

UNAM



48

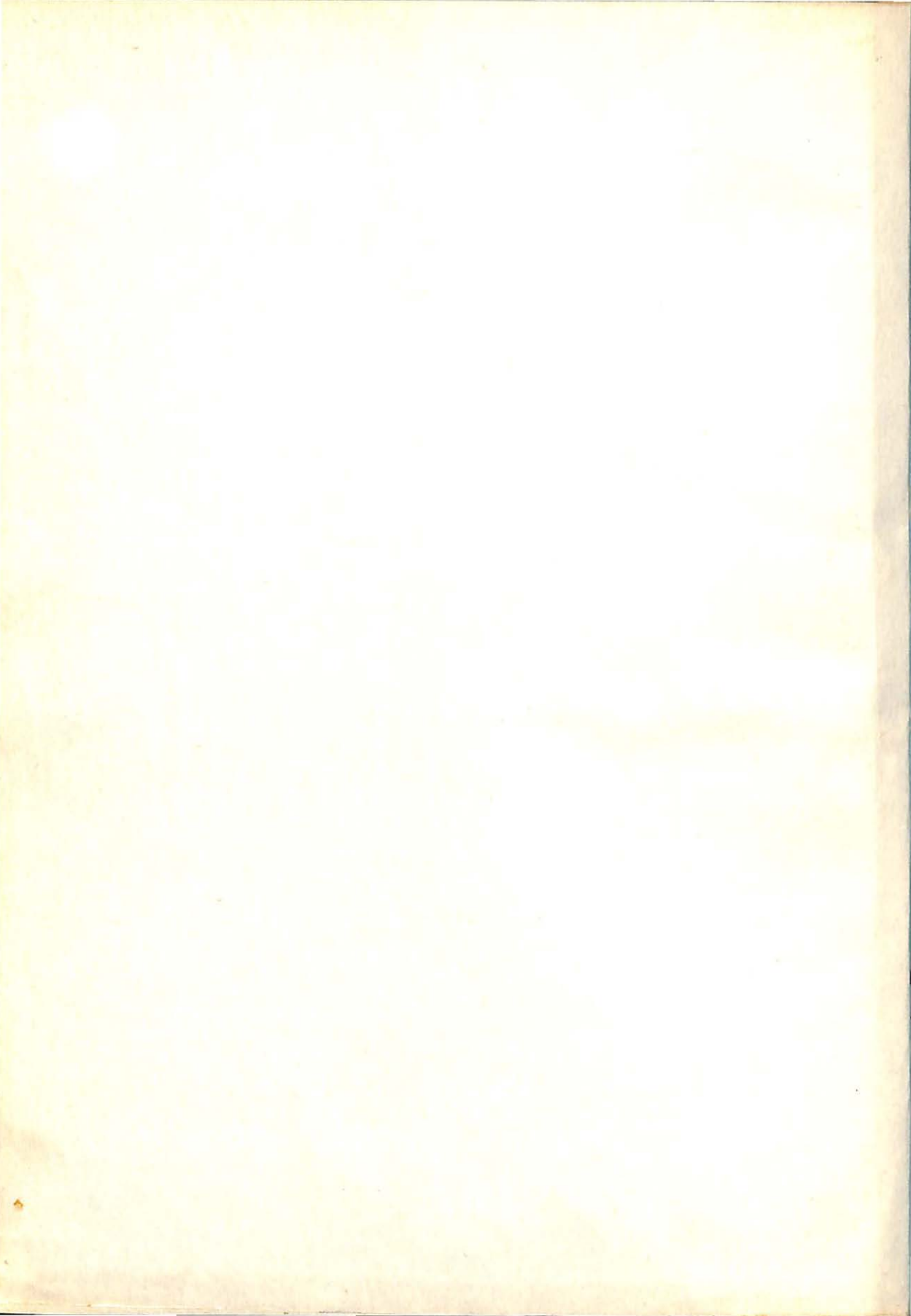
TESIS-BCCT

4677
P.47



INSTITUTO DE GEOLOGIA
BIBLIOTECA

I-80
815



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

LA DESTILACION APLICADA A LA
INGENIERIA DEL PETROLEO

TESIS

Que para su examen profesional de Ingeniero Químico
presenta
CARLOS LAGUNA LOURDES.



1940

67.7
a 4d

CLASIF. LIC1940T1
ADQUIS. T-80
FECHA
PROCED.

Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Ciencias Químicas

LA DESTILACION APLICADA A LA
INGENIERIA DEL PETROLEO

TESIS

Que para su examen profesional de Ingeniero Químico
presenta
CARLOS LAGUNA LOURDES.



BIBLIOTECA

1940

729

467.7
La 4d

DEDICADA

Con todo cariño a mis padres:
Prof. Carlos Laguna F.
Profa. María L. de Laguna.

A mi hermana:
Srita. Profa. Cristina Laguna.

A mi tía:
Srita. Profa. Elia Lourdes.

A mis hermanos.

A todos mis Maestros.

Al Dr. Fernando Orozco
Atinado Director y excelente Maestro.

Al Ing. Salvador Soto Morales.
Que ha sido mi guía en el presente trabajo.

Al Ing. Quím. Alberto Urbina del Razo
De quien siempre recordaré sus cátedras.

Al Ing. Quím. Rafael Illescas Frisbie
Gran catedrático y amigo.

Al Ing. Quím. Alberto Bustamante V.
Agradeciendo sus especiales atenciones.

Al Ing. Quím. Manuel Escandón
Excelente educador.

A Ing. Quím. Manuel Mascott L.
Elocuente catedrático.

Al Ing. Brian Holden
De quien recibí valiosos consejos.

Al Ing. Quím. Othón Canales
Excelente amigo por su valiosa ayuda.

**A Petróleos Mexicanos
Por su franca cooperación.**

**A la Mexican Fibre Co.
Por su efectiva y desinteresada ayuda.**

**A mis discípulos
Con toda mi estimación.**



I N D I C E

INTRODUCCION

- CAPITULO I.—PROPIEDADES DEL PETROLEO CRUDO Y SUS PRODUCTOS.
- CAPITULO II.—PRINCIPIOS FUNDAMENTALES DE DESTILACION.
- CAPITULO III.—LA DESTILACION APLICADA A LA INGENIERIA DEL PETROLEO.
- CAPITULO IV.—DISEÑO DE UNA PLANTA PARA DESTILACION PRIMARIA DE 7,500 BARRILES DIARIOS CON EL CRUDO DE LA PLANTA BADGER DE ATZCAPOTZALCO, D. F.
- CAPITULO V.—COMPARACION DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA DISEÑADA CON LA PLANTA BADGER.
- CAPITULO VI.—COSTO DE DESTILACION DE LA PLANTA BADGER.
- CONCLUSIONES.



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

Al estar efectuando mi Práctica Profesional en la Refinería de Atzacapotzalco, a la vez que en el Laboratorio de Petróleos de la Secretaría de la Economía Nacional, mi interés se concentró en el proceso de Destilación de los crudos. El fraccionamiento de los crudos puede considerarse como uno de los procesos básicos efectuados en las Refinerías.

