de: $h_o = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

CALCULO DEL LADO DE LOS TUBOS

- Area de flujo por tubo ($a't$) es, de acuerdo a la tabla 8.3.5 del anexo, para tubos de 1" 11 BWG.

$$a't = 0.455 \text{ in}^2$$

- El área de flujo total por tubo (at) es:

$$at = N_t a't / 144 n$$

$$\text{Si } N_t = 261 \text{ y } n = 2$$

$$at = 261 \times 0.455 / 144 \times 2 = 0.4123 \text{ ft}^2$$

- La masa velocidad G_t es:

$$G_t = W/at = (53,197.3 \text{ Lb/hr}) / (0.4123 \text{ ft}^2) = 129,026 \text{ Lb/hr ft}^2$$

- La viscosidad de MIBK a la temperatura calórica de $t_c = 340 \text{ } ^\circ\text{F}$ ($174.5 \text{ } ^\circ\text{C}$) (Fig. 8.3.10 del anexo), es:

$$\mu = 99 \text{ micropoises} = 99 \times 10^6 \text{ poises} = 99 \times 10^{-4} \text{ cp} = 0.0099 \text{ cp}$$

$$\mu = 0.0099 \text{ cp} \times 2.42 = 0.024 \text{ Lb/ft hr}$$

El diámetro interior de tubos de 1 in 11 BWG, de acuerdo a la tabla 8.3.5 del anexo, es:

$$D = 0.760 \text{ in}/12 = 0.0633 \text{ ft}$$

- Número de Reynolds

$$Re_t = DG_t/\mu$$

$$Re_t = (0.0333 \text{ ft}^2)(129026 \text{ Lb/hr ft}^2)/(0.024 \text{ Lb/hr ft}) = 340,306$$

- Con la fig. 8.3.15 del anexo y el número de Reynolds, se obtiene el factor de transferencia de calor (JH) y es:

$$JH = 670$$

- Cálculo del coeficiente de transferencia por los tubos, (h_i):

$$h_i = JH \frac{k}{D} \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} [\phi_t]$$

Para esto, se tienen que conocer la capacidad calorífica (C_p) y la constante de conductividad térmica, de la MIBK a la temperatura calórica $t_c = 345 \text{ }^\circ\text{F}$ ($174.5 \text{ }^\circ\text{C}$), con ayuda de gráficas del artículo de Hydrocarbon Processing de agosto de 1963, vol. 47, No. 8.

$$C_p = 0.42 \text{ cal/g } ^\circ\text{C} \quad (\text{Fig. 8.3.16 del anexo})$$

$$C_p = 0.42 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$$

Conductividad térmica:

$$k = 50 \times 10^{-6} \text{ cal/cm seg. } ^\circ\text{C} \quad (\text{Fig. 8.3.17 del anexo})$$

$$k = 50 \times 10^{-6} \text{ cal/cm seg. } ^\circ\text{C} = 0.018 \text{ Kcal/hr m } ^\circ\text{C}$$

$$k = (0.018 \text{ Kcal/hr m } ^\circ\text{C}) \left[(1 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}) / (1.49 \text{ Kcal/hr m } ^\circ\text{C}) \right]$$

$$k = 0.012 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia es:

$$h_i = 670 (0.012/0.0333) (0.42 \times 0.024/0.012)^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 119.84 \phi_t$$

Debido a que las variaciones en viscosidad son muy pequeñas,

$$\phi_t = 1$$

$$h_{io} = 119.84 \text{ (ID/OD)}$$

$$h_{io} = 119.84 (0.834/1) = 99.95 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Entonces, el coeficiente global de transferencia de calor, -
limpio (U_c) será:

$$U_c = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o) = 99.95 \times 1500 / (99.95 + 1500)$$

$$U_d = 93.7 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente global de transferencia de calor de diseño -
(U_d) será:

$$U_d = Q / A \Delta t$$

$$A = (N_t) \cdot (L) \cdot (a'')$$

$$N_t = 261$$

$$L = 5 \text{ ft}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ para tubos de 1 in (Tabla 9.3.5 del -
anexo)}$$

$$A = (261) (5 \text{ ft}) (0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 342 \text{ ft}^2$$

$$U_d = (3323,765.2 \text{ Btu/hr}) / (342 \text{ ft}^2) (142 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$U_d = 68.4 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El factor de obstrucción mínimo recomendado, para este caso
es de 0.003, de acuerdo a literatura.

El factor de obstrucción de este rehervidor es:

$$R_d = (U_c - U_d) / U_c U_d$$

$$R_d = (93.7 - 68.4) / (93.7 \times 68.4) = 0.00394$$

En base a este resultado, se considera que el rehervidor fun-

cionará dentro de los límites establecidos ya que el factor de -
obstrucción encontrado, es aceptable.

CAIDA DE PRESION EN EL REHERVIDOR POR EL LADO DE LOS TUBOS.

Si $Re_t = 340,306$; el factor de fricción es:

$$f = 0.00011 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{fig. 8.3.13 del anexo})$$

Si la densidad de los líquidos del fondo es de 42.39 Lb/ft^3 -
y la densidad del agua a 20°C es 62.5 Lb/ft^3 ; la gravedad -
específica es:

$$s = (42.39 \text{ Lb/ft}^3)/(62.5 \text{ Lb/ft}^3) = 0.68$$

Caída de presión:

$$\Delta P_t = f G_t^2 L_n / 5.22 (10^{10}) D^5 s \phi_t$$

Si $\phi_t = 1$

$$\Delta P_t = (0.00011) (129026)^2 (5) (2) / (5.22 \times 10^{10}) (0.0633) \\ (0.68) (1)$$

$$\Delta P_t = 0.00315 \text{ Lb/in}^2$$

Pérdida de presión por retornos si $G_t = 129026 \text{ Lb/hr ft}^2$

Con la fig. 8.3.18 del anexo se obtiene:

$$V^2/2 g' (62.5/144) = 0.0023$$

Si:

$$\Delta P_r = (4 v/s) (V^2/2 g') = [(4) (2)/(0.68)] (0.0023) = \\ 0.027 \text{ Lb/in}^2$$

$$\Delta P \text{ total} = 0.00815 + 0.027 = 0.035 \text{ Lb/in}^2$$

De acuerdo al resultado obtenido, la caída de presión del lado de los tubos, se puede considerar despreciable, así como también, es despreciable la caída de presión en la coraza ya que por ella circula el vapor de agua de calentamiento.

8.3 ANEXO DE TABLAS Y -
GRAFICAS, COMPLEMENTO
DE LOS CALCULOS DE LOS
INTERCAMBIADORES DE -
CALOR.

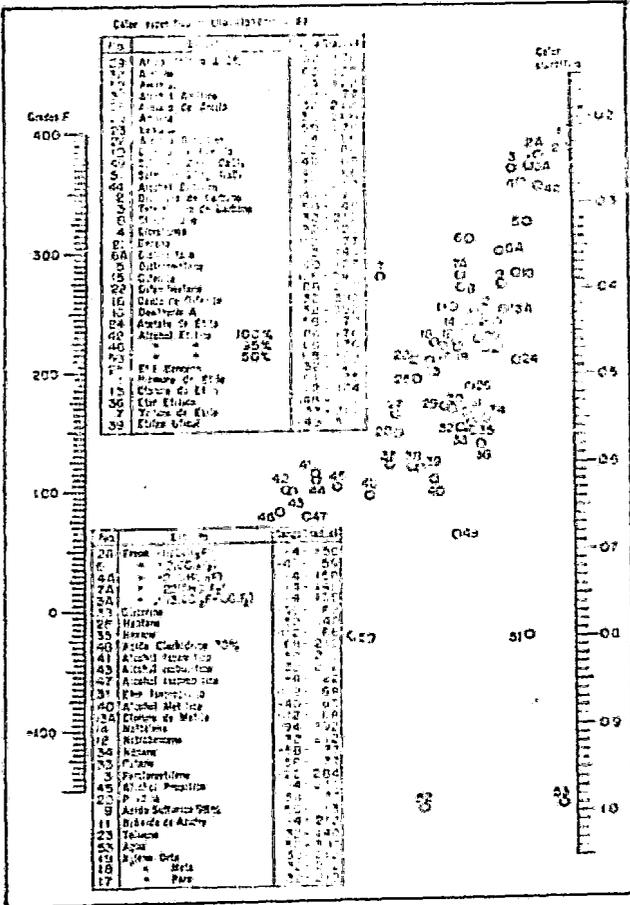


FIG. 8.3.1
CALORES ESPECIFICOS DE LIQUIDOS

(Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de Calor",
Editorial CECSA, quinta impresión, 1972.)

