
UNIVERSIDAD DE NUEVO LEON

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS



ESTUDIO Y DISEÑO
DE UNA COLUMNA DE DESTILACION
PARA MULTICOMPONENTES

T E S I S

Que para su exámen profesional de

INGENIERIA QUIMICA

Presenta el Pasante

Edilberto J. González B.



MONTERREY, N. L.

FEBRERO DE 1959.

159

5

1

7

T
TP159
.D5
G6
C.1



1080078161

EDILBERTO J. GONZALEZ G

E 43. G

UNIVERSIDAD DE NUEVO LEON

Facultad de Ciencias Químicas

BIBLIOTECA

EDILBERTO J. GONZALEZ G

UNIVERSIDAD DE NUEVO LEON

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS



ESTUDIO Y DISEÑO
DE UNA COLUMNA DE DESTILACION
PARA MULTICOMPONENTES

T E S I S

Que para su exámen profesional de

INGENIERIA QUIMICA

Presenta el Pasante

Edilberto J. González B.

SUPERVISO: ING. EDUARDO LEIJA

MONTERREY, N. L.

FEBRERO DE 1959.

T
TPISG
.PS
56



INDICE

- I) GENERALIDADES (OBJETO, INTRODUCCION).
- II) TEORIA
- III) DISEÑO
- IV) RESULTADOS Y CONCLUSIONES
- V) ESTUDIO ECONOMICO
- VI) RESUMEN
- VII) BIBLIOGRAFIA

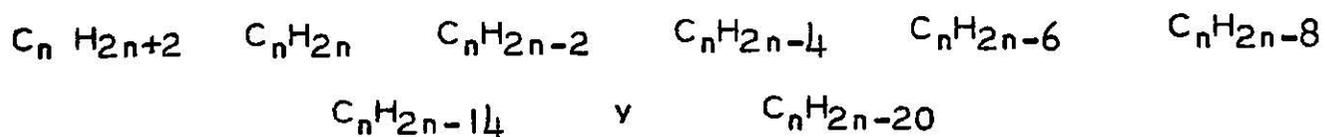
GENERALIDADES

El presente trabajo consistió en el estudio y diseño de una Torre de Destilación para multicomponentes. La finalidad e importancia se basa en que, siendo la Destilación un tema de importancia en la carrera de Ingeniería Química y tratando este trabajo sobre una torre de destilación fraccionada aplicada a la industria del petróleo, su finalidad será dotar a los estudiantes de esta Facultad, de una pequeña guía para ampliar los conocimientos adquiridos sobre ésta rama.

Debido a que en la tesis se desarrolla un proceso básico de la Industria Petrolera como es la destilación, es importante conocer la composición del petróleo a grandes rasgos:

Es una mezcla de hidrocarburos que incluye tres importantes series, Parafínica, Nafténica y Aromática, además de compuestos de Oxígeno, Nitrógeno y Azufre. El hidrógeno y el carbono forman la mayor parte de los componentes del petróleo llamados hidrocarburos, además otros componentes contienen pequeñas cantidades de azufre, oxígeno y nitrógeno. Las operaciones físicas de vaporización, fraccionación y enfriamiento son gobernadas por las propiedades de los hidrocarburos que son los que constituyen el mayor volumen del petróleo, pero el tratamiento y filtración que son operaciones químicas, son gobernadas por la presencia de compuestos de Azufre, Oxígeno y Nitrógeno. Muchas series de hidrocarburos son encontradas en el petróleo crudo y otras son producidas por el cracking e hidrogenación. Estas series se identifican en el petróleo por su fórmula =

tipo



La separación de compuestos puros es extremadamente difícil, porque las propiedades de los miembros adyacentes de una serie difieren de uno a otro ligeramente.

Serie Hidrocarburo.- De las muchas series de hidrocarburos presentes en el petróleo, pocas son las estudiadas. Las más conocidas son parafinas, olefinas, naftaleno, aromáticas, diolefinas y acetileno. Hay muchos compuestos isómeros, la confusión de éstos es que son diferentes compuestos y tienen el mismo peso molecular. Esto se ve en la serie de los saturados y los no saturados, ej: el ciclohexano saturado y el hexeno normal insaturado. Las parafinas predominan en las gasolinas y probablemente en kerosinas de parafinas y mezcla de base de petróleo, los naftenos predominan en el gasoil y aceites lubricantes, y los naftenos, aromáticos e hidrocarburos insaturados constituyen el volumen de productos residuales o de alta ebullición. El oxígeno se combina en la forma de ácidos nafténicos y fenoles. El nitrógeno se encuentra en los aceites de base nafteno, se supone que lo forman los compuestos básicos similares a los alquil-quinolinas y las bases eterocíclicas de las series piridina-quinolina-isoquinolina. El azufre se puede encontrar como azufre libre disuelto, ácido sulfhídrico o compuestos orgánicos tales como tiofenoles, ácidos sulfónicos, mercaptanos, sulfatos de alquilo y sulfuros de alquilo. Además de estos compuestos orgánicos se encuentran en los crudos constituyentes metálicos de vanadio, níquel, cobre y fierro.

T E O R I A

La destilación es la operación más importante de una refinería e indispensable en la industria. Suele ser la primera operación en la refinación del crudo.

Se entiende con el nombre de destilación, la separación de los componentes de una mezcla de líquidos por vaporización parcial de ella y recuperación separada del vapor y el residuo. El vapor condensado tiene una composición diferente a la del líquido inicial. También puede descomponerse éste en varias mezclas de distintas composiciones que se llaman fracciones, por el procedimiento designado como destilación fraccionada.

Se puede definir la fraccionación o rectificación como un proceso de destilación en el cuál se efectúa una serie continua de vaporizaciones y condensaciones en la misma columna, como resultado del contacto provocado por diversos medios entre vapor que asciende del fondo y la porción condensada de vapor que desciende de la parte superior, es decir, se ponen en contacto en contracorriente el líquido y el vapor.

La estrecha unión de la destilación con la rectificación hace que resulte adecuada la denominación común de aparatos de destilación y rectificación, con lo que se designan los dispositivos empleados para la realización de ambos procesos.

En todas las destilaciones usadas en la industria del petróleo, la destilación fraccionada, es el método mas común y más efectado.

tivo para separar sus complicadas mezclas líquidas en sus componentes.

Para el estudio de los procesos de destilación y rectificación es necesario conocer el equilibrio de ebullición de las mezclas de varios componentes, o sea la composición de equilibrio del líquido y el vapor a la temperatura (T) y la presión total (P) dadas.

En mezclas múltiples la relación entre concentración de equilibrio del líquido y el vapor, solo pueden evaluarse cuando sean válidas las leyes de las disoluciones ideales. En este caso es admisible aplicar las ecuaciones [1-1] y [1-2] si

$$X_D = \frac{E}{\frac{M_x}{100}} \cdot 100 = \frac{p \cdot x \cdot v}{\frac{p \cdot v}{848(273+t)}} \cdot 100 = \frac{p_x}{p} \cdot 100 \quad [\text{Mol } \%] \quad [1-1]$$

$$Y_D = \frac{p_y}{p} \cdot 100 \quad [\text{Mol } \%]$$

$$Z_D = \frac{p_z}{p} \cdot 100 \quad [\text{Mol } \%] \quad \text{etc. etc.}$$

X_D = conc. de comp. volátil (D = Vapor)

E (peso %) = conc. del comp. más volátil

M = peso molecular de una mezcla

M_x M_y M_z = peso molecular de los componentes de una mezcla

p (Kg/m^2) = presión total

p_x p_y p_z (Kg/m^2) = presión parcial de los componentes de una mezcla

V (m^3) = volumen de vapor

P_x P_y P_z (Kg/m^2) = tensión de vapor de los componentes líquidos

F = líquido

En el equilibrio de ebullición de mezclas múltiples para la solubilidad completa, tiene importancia como límite el de las llamadas disoluciones ideales, para las cuales las presiones de vapor

de los componentes son proporcionales a sus fracciones molares en el líquido. A una determinada temperatura de ebullición (t) para la cual, los componentes puros alcanzarían las tensiones de vapor P_x y P_y se tendrá

$$p_x = \frac{X_F}{100} \cdot P_x \quad p_y = \frac{100 - X_F}{100} \cdot P_y \quad [1 - 2]$$

Presión total = $p_x + p_y$

Si sustituimos en la primera de ellas el valor de la presión parcial (P) dada en la última, tendremos $\frac{X_D}{X_F} = \frac{P_x}{P} = K$

De esto deducimos que la relación entre las concentraciones de un componente en el vapor y en el líquido, es igual al cociente de la tensión de vapor del componente a la temperatura de ebullición dada por la presión total. Este cociente numérico K se denomina Constante de Equilibrio.

En mezclas de líquidos volátiles, no siguen las leyes de Raoult y Dalton y las variaciones son muy irregulares. Las desviaciones son mayores a una elevada presión en donde tenemos la falta del vapor para obedecer las leyes de los gases. En donde las leyes de Raoult y Dalton no son aplicables, como en la industria petrolera, el uso de la ley de Henry ($y = K_x$) se adoptó para la constante de equilibrio obligada a ser determinada experimentalmente. La constante K no es una constante en el sentido ordinario, porque ella es una función del componente de la temperatura, de la presión, y de la cantidad y clase de otros componentes que estén presentes. La constante de equilibrio puede ser definida, como la razón de la fracción mol de una componente en la fase vapor a la fracción mol del componente en la fase líquida a temperatura y presión definidas.

A presiones elevadas (y sobre todo para hidrocarburos superiores) las ecuaciones [1-1] y [1-2] no se cumplen o al menos no son exactas. Para aplicar aquellas leyes en cálculo exacto es necesario sustituir las presiones por otros valores corregidos, que llamamos de fugacidad. En lugar de la presión parcial p_x de un componente tomaremos la fugacidad (f_x), la tensión de vapor P_x se sustituirá por $(F)_x$ y la presión total por F .

Por consiguiente, $(F)_x$ será la fugacidad de un componente puro a la temperatura de ebullición y la presión total de la mezcla, y f_x la fugacidad del componente en la mezcla. La fugacidad tiene las mismas dimensiones que las presiones, y para ello se cumple la relación

$$f_x = \frac{X_D}{100} F = \frac{X_F}{100} F_x$$

En general, y para mayor simplicidad, suelen emplearse las presiones en lugar de la fugacidad. Solo cuando haya desviaciones notables respecto a las ecuaciones [1-1] y [1-2] habrá que recurrir al cálculo con fugacidades.

De las mezclas de varios componentes, son los petróleos los que presentan mayor importancia técnica. Son mezclas complejas de un número indefinido de componentes, con puntos de ebullición muy próximos. Para estas mezclas no es posible emplear curvas de equilibrio como las dadas para los de dos o tres componentes.

Para caracterizar el petróleo bruto y sobre todo las mezclas líquidas (fracciones) obtenidas en su tratamiento, se utiliza un procedimiento conocido con el nombre de análisis ebuliométrico.

El análisis ebuliométrico consiste en evaporar el líquido en un matraz de destilación de laboratorio, condensando el vapor

en un recipiente graduado y midiendo simultáneamente la temperatura de ebullición. Esta se representa frente al volúmen del condensado, expresado usualmente como porcentaje de la cantidad total -- destilada. Estas destilaciones se llaman Engler (Alemania) y destilación ASTM (EE.UU:).

En los cálculos de una torre hay que tomar muy en cuenta la vaporización "Flash" en equilibrio, el mecanismo de este tipo de vaporización en el que el vapor no es removido al formarse, pero se tiene en íntimo contacto físico con el líquido (quedando líquido hasta que el calentado es completo), con lo cual la destilación comienza a efectuarse.

En esta vaporización las moléculas que normalmente se vaporizan a baja temperatura, son incapaces de separarse ellas mismas del líquido, porque pierden mucho de su contenido de energía en -- las moléculas de alta ebullición. Sin embargo, teniendo despues -- vaporizado un considerable por ciento de líquido, el bombardeo de -- muchas moléculas de vapor a altas velocidades se suceden vaporizan -- do una parte de el material de alta ebullición, obteniendo con sus lecturas una gráfica de temperatura contra porcentaje destilado.

También hay que tener en cuenta las curvas de verdaderos -- puntos de ebullición que son obtenidos por separación de el líquido en hidrocarburos puros, por destilaciones y fraccionaciones.

Los aparatos de puntos verdaderos de ebullición consisten, en un calentador contínuo de laboratorio con una columna de fraccionación eficiente. La columna es operada a una alta razón de -- reflujos para asegurar un fraccionamiento efectivo. Las temperatur -- ras son tomadas en la parte superior de la columna, y la cantidad condensada al recibirse en una probeta graduada. Se grafica: tem

peratura de vapor vs % destilación.

Hay una diferencia entre los puntos finales e iniciales de las destilaciones ASTM y puntos verdaderos de ebullición, que son debido a que en las destilaciones ASTM solo hay una leve cantidad de reflujo, debido a la menor cantidad de calor en el cuello del matraz en el cual es hecha la destilación, mientras tanto en las destilaciones de verdaderos puntos de ebullición, se tiene una alta razón de reflujo, de donde resulta muy efectiva la fraccionación. (Chemical Engineers Handbook, John H. Perry, Pág. 1466).

Punto de ebullición promedio volumétrico, es el promedio aritmético de las nueve temperaturas de las curvas de destilación ASTM, en intervalos de 20% (10% - 30% - 50% etc.).

Punto de ebullición promedio molal verdadero, es el punto de ebullición obtenido por la suma de los productos de fracción mol y puntos de ebullición atmosféricos de cada componente.

Son de suma importancia para el diseño, el calor específico de vapor y líquido, peso molecular, calor latente y sensible, temperaturas críticas y reducidas, factor de caracterización, los cuales se tomarán de tablas o gráficas que mas adelante nombraremos.

De los datos anteriores se necesita calcular el factor de caracterización, que es una relación conocida tambien como "Factor U.O.P." Se acostumbra representarlo por la letra "K". Esta definido matemáticamente en la fórmula

$$K = \frac{1.216 \sqrt[3]{T}}{S}$$

K = Factor de caracterización U.O.P.

T = Promedio Volumétrico de la temperatura de ebullición en °K (Destilación Engler).