El interés que tuve al escoger el tema de Destilación para esta Tesis fué el ver la enorme influencia que tiene el Laboratorio Químico en el proceso la poca importancia que se le da en nuestras Refinerías. El Laboratorio ha tenido, por objeto, hasta ahora, el examinar los petróleos crudos y sus productos en sus características físico-químicas, observar sus diferentes constantes y efectuar determinaciones rutinarias para comparación de productos producidos con productos que se desean obtener. Pero se ha pasado por alto uno de sus principales objetos: el de servir de guía al Jefe de Operación para regular el funcionamiento de la Planta; para que con un crudo que le dan para destilar obtenga productos determinados y rendimientos aceptables.

Y este papel del Laboratorio es el fundamental porque prevee, para no tener que remediar después productos que no se desean, pero que resultaron al operar la Planta de un modo rutinario. Estos productos son los que después van a aumentar el costo de los procesos, debido a que tendrán que volverse a destilar o mezclar con materiales adecuados para poder salir al mercado. Creo que éste es un papel muy valioso del Laboratorio, pero también es necesario que se sepan relacionar los resultados obtenidos en él con el método con el cual se va a trabajar en la industria.

Este fué mi objeto al abordar el tema: tratar de relacionar los datos de Laboratorio con el funcionamiento de la Planta de Destilación.

El tema no es nada nuevo ni el método original. Numerosas son

las obras que estudian este proceso y varios son los métodos de trabajo que se siguen en los cálculos. El estudio que he tratado hacer es relacionar un método sencillo a un problema particular que he observado de cerca. Si son de alguna utilidad las conclusiones que se desprenden de los cálculos hechos será para mí una satisfacción que siempre he anhelado.

Los datos que sirven de base a los cálculos fueron hechos en su mayor parte por mí, excepto los de Especificaciones de los Productos obtenidos en la planta Badger que me fueron proporcionados bondadosamente por mediación del Químico Rufo Pérez Pliego, Jefe de Laboratorio de la mencionada refinería, para el cual expreso todo mi agradecimiento.

Algunos datos que no calculé en dicha planta, tales como el costo de vapor, fueron estudiados en mi trabajo actual y aun cuando varía un poco no hay mucha diferencia en el cambio. Otros datos tales como la viscosidad del residuo obtenido en la Planta Teórica, fueron estimados por no ser posible su medición exacta.

Confío en la bondad e indulgencia de mis Profesores y lectores al juzgar este trabajo, que debe tener muchos errores y para dispensar mi falta de experiencia, sólo espero que aprecien el esfuerzo hecho y el objeto que me anima al presentarlo.

I.—PROPIEDADES DEL PETROLEO CRUDO Y SUS PRODUCTOS.

A).—Constitución y Propiedades.

Hasta hace muy poco tiempo se había considerado que los petróleos crudos no eran sino soluciones de hidrocarburos parafínicos. Esto es erróneo hasta cierto punto de vista, pues investigaciones más recientes nos dan a conocer que los gasóleos y aceites lubricantes contienen gran cantidad de compuestos aromáticos y nafténicos y que los residuos y compuestos pesados abundan en hidrocarburos no saturados, aromáticos y nafténicos.

Los hidrocarburos parafínicos constituyen la base de la mayor parte de las gasolinas directas y también de las kerosinas que provienen de los llamados crudos parafínicos y de base Mixta.

En cambio los hidrocarburos no saturados y aromáticos abundan en las gasolinas de desintegración (crackeadas).

Se ha clasificado a los petróleos crudos en tres clases principales:

- 1.—De base parafínica.
- 2.—De base mixta.
- 3.—De base nafténica o asfáltica.

Hasta cierto punto el conocimiento de la base de un crudo nos indica ciertas propiedades que facilitan el camino para sacarle el mayor provecho en el proceso al cual se va a someter.

Algunas propiedades principales en las que se basan los técnicos para determinar la base de un crudo son las siguientes:

1.—Si la Fracción Número 1 de un crudo, que es la que destila entre 482 y 527°F., tiene una densidad API superior a 40°, el crudo es de base Parafínica y si es menor de 33° pertenece a la base

Nafténica. Para puntos intermedios se considera perteneciente a base Mixta.

2.—La relación de la viscosidad con la temperatura es otra propiedad importante en la clasificación de los crudos.

Los crudos cuya viscosidad disminuye más lentamente con el aumento de temperatura pertenecen a la base parafínica. Existen gráficas especiales que determinan hasta donde se consideran los de base nafténica y entre que límites de viscosidad para temperatura dada son los de base mixta. Los crudos parafínicos son, en este sentido, de más valor que los nafténicos porque, generalmente, contienen mayor porcentaje de aceites lubricantes.

3.—La densidad, en grados API, graficada contra el contenido en gasolina de punto final de ebullición entre 410 y 425° F. (más recientemente se considera a la gasolina con punto final de 400° F.), es otra propiedad que nos sirve como otra indicación básica para la clasificación.

Para un contenido constante de gasolina los crudos parafínicos deben ser más ligeros que los nafténicos, es decir de mayor API.

Los principales productos obtenidos en las refinerías de petróleo crudo son los siguientes:

1.—Gas natural, usado como combustible industrial y doméstico.

2.—Gasolina, combustible para máquinas de combustión interna.

3.—Nafta, solvente orgánico.

4.—Kerosina, combustible para lámparas de uso doméstico.

5.—Gas oil, combustible industrial y agente de absorción para gases hidrocarbonados.

6.—Aceites varios, usados para la obtención de aceites lubricantes.

7.—Fuel oil, combustible industrial.

8.—Asfalto, material para pavimentación.

Debido a las diferentes variedades de crudos los métodos usados en destilación, tratamiento químico, etc., cambian en más o menos grado y no es posible trabajar dos crudos con el mismo método exactamente.

La refinación de un crudo en todos sus diferentes aspectos, ya sea bombeo, transmisión de calor, destilación, tratamiento químico es un problema económico y un método que encaja en un crudo puede ser completamente equivocado si se aplica a otro crudo.

Los puntos económicos principales al considerar el método bajo el cual va uno a manejar un crudo son los siguientes:

1.—¿Cuál es el valor del crudo?

2.—¿Cuál es el valor de los productos y cuál es la condición de mercado para ellos?

3.—¿Qué rendimientos son de esperarse bajo distintos métodos?

4.—¿Cuál será el costo del proceso de transformación?

Los productos obtenidos en la destilación de los crudos son fracciones que varían en composición, puntos de ebullición y otros factores que no es posible definir químicamente. Estas fracciones sólo se pueden conocer o determinar por medio de ciertas especificaciones físico-químicas destinadas a controlar su valor comercial y su uso.

Por este motivo sólo transcribo, como ejemplos, las especificaciones más recientes de Petróleos Mexicanos usadas para controlar algunos de sus productos:

Gasolina para Motores (PEMEX).

Destilación ASTM: Destilado	Temperatura °C.
8%	75 máximo.
25 „	100 „
50 „	140 „
90 „	200 „

Pérdida 2% máximo.

Prueba Doctor:—Negativa.