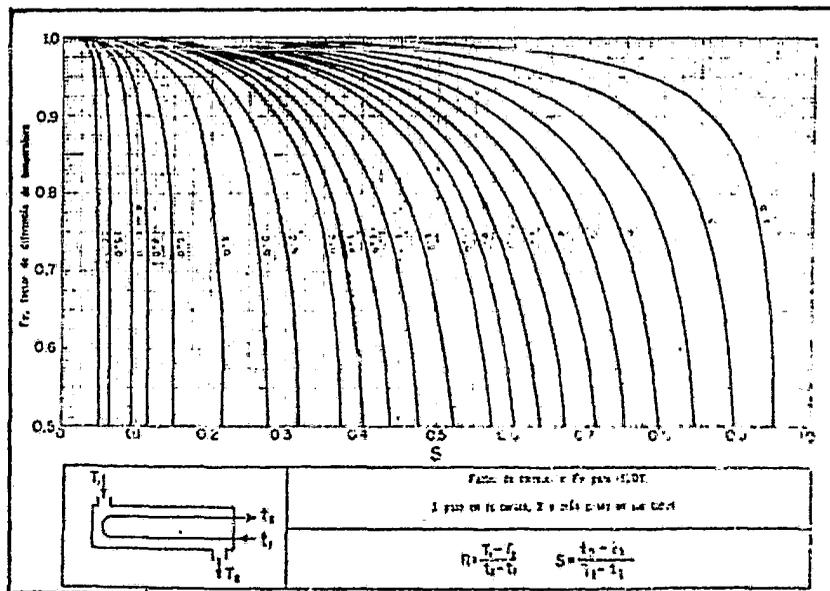


FIG. 8.3.2

FACTORES DE CORRECCION MLDT PARA INTERCAMBIADORES 1-2.

(Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial CECSA, quinta impresión, 1972.)

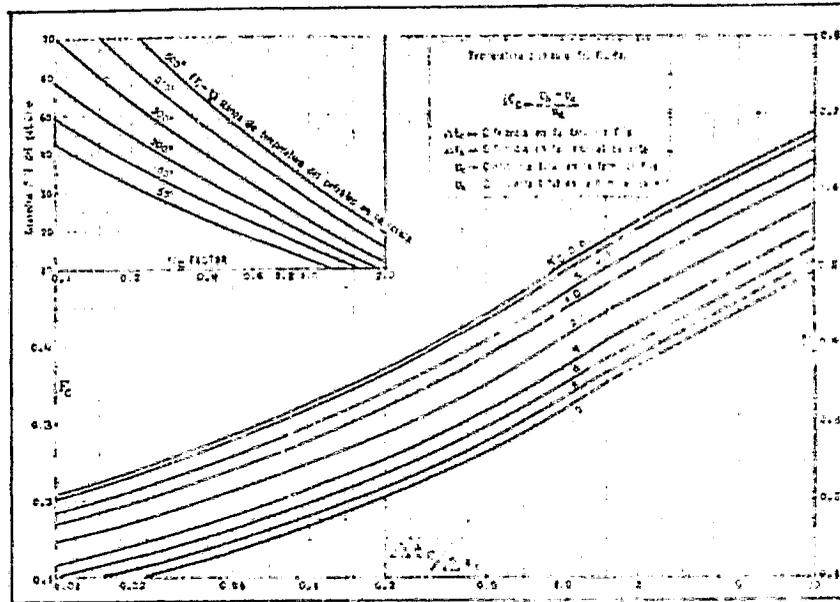


FIG. 8.3.3

FACTOR F_c DE TEMPERATURA CALORICA

(Donald Q. Kern, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill, 1950, quinta impresión, 1972).

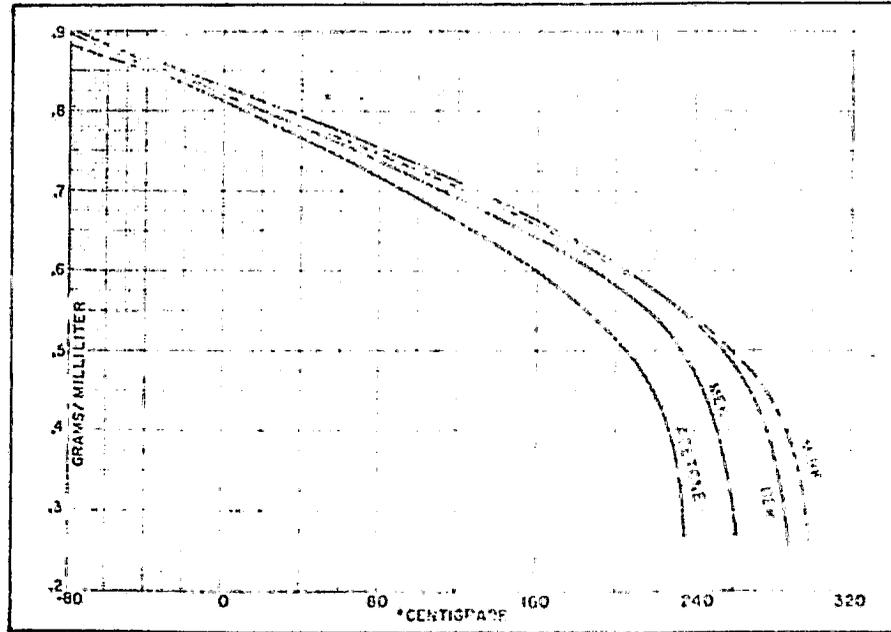


FIG. 8.3.4

DENSIDAD DE CERONAS LIQUIDAS, DE -80 C. A 320 C.

(“Physical Properties of Hydrocarbons”, part 2, Hydrocarbon Processing)

August 1965, Vol. 47, No. 8)

Tubo Dr., plg.	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg.	Área de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.1091	0.282	0.035	0.1209	0.0718	0.193
	11	0.082	0.277	0.036	0.0821	0.0821	0.191
	10	0.065	0.270	0.037	0.065	0.065	0.189
	8	0.041	0.262	0.037	0.041	0.041	0.178
	7	0.035	0.253	0.037	0.035	0.035	0.169
3/4	10	0.131	0.382	0.182	0.1402	0.1277	0.36
	9	0.120	0.370	0.201	0.1277	0.1277	0.361
	8	0.109	0.357	0.221	0.109	0.109	0.357
	7	0.098	0.344	0.241	0.098	0.098	0.357
	6	0.087	0.330	0.261	0.087	0.087	0.357
	5	0.076	0.316	0.281	0.076	0.076	0.357
	4	0.065	0.302	0.301	0.065	0.065	0.357
	3	0.054	0.288	0.321	0.054	0.054	0.357
	2	0.043	0.274	0.341	0.043	0.043	0.357
1	8	0.165	0.670	0.335	0.268	0.1774	1.04
	7	0.154	0.657	0.354	0.254	0.1774	1.04
	6	0.143	0.644	0.373	0.243	0.1774	1.04
	5	0.132	0.631	0.392	0.232	0.1774	1.04
	4	0.121	0.618	0.411	0.221	0.1774	1.04
	3	0.110	0.605	0.430	0.210	0.1774	1.04
	2	0.099	0.592	0.449	0.199	0.1774	1.04
	1	0.088	0.579	0.468	0.188	0.1774	1.04
	3/4	0.077	0.566	0.487	0.177	0.1774	1.04
	3/8	0.066	0.553	0.506	0.166	0.1774	1.04
1 1/2	8	0.185	0.973	0.487	0.3774	0.2277	2.09
	7	0.174	0.960	0.506	0.366	0.2277	2.09
	6	0.163	0.947	0.525	0.355	0.2277	2.09
	5	0.152	0.934	0.544	0.344	0.2277	2.09
	4	0.141	0.921	0.563	0.333	0.2277	2.09
	3	0.130	0.908	0.582	0.322	0.2277	2.09
	2	0.119	0.895	0.601	0.311	0.2277	2.09
	1	0.108	0.882	0.620	0.300	0.2277	2.09
	3/4	0.097	0.869	0.639	0.289	0.2277	2.09
	3/8	0.086	0.856	0.658	0.278	0.2277	2.09
2	8	0.205	1.276	0.638	0.5274	0.3277	2.97
	7	0.194	1.263	0.657	0.516	0.3277	2.97
	6	0.183	1.250	0.676	0.505	0.3277	2.97
	5	0.172	1.237	0.695	0.494	0.3277	2.97
	4	0.161	1.224	0.714	0.483	0.3277	2.97
	3	0.150	1.211	0.733	0.472	0.3277	2.97
	2	0.139	1.198	0.752	0.461	0.3277	2.97
	1	0.128	1.185	0.771	0.450	0.3277	2.97
	3/4	0.117	1.172	0.790	0.439	0.3277	2.97
	3/8	0.106	1.159	0.809	0.428	0.3277	2.97