S = Densidad relativa al agua (Gravedad Específica).

Para " T_B " se toman los valores del punto 50% de la destilación - - Engler como punto de ebullición Volumétrico promedio. [De acuerdo con Hougen U.A. and Watson K.M. Industrial Chemical Calculations, pág. 214-215 (1936)].

El factor K indica la naturaleza de los compuestos de carbón que se encuentran en el crudo o fracción del mismo. Sus valores varían de acuerdo con los diferentes tipos de compuestos como se verá mas adelante.

D I S E Ñ O

Por la gran demanda que existe de los productos del petróleo, en las plantas de destilación moderna se han deshechado todos los aparatos basados en procesos discontinuos por su bajo rendimiento. Es por eso que el esfuerzo hecho, se ha encaminado hacia el desarrollo de operaciones sin interrupción, siendo la destilación fraccionada una de ellas.

Las torres fraccionadoras que son en las que se lleva a cabo la separación de hidrocarburos, se pueden agrupar en columnas de burbujeo, de contacto y de lluvia o corriente.

Las columnas de burbujeo son las más usadas por el mayor rendimiento que producen y están formadas de platos o charolas colocadas en planos horizontales paralelos.

Se observará a medida que se comience el diseño y cálculo de la torre, objeto de ésta tesis, que no se siguen los métodos comunes usados en mezclas binarias (métodos Mc. Cabe y Thiele, -- Sorel).

Esto es debido a que los productos obtenidos en una torre de destilación de multicomponentes. (en nuestro caso una torre de destilación de petróleo crudo), no son compuestos puros, sino que cada producto es en sí una mezcla de hidrocarburos de peso molecular diferente, pero que quedan agrupados dentro de un rango de destilación con propiedades determinadas.

Es por eso que si los productos obtenidos son mezclas, nin

guno de los métodos de cálculo para compuestos puros, pueden ser aplicados, por lo tanto el diseño en sí de la torre, será basado en balances de Energía (térmica) y Materiales, siguiendo la guía dada en el libro Refinación de Petróleo por W. L. Nelson la cual se cita en la Pág. 23 de este trabajo.

Antes de definir el funcionamiento de una columna, daremos a conocer el significado de algunos términos que son muy comunes.

En destilación, los términos "fraccionamiento" sinónimo de "rectificación", y "torre", sinónimo de "columna", se usan comúnmente en la industria.

Las torres o columnas están formadas por un determinado número de platos con sus respectivas cachuchas. La definición de las partes de cada plato se darán a continuación. (Ver fig. No. 1)

Gradiente líquido (Δ).- Diferencia entre el nivel del líquido en la represa de entrada y el nivel del líquido en la represa de salida.

Altura del líquido sobre la represa de salida (h_{ow}).- Diferencia entre el nivel que alcanza el líquido y la altura de la represa.

Sello dinámico de rejilla (h_{ds}).- Distancia entre el nivel del líquido y el borde superior de la rejilla.

Sello estático de rejilla (h_{ss}).- Distancia entre la altura de la represa y el borde superior de la rejilla.

Altura de rejilla (H_s).- Distancia entre los bordes superiores e inferiores.

Claro (S).- Distancia entre el borde inferior de la cachucha y el piso del plato.

Abertura de rejilla (hs). - Distancia equivalente a la depresión sufrida por el líquido medido a partir del borde superior de la rejilla. Esta depresión es el resultado del esfuerzo realizado por las burbujas para pasar a través de la rejilla rumbo a la superficie del líquido que rodea a las cachuchas.

Altura de represa (hw). - Distancia entre el borde de la represa y el piso del plato.

Altura del líquido en la bajante (Hd). - Altura que alcanza el líquido claro en las bajantes.

Caída total de presión de vapor por plato (h). - Diferencia de presión de vapor en las bajantes.

En fraccionación, un proceso ideal requiere una columna de altura infinita en la cual los vapores ascendentes y el reflujos descendente estén en íntimo contacto para que el equilibrio de las dos fases sea alcanzado en cualquier punto, ésto es, que haya un infinito número de cambios diferenciales de composición, pero este proceso ideal es imposible, pues una columna práctica tiene determinado número de secciones y su empaque es equivalente a un número de platos teóricos calculados para obtener una fraccionación eficiente.

Entre los nuevos métodos de diseño están los que se basan en el cálculo de áreas definidas para el manejo de vapor y de líquido, como son el área ocupada por las cachuchas, área de bajantes, área de rejillas, etc., y se ha comprobado que una consideración independiente de los factores anteriores, conduce generalmente a resultados no muy satisfactorios, por lo que cada uno de - -

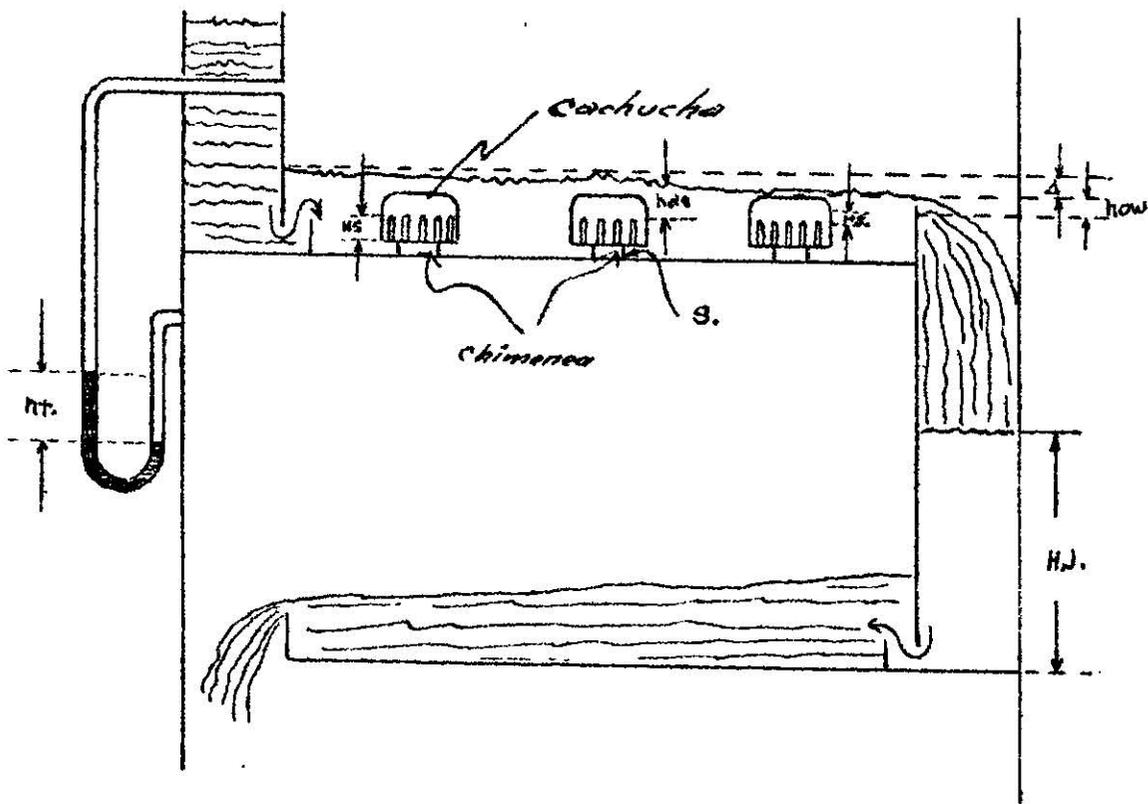


FIG. # 1 DIAGRAMA DE UN PLATO

ellos debe evaluarse en relación a los demás.

Esto hace que esta fase de diseño de columnas sea en extremo complicada y explica por qué la experiencia basada en datos reales obtenidos en la práctica continúe desempeñando un papel muy importante. La capacidad real de una torre, por lo tanto, sólo puede concederse a partir de datos obtenidos de pruebas directas y -- análisis de los productos cuando se tienen variaciones en cuanto a la composición y magnitud de las corrientes de alimentación y los productos.

FUNCIONAMIENTO DE UNA TORRE.

En una columna fraccionadora, las cachuchas constituyen el medio de contacto entre el vapor y el líquido, el líquido fluye hacia el fondo debido a la fuerza de gravedad, mientras que los vapores fluyen hacia arriba como resultado de una diferencia de presión, entre el fondo y el domo de la torre.

El vapor al ascender de un plato al siguiente, lo hace a -- través de las chimeneas, fluye hacia el espacio anular formado entre las paredes de la cachucha y la chimenea (fig. 2) y sale por las rejillas burbujeando a través del líquido de la bandeja, poniéndose en íntimo contacto contrarrestando el desnivel hidrostático del líquido, para continuar hacia el siguiente plato.

El líquido se obtiene, o por condensación de fracciones mas pesadas, o de líquido que por medio de una bomba es devuelto a lo alto de la torre (reflujo) o de ambos modos. La condensación propia resulta del intercambio de calor latente, por contacto, en vez de intercambio a través del casco del metal de intercambiadores o

condensadores.

La función que desempeñan las cachuchas y rejillas viene -- siendo la desintegración del vapor en pequeñas burbujas, con el ob jeto de tener un buen contacto entre el vapor y el líquido. Como consecuencia de este contacto, en cada plato se efectua una conden sación parcial del vapor y una evaporación parcial del líquido lle gando ambos al equilibrio y dando por resultado un enriquecimiento del vapor en componente mas volátil, el cuál se separa de la torre por el domo, mientras el líquido enriquecido de el componente me-- nos volátil continua hacia el fondo. La forma de las cachuchas y rejillas pueden ser de diversas formas, las cuáles se citarán más adelante.

Debido a las vaporizaciones y condensaciones que ocurren en la torre, hay una tendencia a equilibrio de las fases liquidas y - vapor. Pero los vapores entrantes en un plato dado contienen dema^u siado material pesado y el líquido que cae al mismo plato lleva de^u masiado componente volátil para que ocurra el equilibrio. Al con- densarse los vapores emite el calor latente para vaporizar canti-- dad equivalente de líquido. Las cantidades condensadas y evapora- das son tales, que el calor de vaporización y condensación son - - iguales.

Los vapores entrantes por el fondo de la torre se volatilizaⁿ conforme ascienden, porque en cada bandeja pierde componentes pesados y recogen cantidad correspondiente, de los más ligeros.

Los vapores separados por el domo de la torre pasan al con- densador (fig.3) y el condensado se recibe en el acumulador, de -- donde una parte regresa a la torre como reflujos y la otra constitu^y ve el producto del domo.

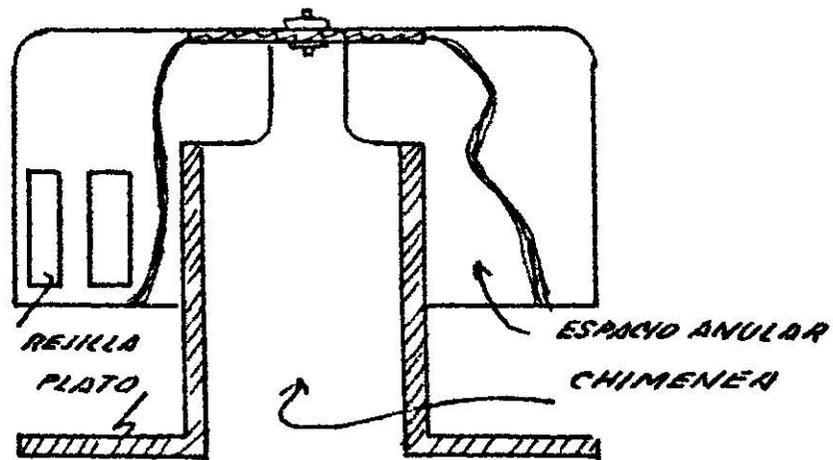


FIG. #2 ENSAMBLE DE UNA CACHUCHA

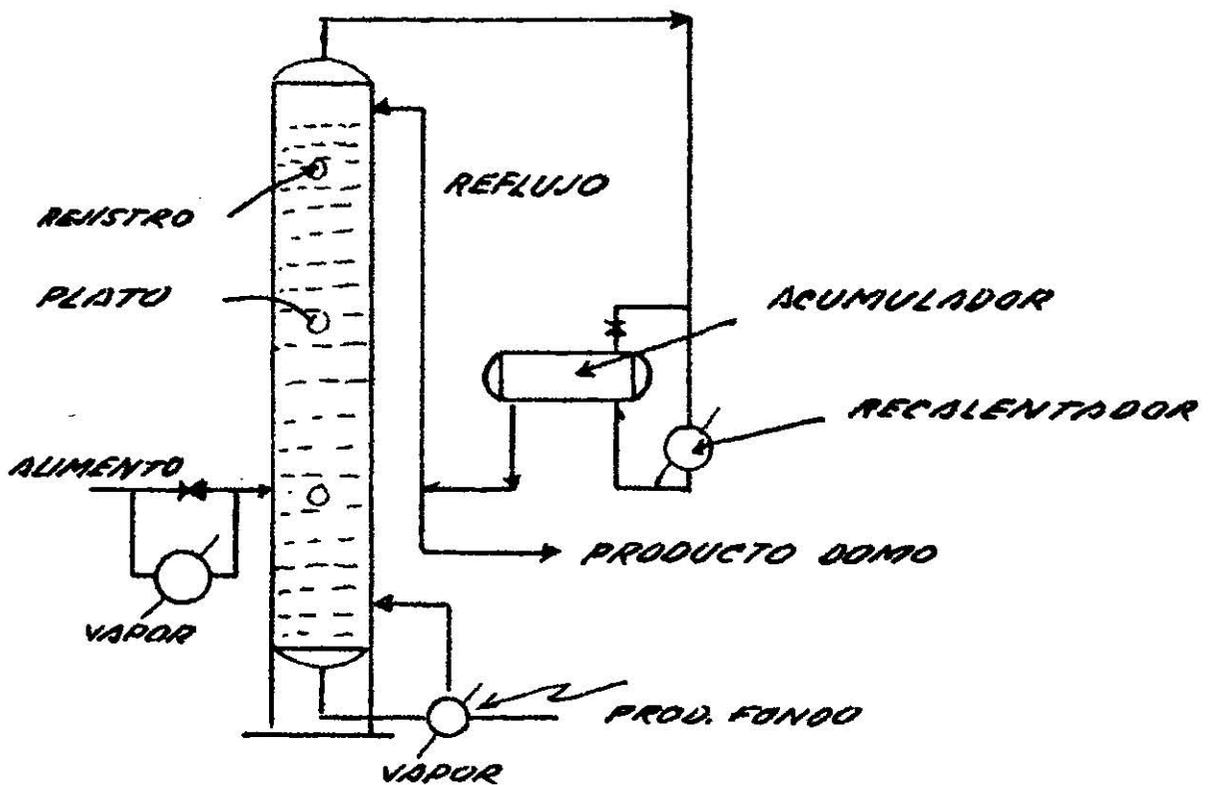


FIG. #3 DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Hay tres clases diferentes de reflujo, que son: Reflujo - - frío, Reflujo caliente y Reflujo circulante.