Corrosión:—Negativa

Gómas:—20 mg. por 100 c. c. máximo.

Azufre:—0.20% máximo.

Color:—Azul.

Acidez:—Nada.

Indice de Octano:—57.

Presión de Vapor Reid a 100°F.:—9 lbs. por pulg. cuadrada máximo.

Kerosina (Petróleo Diáfano).

Peso específico 20/4°C.: 0.796.

Temperatura de Inflamación, Clev. Cup.: 41°C. mínimo.

Prueba Doctor: Negativa.
Punto Inicial de Ebullición: 150°C. mínimo.
Punto Final de Ebullición: 285°C.
Olor: Comercial.
Color: Morado.
Reacción: Neutra.
Azufre: 0.25% aprox.

Gasóleo (Combustible Diesel 26/29).

Peso Específico: 26 — 29° API.
Temperatura de Inflamación: 66°C. mínimo.
Viscosidad Sayboldt Universal 100°F.: 75 segundos aprox.
Temperatura de Congelación: —1°C. máximo.
Agua y sedimento: Nada.
Agua por Destilación: Trazas.
Carbón Conradson: 0.15% máximo.
Ceniza %: Nada.
Azufre %: 2.10 máximo.
Color Unión: máximo.
Apariencia: Transparente y libre de sedimento.

Combustibles (Impregnol).

Peso Específico: 15 a 17° API.
Temperatura de Inflamación: 100°C. mínimo.
Temperatura de Ignición: 145°C.
Viscosidad Sayboldt Furol a 50°C.: 80 a 85 segundos.
Agua y sedimento %: 0.5 máximo.

PROPIEDADES FÍSICAS:—Debido a que el petróleo crudo y sus productos son mezclas complejas de compuestos químicos, las leyes físico-químicas que rigen a mezclas de hidrocarburos no son aplicables muchas veces en los cálculos y es necesario basarse en datos estadísticos o en ecuaciones empíricas fundadas en datos fáciles de obtener al estudiar cada producto.

CALOR ESPECÍFICO.—El calor específico de un compuesto, o de un material, es el calor necesario para aumentar en un grado una unidad de peso. Generalmente en los cálculos industriales se

emplea el sistema inglés. En este sistema el calor específico viene dado en BTU (British Thermal Units) y es el calor necesario para elevar en un °F. una libra de material.

Para compuestos químicos definidos se ha encontrado que los calores específicos a presión constante, en gases diatómicos, varían de 0.2 a 3; pero las Capacidades de Calor Molar son, dentro de límites cercanos, las mismas para todos.

A presión constante el calor específico de un cuerpo está dado por la ecuación termodinámica:

$$c_p = \frac{(du)}{(dT)_p} + p \frac{(dv)}{(dT)_p}$$

siendo u , la energía de un gramo de material y v el volumen.

Las ecuaciones que rigen los calores específicos de gases son función de la temperatura. Como ejemplo tenemos el calor molar del Metano:

$$Mc_p = 7.5 + 0.005 T$$

T está dada en °K. (centígrados absolutos).

Para los líquidos no se ha encontrado una relación exacta para el cálculo de sus calores específicos ni de sus capacidades molares de calor, pero se ha observado que aumentan con la temperatura.

El calor específico de petróleos crudos y sus compuestos, debido a investigaciones efectuadas, se ha encontrado que consisten en una función lineal y depende de la densidad del material y su temperatura.

No ha sido posible estudiar de una manera completa los calores específicos de las diferentes fracciones que se producen en las refinерías, debido al poco trabajo de investigación efectuada. Es por esto que solamente se tienen datos más o menos exactos correspondientes a los petróleos Mid Continent de los Estados Unidos de Norteamérica.

Pero Watson y Nelson han introducido una constante que ayuda a relacionar los calores de estos petróleos con los de diferentes bases. Esta constante se denomina Factor de Caracterización y se

define como la raíz cúbica de la temperatura en grados Rankine dividida por la gravedad específica del material a 60°F.

El Factor de Caracterización se usa en las siguientes ecuaciones para calcular los calores específicos de fracciones de diferentes petróleos:

$$C = C_m (0.055 k + 0.35) \dots \text{ para estado líquido.}$$

$$C = C_m (0.12 k - 0.41) \dots \text{ para estado de vapor.}$$

C_m , es el calor específico correspondiente a la fracción Mid Continent a las mismas condiciones de la fracción en examen y k es el Factor de Caracterización.

CALOR LATENTE:—El calor latente, o calor de vaporización, se ha determinado por diferencia del contenido total de calor del vapor y del líquido a la misma temperatura. La ecuación empírica obtenida en las experimentaciones que se han hecho es la siguiente:

$$L = 241 - 102 d - t (0.396 - 0.361 d) - t^2 (0.000078 d - 0.00002).$$

Por lo tanto depende de la temperatura t en °F., y de la densidad d corregida a 60°F.

El calor latente disminuye con la temperatura y es mayor para materiales de menor API, mayor densidad, a temperatura constante.

En las determinaciones de Pesos Moleculares correspondientes a los petróleos y sus fracciones se ha tropezado con mucha dificultad en el uso del método Crioscópico, pues los resultados varían con diferentes concentraciones de solvente.

Para cálculos de diseño se usa, generalmente, el peso molecular del hidrocarburo correspondiente al punto de ebullición medio de la fracción, rebajado en 5%, pues se ha comprobado que dicho dato concuerda muy aceptablemente con el valor real.

PRESION DE VAPOR.—La presión de vapor de una mezcla es igual a la suma de las presiones parciales de vapor de sus componentes como se desprende de la Ley de Dalton y de la Ley de Raoult que mencionaremos más adelante.

B).--ANÁLISIS FUNDAMENTALES.—De todos los análisis a que se someten los productos y materias primas de una refinería no todos son rigurosamente científicos, ni todos interesan al técnico para el diseño de una planta.

Por lo general el objeto de los análisis de control es el de comparar productos de determinada demanda comercial y el de proporcionar datos sencillos de entender a los compradores y vendedores de ellos. Por ello es que los análisis de control deben ser fáciles de ejecutar y sus especificaciones claras de seguir y en caso dado duplicar los resultados en cualquier momento y en cualquier laboratorio. No tenemos la intención de copiar detalladamente todas las especificaciones de los análisis que se hacen en una refinería sino más bien explicar en que consisten y exponer su importancia.

La densidad, o gravedad específica, es la relación del peso de una unidad de volumen del material en comparación con el peso de ese mismo volumen de agua, a la misma temperatura.

En el laboratorio esta determinación se efectúa por medio de hidrómetros especiales calibrados en °API (American Petroleum Institute) y que tienen un termómetro para que se haga la corrección de la densidad a 60°F., por medio de tablas especiales.

La relación que tiene la densidad con los °API se puede apreciar por las ecuaciones siguientes que son las que los unen:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{d} - 131.5.$$

$$\text{Densidad} = \frac{141.5}{^{\circ}\text{API} + 131.5}$$

Para petróleos viscosos se usa el método del picnómetro.

La densidad nos da una idea probable de la región de destilación y de la base de un petróleo. Además es de gran utilidad para la formación de los balances de material en el diseño.