TABLA 8.3.5

DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E INTER-
CAMBIADORES DE CALOR

(Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de Calor",

Editorial CECSA, quinta impresión, 1972)

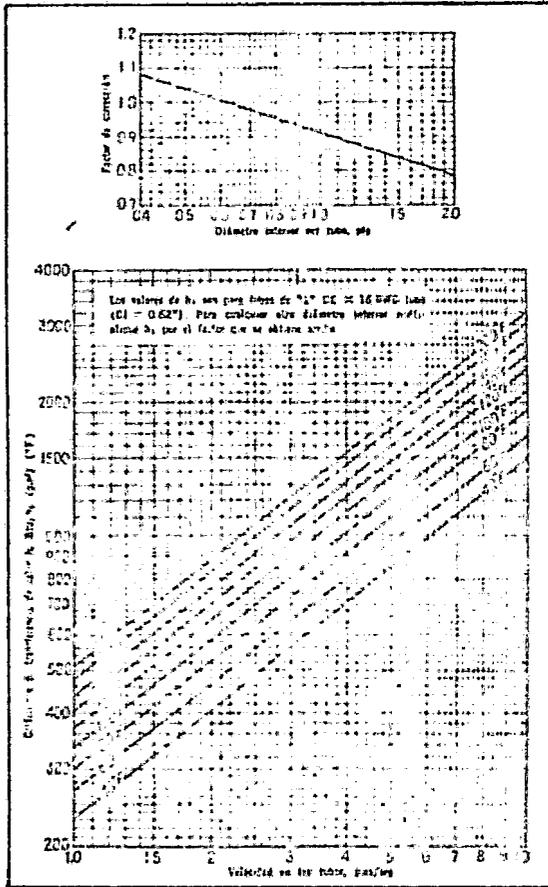


FIG. 8.3.6

CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, AGUA
EN LOS TUBOS

(Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de -
Calor", Editorial CECSA, quinta impresión, 1972)

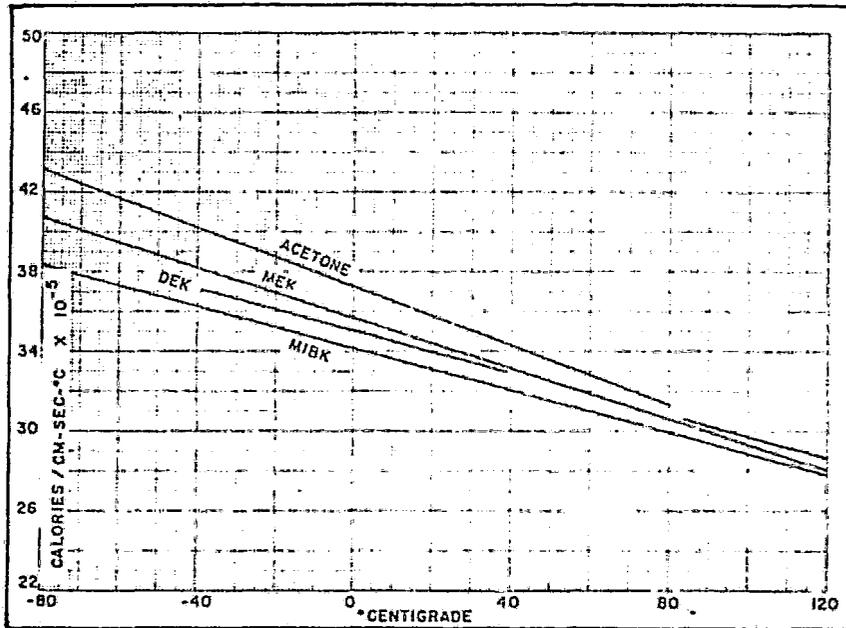


FIG. 8.3.7

CONDUCTIVIDAD TERMICA DE CETONAS LIQUIDAS DE -80°C
A 120°C

(Physical Properties of Hydrocarbons", part. 27. Ketones, -
Hydrocarbon Processing; August 1968, Vol. 47, No. 8.)

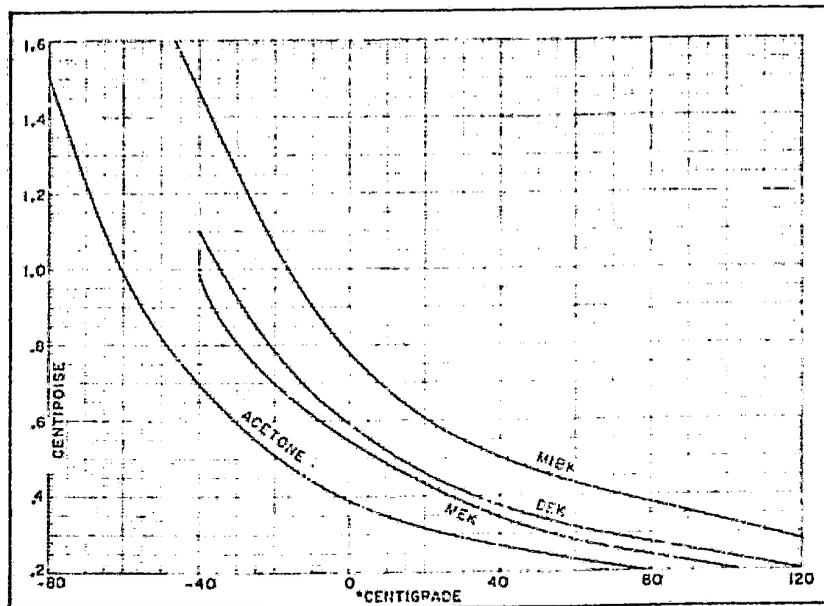


FIG. 8.3.8

VISCOSIDADES DE CETONAS LIQUIDAS, DE -80°C A 120°C

('Physical Properties of Hydrocarbons', part. 27 Ketones, Hydrocarbon Processing; August 1968, Vol. 47, No. 8.)

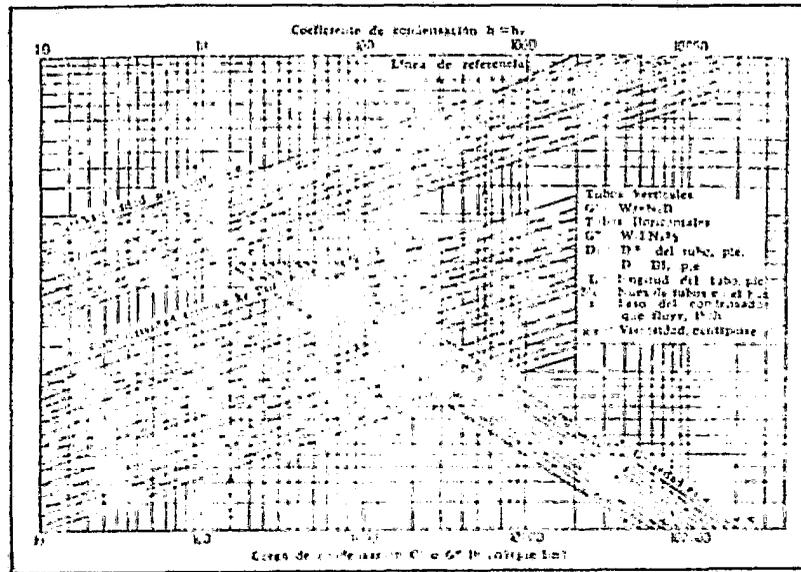


FIG. 8.3.0

COEFICIENTES DE CONDENSACION

(Donald Q. Kern, "Procesos de transferencia de Calor", Editorial CÉCSA, quinta impresión, 1972)