El reflujo frío se define como el reflujo que penetra en la torre a una temperatura mas baja que la de la parte superior de la misma.

El reflujo caliente es el que se introduce a una temperatura igual a la que se mantiene en la parte superior de la misma.

Reflujo circulante difiere de los anteriores porque no se vaporiza, y puede eliminar solamente la cantidad de calor sensible representada por el cambio de su temperatura a medida que circula, siendo extraído de la torre al estado líquido a alta temperatura y devuelto a la misma despues de haber sido enfriado.

La relación de reflujo se define como la relación entre la cantidad de reflujo interno y la cantidad de producto de la parte superior de la torre.

Como no se poseen métodos de equilibrio satisfactorios para determinar el reflujo, éste se calcula universalmente por medio de un balance térmico. El material de alimentación, vapor líquido, - entra en la torre a alta temperatura y los productos se extraen a temperaturas más bajas, por lo que debe eliminarse cierta cantidad de calor, la que se considera como calor de reflujo.

El líquido de reflujo que entra en la torre por encima, se vuelve más y más denso, conforme escurre torre abajo. Cada plato tiene un tubo de rebose o vertedero que lleva el condensado al si guiente plato inferior. La altura del rebose determina la profundidad del líquido de cada bandeja.

El líquido descendente pierde hidrocarburos livianos en ca da plato y al llegar al fondo de la torre se compondrá casi ente-

ramente de su alto punto de ebullición, y estará en equilibrio con el vapor entrante en la torre. Este líquido del fondo se separa como residuo.

Hay que considerar que en la destilación del petróleo, no sólo se obtienen dos productos (domo y residuo) sino que se obtienen otros productos intermedios que son extraídos en diferentes platos de acuerdo con cálculos previos sobre el diseño de la torre.

Por ejemplo, si se tratara de una torre de destilación primaria en la cual se obtendrían los siguientes productos: domo (gasolina) y en las partes intermedias de la torre: nafta, kerosina, gasóleo. Y en el fondo, el residuo.

Tratándose de una torre de destilación secundaria cuya carga sería el residuo de la primaria, se obtendrían los siguientes productos: domo (kerosina) que se usa como reflujo. En intermedios: gasóleo aceite parafinoso, slop Wax (parafina amorfa) y residuo.

En el estudio de las columnas hay que tener en consideración determinados factores que se producen en ellas, como por ejemplo, la inestabilidad del plato, inundación de la columna, etc. etc.

En las columnas de diámetro grande, que en los últimos años han tenido mayor aceptación, hay que tener en cuenta la suma de las resistencias ofrecidas al flujo horizontal del líquido por las cachuchas, sus accesorios, soportes de los platos, las burbujas de vapor que ascienden a través de las cachuchas y la diferencia de presión entre plato y plato, que adquieren valores considerables.

Estas resistencias originan una acumulación de líquido en las bajantes, hasta el punto en que la presión hidrostática del lí

quido iguale la resistencia total encontrada. También al aumentar el diámetro de la torre el líquido tiene que recorrer mayores distancias a través del plato, el gradiente líquido (Δ) (fig. 1) toma valores más altos, y cuando llega a ser excesivo, la operación de la torre se hace anormal, pues entonces la distribución de vapores se hace irregular (fig. 4) y se dice que el plato o platos que se encuentran en esta situación están trabajando de una manera "inestable".

Como puede observarse en la fig. 4 en la fila de cachuchas inmediatas a la represa de entrada, la profundidad del líquido es mayor que la fila próxima a la represa de salida, y la presión hidrostática llega a ser lo suficientemente grande como para detener el flujo de vapor a través de las cachuchas colocadas en la cercanía de la represa de entrada y tomando todo el flujo de vapor, que se halla en la vecindad de la represa de salida. Esto trae por consecuencia que el vapor ascienda bruscamente formando un vórtice y desplazando, o incluso arrastrando partículas de líquido hacia el plato superior. Mientras tanto, parte del líquido desciende escurriéndose a través de las chimeneas de las cachuchas colocadas en la vecindad de la represa de entrada, hacia el plato inferior. Se dice entonces que la columna y los platos se encuentran en operación "inestable".

Cuando la columna se encuentra en operación normal en un trabajo determinado, existe una capacidad de vapor y de líquido que es función de la altura máxima que alcanza el líquido en las bajantes. El efecto que produce es un incremento posterior en los flujos de líquido o de vapor cuya combinación mantiene la columna de líquido en las bajantes, es una acumulación en el plato superior y en cuestión de tiempo todos los platos arriba de este punto se llenan de -

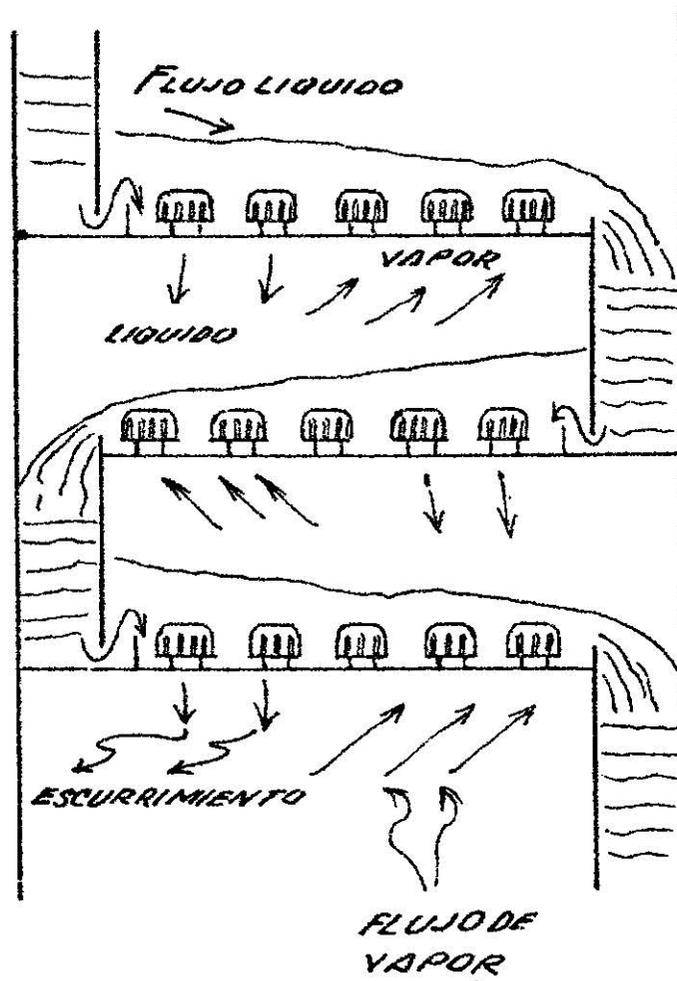


FIG # 4 DISTRIBUCION DE VAPOR EN
INESTABLES

líquido que se conoce como inundación de la columna. La inundación se presenta en algunos puntos particulares de la torre, y la acumulación del líquido siempre ocurre en los platos situados arriba de este punto. Los platos colocados abajo de este punto continúan operando de una manera normal.

La caída total de presión de vapor entre dos platos es la suma de las caídas de presión a través de las chimeneas, espacios anulares y rejillas de las cachuchas, más las caídas de presión -- causadas por el flujo de vapor desde las rejillas hasta la superficie del líquido. Por consiguiente, un incremento en los flujos de vapor y de líquido se traduce en un aumento en los valores de los factores anteriores y en la caída total de presión del vapor, lo que a su vez provoca la acumulación del líquido en el plato y finalmente la inundación de la columna. Un diseño seguro requiere -- entonces, el cálculo preciso de la altura del líquido en las bajantes, bajo condiciones normales de operación.

Una de las cosas mas importantes en una columna es la eficiencia de contacto entre el líquido y el vapor en un plato, esto depende en gran parte de la agitación causada por el vapor a través del líquido. Cuando la velocidad de vapor baja, la eficiencia es baja, esto puede deberse a la disminución del nivel del líquido sobre el plato, ya que una mayor proporción de líquido descenderá por las bajantes, y a la formación de burbujas de vapor relativamente grande.

A velocidades de vapor mas altas produce mayor eficiencia, por producir mayor contacto entre el líquido y el vapor. A velocidades de vapor muy altas se tendrá un arrastre de líquido por el vapor, tendiendo a formar un vórtice, evitando el contacto con el

líquido y produciendo baja eficiencia.

Experimentalmente han encontrado que el gradiente líquido aumenta cuando se tiene incremento en (a) velocidad de los vapores, (b) flujo de líquido, (c) número de filas de cachuchas normales al flujo líquido (d) concentración de cachuchas, (e) número de cachuchas por pie cuadrado en área de plato.

C A L C U L O.

El cálculo será basado para una torre de destilación primaria, para la cual tomaremos un crudo de base parafínica, el cual ya entra a la torre despuntado y desalado.

El crudo Poza Rica viene de los campos del mismo nombre, -- donde se llevan a cabo los primeros tratamientos a que es sometido, contándose entre ellos el estabilizado, desalado y despuntado. En el estabilizador al crudo se le quitan todos los gases naturales que lo acompañan (metano, etano etc.,) en el desalador, el contenido de sal, y en la torre de despunte se quita parte de la gasolina o sea la mas ligera.

Asi es que el crudo se recibe en Refinería Madero ya despuntado y desalado, pasando a los cambiadores de calor, calentadores y en seguida a la torre.

Debido a la compleja composición del petróleo, el diseño de una torre de destilación y equipos auxiliares, es de suma importancia los datos obtenidos del laboratorio, asi como datos prácticos, porque muchas de las características de un proyecto impiden un cálculo exacto.

El cálculo estará guiado por los siguientes puntos tomados de Refinación de Petróleo por W. L. Nelson, traducido por J. L. --

Benet (1958) pág. 762.

- I.- Productos que se van a obtener.
- II.- Obtener una completa evaluación del material en el laboratorio.
- III.- Analizar las curvas de evaluación del material para estimar los rendimientos de productos, y si es posible - obtener y examinar los productos en el laboratorio.
- IV.- Preparar una tabla consignando las cantidades, pesos y propiedades de uso frecuente de los distintos materiales.
- V.- Determinar la temperatura del vaporizador a presión atmosférica, requerida para vaporizar todos los produc--tos del punto III.
- VI.- Si la temperatura es tan alta que causara descomposi--ción (generalmente superior a 370°C) o cambio de color, usar vapor de agua para reducir la presión parcial en la sección del vaporizador. En casos extremos, además de vapor de agua puede necesitarse una aplicación de - vacío.
- VII.- Proyectar a continuación la torre de fraccionamiento - pues debe conocerse la temperatura de los distintos -- productos de extracción lateral para proyectar los se--paradores por arrastre con vapor de agua "Strippers" y el sistema de intercambio térmico.
- VIII.- Proyectar luego los separadores, porque el vapor redu--ce además la temperatura de los productos de extrac--ción lateral que pasan a los intercambiadores y se convierte en una parte del producto destilado.
- IX.- Proyectar los intercambiadores de tipo necesario para

calentar el petróleo crudo hasta una temperatura apropiada.

X.- Proyectar los condensadores.

Condiciones generales sobre las cuales operará la torre.

Capacidad -	20,000 barriles por día.
Temperatura del petróleo crudo -	35°C (promedio)
Temperatura del agua de refrigeración -	30°C
Presión de vapor de agua -	1.4 Kg/cm ² -temp. 125°C.

Los productos que serán obtenidos en la torre son: en el domo, gasolina, en los platos laterales, nafta, kerosina y gasóleo, el residuo se obtiene por el fondo. Estos productos tendrán las siguientes especificaciones:

Producto	Peso específico 20/4°C	T.I.E.*	T.F.E.**	Temperatura Inflamación
Gasolina	0.728	46°C	167	-----
Nafta	0.774	158	200/201	39
Kerosina	0.797	180/182	270/272	67
Gasóleo	0.838	250/253	329/330	108
Residuo	0.960	--	--	168

* Temperatura inicial de ebullición.