La Temperatura de Inflamación es aquella a la cual el vapor de un petróleo, o fracción de él, se inflamará momentáneamente en presencia de una llama. Sirve para conocer la temperatura abajo de la cual se puede manejar a dicho compuesto sin peligro y para

saber más o menos la cantidad de fracciones de alto punto de ebullición presentes en el material.

La copa Cerrada Pensky Martens es la generalmente adoptada para la prueba. Esta se efectúa calentando el petróleo a elevación constante de temperatura (10°F., por minuto) y a cada intervalo de 5°F., una flama se introduce en el vapor formado hasta que se produzca la inflamación momentánea.

La Temperatura de Ignición es la temperatura a la cual el vapor generado por un petróleo arde continuamente en presencia de una flama.

Estas dos pruebas son importantes especificaciones del gas oil, residuo y aceites lubricantes y ayudan a calcular las temperaturas a las que deben operar los cambiadores de calor.

El Color de un petróleo, o fracción ligera propiamente, es una indicación de la bondad del procedimiento al cual ha sido sometido y del grado de refinación al que ha llegado.

En caso de descomposición térmica debida al uso de altas temperaturas puede haber una decoloración en los productos. Esta es una consecuencia de trabajar a sobrecapacidad una planta. El mejoramiento del color de un material puede ser debido a llevar a cabo con éxito un tratamiento químico.

El Cromómetro Saybolt y el Colorímetro Unión son los más usados para la prueba. El primero para fracciones ligeras y el segundo para aceites lubricantes. Ambos consisten en la comparación de los materiales con escalas arbitrarias de colores.

VISCOSIDAD.—La viscosidad es la resistencia de un material al flujo cuando una fuerza es ejercida sobre él. En los productos de refinación de los petróleos es un dato de suma importancia puesto que en los aceites lubricantes es el factor que marca la calidad del producto.

El Poise, y más comúnmente el Centipoise, es la unidad de viscosidad. Poiseuille fué el primero en aplicar la viscosidad al flujo de flúidos en sus experiencias con tubos capilares. Sus conclusiones lo llevaron a la siguiente ecuación para flujo viscoso:

$$\mu = \frac{p r^4 t \pi}{8 l V}$$

V es el volumen que fluye en t segundos por un tubo de radio

r y longitud l, siendo p la diferencia de presiones en ambos extremos. Esta ecuación es válida a pequeñas velocidades.

Las viscosidades relativas se miden en segundos. Es una comparación del tiempo que tardan en pasar dos volúmenes iguales de los dos líquidos. En estas condiciones la presión es proporcional a la densidad de ellos y la ecuación se convertirá en

$$\frac{\mu_1}{\mu_2} = \frac{d_1 t_1}{d_2 t_2}$$

La relación de variación de la viscosidad con la temperatura puede expresarse por una ecuación de la siguiente forma:

$$\mu = \frac{A}{(B + t)^n}$$

en donde A, B, n son constantes.

Esto quiere decir que la viscosidad varía con la temperatura. En todos los líquidos disminuye con el aumento de temperatura. Es por esto que es necesario determinar la viscosidad y controlar la temperatura del líquido exactamente.

Un Poise, es la fuerza que ejercida tangencialmente en un centímetro cuadrado de cualquiera de los planos distantes un centímetro de distancia, moverá un plano con una velocidad de un centímetro por segundo en relación al otro plano, considerando que el espacio comprendido entre los dos planos está lleno del líquido viscoso. Más sencillamente interpretaremos esta definición poniendo:

$$u = \frac{Fs}{V}$$

F, es la fuerza aplicada, medida en dinas.

V, es la velocidad relativa de los dos planos, en centímetros por segundo.

s, es la distancia entre los planos, en centímetros.

u, es la viscosidad, en poises.

Los aparatos para medir viscosidades, los viscosímetros, no la miden en poises o centipoises. Más bien están diseñados para medir la rapidez del flujo en condiciones determinadas. El viscosímetro más usado en pruebas de petróleos es el Saybolt Universal. Consiste en un recipiente que contiene un orificio calibrado por donde fluye el líquido; éste es mantenido a una temperatura determinada y constante por medio de un baño de aceite. El resultado de la prueba es el tiempo en segundos necesario para que 60 c. c. de líquido fluyan a través de él.

Las temperaturas más usadas para medir viscosidades son 100, 122, 130 y 210°F. Hay variación en la medida del orificio para los diferentes viscosímetros; para determinar viscosidades de líquidos más viscosos se usan viscosímetros con orificio más grande.

La relación entre la viscosidad y el tiempo de flujo en un viscosímetro Saybolt Universal es:

$$\frac{z}{s} = 0.220 t - \frac{180}{t}$$

El primer miembro de la ecuación es conocido con el nombre de viscosidad cinemática; siendo z la viscosidad en centipoises relativa al agua, s la densidad del líquido a la temperatura de la prueba y t el tiempo de eflujo en segundos.

Además de la importancia de la viscosidad en las especificaciones comerciales de los aceites lubricantes es un dato indispensable de todos los materiales con los que un Ingeniero tiene que hacer cálculos hidráulicos.

GOMAS (Compuestos Oxidados).—La determinación de gomas en la gasolina ha sido siempre una prueba muy lenta de verificar. Aun cuando la prueba ha sido conocida con el nombre de gomas, no son gomas químicamente hablando sino que se pueden considerar más bien como compuestos oxidados y que quedan como residuos en la evaporación de la gasolina.

Se usan para verificar la prueba los métodos de la Cápsula de Cobre y la Cápsula de Porcelana. La importancia de esta prueba es que las gasolinas con mucho residuo gomoso no son aptas para su uso en los motores debido a que frecuentemente tapan las válvulas y los conductos de ellos.

AZUFRE.—El contenido en azufre de los petróleos, gasolinas y kerosinas es de gran importancia, pues las propiedades corrosivas de él son factores dominantes en su calidad.

La prueba consiste en quemar en una lámpara una cantidad de kerosina y por medio de un arreglo conveniente los productos de la combustión son absorbidos a través de una solución de carbonato de sodio titulada. El contenido en azufre se determina titulando el exceso de solución de carbonato.

INDICE DE OCTANO.—El Índice de Octano, es el volumen en porcentaje de iso-octano que es necesario mezclar a heptano normal para que detone con la misma intensidad, en un motor especial, que la gasolina en examen.

La prueba se efectúa en un motor de diseño especial, C. F. R. Es muy semejante a un motor de automóvil, pero con la circunstancia de que el factor de compresión se puede variar. El iso-octano y el heptano son sustancias caras y escasas por lo que al hacer las comparaciones rutinarias se usan combustibles llamados de "referencia" porque ya se conoce su relación con el iso-octano y el heptano.

El Índice de Octano es una especificación de gran importancia en las gasolinas, pues es un dato que indica la calidad de ella para trabajar en un motor de mayor o menor relación de compresión. Gasolinas con mayor Índice de Octano aumentarán indirectamente la eficiencia del motor.