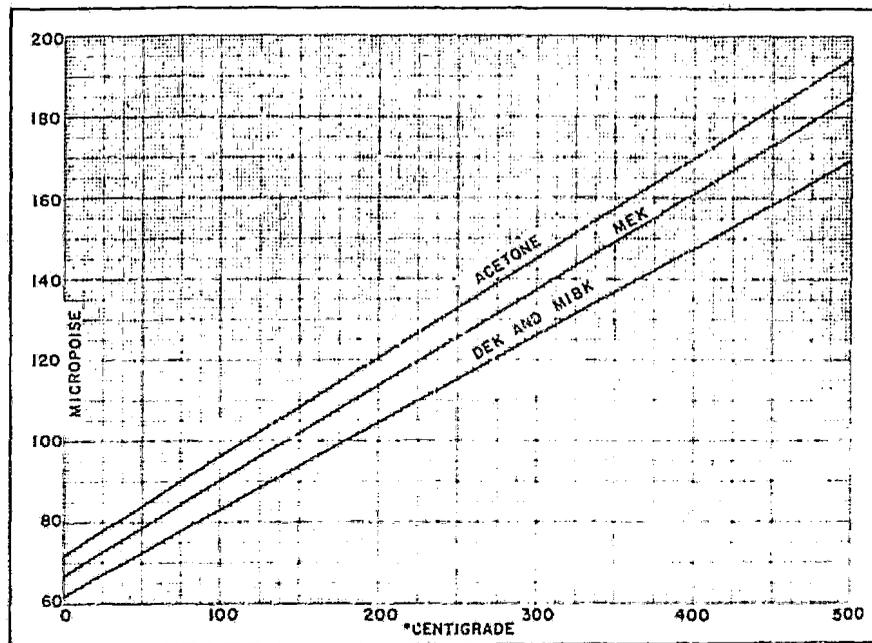


FIG. 8.3.10

VISCOSIDADES DE VAPORES DE CETONAS, DE 0°C A 500°C

(*Physical Properties of Hydrocarbons*", part. 27-Ketones, Hydrocarbon -
Processing; August 1968, Vol. 47, No. 8)

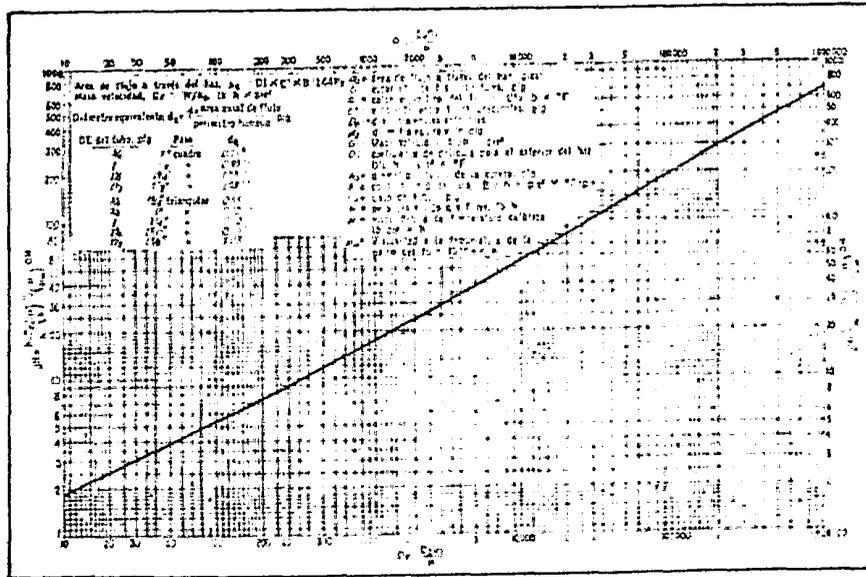


FIG. 8.3.11

CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO DE LA CORAZA; CON HAZ DE TUBOS CON DEFLECTORES SEGMENTADOS 25°.

(Donald Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial CECOSA, quinta impresión, 1972.)

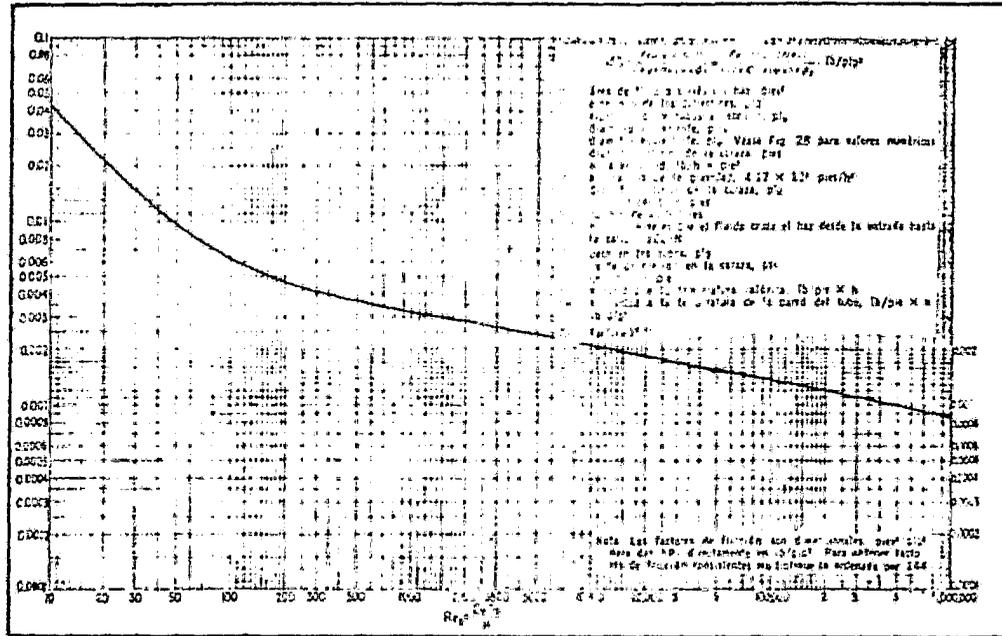


FIG. 8.3.12

FACTORES DE FRICCIÓN, LAJO DE LA CÔRZA, PARA HACES DE TUBOS
CON DEFLECTORES SEGMENTADOS 25,°

(Donald Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial CECSA,
quinta impresión, 1972.)

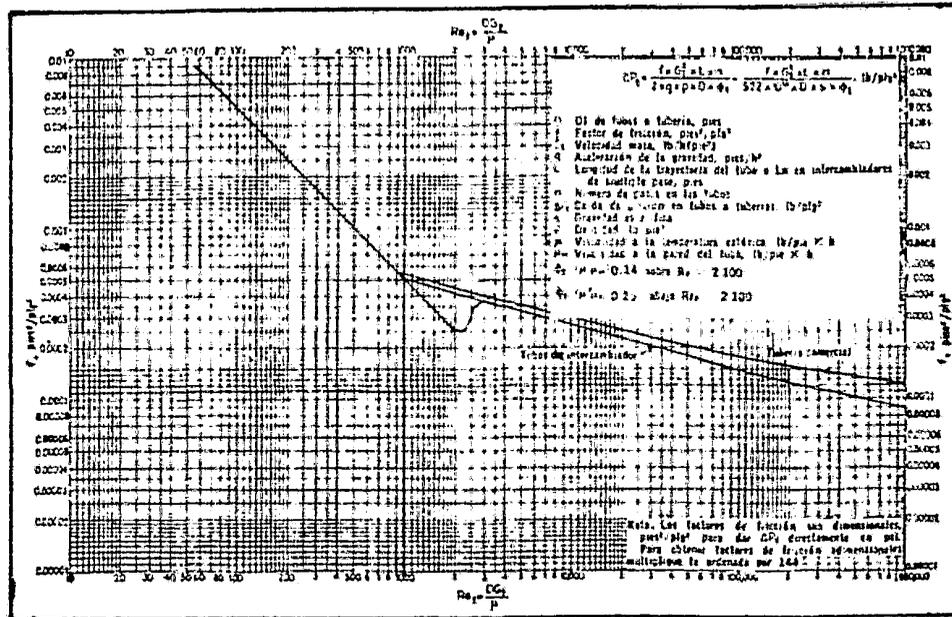


FIG. 8.3.13
 FACTORES DE FRICCIÓN, PARA LADO DE TUBO
 (Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de Calor"
 Editorial CECSA, quinta impresión, 1972).