** Temperatura final de ebullición.

El crudo de Poza Rica tiene las siguientes propiedades:

Peso específico a 20/4°C	0.891
Visc. Sayb. Universal a 37.8°C	115 seg.
Visc. Sayb. Universal a 50.0°C	95 "
Visc. Sayb. Universal a 60°C	72 "
Agua y sedimento (centrífuga)	0.2
Agua (destilación)	0.1

Contenido de sal (mlgrs/100cc)	8	
Contenido de sal (libras/1000 barriles)	28	
Residuo de carbón	4.75	%
Cenizas	0.008	%
Azufre	2.28	%

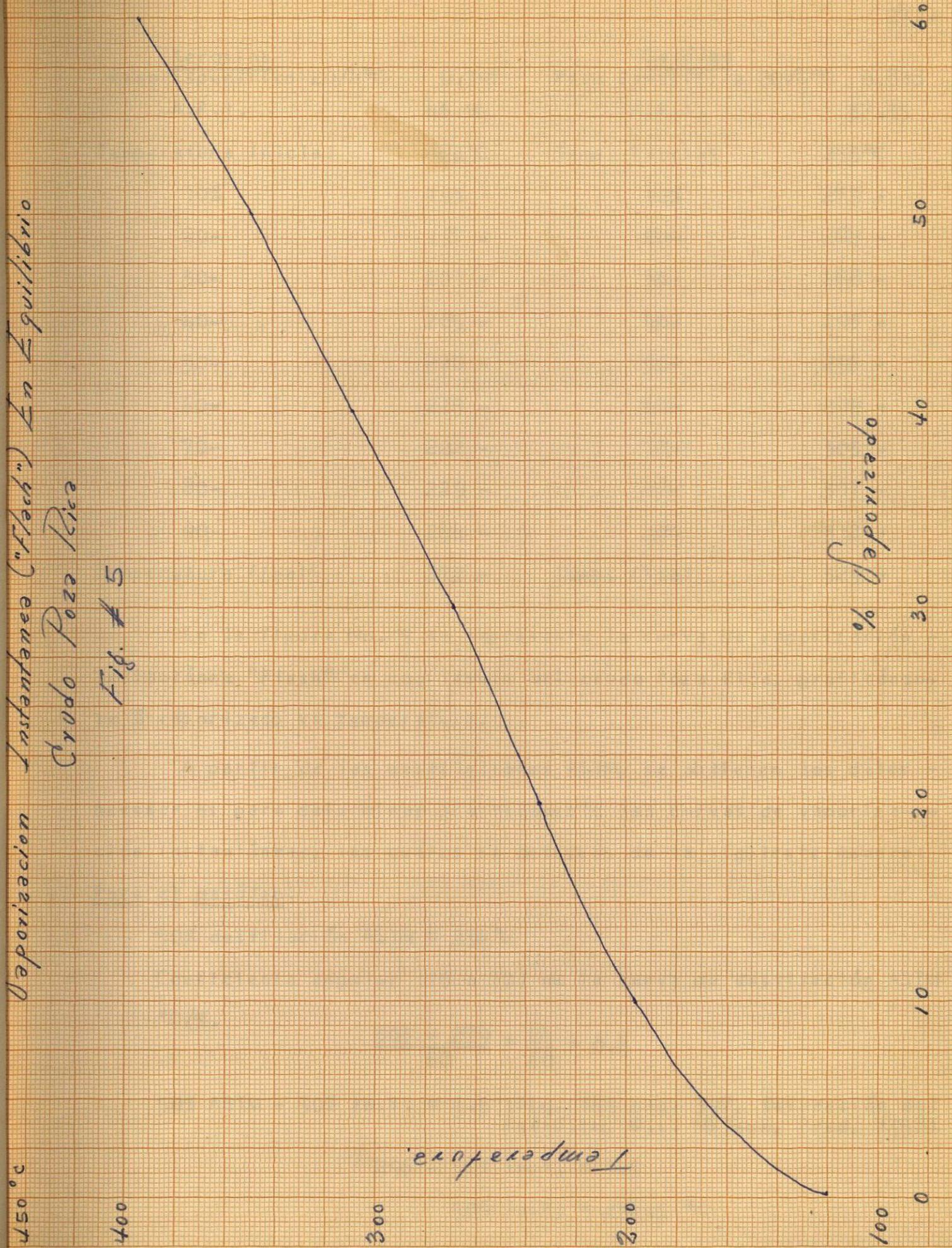
	Destilación Técnica	(Porcentaje)
Gasolina		14.24%
Nafta		2.00%
Kerosina		9.00%
Gasóleo		14.49%
Residuo		60.28%

DESTILACIONES A.S.T.M. O ENGLER DE LOS PRODUCTOS DE LA TORRE.

Gasolina		Nafta	
Peso Específico 20/4°C	0.728	Peso Específico 20/4°C	0.774
A.P.I.	62.86	A.P.I.	51.31
Temperatura inicial	46°C	Temp. inicial	158°C
10%	69 -	10%	163 -
20-	80 -	20-	166 -
30-	89 -	30-	168 -
40-	97 -	40-	170 -
50-	104 -	50-	172 -
60-	111 -	60-	174 -
70-	118 -	70-	177 -
80	126 -	80-	180 -
90	138 -	90-	185 -
Temperatura final	167 -	Temp. final	201 -

Vaporización Instantánea ("Flash") En Equilibrio
Crudo Poza Rica

Fig. # 5



Kerosina		Gasóleo	
Peso Específico 20/4°C		Peso Específico 20/4°C	
0.797		0.838	
A.P.I.	46.04	A.P.I.	37.35
Temperatura inicial	182°C	Temp. inicial	253°C
10%	193 -	10%	279 -
20-	197 -	20-	284 -
30-	201 -	30-	288 -
40-	205 -	40-	293 -
50-	210 -	50-	296 -
60-	215 -	60-	299 -
70-	222 -	70-	303 -
80-	229 -	80-	307 -
90-	244 -	90-	312 -
Temperatura final	272 -	Temp. final	329 -

En la figura No. 5 se representa la curva de vaporización instantánea "Flash" en equilibrio del crudo Poza Rica, graficándose % vaporizado vs temperatura.

A partir de las destilaciones ASTM, se obtienen los datos necesarios para determinar prácticamente las curvas de vaporización instantáneas, las cuáles se obtienen de la siguiente manera:

Para el gasóleo:

50% destilación ASTM = 296°C

Coefficiente angular (10 a 70) de la curva de destilación ASTM °C/%.

$$\frac{303 - 279}{60} = \frac{24}{60} = 0.4$$

50% ASTM - 50% Inst. = 1.5 (fig. 149 pág. 397, Refinación del Petróleo, W.L. Nelson, trad. 1958)

296 - 50% Inst. = 1.5

50% Inst. = 294.5 °C

Coeficiente angular (10 a 70%) de la curva de vaporización - -
inst.=0.2 (fig. 149 pág. 397, Re-
finación del Petróleo, W.L. Nel-
son, trad. 1958).

$$0\% \text{ Instantáneo} = 294.5 - 50 \times 0.2 = 284.5$$

$$100\% \text{ Instantáneo} = 294.5 + 50 \times 0.2 = 304.5$$

Kerosina

$$50\% \text{ ASTM} = 210 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Coef. Angular ASTM} = \frac{222 - 193}{60} = 0.484$$

$$210 - 50\% \text{ Inst.} = 1.0$$

$$50\% \text{ Inst.} = 209 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Coef. Angular (10 a 70\%)} \text{ curva Inst.} = 0.2$$

$$0\% \text{ Inst.} = 209 - 50 \times 0.2 = 199$$

$$100\% \text{ Inst.} = 209 + 50 \times 0.2 = 219$$

Nafta

$$50\% \text{ ASTM} = 172 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Coef. Angular ASTM} = \frac{177 - 163}{60} = 0.234$$

$$172 - 50\% \text{ Inst.} = 1.0$$

$$50\% \text{ Inst.} = 171$$

$$\text{Coef. Angular (10 a 70\%)} \text{ curva inst.} = 0.15$$

$$0\% \text{ Inst.} = 171 - 50 \times 0.15 = 163.5$$

$$100\% \text{ Inst.} = 171 + 50 \times 0.15 = 178.5$$

Gasolina

$$50\% \text{ ASTM} = 104 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Coef. Angular ASTM} = \frac{118 - 69}{60} = 0.816$$

$$104 - 50\% \text{ Inst.} = 3.5$$

$$50\% \text{ Inst.} = 100.5$$

Coef. Angular (10 a 70%) curva Inst. = 0.5

0% Inst. = $100.5 - 50 \times 0.5 = 75.5$

100% Inst. = $100.5 + 50 \times 0.5 = 125.5$

En las figs. 6, 7, 8 y 9 se representan las gráficas correspondientes a las destilaciones ASTM y a las curvas de vaporización instantánea (Flash), obtenidas prácticamente.

Vapor de agua para separación por arrastre. (*)

Materiales	Kgrs. de vapor de agua por lto.	Litros por hora de material.	Kgrs. de vapor de agua por hora.
Nafta	0.024	2670	64.1
Kerosina	0.026	12000	312.0
Gasóleo	0.028	19300	540.4
Residuo	0.048	80370	3857.8
Total	----	---	4774.3

(*) Datos prácticos tomados de Refinación del Petróleo de W. L. Nelson, pág. 217 (trad. 1958) por J. L. Benet.

Presiones en la Torre.

La variación de presión es función de la velocidad de los vapores (pág. 435 de Refinación del Petróleo, W. L. Nelson, trad. 1958).

0.0018 Kg/cm ²	-----	0.15 mts/seg
0.023 Kg/cm ²	-----	1.8 mts/seg

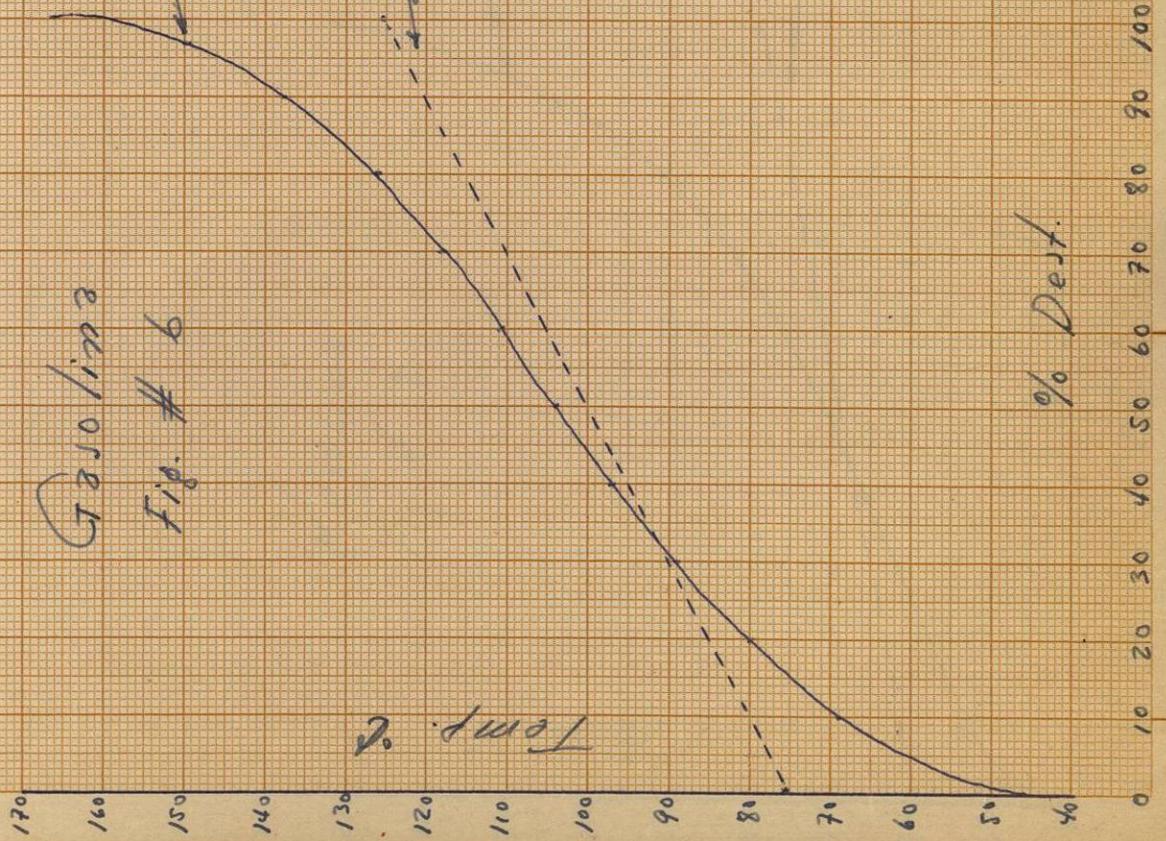
Se supone que hay una velocidad en la torre de 0.7 mts/seg. Así que la caída de presión por plato es de 0.0089 Kg/cm².

Por datos prácticos se ha observado que el número de platos de separación de producto a producto queda dentro de estos límites.