Como dato interesante relacionado con el I. de Octano mencionaremos que investigaciones llevadas a cabo para relacionar la constitución de sustancias químicas con su "tendencia a detonar" han tenido las siguientes conclusiones:

La tendencia a detonar de los hidrocarburos parafínicos es disminuida:

- 1.—Acortando la cadena principal.
- 2.—Introduciendo arborescencias en la cadena, tales como metilos.
- 3.—Centralizando la molécula por adición de metilos en el centro de la cadena principal.

C).—Métodos de Destilación Usados en el Laboratorio y su Importancia en el Diseño.

Hemos llegado a la prueba de Laboratorio más importante con respecto al diseño de una Torre de Destilación Primaria. Los resultados de las diferentes destilaciones de petróleos crudos y sus fracciones son de tal manera necesarios, pues son los que nos indican el rendimiento de los productos, el método que se debe seguir al fraccionar, el vacío y sobrepresión con que hay que operar, la cantidad de reflujo necesario y otras cosas de importancia básica. Vamos por lo tanto a explicar en este inciso las diferentes clases de destilación a que se someten los materiales petrolíferos y la importancia y utilidad de ellos.

DESTILACION POR FLASH.—Cuando una mezcla líquida se calienta conservando los vapores generados en contacto con el resto del líquido, hasta una determinada temperatura, se dice que la destilación se efectúa por “flash”. Hay una cierta diferencia en los porcentajes de líquido destilado y las temperaturas registradas si se compara con otros métodos de destilación. Por lo general, a igual temperatura, el método flash destila mayor porcentaje de líquido debido a que los vapores en contacto actúan como gases fijos y ejercen un vacío en la presión de trabajo.

Los datos de destilación obtenidos por el método flash son de gran importancia en el diseño, pues la torre fraccionadora, los calentadores y los cambiadores de calor efectúan la vaporización siguiendo este proceso.

Se puede trazar una curva llamada de Destilación por Flash haciendo varias pruebas a diferentes temperaturas con un mismo material. El material se calienta y se determina el porcentaje destilado a cierta temperatura y luego a otra y cuando se tienen suficientes puntos se traza la curva.

DESTILACION A. S. T. M.—Para la destilación de fracciones ligeras la ASTM es la más usada y las especificaciones de ella son las aceptadas para los efectos del conocimiento de su región de destilación. En vista de que el método es tan frecuentemente usado vamos a describirlo brevemente:

Se toman 100 c. c. del líquido y se ponen en un matraz Engler. Este se coloca en una parrilla de dimensiones especiales para tener una rapidez de calentamiento determinada. El líquido deberá estar entre 55-65°F., y el calor regulado de tal manera que la primera gota de destilado pase al aparato receptor entre 5 y 10 mi-

ntos después de iniciado el calor. De aquí en adelante se debe procurar que vayan destilando 4 a 5 c. c., por minuto. El destilado es condensado en un tubo metálico inclinado, de especial diseño, y rodeado por hielo. El termómetro debe tener el bulbo al mismo nivel que el de la salida de los vapores. La temperatura del vapor en el instante en que la primera gota del destilado cae del condensador a la probeta recibidora, que deberá estar graduada, se designa como Temperatura Inicial de Ebullición. Luego se van determinando las temperaturas correspondientes a cada 10% de destilado y a la temperatura máxima se le llama Temperatura Final de Ebullición.

La curva obtenida sirve como comparación a la de otros productos similares, además de que forma parte fundamental de las especificaciones de la gasolina y la kerosina. También esta destilación puede relacionarse con otras curvas, tales como la Flash, por medios gráficos. La destilación ASTM no fracciona el material sino que solamente va destilando sucesivamente fracciones más pesadas.

DESTILACION DE EBULLICION REAL (True Boiling Point). —La destilación ASTM es muy útil en cuanto a que es una prueba rápida y de fácil control, además de que es la oficial y por lo tanto indispensable en los reportes. Pero ella no nos da una indicación muy clara de la composición de las fracciones con respecto a los compuestos hidrocarbonados contenidos en el material. Con objeto de efectuar una destilación más completa y una separación verdadera es necesario el empleo de una columna más complicada. Hay dos clases de columnas para efectuar destilaciones T. B. P. Una es la de Peters y la otra la de Podbielniak.

En vista de que la destilación por el método TBP es importantísima en el diseño y de que no debería faltar una columna Peters en todas las refinerías vamos a describirla lo mejor que podamos con ayuda del siguiente esquema:

La columna tiene como principal característica el trabajar adiabáticamente, es decir sin intercambio de calor con el exterior. Esto se obtiene mediante una chaqueta alrededor de la columna en que circula aire caliente a la misma temperatura que los vapores que hay dentro de ella. El aparato consiste del matraz D, cuya capacidad varía de 1 a 5 lts. Es necesaria el matraz de 5 lts., en las destilaciones de crudos y materiales pesados, pues las fraccio-

jor separación, pero la curva obtenida resulta escalonada. Cuando se usa este método se debe llevar la destilación aprisa en aquellas regiones de compuestos de bastante porcentaje y despacio en los de pequeño. El destilado debe recogerse con una rapidez de 1% cada dos minutos cuando se trabaja a presión atmosférica y de 1% cada 3 ó 5 minutos cuando se trabaja con ayuda de vacío. El aire debe entrar a una temperatura 5°F., menor que la del matraz y cuando sale debe hacerlo a 5°F., sobre la temperatura del vapor en el punto de la columna con la cual está en contacto.

La curva obtenida a velocidad constante tiene una relación muy estrecha con la curva Flash. Es por esto que en el diseño, cuando se tiene la curva TBP los cálculos resultan más claros y exactos.



II.—PRINCIPIOS FUNDAMENTALES DE DESTILACION.

La propiedad que tienen los líquidos por medio de la cual pasan al estado de vapor debido a las circunstancias que se ejercen sobre ellos, tales como temperatura y presión, es la base de los procesos industriales que estudian la separación de un líquido de otros líquidos o líquidos de sólidos.

La diferencia de volatilidad, o presión de vapor, es el factor utilizado en la separación industrial de varios líquidos.

Entendemos por destilación la separación de un líquido de otro por medio de la vaporización del más volátil y la condensación del mismo.

Las moléculas de un líquido están en continuo movimiento, unas moviéndose a mayor velocidad que otras. Mientras la temperatura a que este líquido, sea menor que su punto de ebullición, la velocidad media de las moléculas no será suficientemente grande para proyectarlas fuera de la superficie del líquido. No obstante hay siempre algunas moléculas que poseen velocidades mayores que la velocidad promedio y rebasa la superficie del líquido efectuando una presión en las paredes del recipiente que las contiene, como resultado del bombardeo que se produce debido a la velocidad con que están dotadas.

Cuando el número de moléculas que vuelven a la superficie es igual al número de las que salen, existe un equilibrio dinámico. Una porción de la sustancia estará en estado de vapor y la presión que ejerce en las paredes del recipiente es llamada Presión de vapor, a la temperatura existente.

Si el líquido es una mezcla mecánica de dos sustancias poco solubles, por ejemplo agua y éter, cada una proyectará sus moléculas y establecerá su equilibrio entre las moléculas que se escapan y las que regresan formando una presión de vapor independiente.