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetaldehído	142	14	Cloruro Estérico	125	123
Acetato de Amilo	143	125	Cloruro Etilico	125	123
Acetato de Butilo	143	116	Cloruro Isopropilico	127	126
Acetato de Etilo	147	91	Cloruro Metilico	127	123
Acetato de Metilo	147	52	Cloruro Propilico	146	89
Acetato de Vinilo	149	56	Difenilo	120	181
Acetona 100%	145	72	Difenilmetano	145	53
Acetona 35%	79	159	Difenilmetano	142	115
Agua	139	143	Difenilmetano	60	236
Acido Acetico 100%	121	142	Etilo	139	38
Acido Acetico 70%	95	170	Formiato de Etilo	142	84
Acido Butirico	191	153	Formiato de Propilo	144	80
Acido Clor sulfonico	112	181	Formiato de Butilo	148	56
Acido Formico	197	158	Formiato de Metilo	157	75
Acido Isobutirico	123	144	Formiato de Octilo	172	47
Acido Nitrico 95%	128	138	Formiato de Stearilo	125	114
Acido Nitrico 60%	104	170	Formiato de Triacetilo	116	83
Acido Propionico	123	138	Formiato de Valerilo	120	100
Acido Sulfurico 115%	72	274	Formiato de Xililo	69	194
Acido Sulfurico 98%	76	246	Formiato de Xililo	141	84
Acido Sulfurico 66%	102	213	Hexano	147	70
Alcohol Amilico	162	143	Hexano de Sulfato 20%	132	250
Alcohol Amilico	79	134	Hexano de Sulfato	147	193
Alcohol Butilico	86	122	Hexano de Sulfato	141	116
Alcohol Etilico 100%	162	128	Hexano de Sulfato	145	37
Alcohol Etilico 95%	98	143	Hexano de Sulfato	134	164
Alcohol Etilico 49%	65	166	Hexano de Sulfato	123	105
Acido Clorhidrico 31.5%	130	136	Hexano de Sulfato	123	118
Alcohol Isobutilico	71	186	Hexano de Sulfato	75	155
Alcohol Isopropilico	82	160	Hexano de Sulfato	139	86
Alcohol Octilico	62	211	Hexano de Sulfato	77	181
Alcohol Propilico	91	165	Hexano de Sulfato	106	153
Amoniac 100%	126	20	Hexano de Sulfato	119	170
Amoniac 26%	101	139	Hexano de Sulfato	117	109
Anhidrido Acetico	127	128	Hexano de Sulfato	119	104
Anilina	81	187	Hexano de Sulfato	123	158
Anisol	123	135	Hexano de Sulfato	131	177
Benceno	125	139	Hexano de Sulfato	149	173
Bisulfo de Azufre	152	71	Hexano de Sulfato	149	52
Bisulfo de Carbono	116	103	Hexano de Sulfato	151	10
Bromo	161	75	Hexano de Sulfato	60	159
Bromotolueno	143	132	Hexano de Sulfato	162	166
Bromuro de Etilo	200	159	Hexano de Sulfato	164	149
Bromuro de Propilo	147	81	Hexano de Sulfato	119	157
n-Butano	145	96	Hexano de Sulfato	112	127
Ciclohexanol	153	33	Hexano de Sulfato	127	171
Clorobenceno	29	243	Hexano de Sulfato	144	123
Cloroforoma	123	124	Hexano de Sulfato	148	167
Clorotolueno, orto	144	102	Hexano de Sulfato	139	145
Clorotolueno, meta	139	133	Hexano de Sulfato	142	139
Clorotolueno, para	133	125	Hexano de Sulfato	146	165
Cloruro de Etilo	133	125	Hexano de Sulfato	117	104
Cloruro de Metilo	145	69	Hexano de Sulfato	115	117
Cloruro de Propilo	159	28	Hexano de Sulfato	115	121
Cloruro de Sulfurilo	144	75	Hexano de Sulfato	139	121
	152	124	Hexano de Sulfato	120	159

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS PARA USARSE COMO
COORDENADAS CON LA FIG. 8.3.14

(De la d Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor",
Editorial CECSA, quinta impresión, 1972.)

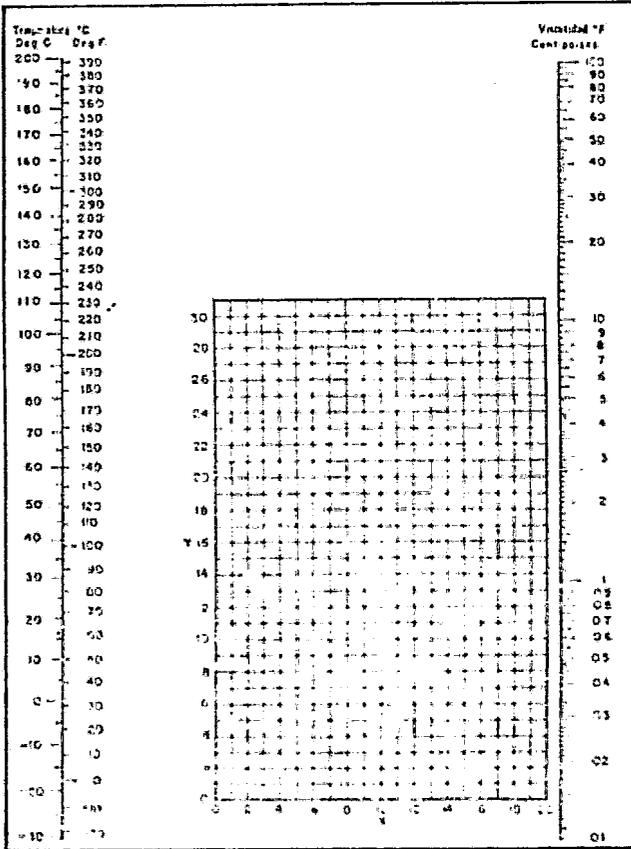


FIG. 8.3.14

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS

(Donald Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor",
Editorial CECSA, quinta impresión, 1972.)

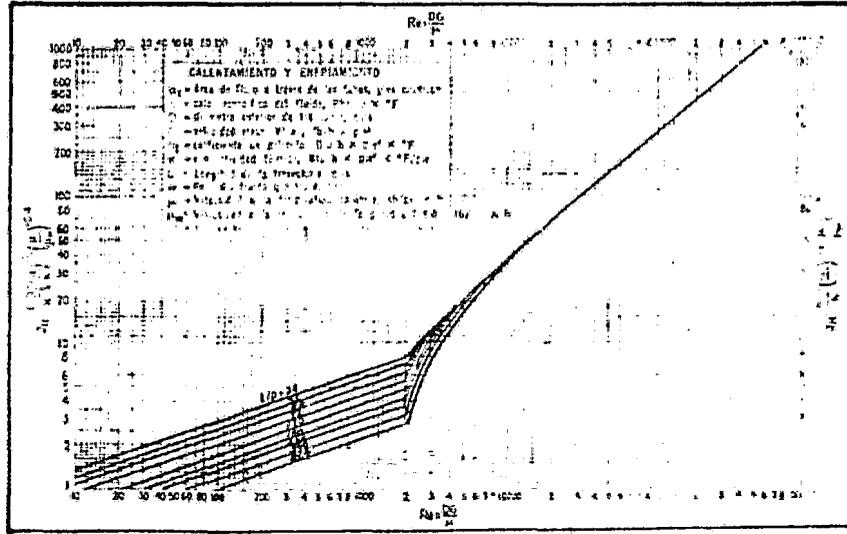


FIG. 8.3.15

CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, LADO DE LOS TUBOS

(Donald Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial CECSA,
 quinta impresión, 1972.)

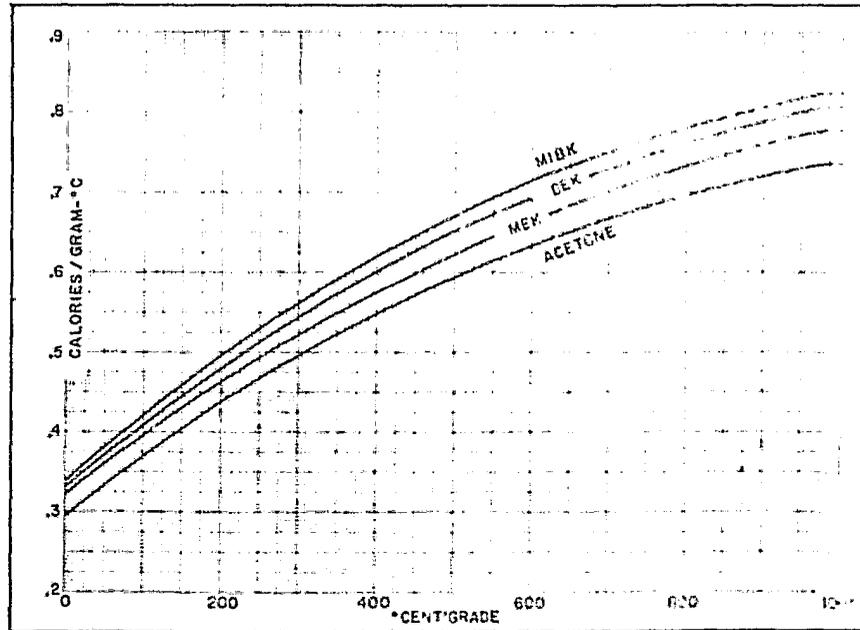


FIG. 8.3.16

CAPACIDADES CALORIFICAS DE VAPORES DE CETONAS DE 0°C A 1000°C

(Physical Properties of Hydrocarbons, part 27-Ketones, Hydrocarbon Processing, August 1968, Vol. 47, No. 8)