Instantaneous Practices

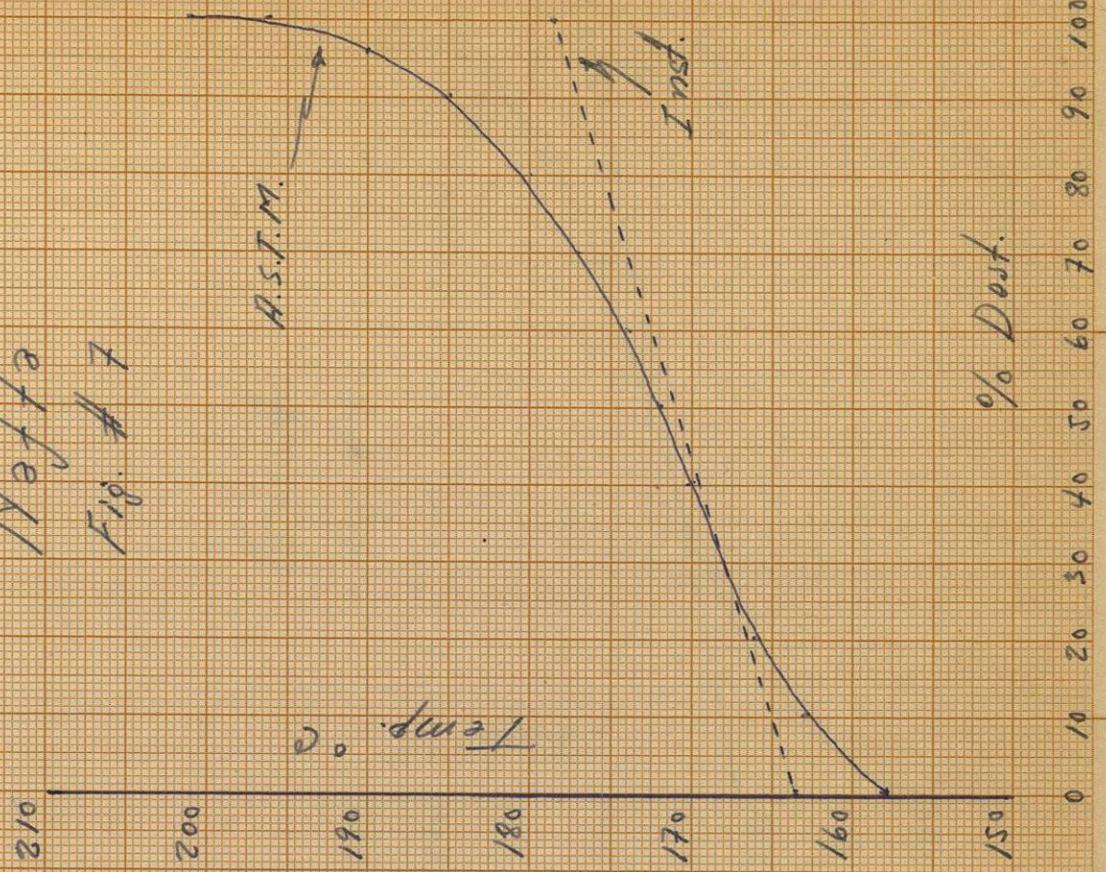
Gasolina

Fig. # 6



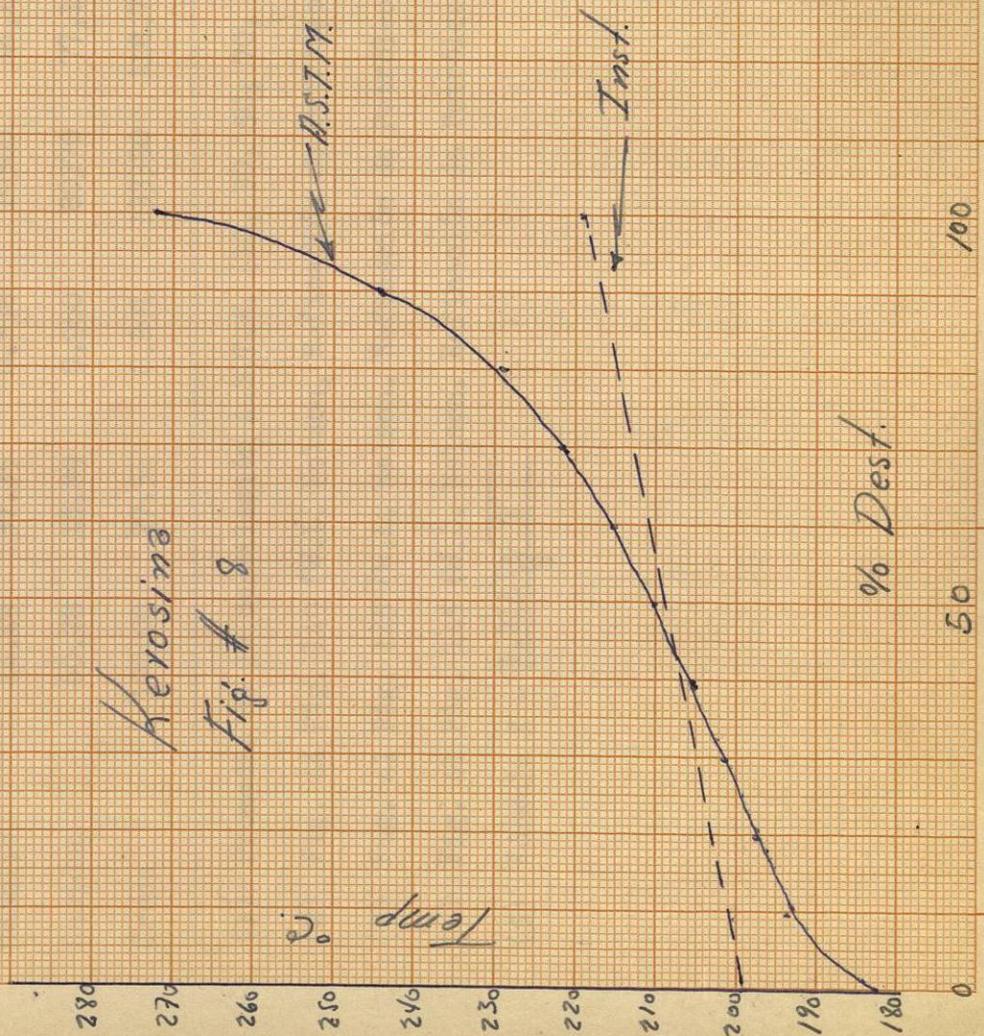
Nafta

Fig. # 7

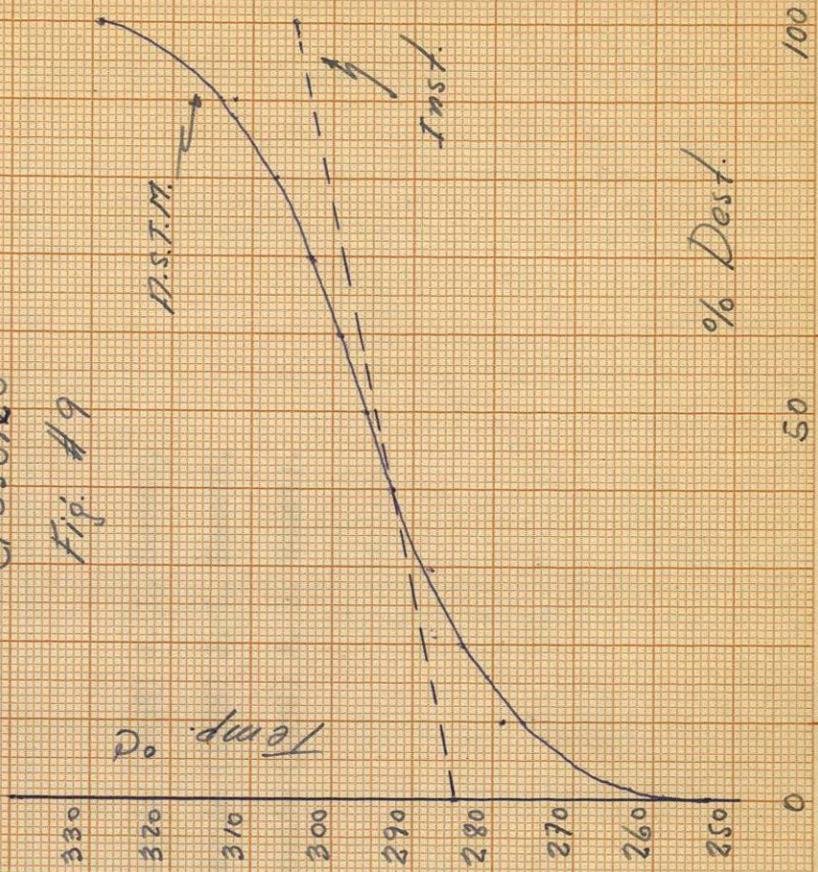


Destilaciones A.S.T.M.
e
Instantaneous Practices

Kerosina
Fig. # 8



Gasoleno
Fig. # 9



CANTIDADES Y PROPIEDADES UTILES

Material	%	A.P.1	Densidad Kg/lit	lt/hr	Kg/hr	Punto de Ebullición 50% °C (1)	Punto de Ebullición Promedio Molal °C (2)	Peso Mol. Mol. (3)	Calor Lat. Cal/Kg (4)	Factor de Caracterización K (5)
Gasolina	14.24	62.86	0.728	18990	13,820	104	96	99	77	12.1
Nafta	2.00	51.31	0.774	2670	2,070	173	171	141	66	12.0
Kerosina	9.00	46.04	0.797	12000	9,560	211	211	171	61	12.0
Gasolio	14.49	37.35	0.838	19300	16,170	295	293	245	52	12.0
Residuo	60.28	15.89	0.960	80370	77,150	-	-	-	-	-
Crudo	100.00	27.31	0.891	133330	118,770	-	-	-	-	11.65

(1) Promedio de la destilación A.S.T.M. (10, 30, 50, 70, 90%)

(2) Fig. 44 Pág. 149 (W.L. Nelson, Refinación de Petróleo Traducción (1958) J. L. Benet).

(3) Fig. 41 Pág. 145 (W.L. Nelson, Refinación de Petróleo Traducción (1958) J. L. Benet).

(4) Fig. 41 Pág. 145 (W.L. Nelson, Refinación de Petróleo Traducción (1958) J. L. Benet).

(5) Fórmula $K = \frac{1.216\sqrt{S}}{S}$

Número de platos empleados en los equipos industriales de aceites.

Operación	Material separado	Platos entre las fracciones	
		Bibliografía	Recomendados
A presión atmosférica y con vapor de agua.	Gasolina ligera y Nafta	3-8	4-5
	Nafta y kerosina	3-6	3-5
	Gasolina y kerosina	6-8	5-6
	Kerosina y gasoil	4-7	4-5
	Gasóleo y destilado de aceite lubricante	4-5	4-5
	Entrada del producto lateral mas bajo	3-4	3-2
	Resíduo de sep. por arrastre	4-6	4-5
	Separadores por arrastre lat.	4-5	3-5

Tabla No. 96 Pág. 468, Ref. de Petróleo W. L. Nelson trad. J. L. - Benet (1958).

Se tomaron los siguientes números de platos para la torre.

Gasolina	----	Nafta	4 platos
Nafta	----	Kerosina	4
Kerosina	----	Gasóleo	5
Gasóleo	----	Vaporizador	5
Vaporizador	----	Resíduo	4

Suponiendo una presión en el vaporizador de 0.39 Kgs/cm^2 , - las caídas de presión en los diferentes platos son:

Posición	Platos	Presión Kgs/cm^2	Kgs de vapor de agua
Domo	--	0.235	4774.3
Nafta	4	0.270	4710.2
Kerosina	4	0.305	4398.2
Gasóleo	5	0.347	3857.8
Vaporizador	5	0.390	3857.8

Temperatura del Vaporizador.

El dato de temperatura mas conveniente es la temperatura -- del vaporizador, ya que ésta puede ser estimada con exactitud, y - de ella depende el proyecto total de la torre.

Esta temperatura es tomada de la curva de vaporización instantánea (Flash) que está a 760mm la cual debe corregirse a la presión de la torre y el efecto del vapor de agua. El porcentaje destilado es de 39.72 más 2% del residuo sera igual a 41.72%.

Temperatura del vaporizador a 760mm (curva de vaporización instantánea) es igual a 316°C.

$$\text{Presión en el vaporizador} \quad 760 + \frac{0.39}{1.033} \times 760 = 1047\text{mm}$$

$$\text{Moles de gasolina} \quad \frac{13820}{99} = 139.0$$

$$\text{Moles de nafta} \quad \frac{2070}{141} = 14.7$$

$$\text{Moles de kerosina} \quad \frac{9560}{171} = 55.9$$

$$\text{Moles de gasóleo} \quad \frac{16,170}{245} = 66.8$$

$$\text{Moles totales de vapor} \quad 276.4$$

$$\text{Moles de vapor de agua} \quad \frac{2857.8}{18} = 215$$

$$\text{Moles totales de vapor y vapor de agua} = 487.8$$

$$\text{Presión parcial del petróleo} = \frac{276.4}{487.8} \times 1047 = 598 \text{ mm}$$

316°C corregidos a 598 mm equivale a 307°C.

Temperatura en el vaporizador 307°C.

Cálculo de las temperaturas de salida de productos del cuerpo de la torre.

El cálculo de éstas temperaturas se basa sobre los datos obtenidos de las curvas de vaporización instantánea (ver figs. 6, 7, 8 y 9 págs. 30 y 31), las cuales son dadas a la presión atmosféri-

ca y serán corregidas a la presión de la torre por medio de un balance de calor con temperaturas supuestas.

Balance térmico sobre el plato de gasóleo.

Tomando el 0% de la curva de vaporización instantánea (ya que el producto es líquido) da la temperatura de salida de 284.5 °C a la presión atmosférica.

Calor sensible de los productos, suponiendo 265°C a la presión de la torre:

$$Q = WC_p \Delta T$$

Gasolina	13820	(307-265)	0.72 x 1.06	=	442,991.8
Nafta	2070	(307-265)	0.712 x 1.06	=	65,615.3
Kerosina	9560	(307-265)	0.710 x 1.06	=	302,183.9
Gasóleo	16170	(307-265)	0.757 x 0.99	=	508,967.9
Residuo	77150	(307-278)	0.705 x 1.00	=	1'577,331.7
					<u>2'897,090.6</u> calorías
Vapor de agua	3857	(265-125)	10.5	=	27,000
Para condensar gasóleo	16170	x	52	=	840,540
Calor reflujos plato gasóleo	= 2'897,090.6 + 840,540 - 27,000 =				3'467,930.6
Reflujos interno en moles	= $\frac{3'467,930.6}{245 \times 52}$				= 272.2

Materiales como gases fijos.

$$\text{Vapor de agua } \frac{3857.8}{18} = 214.3 \text{ moles}$$

$$\text{Gasolina } \frac{13820}{99} = 139.6$$

$$\text{Nafta } \frac{2070}{141} = 14.6$$

$$\text{Total } \frac{\quad}{\quad} = 368.5$$

$$\text{Moles totales } = 272.2 + 368.5 = 640.7$$

$$\text{Presión en el plato de gasóleo } = 0.347 \text{ Kgrs/cm}^2$$

$$760 + \frac{0.347}{1.033} \times 760 = 1015 \text{ mm}$$

Presión plato kerosina 0.305 Kgrs/cm^2

$$760 + \frac{0.305}{1033} \times 760 = 984 \text{ mm}$$

Presión parcial plato kerosina

$$\frac{525.5}{909.4} \times 984 = 568.5$$

199°C corregidos a 568.5 mm equivalen a 189°C (se supone 195 así - que es aceptable).

Balance térmico sobre el plato de nafta.

0% de la curva de vaporización instantánea es 163.5 °C a -- presión atmosférica.

Calor sensible suponiendo 155 °C a la presión de la torre.