Estas presiones son aditivas y la suma de ellas equivaldría a la presión existentes en el recipiente.

Cuando las sustancias que forman el líquido son solubles entre sí, v. g. agua y glicerina, la "tendencia al escape" de cada sustancia es reducida debido a la presencia de la otra. La suma de las presiones será en este caso menor a la suma de dichas presiones si las sustancias estuvieran en estado puro.

Si consideramos un recipiente cerrado que contiene una fase líquida y una gaseosa, la fase gaseosa estará formada por el vapor del líquido y del gas inerte que exista. Si p es la presión parcial del vapor en la fase gaseosa y P la presión total en dicha fase, la presión en el líquido será la misma P . Por variación de la cantidad de gas inerte podremos variar la presión P en el líquido. Si no hay ningún gas inerte se dice que se tienen condiciones ortogáricas. Por lo general p es función de P y de la temperatura. A temperatura constante tendremos la siguiente ecuación termodinámica entre p y P :

$$\frac{(d_p)_T}{(dP)_T} = \frac{V_1}{V_2}$$

siendo V_1 y V_2 los volúmenes molares a la temperatura T del líquido y del vapor cuyas presiones son P y p respectivamente. Cerca de la temperatura crítica V_1 y V_2 se acercarán en valor mutuamente, pero a menores temperaturas la relación V_1 y V_2 es muy chica. Para el agua a 100°V. , cuando p es 1 atmósfera, el valor de dicha relación será como $1/1700$; a 0°C , p es 4.95 m. m. y la relación será $1/230,000$.

Aun cuando esta relación indica que la presión de vapor p aumenta con la presión P en el líquido, si nos referimos sólo a valores moderados de P y a temperaturas bastante menores a la crítica estaremos bastante justificados, para trabajos prácticos, en decir que la presión de vapor del líquido es independiente de la presión ejercida en él. Por lo tanto la presión de vapor de un líquido expuesto a la presión atmosférica es casi la misma como si estuviera sujeto a la presión de su vapor solamente.

Si se grafica la presión de vapor contra la temperatura se obtiene una curva que sube rápidamente al aumentar la temperatura. La curva se interrumpe a la temperatura crítica, pues entonces sólo existirá una fase.

Se han propuesto numerosas ecuaciones para reproducir la relación entre la presión de vapor y la temperatura. Presentamos una sencilla, que es bastante exacta a temperaturas moderadas:

$$\log. p = A - \frac{B}{T}$$

siendo A y B constantes.

Para temperaturas más extensas tenemos otra de la siguiente forma:

$$\log. p = A - \frac{B}{T} + C \log. T.$$

Además del concepto, que de una manera muy clara debemos tener, de la presión de vapor de un líquido, es indispensable estar familiarizados con ciertas leyes que son fundamentales para comprender a fondo la teoría de Destilación.

LEY DE RAOULT.—Si cualquier sustancia, llamada soluto, se disuelve en un líquido, el solvente, se encuentra que la presión parcial de vapor del solvente en dicha solución es menor que la del mismo solvente en estado puro, considerando ambas a la misma presión y temperatura. Si el soluto es prácticamente involátil, la presión total de la solución es debida completamente al vapor del solvente.

Por lo general, en la práctica, tendremos que tratar con soluciones en las que tendremos que considerar varios componentes volátiles y que cada uno de ellos ejerce una presión parcial propia.

Si p_0 y p son las presiones de vapor del solvente puro y de la solución, respectivamente, a la misma presión y temperatura, la cantidad:

$$\frac{p_0 - p}{p_0}$$

es llamada el "abatimiento relativo de la presión de vapor".

Las investigaciones primitivas debidas a von Babo y Wüllner demostraron que, para soluciones acuosas, el "abatimiento", es proporcional, aproximadamente, a la concentración del soluto y que a concentración constante es más o menos independiente de la temperatura.

Investigaciones más completas, hechas posteriormente, por Raoult, no solamente para soluciones acuosas, lo llevaron a una conclusión más exacta y conocida como la Ley de Raoult.

Si N_0 y N representan el número de mols de solvente y soluto en una solución dada y x_0 y x las correspondientes fracciones molares:

$$x_0 = \frac{N_0}{N_0 + N} \quad ; \quad x = \frac{N}{N + N_0}$$

Los resultados obtenidos por Raoult para soluciones diluídas vienen expresadas por las siguientes ecuaciones:

$$p = x_0 p_0$$

$$x = \frac{p_0 - p}{p_0} = \frac{N}{N_0 + N}$$

Esto quiere decir que para una solución, la presión parcial de cualquiera de los componentes será igual a la presión de vapor p , del componente en estado puro, multiplicada por su fracción molar en la solución. Esta ley es válida siempre que los componentes se mezclen sin efectuar una combinación química ni efectos de asociación molecular.

LEY DE DALTON.—La Ley de Dalton referente a presiones parciales dice que la presión parcial de un componente, en una mezcla gaseosa, es igual a la presión que ese componente ejerce cuando ocupa sólo el volumen total. La presión total de una mezcla es igual a la suma de las presiones parciales de los componentes.

Esta ley es válida para gases ideales, pues los gases actuales no la siguen exactamente. En caso de gases ideales tendremos:

$$p_1 = \frac{n_1 RT}{V} ; p_2 = \frac{n_2 RT}{V}$$

$$p = p_1 + p_2 = \frac{(n_1 + n_2) RT}{V} = \frac{n RT}{V}$$

siendo p_1 y p_2 las presiones parciales de los componentes.

n_1 y n_2 el número de mols de cada uno.

p y n la presión y el número de mols totales.

Si x_1 es la fracción molar del gas 1;

$$p_1 = \frac{n_1 p}{n} = x_1 p$$

LEY DE HENRY.—Con objeto de explicar con más detalle la Ley de Henry debemos recordar un poco las expresiones termodinámicas acerca de la Energía Libre.

Derivaciones matemáticas de la II Ley Termodinámica nos conducen a definiciones sobre Potenciales Químicos, útiles para entender la secuela de los fenómenos de destilación. Es así como llegamos a expresar que la Energía Libre Total de una fase que contiene N_1 ; N_2 ; N_3 ; etc., mols de las sustancias 1, 2, 3, etc., puede definirse como sigue:

$$F = N_1 \bar{F}_1 + N_2 \bar{F}_2 + N_3 \bar{F}_3 + \dots$$

\bar{F}_1 es la energía libre correspondiente a cada mol de sustancia 1 en la solución y se llama "energía libre parcial molar".