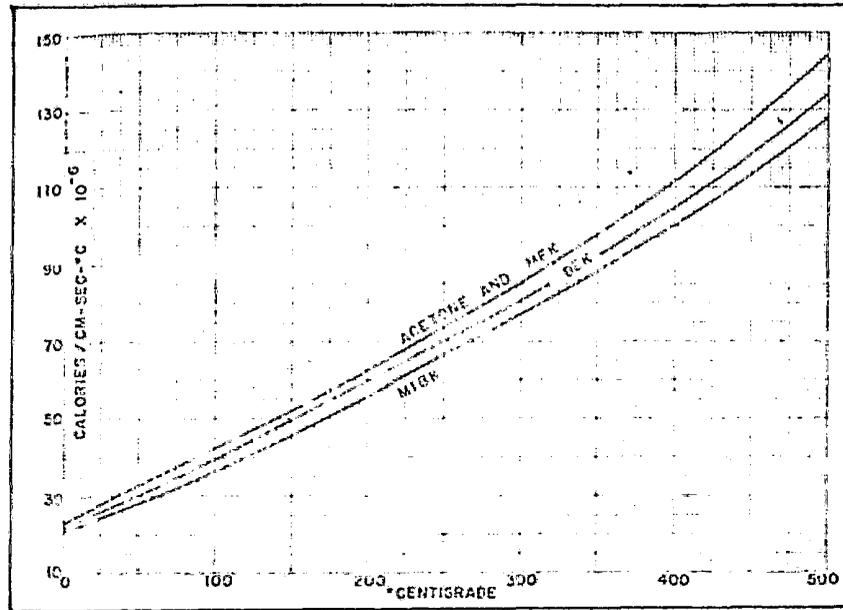


FIG. 8.3.17
 CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE CETONAS EN ESTADO VAPOR DE 0°C A 500°C
 ("Physical Properties of Hydrocarbons", part. 27-Ketones, Hydrocarbon Processing,
 August 1968, Vo. 47, No. 8)

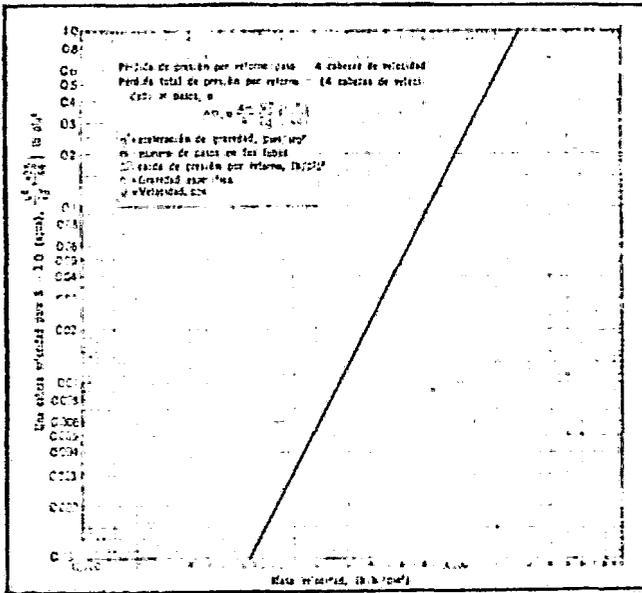


FIG. 8.3.18

PERDIDAS DE PRESION POR RETORNO, LADO DE
LOS TUBOS.

(Donald Q. Kern "Procesos de Transferencia de Calor",
Editorial CLECSA, quinta impresión, 1972).

9 ANÁLISIS MECÁNICO DE LA COLUMNA

9.1 ESTIMACION DEL ESPESOR DE PLACA DE LA TORRE, REQUERIDO PARA QUE RESISTA LA PRESION INTERNA A LA QUE SE SOMETERA.

Puesto que el equipo en cuestión, cumple con las resistencias requeridas para soportar los esfuerzos provocados tanto por sismo, como por viento; se hará una estimación del espesor de la placa del cuerpo de la torre en función de la nueva presión interna a la que se someterá la columna y así, determinar si el espesor de placa de 1 in de la torre soportará la nueva presión.

Algunos de los datos para este fin, se han obtenido de los diagramas mecánicos del equipo, y son los siguientes:

$$\text{Presión de diseño} = 1.3 P_o$$

donde: P_o = presión de operación

$$P_o = 21.5 \text{ lb/in}^2$$

$$P_d = 1.3 (21.5) = 27.95 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Eficiencia de uniones longitudinales} = 1.0$$

$$\text{Eficiencia de uniones circunferenciales} = 0.5$$

$$\text{Diámetro de la torre} = 3.5 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} = 42 \text{ in}$$

$$R = \frac{42}{2} = 21 \text{ in}$$

Esfuerzo máximo permisible para placa de acero al carbón 285 - grado A según código ASTM (A-285)

$$S = 24\,000 \text{ lb/in}^2$$

El espesor de placa requerido para soportar el esfuerzo circunferencial causado por presión interna es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6 P}$$

donde: t = espesor de placa en in

P = presión de diseño en lb/in^2

R = radio del cilindro del cuerpo en in

S = esfuerzo máximo permisible en lb/in^2

E = eficiencia de las uniones (adimensional)

sustituyendo valores, tenemos:

$$t = \frac{(27.95 \text{ lb/in}^2) (21 \text{ in})}{(24\,000 \text{ lb/in}^2) (0.9) - 0.6 (27.95 \text{ lb/in}^2)} = 0.028 \text{ in}$$

El espesor de placa requerido para soportar el esfuerzo longitudinal causado por la presión interna es:

$$t = \frac{PR}{2 SE + 0.4 P}$$

$$t = \frac{(27.95 \text{ lb/in}^2) (21 \text{ in})}{2 (24\,000 \text{ lb/in}^2) (1) + 0.4 (27.95 \text{ lb/in}^2)} = 0.013 \text{ in}$$

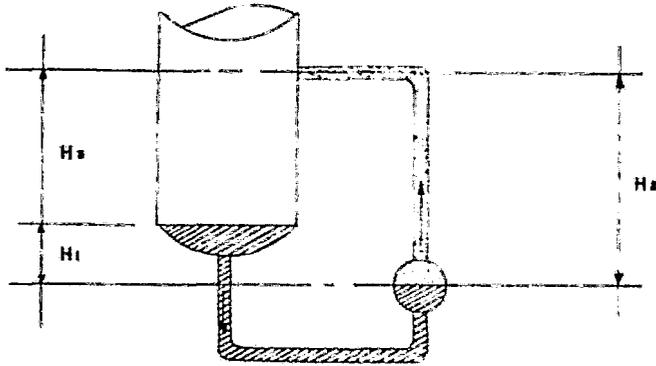
Si el espesor de la placa de la torre, con la cual está construida, es de 1 in, esto quiere decir que mecánicamente en cuanto a espesor de placa, la columna, si funcionará a la nueva presión a la que será sometida.

9.2 ESTIMACION DE LA ALTURA MINIMA DEL REHERVIDOR

A continuación se hace un análisis de la altura a la que deberá estar el rehervidor de tipo termosifón horizontal, para que este cumpla el objetivo de recircular líquido del fondo de la columna y se pueda llevar a cabo el calentamiento del fondo de la torre.

FIG. 9.2.1

ELEVACION RELATIVA ENTRE EL FONDO DE LA COLUMNA Y EL REHERVIDOR HORIZONTAL.



En base a la fig. 9.2.1, H_1 es la distancia máxima a la que debe estar colocado el rehervidor en función de la línea horizontal central del mismo, y la tangente del cuerpo de la columna.