Gasolina	13,820 (307-155)	0.662 x 1.06	=	1'474,061.1
Nafta	2,070 (307-155)	0.725 x 1.06	=	241,800.8
Kerosina	9,560 (307-195)	0.740 x 1.06	=	839,872.7
Gasóleo	16,170 (307-265)	0.757 x 0.99	=	508,967.9
Residuo	77,150 (307-278)	0.705 x 1.00	=	1'577,090.6
				<u>4'641,793.1</u>

Vapor de agua 4710.2 (155-125) 0.5 70,653.0

Calor latente

Para condensar gasóleo	16,170 x 52	=	840,840.0
Para condensar kerosina	9,560 x 61	=	583,160.0
Para condensar nafta	2,070 x 66	=	136,620.0

Calor reflujó plato nafta = $4'641,793.1 + 840,840 + 583,160 + 136,620 - 70,653 =$
 $6'131,760.1$

Reflujó interno en moles = $\frac{6'131,760.1}{141 \times 66} = 658.9$

$$\text{Vapor de agua} \quad \frac{4,710.2}{18} = 261.7$$

$$\text{Moles totales} = 658.9 + 261.7 = 920.6$$

$$\text{Presión plato de nafta} \quad 0.270 \text{ Kgrs/cm}^2$$

$$760 + \frac{0.270}{1.033} \times 760 = 958.6 \text{ mm}$$

$$\text{Presión parcial plato nafta}$$

$$\frac{658.9}{920.6} \times 958.6 = 686 \text{ mm,}$$

163.5 °C corregidos a 686 mm equivalen a 160 °C (así es que es --
acceptable).

Balance térmico en el domo.

Aquí se tomará el 100% de la curva de vaporización instantánea, ya que el producto sale como vapor, ésta temperatura es --
125.5°C a presión at.

Gasolina	13,820 (307-118)	0.645 x 1.06	=	1'185,810.7
Nafta	2,070 (307-155)	0.660 x 1.06	=	220,122.1
Kerosina	9,560 (307-195)	0.670 x 1.06	=	760,425.3
Gasóleo	16,170 (307-265)	0.700 x 0.99	=	470,644.0
Residuo	77,150 (307-278)	0.705 x 1.00	=	1'577,331.7
Vapor de agua	4,774.3 (125-118)	0.5	=	16,170

Calor latente

Para condensar la nafta	2070 x 66	=	136,620
Para condensar la kerosina	9560 x 61	=	583,160
Para condensar el gasóleo	16170 x 52	=	840,840

$$\text{Total calor a eliminar} \quad 6\,391,663.8$$

$$\text{Kgrs. de reflujo frío} = \frac{53,847.2}{0.728} = 73,965.9$$

Control de temperatura parte superior

$$\text{Moles de reflujo y producto} = \frac{73,965.9 + 13,820}{99} = 886.7$$

$$\text{Moles de vapor de agua} = \frac{4,774.3}{18} = 265.2$$

$$\text{Moles totales} \quad 886.7 + 265.2 = 1151.9$$

$$\text{Presión en el domo} \quad 0.235 \text{ Kgrs/cm}^2$$

$$760 + \frac{0.235}{1.033} \times 760 = 932.8 \text{ mm}$$

Presión parcial en el domo

$$\frac{886.7}{1151.8} \times 932.8 = 718 \text{ mm}$$

125.5 °C corregidos a 718 mm equivalen a 123°C (así es que es aceptable).

Temperatura en el fondo de la torre.

La temperatura en el fondo de la torre, es 29 °C menor que la temperatura del vaporizador. Esta disminución es debida a los siguientes factores:

Enfriamiento por evaporación.

Pérdidas de calor a través del aislamiento de la torre.

Enfriamiento por el vapor de agua que entra en la torre.

Temperatura en el fondo de la torre, 307-29 = 278 °C

Los caloes específicos anteriores para los líquidos y vapores se tomaron de la fig. No. 1 pág. 50 y de la fig. No. 1 pág. 52 del The Refiner's Notebook, reimprimido de The Oil And Gas - - - Journal.

Cálculo del Diámetro de la Torre.

Se calculará por medio de la siguiente fórmula:

$$W = C \sqrt{d_2 (d_1 - d_2)} \quad (\text{Unit Operations G. G. Brown, pág. 347 fórmula 283.})$$

W = Velocidad de masa, Kgrs/m²/h

d₁ = Densidad del líquido, Kgrs/dm³ (a la temperatura de la torre)

d₂ = Densidad del vapor, Kgrs/dm³ (condiciones de la torre)

C = Constante (dependiendo del espacio de los platos y de la tensión superficial de el líquido en el plato).

De datos prácticos se tomará una distancia entre los platos de 64 cm (pág. 438, Refinación de Petróleos, W.L. Nelson trad.1958)

C = 196000 aprox. (fig. 171, pág. 441, W. L. Nelson, trad. 1958)

d₁ para la gasolina a 118 °C = 0.658 (fig. No. 1, pág. 104, The Refiners Notebook).

$$\text{Reflujo interno} = \frac{6\,391,663.8}{77 \times 99} = 838.5 \text{ moles} \quad 83,011.5 \text{ Kgrs.}$$

$$\text{Gasolina} \quad \frac{13,820}{99} = 139.6 \text{ moles} \quad 13,820 \text{ Kgrs.}$$

$$\text{Vaporizador} \quad \frac{4774.3}{18} = 256.2 \text{ moles} \quad \underline{4,774.3 \text{ Kgrs.}}$$

$$\text{Total} \quad \quad \quad 1243.3 \text{ moles} \quad 101,605.8 \text{ Kgrs.}$$

Volúmen parte superior

$$1243.3 \times 24.035 \times \frac{391}{293} \times \frac{1.033}{1.268} = 32,479.5 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$22.4 \times \frac{273 + 20}{273} = 24.035$$

$$d_2 = \frac{101,605.8}{32,479.5 \times 1000} = 0.00312 \text{ Kgrs/dm}^3.$$

$$d_2 (d_1 - d_2) = 0.00312 (0.658 - 0.00312) = 0.002043$$

$$W = 196,000 \sqrt{0.002043} = 196,000 \times 0.0452 = 8859.2 \text{ Kgrs/m}^2/\text{h.}$$

$$\text{Area de la sección transversal de la torre} \quad \frac{101.605.8}{8859.2} = 11.46 \text{ m}^2.$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{11.46}{0.785}} = \sqrt{14.6} = 3.83 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 3.83 + 10\% \text{ de seguridad} = 4.21 \text{ m}$$

Este diámetro es en la parte superior de la torre, así que se procederá a calcularlo en los diferentes puntos de extracción del producto.

Diámetro correspondiente al plato de nafta.

Calor sensible total	=	4'641,793.1	-	70,653.0	=	4'571,140.1	calorías
Reflujo intermedio	=	$\frac{4'571.140.1}{141 \times 66}$	=	491.2 moles		69259	Kgrs.
Nafta		$\frac{2070}{141}$	=	14.7 moles		2070	Kgrs.
Kerosina		$\frac{9560}{171}$	=	55.9 moles		9560	Kgrs.
Vapor de agua		$\frac{4710.2}{18}$	=	261.7 moles		4,710.0	Kgrs.
Total				889.5 moles		101,769.0	Kgrs.

Volúmen plato de nafta

$$889.5 \times 24,035 \times \frac{428}{293} \times \frac{1.033}{1.033} = 24,749.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$d_1 = 0.672$$

$$d_2 = \frac{101,769.0}{24,749.4 \times 1000} = 0.0041 \text{ Kgrs/dm}^3$$

$$d_2(d_1 - d_2) = 0.0041 (0.672 - .0041) = 0.002738$$

$$W = 196,000 \quad 0.002738 = 196,000 \times 0.0523 = 10250.8 \text{ Kgrs/m}^2/\text{h}$$

$$\text{Area} = \frac{101,769.0}{10,250.8} = 9.92$$

$$\text{Diámetro} = \frac{9.92}{785} = 12.63 = 3.56 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 3.56 + 10\% \text{ seguridad} = 3.91 \text{ m}$$

Diámetro correspondiente al plato de kerosina.

$$\text{Calor sensible total} = 4'211,514.4 + 840,840.0 - 153,937.0 = 4'958,417.4 \text{ cal}$$

Reflujo intermedio	$= \frac{4'958,417.4}{171 \times 61} =$	475 moles	8127.3 Kgrs.
Kerosina	$\frac{9,560}{171} =$	55.9 moles	9560 Kgrs.
Gasóleo	$\frac{16,170}{245} =$	66.0 moles	16,170 Kgrs.
Vapor de agua	$\frac{4,398.2}{18} =$	224.3 moles	4,398.2 Kgrs.
Total		<u>821.2 moles</u>	<u>111,404.5 Kgrs.</u>

Volúmen plato kerosina

$$821.2 \times 24035 \times \frac{468}{293} \times \frac{1.033}{1.033} = 24334.0$$

$$d_1 = .670$$

$$d_2 = \frac{111,404.5}{24,334.0 \times 1000} = 0.004578$$

$$d_2 (d_1 - d_2) = 0.0045 (1.670 - 0.0046) = 0.00306084$$

$$W = 196,000 \sqrt{0.00306084} = 196,000 \times 0.0552 = 10819.2 \text{ Kgrs/m}^2/\text{h}$$

$$\text{Area} = \frac{111,404.5}{10,819.2} = 10.29$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{10.29}{785}} = \sqrt{13.10} = 3.62 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 3.62 + 10\% \text{ seguridad} = 3.98 \text{ m}$$

Diámetro correspondiente al plato de gasóleo.

$$\text{Reflujo intermedio} = \frac{3'467,930.6}{245 \times 52} = 272.2 \text{ moles } 66,689 \text{ Kgrs.}$$

$$\text{Gasóleo} \quad \frac{16,170}{245} = 66.0 \text{ --- } 16,170 \text{ ---}$$

$$\text{Vapor de agua} \quad \frac{3,857.8}{18} = 214.3 \text{ --- } 3,857.8 \text{ --}$$

$$\text{Total} \quad \underline{\quad \quad \quad} \quad \underline{552.5 \text{ moles}} \quad \underline{86,716.8 \text{ Kgrs.}}$$

Volúmen plato gasóleo

$$552.5 \times 24035 \times \frac{538}{293} \times \frac{1.033}{1.380} = 18177.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$d_1 = 0.670$$

$$d_2 = \frac{86,716.8}{18,177.2} \times 1000 = 0.0048$$

$$d_2 (d_1 - d_2) = 0.00479 \times .6652 = 0.00318$$

$$W = 196,000 \sqrt{0.00318} = 196,000 \times 0.0562 = 11,015.2$$

$$\text{Area} = \frac{86,716.8}{11,015.2} = 7.87$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{7.87}{.785}} = \sqrt{10.02} = 3.17 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 3.17 + 10\% \text{ seguridad} = 3.48 \text{ m}$$

Diámetro correspondiente al vaporizador.

Gasolina	$\frac{13,820}{99} =$	139.5 moles	13,820.0 Kgrs.
Nafta	$\frac{2,070}{141} =$	14.7 ----	2,070.0 ----
Kerosina	$\frac{9,560}{171} =$	55.9 ----	9,560.0 ----
Gasóleo	$\frac{16,170}{245} =$	66.0 ----	16,170.0 ----
Vapor de agua	$\frac{3,857.8}{18} =$	215.0 ----	3,857.8 ----
Total		491.1 moles	45,477.8 Kgrs.

Volúmen plato vaporizador

$$491.1 \times 24,035 \times \frac{551}{293} \times \frac{1.033}{1.423} = 16,087.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$d_1 = 0.740$$

$$d_2 = \frac{45,477.8}{16,087.4 \times 1000} = 0.00282 \text{ Kgrs/dm}^3$$

$$d_2 (d_1 - d_2) = 0.00282 (0.740 - 0.00282) = 0.002078$$

$$W = 196,000 \sqrt{0.002078} = 196,000 \times 0.0455 = 8948$$

$$\text{Area} = \frac{45,477.8}{8918} = 5.099$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{5.1}{.785}} = \sqrt{6.49} = 2.55 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro } 2.55 + 10\% \text{ seguridad} = 2.80 \text{ m}$$

Ya determinado el diámetro de algunas partes de la torre, - se puede ver que tiene una diferencia tendiendo a disminuir del do mo hacia el fondo. El diámetro del domo, plato de nafta y kerosi- na casi son iguales por lo cual se aceptará un diámetro de 4.11 -- mts. El plato de gasóleo es de 3.47 m el cuál es aceptado hasta - el fondo de la torre. La separación de plato a plato se acepta el de 64 cm. encontrándose que experimentalmente esta distancia es la más económica. La altura de la torre será de 14.9 m. estará forma da de acero con un espesor de 19 mm (3/4 pulg) en la parte supe- - rior y 9.5225 mm (3/8 pulg) en la parte inferior.

A continuación se darán las medidas de las cachuchas de bur bujeo las cuales son tomadas de datos prácticos y experimentales - (Petroleum Processing pág. 82 a 87 Marzo 1956 por William L. Bo- - lles).

Diseño de cachuchas de burbujeo tipo, que se proponen.

<u>Material</u>	<u>Acero carbon</u>	<u>Acero Aleación</u>
Tamaño nominal	152.4 mm	152.4 mm
<u>Cachuchas</u>		
U. S. Standard gauge	12	12
Diámetro exterior	154.76 mm	152.37 mm
Diámetro interior	149.22 --	149.22 --
Altura total	95.25 --	95.25 --
Número de ranuras	39	39
Tipo de ranuras	trapezoidal	trapezoidal

Ancho de las ranuras

Fondo	8.458 mm	8.458 mm
Arriba	4.2418 -	4.2418 -
Altura de la ranura	38.1 --	38.1 --

Tubo ascendente o chimenea

U.S. Standard gauge	12	12
Diámetro exterior	103.96 mm	101.57 mm
Diámetro interior	98.42 --	98.42 --
Alturas Standar		
Altura del claro 12.7 mm	69.85 mm	69.85 mm
Altura del claro 25.4 mm	82.55 --	82.55 --
Altura del claro 38.1 --	95.25 --	95.25 --
Sello ranura chimenea	12.7 --	12.7 --

Area de cachuchas

Chimeneas	75.336 cm ²	75.336 cm ²
Reverso	112.230 cm ²	112.230 cm ²
Anular	89.977 --	89.977 --
Ranuras	94.428 --	94.428 --
Cachucha	187.05 --	187.05 --

El sello dinámico de la ranura a la presión atmosférica es de 25.4 mm a 50.8 mm.

El tipo de vertederos segmentales son los mas recomendables.

En los platos de flujo cruzado la longitud de la presa sumergible es usualmente de 60 a 75% del diámetro de la torre.

Cálculo de vertedero y presa sumergible.