Cuando se refiere uno a mezclas gaseosas ideales que ocupan el volumen V y la presión total p , las propiedades de cualquiera de sus componentes son las mismas que si él solo ocupara todo el volumen V . Aplicando la ecuación que nos da la variación de la energía libre en un cambio isotérmico de estado:

$$dF = RT \, d \log. p$$

a un mol de gas en una mezcla gaseosa ideal tendremos:

$$dF_1 = RT \, d \log. p_1 \quad (\text{a } T \text{ constante})$$

ahora considerando una solución líquida ideal compuesta de N_0 mols de solvente y N mols de soluto; si \bar{F}_0 y \bar{F} son las energías libres parciales molares de solvente y soluto, respectivamente, y p la presión parcial del solvente en la solución, la E. L. P. M. del solvente en solución es igual a la E. L. P. M. en la fase de vapor donde su presión es p ; aplicando ecuaciones anteriores:

$$\bar{F}_0 = RT \log. p + \text{constante}$$

$$d\bar{F}_0 = RT d \log. p \quad (\text{a } T \text{ constante})$$

Pero en esta solución ideal:

$$p = x_0 p_0$$

$$\log. p = \log. x_0 + \log. p_0$$

a T constante:

$$\log. p = \log. x_0$$

por lo tanto:

$$d\bar{F}_0 = RT d \log. x_0 = \frac{(RT)}{x_0} dx_0 - \frac{(RT)}{x_0} dx$$

$$\text{pero,} \quad x_0 d\bar{F}_0 + x d\bar{F} = 0$$

por lo tanto:

$$d\bar{F} = \frac{(x_0)}{x} d\bar{F}_0 = RT d \log. x$$

$$\bar{F} = RT \log. x + k$$

Ahora pongamos un líquido A y un gas B en contacto. Cuando se obtiene el equilibrio, supongamos que p_A y p_B son las presiones parciales en la fase gaseosa y x_A y x_B las fracciones mola-

res en la fase líquida. Si llamamos a p_a , la presión del vapor del líquido puro A (el solvente) y si las dos fases pueden considerarse como ideales, en la fase líquida el comportamiento seguirá la Ley de Raoult:

$$p_A = p_a x_A$$

pero en la fase líquida podemos poner:

$$\bar{F}_B = RT \log. x_B + k_B$$

La E. L. P. M. de B en la fase gaseosa estará dada por la relación:

$$\bar{F}_B^g = RT \log. p_B + k_B^g$$

Pero cuando el sistema se encuentre en equilibrio:

$$\bar{F}_B = \bar{F}_B^g$$

$$RT \log. p_B + k_B^g = RT \log. x_B + k_B$$

resolviendo para p_B :

$$p_B = \frac{(e^{k_B - k_B^g}) x_B}{RT} = e^{\frac{k_B - k_B^g}{RT}} x_B$$

que se puede expresar así: $p_B = K x_B$

que es como generalmente se conoce la Ley de Henry.

La Ley de Henry es una variación de la Ley de Raoult y se usa para cálculos de la presión de vapor del soluto en soluciones diluidas, mientras que la Ley de Raoult se usa para el cálculo de la presión de vapor del solvente.

La Ley de Henry nos dice que la presión parcial del soluto es proporcional a su concentración en la solución. La constante de la ecuación se determina experimentalmente.

A cualquier temperatura, si tenemos una mezcla de líquidos a una presión determinada, se llega a un estado de equilibrio entre el vapor formado, que existe sobre el líquido, y el líquido mismo.

Puesto que este vapor formado es el que vamos a condensar para efectuar el proceso llamado destilación, el problema fundamental consiste en el conocimiento de la composición del vapor en comparación con la composición del líquido de que proviene. Esto varía con las diferentes mezclas existentes y cada una debe estudiarse conforme a este problema básico.

Para un estudio completo sobre este tópico existen muchas clases de mezclas, pero para el objeto de nuestro tema las más importantes son:

Mezclas de líquidos miscibles y mezclas de líquidos inmiscibles.

MEZCLAS DE LIQUIDOS INMISCIBLES:—En una mezcla mecánica de dos líquidos mutuamente insolubles, se establecerá un equilibrio dinámico entre el líquido y el vapor cuando el número de moléculas que de cada clase dejan el líquido está equilibrado con el número de moléculas que vuelven a él. Puesto que los líquidos no son solubles uno en otro, cada uno ejercerá una presión de vapor como si estuviera presente en forma aislada. La presión existente, debida a la mezcla, será por lo tanto la suma de estas presiones individuales y la mezcla tendrá un punto de ebullición inicial más bajo que cualquiera de los componentes del sistema.

La cantidad de los componentes de la mezcla en el vapor es independiente de la cantidad de ellos en el líquido y sólo depende de la volatilidad relativa medida por la presión de vapor.

Si tenemos una mezcla de líquidos A y B, si sus presiones parciales son p_a y p_b , y, sus pesos moleculares M_a y M_b , la relación en peso de dichos componentes en el vapor estará dada por la ecuación:

$$\frac{W_a}{W_b} = \frac{p_a M_a}{p_b M_b}$$

Esta propiedad es una ventaja que se utiliza frecuentemente en los procesos industriales. Sucede muchas veces que algunas sustancias que necesita uno destilar tienen un punto de ebullición demasiado alto a cuya temperatura sufren descomposiciones que no convienen en el proceso de transformación.

La propiedad ya mencionada respecto a la disminución del punto de ebullición, que es consecuencia del vacío que provoca el otro líquido por la Ley de las Presiones Parciales, es aprovechada ventajosamente en estos casos. Sobre todo si la sustancia problema es insoluble en agua, el vapor de ésta cumple con el abatimiento del punto de ebullición de una manera económica.

LIQUIDOS MISCIBLES.—En el caso en que los líquidos sean solubles mutuamente, la presión de vapor de cada uno es disminuída debido a la presencia del otro. En este caso la composición del vapor es influenciada por la cantidad de cada uno de los líquidos en la mezcla. Algunas veces la composición del vapor puede calcularse conociendo la presión de vapor de cada uno de los líquidos. Esto se puede hacer cuando en la solución de dos líquidos no se efectúen reacciones químicas y las moléculas de ambos líquidos sean, más o menos, del mismo tamaño. La Ley de Raoult nos ayuda en este caso.

“La tendencia al escape” de un componente depende del porcentaje que dicho líquido ocupe en la solución, es decir, de la fracción molar y de la presión de vapor. Si P es la presión de vapor del componente en estado puro y a una temperatura dada y x su fracción molar en el líquido:

$$p = P x$$

siendo p la presión parcial de vapor en el líquido.

Si π es la presión total de la solución y expresamos la presión p como fracción de la total π tendremos:

$$\frac{p}{\pi} = \frac{P}{\pi} x$$

En el equilibrio la presión parcial del componente en el vapor será igual a la presión parcial de vapor del componente el líquido. Siendo y la fracción molar del componente en el vapor:

$$y = \frac{p}{\pi} = \frac{P}{\pi} x$$

Ahora en el caso de una solución de dos líquidos tendremos:

$$y_1 = P_1 x_1 \quad ; \quad y_2 = P_2 x_2$$

sumando miembro a miembro:

$$y_1 + y_2 = 1 = P_1 x_1 + P_2 x_2$$

pero: $x_2 = 1 - x_1$

entonces:

$$x_1 = \frac{\pi - P_2}{P_1 - P_2} \quad ; \quad x_2 = \frac{\pi - P_1}{P_2 - P_1}$$

$$y_1 = \frac{P_1}{\pi} x_1 \quad ; \quad y_2 = \frac{P_2}{\pi} x_2$$

Si consideramos una solución de dos líquidos en los que las presiones parciales de ellos son diferentes, aun cuando la presencia de uno disminuirá la presión de vapor del otro, el vapor formado será más rico en el componente de punto de ebullición menor que el líquido del cual procede. Si se hace una gráfica en la cual figuren la composición del líquido, el punto de ebullición del mismo y la composición del vapor que está en equilibrio con él, se puede seguir un proceso por medio del cual se separen los componentes.