Para este tipo de rehervidor del tipo termosifón horizontales, la ecuación para conocer su altura mínima es la siguiente:

$$H_1 = (288 \Delta p + \rho^2 H_3) / (\rho_1 - \rho_2)$$

en donde:

H_1 = distancia de la línea central del rehervidor a la tangente del cuerpo de la columna. (ft)

Δp = Suma de caídas de presión (rehervidor, tuberías y boquillas). (lb/in²)

H_3 = Distancia de la tangente de la columna al centro de la boquilla de realimentación a la columna (ft)

ρ_1 = densidad del líquido caliente en la descarga de la columna. (Lb/ft³)

ρ_2 = densidad de la mezcla vapor-líquido que es realimentada. (Lb/ft³)

La densidad de la mezcla de vapor-líquido se puede calcular de la siguiente manera:

$$\rho_2 = 100 / [(\% \text{ liq.} / \rho_1) + (\% \text{ vap.} / \rho_v)]$$

donde:

ρ_v = densidad del vapor. (Lb/ft³)

La mezcla que se espera entregar el rehervidor es de 40% de vapor y un 60% de líquido, de acuerdo a lo mencionado en el capítulo anterior.

Si se tiene que:

$$\rho_1 = 42.39 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\rho_v = 0.2726 \text{ Lb/ft}^3$$

Por lo tanto,

$$\rho_2 = 100 / [(60/42.39) + (40/0.2726)] = 0.675$$

- Cálculo de las pérdidas de presión por fricción en las tuberías de alimentación y descarga del rehervidor.

Estimación del diámetro de las tuberías de alimentación y descarga, del rehervidor.

Si el flujo total que entra al rehervidor es de:

$$W = 53\,197.3 \text{ Lb/hr} = 156.45 \text{ GPM}$$

Con este valor y por medio de la fig. 9.2.2 se obtiene un diámetro recomendable para la bajante de:

$$\phi = 5 \text{ in ced. 40}$$

también, se puede considerar 5 in de diámetro en la elevación o tubería de retorno a la columna.

- Pérdidas de presión en la bajante o salida de fondos de la columna.

Longitud de tubería: 9 ft

$$\phi_t = 5'' \text{ Ced. 40}$$

$$D_i = 0.4206 \text{ ft} \quad (\text{TABLA 9.2.1})$$

<u>Accesorios</u>	<u>L/D</u>
2 codos 90°	30 X 2 = 60

$$\text{Longitud equivalente (Le)} = 60 (0.4206 \text{ ft}) = 25.23 \text{ ft}$$

De acuerdo a la tabla 9.2.2 la caída de presión por cada 100 ft (ΔP_{100}) para un gasto de 156.45 GPM en una tubería ced. 40 de 5 in de diámetro, es:

$$\Delta P_{100} = 0.206 \text{ Lb/in}^2$$

Si la longitud total es:

$$L_t = 9 + 25.23 = 34.23 \text{ ft}$$

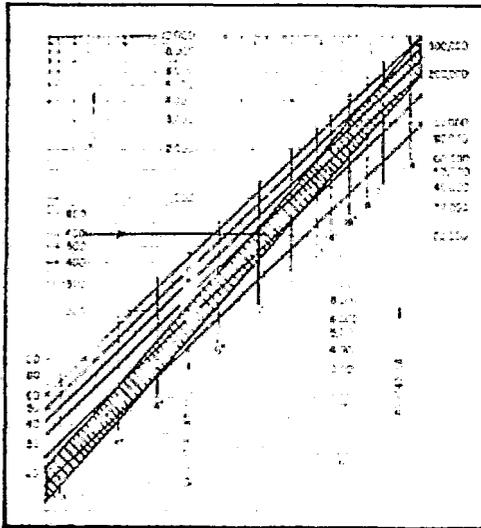


FIG. 9.2.2
 NOMOGRAMA PARA ESTIMAR LOS DIAMETROS
 DE TUBERIA BAJANTE DE LA COLUMNA AL
 REHERVIDOR.

("Thermosyphon Reboiler Piping Simplified", -
 Hydrocarbon Processing, December 1958, Vol.
 47, No. 12.)

$$\Delta P = (34.23/100) 0.206 = 0.070 \text{ Lb/in}^2$$

- Pérdidas de presión en la elevación o tubería de recirculación a la columna.

Longitud de la tubería: 15 ft

$$\phi_t = 5'' \text{ Ced. } 40$$

$$D_i = 0.4206 \text{ ft (TABLA 9.2.1)}$$

Accesorios: L/D

1 codo 90° 30

$$L_e = 30 (0.4206 \text{ ft}) = 12.618 \text{ ft}$$

Para 156.45 GPM y 5 in de diámetro, Ced. 40

$$\Delta P_{100} = 0.206 \text{ Lb/in}^2 \quad (\text{Tabla 9.2.2})$$

Si la longitud total es:

$$L_t = 15 + 12.618 = 27.618 \text{ ft}$$

$$\Delta P = (27.618/100) 0.206 = 0.057 \text{ Lb/in}^2$$

Si la caída de presión en el rehervidor es de: 0.035 Lb/in²

$$\text{Entonces: } \Delta p = 0.035 + 0.070 + 0.057 = 0.162 \text{ Lb/in}^2$$

Por lo tanto, la distancia de la línea central del rehervidor a la tangente del cuerpo de la columna será:

$$H_1 = \left[(288 \times 0.162) + (0.675 \times 8) \right] / (42.39 - 0.675)$$

$$H_1 = 1.25 \text{ ft}$$

Esto indica que la línea central del rehervidor deberá de estar hasta una distancia máxima de 1.25 ft a partir de la tangente del cuerpo de la columna, con el fin de asegurar el funcionamiento del termosifón.

DIAMETRO NOMINAL DE TUBERIA INCHES	DIAMETRO EXTERIOR INCHES	ESPESOR PULGADAS	DIAMETRO INTERNO		FUNCIONES DEL DIAMETRO INTERNO				AREA TRANSVERSAL INTERNA	
			PULGADAS	PIES	d ²	d ³	d ⁴	d ⁵	PULG.	PIES ²
1/8	0.375	0.048	0.327	0.0002	0.0021	0.0000	0.0000272	0.00001	0.0000	0.0000
1/4	0.540	0.083	0.457	0.0003	0.0122	0.0000	0.01756	0.00039	0.0001	0.00077
3/8	0.675	0.099	0.576	0.0011	0.2135	0.0008	0.000005	0.02012	0.0019	0.00113
1/2	0.840	0.109	0.731	0.0018	0.7809	0.00266	0.0000	0.09110	0.0021	0.0011
3/4	1.050	0.133	0.917	0.0032	0.670	0.0035	0.0000	0.3789	0.0033	0.00171
1	1.315	0.135	1.180	0.0047	1.769	0.004	1.210	1.270	0.0061	0.00600
1 1/4	1.660	0.140	1.520	0.0056	1.904	0.005	3.625	5.005	0.0095	0.01040
1 1/2	1.910	0.145	1.765	0.0057	2.597	0.005	6.718	10.82	0.010	0.0114
2	2.375	0.174	2.201	0.0072	4.272	0.004	18.750	37.72	0.0155	0.02730
2 1/2	2.875	0.211	2.664	0.0091	6.996	0.004	37.161	91.75	0.0208	0.03322
3	3.500	0.216	3.284	0.0107	9.413	0.004	88.095	271.8	0.0261	0.05130
3 1/2	4.050	0.226	3.824	0.0127	12.59	0.004	13.51	362.2	0.0306	0.05070
4	4.500	0.237	4.263	0.0145	16.21	0.004	262.74	595.	0.0350	0.05840
5	5.561	0.258	5.303	0.0200	25.57	0.004	438.72	875.	0.0406	0.1290
6	6.625	0.283	6.342	0.0269	36.28	0.004	1382.0	8.06	0.0460	0.2005
8	8.625	0.332	8.293	0.0371	63.70	0.004	10.7	31.89	0.0527	0.3474
10	10.75	0.365	10.385	0.0490	109.4	0.004	1000	1010.0	0.0585	0.5675
12	12.75	0.40	12.35	0.0634	172.8	0.004	6058	242.50	0.0658	0.7273
14	14.0	0.43	13.57	0.0807	254	0.004	20000	81.50	0.0728	0.9191
16	16.0	0.509	15.49	0.1200	350.0	0.004	30000	750.05	0.0800	1.2272
18	18.0	0.562	17.438	0.1643	480.0	0.004	81111	1308.20	0.0880	1.5533
20	20.0	0.590	19.41	0.2075	640.0	0.004	154000	2302.44	0.0960	1.9305
24	24.0	0.687	23.313	0.310	1170.0	0.004	300000	3020.50	0.1200	2.7921