Diámetro de la torre	411 cm
Area de la torre	1328.47 cm ²

Longitud sumergible	$411 \times .70 = 287.7 \text{ cm}$
Ancho del vertedero (fig. 31)*	$14.2 \% Dt^{**}$
(411×0.142)	$= 58.36 \text{ cm}$
Area del vertedero, un lado (fig. 31)*	$8.8 \% At^{***}$
(1328.47×0.088)	$= 116.8 \text{ cm}^2$

Para el diámetro de 3.47 m.

Diámetro de la torre	347 cm
Area de la torre	945 cm ²
Longitud sumergible	$347 \times 0.70 = 242.9 \text{ cm}$
Ancho del vertedero (fig. 31)*	$14.2 \% Dt^{**}$
(347×0.142)	$= 49.27 \text{ cm}$
Area del vertedero (fig. 31)*	$= 8.8 \% At^{***}$
(945×0.088)	$= 83.16 \text{ cm}^2$

* Petroleum Processing Abril 1956 Pág. 72.

** Diámetro de la torre.

*** Area de la torre.

La determinación del número de cachuchas correspondiente a los diámetros de la torre, se determinaron por métodos gráficos - (figs. 10 y 11) tomando como base las cartas de arreglo de cachuchas de burbujeo, de espacio entre cachucha y cachucha de 37.5 % del diámetro de la cachucha. (Petroleum Processing, Abril 1956, - Pág. 78, fig. 36).

Equipo Auxiliar.

Redestiladores.- Para el cálculo del diámetro de los redestiladores se utilizan las mismas fórmulas que para el cálculo de la torre; y el número de platos, son tomador de datos prácticos (Refinación de Petróleos W. L. Nelson, Pág. 214, trad. 1958. J. L. Bennet).

Redestilador de nafta.

Nafta	2070 Kgrs/h	$\frac{2070}{141} =$	14.7 moles
-------	-------------	----------------------	------------

Vapor de agua	64.1 Kgrs/h	$\frac{64.1}{18} =$	3.56 ---
---------------	-------------	---------------------	----------

Total	2134.1		18.26
-------	--------	--	-------

Presión = 0.270 Kgrs/cm² Temperatura 155°C

Volúmen = 18.26 x 24.03 x $\frac{428}{293}$ x $\frac{1.033}{1.303}$ = 507.38 m³/h

Fórmula $W = C \sqrt{d_2 (d_1 - d_2)}$

Espacio de los platos 50 cm Constante C = 146,000

$d_1 = 0.672$ $d_2 = \frac{2134.1}{507.38 \times 1000} = 0.0042$ Kgrs/dm³

$d_2 (d_1 - d_2) = 0.0042 (0.672 - 0.0042) = 0.0028$

$W = 146,000 \sqrt{0.0028} = 7,738$ Kgrs/m²/h

Area = $\frac{2,134.1}{7,738} = 0.276$ m²

Diámetro = $\sqrt{\frac{0.276}{0.785}} = 0.596$ m equivalente a 60 cm

Diámetro = 60 cm + 25% seguridad = 75 cm.

Redestilador de kerosina.

Kerosina	9560 Kgrs/h	$\frac{9560}{171} =$	55.9 moles
----------	-------------	----------------------	------------

Vapor de agua	312 --	$\frac{312}{18} =$	17.3 ----
---------------	--------	--------------------	-----------

Total	9872		73.2
-------	------	--	------

Presión = 0.305 Kgrs/cm² Temperatura 195°C

Volúmen = 73.2 x 24.03 x $\frac{468}{293}$ x $\frac{1.033}{1.338}$ = 2168.6 m³/h

$d_1 = 0.670$ $d_2 = \frac{9872}{2168.6 \times 1000} = 0.0045$

$d_2 (d_1 - d_2) = 0.0045 (0.670 - 0.0045) = 0.002994$

$$W = 146,000 \sqrt{0.002994} = 7986.2$$

$$\text{Area} = \frac{9872}{7986.2} = 1.23 \text{ m} \quad D = \sqrt{\frac{1.23}{0.785}} = 1.25 \text{ m}$$

$$D = 1.25 + 10\% \text{ seguridad} = 1.37 \text{ m.}$$

Redestilador de gasóleo.

Gasóleo	16,170 Kgrs/h	$\frac{16,170}{245} = 66.0$
Vapor de agua	540.4 ----	$\frac{540.4}{18} = 30.0$
Total	16,710.4	96.0

Presión = 0.347 Kgrs/cm² Temperatura 265°C

$$\text{Volúmen} = 96 \times 24.03 \times \frac{538}{293} \times \frac{1.033}{1.380} = 3,168.1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$d_1 = 0.670 \quad d_2 = \frac{16,710.4}{3,168.1 \times 1000} = 0.00574$$

$$d_2 (d_1 - d_2) = 0.00574 (0.670 - 0.00574) = 0.00381$$

$$W = 146,000 \sqrt{0.00381} = 8,993.6 \text{ Kgrs/m}^2/\text{h}$$

$$\text{Area} = \frac{16,710.4}{8,993.6} = 1.85$$

$$D = \sqrt{\frac{1.85}{0.785}} = 1.538 \text{ m}$$

$$D = 1.54 + 10\% \text{ seguridad} = 1.69 \text{ m}$$

El redestilador de nafta y kerosina tiene 4 platos perforados y el de gasóleo 5 platos.

Condensador de gasolina de contacto directo.

Para el enfriamiento (condensación) de los vapores de gasolina y vapor se utilizarán condensadores de contacto directo, - - siendo el medio enfriador el agua.

Como saldrán juntos el agua y la gasolina, pasarán de ahí

a un recipiente separador, despues a un acumulador, de donde la gasolina será usada como reflujo y el exceso saldrá como producto.

Cálculo de la cantidad de agua necesaria para condensar la gasolina de 118°C a 40°C.

La cantidad de Kilogramos de salida del domo son

Kilogramos de reflujo frío	53,847.2
Kilogramos de gasolina (producto)	<u>13,820.0</u>
Total	67,667.2 Kgrs/h
Vapor	4774.3 Kgrs/h

$$67,667.2 (118 - 40) C_p + 4774.3 (118 - 40) C_p = W (40 - 30) C_p$$

$$67,667.2 \times 78 \times 0.42 + 4,774.3 \times 78 \times 0.5 = W \times 10 \times 1$$

$$W = \frac{2,210,000 + 186,000}{10}$$

$$W = 239,600 \text{ Kgrs/h}$$

$$W = 239,600 \text{ lts/h}$$

$$W = 239 \text{ m}^3/\text{h}$$

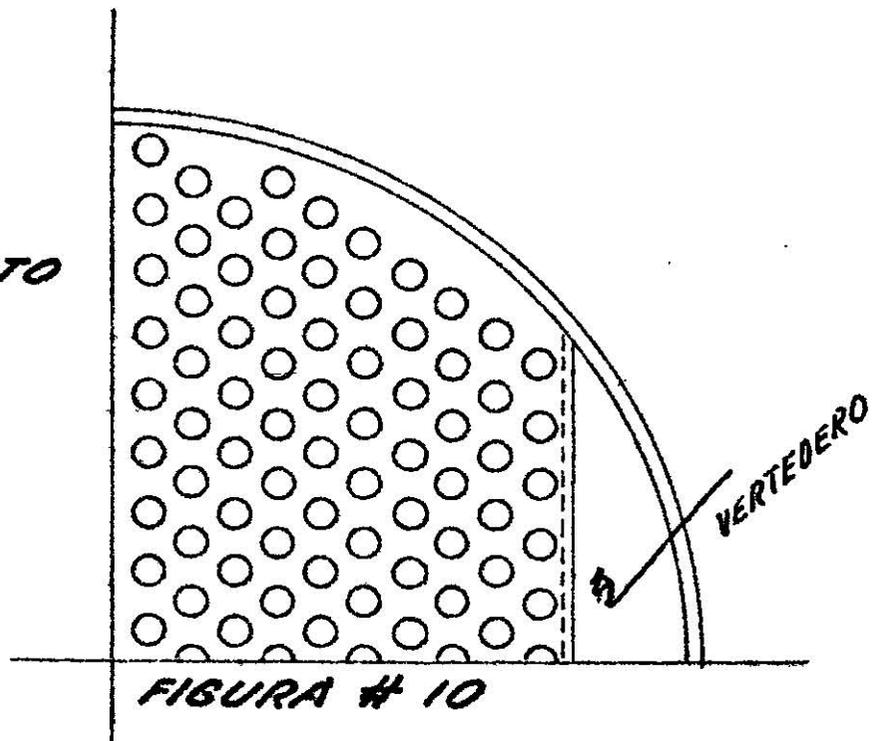
Cambiadores de calor

Como se habrá visto anteriormente la temperatura del crudo llega a la torre a una temperatura bastante alta, la cuál, es proporcionada por una serie de cambiadores de calor y el calentador.

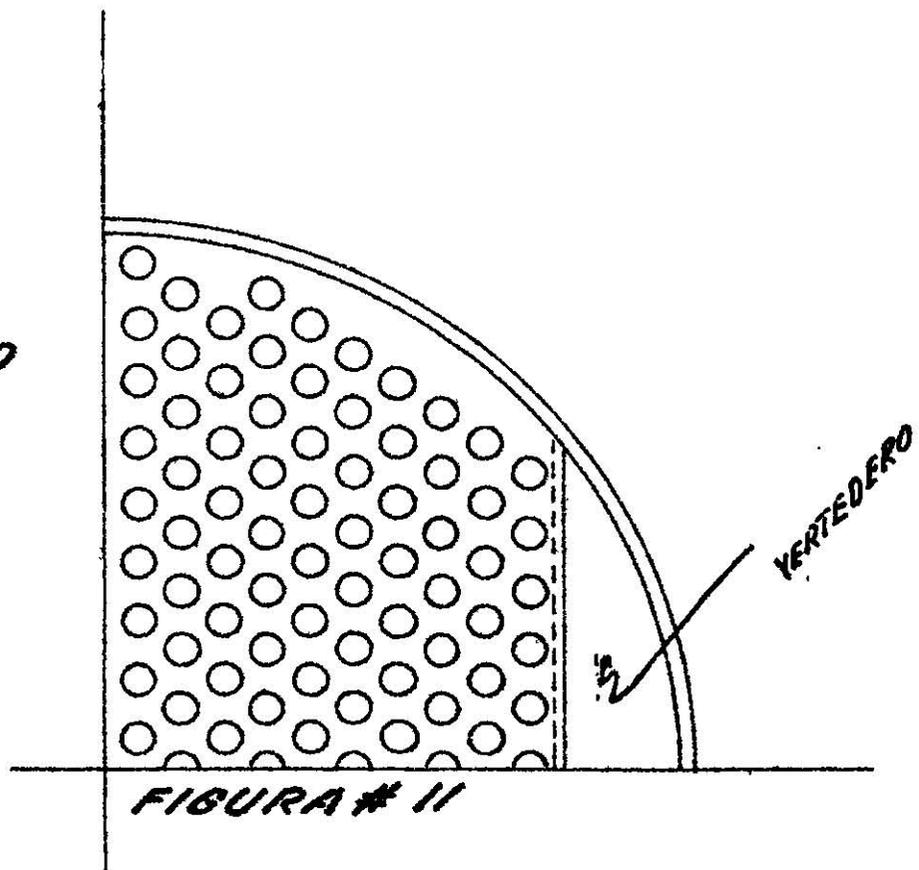
Los cambiadores de calor aumentan la temperatura del crudo utilizando en contracorriente los productos de la torre antes de ir a su almacenamiento.

En el cálculo se dará a conocer nada más el área de calentamiento que se necesita, cambiador kerosina - crudo, gasóleo - crudo y residuo crudo.

**CUARTA PARTE DE UN PLATO
DIAMETRO 4.11 MTS.
Nº CACHUCHAS 68
TOTAL CACHUCHAS 272
16 HILERAS**

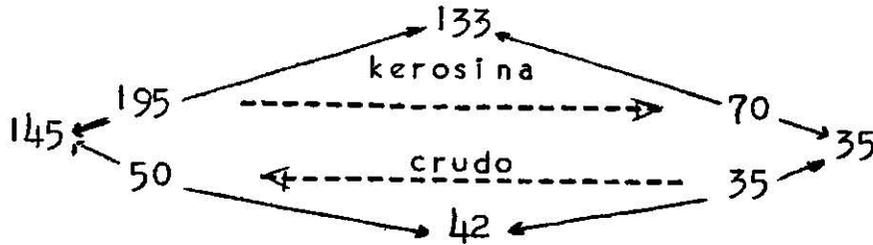


**CUARTA PARTE DE UN PLATO
DIAMETRO 3.47 MTS.
Nº CACHUCHAS 47
TOTAL CACHUCHAS 189
13 HILERAS**



Cambiador.- Kerosina - Crudo

Se desea calentar el crudo de 35°C a 50°C con lo cuál la kerosina se enfría de 195°C a 70°C.



Kerosina 9560 Kgrs. 70°C temp. aprox. despues del cambiador.
 Crudo 118,770 Kgrs. 50°C temp. aprox. después del camb.

$$9560 (195 - 70) 0.65 \times 1.06 = 118,770 (50 - 35) 0.47 \times 0.98 = 820,582 \text{ cal.}$$

Media logaritmica de la diferencia en temperatura = 78 °C

$$\Delta t_{log} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 78^\circ\text{C} \text{ (fig. No. 75, pág. 91 The Refiners Notebook).}$$

Condiciones de grado de transmisión:

Aceite	temp.película*	visc.**	cara	vel.m/seg	coef.***	F****
Kerosina	123	0.42	ext.	0.5	865	0.28
Crudo	52	7.20	int.	1.3	22	0.35

* The Refiners Notebook, Pág. 110. The Oil and Gas Journal.

** Fig. No. 1, Pág. 111, The Refiners Notebook. The Oil and Gas Journal.

*** Fig. No. 195 y 197, Pág. 499 y 502 Refinación de Petróleo W.-L. Nelson, trad. 1958. J. L. Benet.

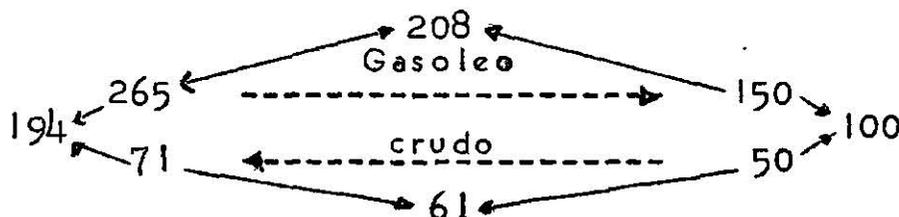
**** F, factor de suciedad fig. 191, Pág. 492, W.L. Nelson, Refinación de Petróleo, trad. 1958, J.L.Benet.

$$\text{Coef. total H} = \frac{1}{\frac{1}{865} + \frac{1}{22} + 0.00063} = 21.46, \text{ (fórmula 385, Pág. 433 - Unit Operations G.G. - Brown).}$$

$$A = \frac{820,582}{21.46 \times 78} = 490.2 \text{ m}^2 \quad (\text{fórmula 356, Pág. 415, Unit Operations G. G. Brown}).$$

Cambiador.- Gasóleo - Crudo.

Se desea calentar el crudo desde 50°C a 71°C con lo cuál el gasóleo se enfría de 265°C a 150°C.



Gasóleo 16,170 Kgrs. 150°C temp. aprox. despues del camb.
 Crudo 118,770 --- 71°C -----

La cantidad de calor de intercambio es:

$$16,170 (265 - 150) 0.63 \times 1.06 = 118,770 (71 - 50) 0.51 \times .98 = 1\,241,807.49$$

Media logaritmica de la diferencia en temperatura = 142°C

Aceite	temp. película	visc.	cara	vel/m/seg	coef.	F
Gasóleo	190	0.28	ext.	0.8	1250	0.32
Crudo	79	4.20	int.	1.25	28	0.35

$$H = \frac{1}{\frac{1}{1,250} + \frac{1}{28} + 0.00067} = 26.9$$

$$A = \frac{1\,241,807.49}{26.9 \times 142} = 325 \text{ m}^2$$

Cambiador.- Residuo - Crudo.

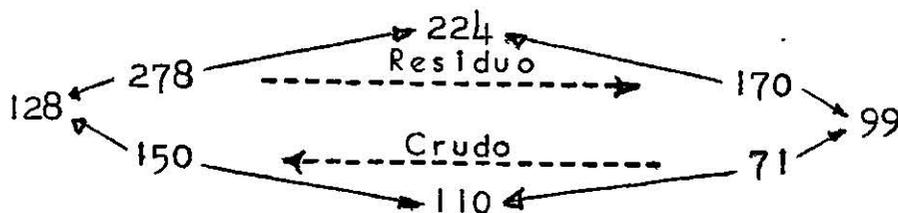
Se desea calentar el crudo de 71°C a 150°C, con lo cuál el residuo se enfría de 278°C a 170°C.

Residuo 77,150 Kgrs. 170°C temp. aprox. despues del camb.
 Crudo 118,770 --- 150°C -----

La cantidad de calor de intercambio es:

$$77,150 (278 - 170) 0.65 \times 1,00 = 118,770 \quad (150 - 71) 0.59 \times 0.98 = 5,425,152.3 \text{ cal.}$$

Media logarítmica de la diferencia de temperatura = 113°C



Aceite	temp. película	visc.	cara	vel. m/seg.	coef.	F
Residuo	210	3.0	ext.	0.8	750	0.85
Crudo	124	1.8	int.	1.2	45	0.35

$$H = \frac{1}{\frac{1}{750} + \frac{1}{45} + 0.0012} = 40.4$$

$$A = \frac{5,425,152.3}{40.4 \times 113} = 1188.3 \text{ m}^2$$

Calentador

En el cálculo del calentador se determina la cantidad de calorías necesarias para elevar la temperatura del crudo de 150°C a la temperatura de entrada al vaporizador en la torre que será de 307°C .

Material	Kgrs/h	punto ebul. prom. molal	punto ebul. prom. vol.	p. mol.	cal. lat.
Gasolina	13,820	96	104	99	77
Nafta	2,070	171	173	141	66
Kerosina	9,560	211	214	171	61
Gasóleo	16,170	293	295	245	52
Residuo	77,150	-	-	-	-

Temperaturas críticas:

Gasolina	270°C	Nafta	343°C
Kerosina	387°C	Gasóleo	465°C

Se determinan los calores latentes a las condiciones de la -

salida del calentador o sea a 307°C para la nafta, kerosina y gasóleo, porque en la gasolina la temperatura crítica es menor que 307 y se considera el calor latente cero.

Determinación del calor latente de nafta corregido a la temperatura de salida del calentador.

$T_c = 343^{\circ}\text{C}$ (fig. 44, Pág. 146, Ref. de Petróleo, W.L. Nelson trad. 1958. J. L. Benet).

Factor de caracterización 12.0

Punto de ebullición volumétrico 173°C

$T_c = 343^{\circ}\text{C} + 273 = 616^{\circ}\text{K}$ $T_B = 173^{\circ}\text{C} + 273 = 446^{\circ}\text{K}$

$$\frac{T_B}{T_c} = \frac{446}{616} = 0.7259 \qquad T_R = \frac{T}{T_c} = \frac{307 + 273}{616} = 0.941$$

Fórmula $L = L_B \frac{T}{T_B}$ (ecuación 4, Pág. 146 W.L. Nelson, Ref. Petr. trad. 1958, J. L. Benet).

$= 0.41$ (fig. 42, Pág. 146 Ref. Petr. W.L. Nelson, trad. 1958, J. L. Benet).

$$L = 0.41 \times 66 \times \frac{580}{446} = 35.2$$

Determinación de calor latente de kerosina a la temperatura de salida del calentador.

$T_c = 387$ $387^{\circ}\text{C} + 273 = 660^{\circ}\text{K}$

Factor de caracterización 12.0

$T_B = 214$ $214^{\circ}\text{C} + 273 = 487^{\circ}\text{K}$

$$\frac{T_B}{T_c} = \frac{487}{660} = 0.738 \qquad T_R = \frac{580}{660} = 0.878$$

$$= 0.58 \qquad L = 0.58 \times 61 \times \frac{580}{487} = 42.1$$

El calor latente del gasóleo no se corrige por estar muy próximo al que tendría a la temperatura de salida del calentador.

Calor sensible.

Gasolina	13,820	(307 - 150)	0.752	=	1'631,644.5
Nafta	2,070	(307 - 150)	0.725	=	235,617.7
Kerosina	9,560	(307 - 150)	0.720	=	1'080,662.4
Gasóleo	16,170	(307 - 150)	0.700	=	1'777,083.0
Residuo	77,150	(307 - 150)	0.630	=	7'630,960.5
Total					<u>12'355,968.1 cal/h</u>

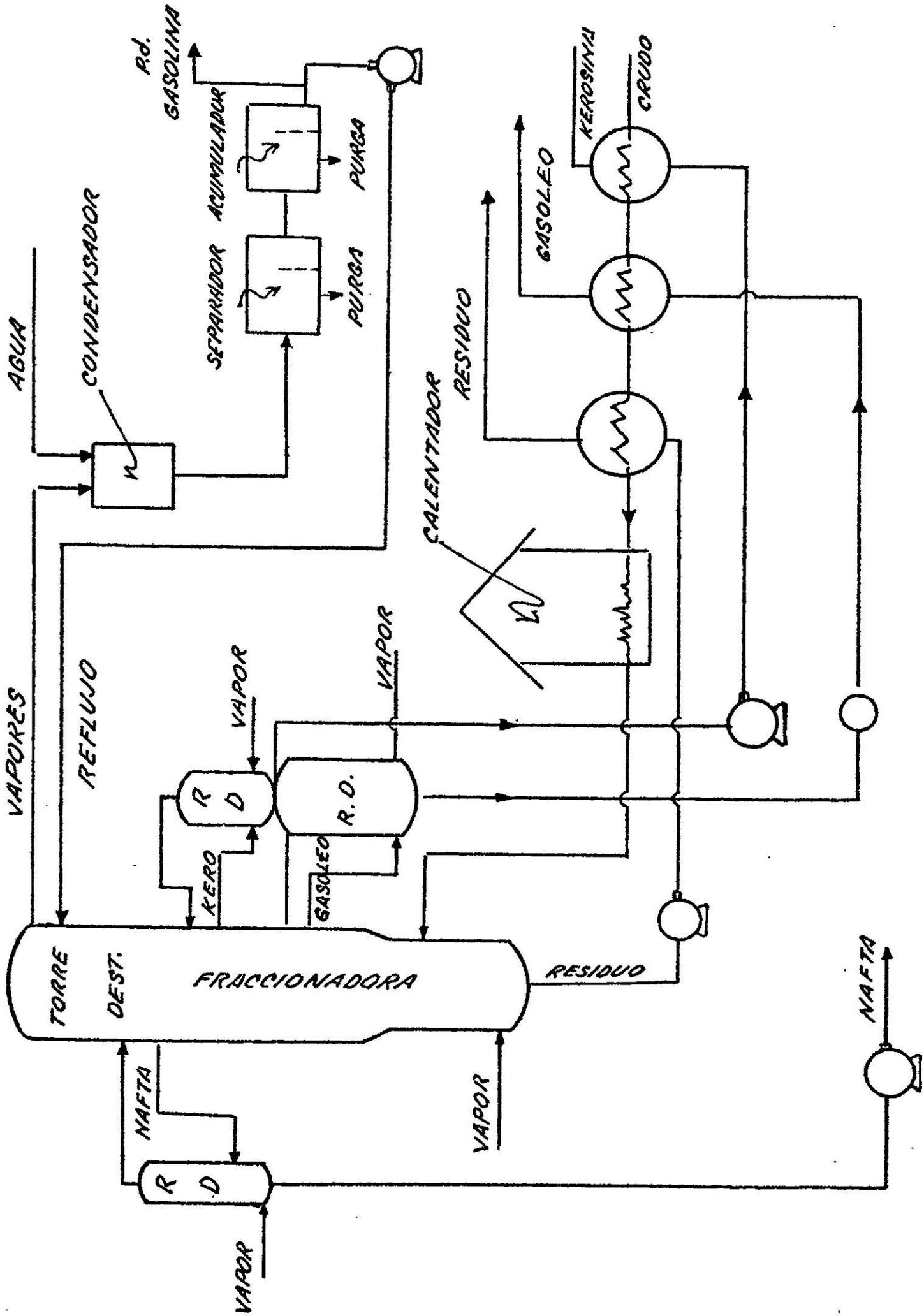
Calor latente.

Nafta	2,070 x 35.2	=	72,864.0
Kerosina	9,560 x 42.1	=	402,476.0
Gasóleo	16,170 x 52.0	=	840,840.0
Total			<u>1'316,180.0 cal/h</u>

Calor total calentador

$$12'355,968.1 + 1'316,180.0 = 13'672,148.1 \text{ cal/h}$$

DIAGRAMA DE REFLUJO DE TORRE Y AUXILIARES



RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

Como se observará en el cálculo del número de platos en torres para destilación de multicomponentes, así como el diámetro de la misma, no se sigue ninguno de los métodos estudiados en mezclas binarias (McCabe-Thiele).

Ya que por tratarse de mezclas complejas no se pueden obtener productos puros, por lo cual los cálculos son basados sobre datos prácticos, generalmente balances de calor, sobre cada una de las partes de extracción de productos de la torre, así como pruebas realizadas algunas veces en plantas piloto y fórmulas empíricas.

Se observará también que estos balances de calor son hechos por el método de tanteo hasta obtener los resultados que más se asemejen a los datos obtenidos teóricamente, de acuerdo con aquellos productos que se desean obtener dentro de las especificaciones fijadas.

El cálculo del equipo auxiliar como son cambiadores de calor, condensadores y calentador, estaban basados en las fórmulas para todos conocidas de transferencia de calor.

ESTUDIO ECONOMICO.

En el estudio económico de esta torre habría que considerar varios factores como son:

Localización de la planta, de acuerdo con:

- a) Cercanía de la materia prima o facilidad de transporte.
- b) Medios de transporte de los productos obtenidos o equipo especial para bombeo de los mismos (oleoductos).
- c) Mercado para los productos.
- d) Mano de obra para operación de la misma.
- e) Mano de obra para su instalación.

Estos serían los puntos básicos, pero tratándose simplemente del cálculo de la torre en la cual no se especifica lugar para su instalación, solamente seran citados.

RESUMEN.

El objeto de este trabajo fué, dar una idea lo más exacta posible, acerca de los procedimientos o cálculos a seguir, para la obtención más próxima de aquellos resultados que se deseaban.

En principio, se trata de la teoría básica para el cálculo de separación de productos de mezclas de multicomponentes, que como se verá difieren bastante de los compuestos binarios, ésto se hace con el objeto de dar una guía a seguir para el mejor desarrollo de este trabajo, con lo que se habrá llegado a la conclusión deseada.

BIBLIOGRAFIA.

- 1) Dr. Ing. Emil Kirschbaum.- "Destilación y Rectificación". Traducción de la segunda edición alemana, por Joaquín Ocon García. Aguilar, S.A. de ediciones Madrid.
- 2) J. Magdaleno Soto.- Ingeniería Química, enero 1958, pág. 14.-
- 3) Nelson W.L.- "Petroleum Refinery Engineering". Third Edition McGraw-Hill Book, Company, Inc. New York, Toronto London.
- 4) Nelson W. L.- "Refinación de Petróleos". Versión española de la tercera edición "Petroleum Refinery Engineering". Traducida por Jose Luis Benet. Editorial Reverte, S.A. (1958).
- 5) Nelson, W.L.- "The Refiners Notebook" the Oil and Gas Journal 8th impresion, Marzo 1956.
- 6) Brown G. G.- "Unit Operations", Jhon Wiley E Sons. Inc. N.Y. (1950).
- 7) Perry J. H.- "Chemical Engineering Hand Book". Second Edition McGraw-Hill Book. Company Inc New York, London (1941).
- 8) Hougen U. A. and Watson K.M.- "Industrial Chemical Calculations" Jhon Wiley E Sons. Inc New York. (1936).
- 9) Bolles L. William.- "Petroleum Processing". Marzo 1956 y - - Abril 1956.