TABLA 9.2.1.
 DATOS DE TUBERIAS DE ACERO FORJADO COMERCIAL, CED. 40
 Por A.S.A. B36.10 -1950
 (CRANE, "Flujo de Fluidos, a Través de Válvulas, Accesorios y Tuberías; copia de 1969)

DESCARGA		CAIDA DE PRESION POR CADA 100 PIES Y VELOCIDADES, EN TUBERIA CED. 40 PARA AGUA A 60 ° F															
		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD		VELOCIDAD	
		CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION	CAIDA DE PRESION
GPM	PIES/SEG	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	PIES/SEG LB/IN ²	
25	0.09570	2.39	0.541	1.63	0.234	1.09	0.483	0.812	0.641	4"		9.28	26.7	6.37	4.72	3.94	1.92
30	0.06584	2.87	0.784	2.01	0.317	1.50	0.714	0.974	0.656			11.14	33.8	6.44	5.91	4.73	2.72
35	0.07798	3.35	1.03	2.38	0.400	1.92	0.987	1.14	0.704	0.881	0.041	12.99	32.2	7.51	7.98	7.52	3.64
40	0.08912	3.83	1.28	2.63	0.483	2.34	0.101	1.30	0.893	1.04	0.052	14.83	41.8	8.59	10.16	6.38	4.83
45	0.1003	4.30	1.67	3.02	0.648	2.75	0.139	1.46	0.117	1.13	0.044			9.67	11.89	7.09	3.83
50	0.1114	4.78	2.03	3.35	0.820	3.17	0.288	1.61	0.441	1.26	0.076	5"		10.74	15.64	7.88	7.15
60	0.1337	5.74	2.87	4.02	1.16	3.60	0.404	1.93	0.104	1.51	0.107			11.89	17.2	9.47	10.31
70	0.1558	6.70	3.84	4.69	1.55	4.04	0.505	2.17	0.241	1.76	0.143	1.12	0.007			11.00	13.71
80	0.1761	7.65	4.87	5.16	2.03	4.47	0.607	2.40	0.334	2.02	0.186	3.28	0.006			12.42	17.09
90	0.1966	8.60	5.96	6.01	2.63	4.91	0.814	2.92	0.416	2.27	0.214	1.45	0.874	6"		14.28	21.0
100	0.2218	9.66	7.09	6.76	3.09	5.34	1.00	3.15	0.509	2.52	0.275	1.69	0.990	1.11	0.834	15.78	26.0
120	0.2725	11.97	11.78	8.18	4.71	6.41	1.41	4.04	0.704	3.15	0.415	2.81	0.133	1.18	0.633	19.72	41.4
150	0.3341	14.56	16.78	10.00	6.67	8.01	1.74	4.87	1.00	3.78	0.586	2.41	0.190	1.47	0.877		
175	0.3874	16.78	21.0	11.73	8.97	9.60	2.48	5.64	1.44	4.41	0.724	2.81	0.160	1.24	0.101		
200	0.4406	19.14	26.8	13.42	11.68	11.28	3.27	6.45	1.89	5.04	0.915	3.21	0.215	2.11	0.190	8"	

Tabla 9.2.2

FLUJO DE AGUA A TRAVES DE TUBERIAS DE ACERO CED. 40

(CRANE, "Flujo de Fluidos a Traves de Valvulas, Accesorios y Tuberias"; copia de 1969)

10. CONCLUSIONES.

Así como se indicó en un principio, el enfoque de éste trabajo está dirigido hacia la ampliación del proceso y las alternativas presentadas comprenden la adquisición de una nueva columna o la adaptación de otra existente al nuevo servicio. En base a los resultados obtenidos a través de todos los cálculos realizados que se hicieron en función de la literatura consultada, se concluye lo siguiente:

- a) De acuerdo con los valores de los distintos parámetros analizados, la columna disponible es suficiente para la nueva capacidad.
- Únicamente se recomienda incrementar la altura de dique de cada plato, hasta 1.5 in, con el objeto de favorecer la eficiencia de separación, pues se provoca un mayor contacto entre el líquido y el vapor.
- El disponer de una columna con un número de platos mayor que el requerido, así como un mayor espaciamiento entre plato y plato, es favorable, ya que esto permite una mejor rectificación.
- El porcentaje de inundación en todas las zonas, cae dentro del valor normal de diseño, de 85%; por lo que, se espera una buena inundación a través de toda la columna.
- El porcentaje de arrastre, también queda comprendido dentro

del margen permisible (8%), a través de todas las zonas de la columna.

- El tamaño y disposición de los orificios en los platos, asegura una buena operación, aunque, el número de orificios requerido, es menor que el disponible; por lo que, será necesario acondicionar los orificios de los platos, al número requerido.
- En cuanto al funcionamiento tanto del condensador, como del rehervidor, se verificó que son suficientes para cumplir con el intercambio de las cantidades requeridas de energía; ya que los factores de obstrucción calculados, están dentro del límite recomendado (que para ambos casos es de 0.003); así como también, las caídas de presión que se estimaron, no sobrepasan el límite establecido. En base a esto, se asegura un buen funcionamiento de éstos equipos.

b) Desde el punto de vista mecánico, se hizo una estimación del espesor de placa y se encontró que el espesor de la placa con la cual está construida la columna, es suficiente para soportar las nuevas condiciones de presión a los que se someterá. En éste caso, no se analizó el espesor de placa requerido para soportar los esfuerzos provocados por cismo y por viento, debido a que la columna se instalará en el mismo sitio para el cual fué destinada y por lo tanto esta verificación no fué necesaria.

- También, se recomienda que la distancia mínima a la cual - deberá de colocarse el rehervidor de acuerdo a su línea horizontal media, con respecto a la tangente del cuerpo de la columna; deberá de ser de 1.5 ft, con el fin de asegurar el funcionamiento del termosifón horizontal.
- c) Finalmente se concluye, que es posible adaptar la columna disponible al nuevo servicio; siempre y cuando, se lleven a cabo las recomendaciones antes mencionadas.

11.- BIBLIOGRAFIA

- R.E. Treybal. "Mass Transfer Operations", Editorial Mc. Graw Hill Book Company, 3a. edición.
- John H. Perry. "Manual del Ingeniero Químico", Editorial UTEHA de la 3a. edición.
- Ernest E. Ludwig "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plantas". Volúmenes 1, 2 y 3; Publishing Company, Houston Texas, 1964.
- A. S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus; "Principios de Operaciones Unitarias", CECSA, Méx.
- Mc Cabe, Smith; "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Editorial Reverté, S.A. 1975.
- George Granger Brown; "Operaciones Básicas de la Ingeniería Química", Editorial Marín, S.A. 1965.
- M. Van Winkle; "Distillation", Editorial Mc Graw-Hill Book Company.
- Chemical Rubber Co. "Handbook of Chemistry and Physics", Edition 51st, 1970-1971.
- R. Biller; "Distillation Engineering", Editorial Mc Graw-Hill Book Company.
- The Engineering Division CRANE, "Flow of Fluids"; 1969.
- David M. Himmelblau, "Principios y Cálculos Básicos de la -

- Ingeniería Química", Editorial CECSA, 1979.
- Donald Q. Kern, "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial CECSA, Quinta impresión, 1972.
 - Robert Thornton Morrison and Robert Neilson Boyd, "Organic Chemistry" Editorial Alyn and Bacon, Inc., 2a. Edición, 1959.
 - Artículo "Sieve Trays Design, part. I", Chemical Engineering, July 31, 1967; pags. 105-116.
 - Artículo, "Sieve Trays Design, part. II", Chemical Engineering August 28, 1967; pags. 139-146.
 - Artículo, "How to Predict Sieve Trays Entrainment and Flooding", Petrochemical Engineering, September 1961; pags. 45-52
 - Artículo, "Distillation Design", Chemical Engineering, March 14, 1977; pags. 111-128.
 - Artículo, "Diseño de Columnas de Destilación parte II", de Rivera Recio Pascual y Azpitarte Reyes José L.; Ingeniería Química, Abril 1977; pags. 149-157.
 - Artículo, "Shortcut Method for Calculating Tower Deflections", S.S. Tang (Refinery and Chemical Division Bachtel Corp., Houston.), Hydrocarbon Processing; November 1968, Vol. 47, No. 11, pags. 230-232.
 - Artículo, "Thermosyphon Reboiler Piping Simplified", Robert Kern, The M. W. Kellogg Co., New York. Hydrocarbon Processing, December 1968, Vol. 47 No. 12; pags. 118-122.