Por lo general el término "volatilidad" se usa con objeto de comparar las presiones de vapor de una sustancia con otra. La sustancia que tiene mayor presión de vapor a una cierta temperatura se considera la más volátil.

La volatilidad de cualquier componente, formando parte de un líquido homogéneo, es su presión parcial en el vapor que está en equilibrio con el líquido dividida por su fracción molar:

$$v_1 = \frac{P_1}{x}$$

Si el componente sigue la Ley de Raoult en la mezcla, su volatilidad será numéricamente igual a la constante de la Ley a esa temperatura.

Volatilidad Relativa es la volatilidad de un componente dividida por la del otro, con la cual se desea conocer su relación:

$$\alpha = \frac{V_1}{V_2}$$

para mezclas binarias: $v_1 = \frac{p_1}{x_1}$; $v_2 = \frac{p_2}{x_2} = \frac{p_2}{1 - x_1}$

pero puesto que: $\frac{p_1}{p_1} = \frac{y_1}{1 - y_1}$

tendremos: $\alpha = \frac{(y_1)}{(1 - y_1)} \frac{(1 - x_1)}{(x_1)}$

La volatilidad relativa es una medida que nos indica la facilidad de separación de los componentes por procesos de destilación. Las sustancias fácilmente separables dan valores de alfa bastante grandes. Cuando alfa es igual a uno no hay separación posible por destilación. Cuando alfa es menor a uno la relación molar de los componentes en el vapor será alfa veces dicha relación en el líquido. La volatilidad relativa de dos componentes varía con la temperatura. Por tanto se facilita la separación de dos componentes a la temperatura en la que alfa sea máxima.

DESTILACION SIMPLE.—Cuando se tiene una mezcla líquida de dos componentes mutuamente solubles, el vapor engendrado tendrá una composición diferente a la del líquido, en caso de que las presiones de vapor de los componentes sea diferente. Cuando se volatiliza dicha mezcla, el vapor será más rico en el componente más volátil y el residuo más rico en el menos volátil. Pero por este procedimiento, llamado Destilación Simple, no es posible efectuar una separación completa. El cálculo de esta destilación es debida a Rayleigh.

Puesto que la composición del líquido estará variando continuamente se debe hacer un análisis diferencial. Si la cantidad de líquido es L y x es la cantidad de componente más volátil, cuando se haya vaporizado cierta cantidad dL , la cantidad de componente más volátil en el vapor será y ; haciendo un balance de materia con respecto al componente volátil, tendremos:

$$xL = (x - dx) (L - dL) + y dL$$

resolviendo tendremos:

$$\log. \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{(y - x)}$$

Puesto que la destilación simple no es un método muy eficiente para efectuar separación de líquidos se ha buscado otro camino.

Por medio de la redestilación del condensado se obtiene una separación mayor, pero resulta en un gasto excesivo debido al alto costo de energía calorífica.

El otro método es la Condensación Parcial. Consiste en enfriar los vapores generados en una destilación simple y condensar parte de ellos, dejando así los vapores residuales enriquecidos notablemente en el componente más volátil. Encontramos que la condensación parcial es el mismo proceso que la redestilación sólo que efectuado en otro sentido por medio del cual hay un ahorro de calor y tiempo.

Hay dos formas de efectuar la condensación parcial:

CONDENSACION SIMPLE.—Consiste en conservar el condensado en contacto con el vapor hasta que la condensación es detenida.

CONDENSACION DIFERENCIAL.—En la que el condensado es removido tan luego como se forma.

CONDENSACION PARCIAL SIMPLE.—Si tenemos una cantidad de vapor G_1 , de composición y_1 , para ser enriquecida a una

composición y_2 , es muy lógico que el condensado deberá tener una composición x_2 que conecta con y_2 por la curva de equilibrio y vs. x . Si el peso del vapor residual es G_2 el balance será:

$$y_1 G_1 = y_2 G_2 + x_2 (G_1 - G_2)$$

resolviendo: $G_2 = \frac{G_1 (y_1 - x_2)}{y_2 - x_2}$

CONDENSACION PARCIAL DIFERENCIAL.—Si la condensación es diferencial la nueva concentración del vapor será igual a la nueva cantidad de componente volátil en él dividido por su peso total:

$$y + dy = \frac{(yG + x dG)}{G + dG}$$

ordenando: $\frac{dG}{G} = \frac{dy}{(x - y)}$

integrando: $\log. \frac{G_1}{G_2} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y - x)}$

TEORIA DE LAS COLUMNAS FRACCIONADORAS.—Si efectuamos una destilación simple seguida de una condensación parcial, observaremos que el condensado será más rico en el componente más volátil que el líquido de que se partió. Por lo tanto si se pone en contacto el vapor que proviene del líquido con dicho condensado se efectúa un intercambio de calor y de material. El proceso que sigue a dicho contacto será otra condensación parcial del componente menos volátil en el vapor y el calor libertado al sistema es utilizado en vaporizar un poco del condensado y dicho vapor contendrá mayor porcentaje de componente volátil. Se produce una vaporización del condensado debido a que ya se encuen-

tra a su temperatura de ebullición y el vapor formado estará en equilibrio con el líquido del que proviene. A este proceso de poner en contacto el vapor con el condensado se le llama Rectificación.

Muchas veces se usa el término Fraccionamiento para dar a entender la combinación de estos tres procesos. Ultimamente este método de separación de líquidos volátiles es el más usado industrialmente por su ahorro, consecuencia del poco consumo de energía calorífica comparado con un sistema de redestilaciones como se acostumbraba en años pasados.

Para ejecutar este método de separación se han diseñado unas columnas rectificadoras que consisten en una serie de platillos que facilitan la operación porque dirigen este intercambio de calor a contra corriente. Los platillos tienen una o varias cachuchas por medio de las cuales entra el vapor del platillo inferior y es forzado a burbujear en el líquido existente. El reflujo es obligado a regresar por tubos de retorno colocados generalmente a la orilla de los platos.

La columna puede ser construída de un esqueleto cilíndrico en el cual se insertan los platillos que se desean, pero esta forma de construcción desarrolla escapes entre platillos. Otro método de diseño consiste en superponer secciones conteniendo uno o varios platillos ya unidos y empacados; en éstos puede haber escapes en los empaques de los platillos limítrofes entre las secciones, pero tiene la ventaja de poder variar el tamaño de la torre.

Si la temperatura de operación de la torre rectificadora es muy baja, debido a descomposiciones que pueden efectuarse si se eleva la temperatura, un vacío debe establecerse para cumplir esta condición. Para este objeto son mejores las columnas abiertas que las de platillos, por la menor resistencia friccional que ofrecen. Si los vapores son insolubles en agua, el condensador terminal deberá ser del tipo húmedo.

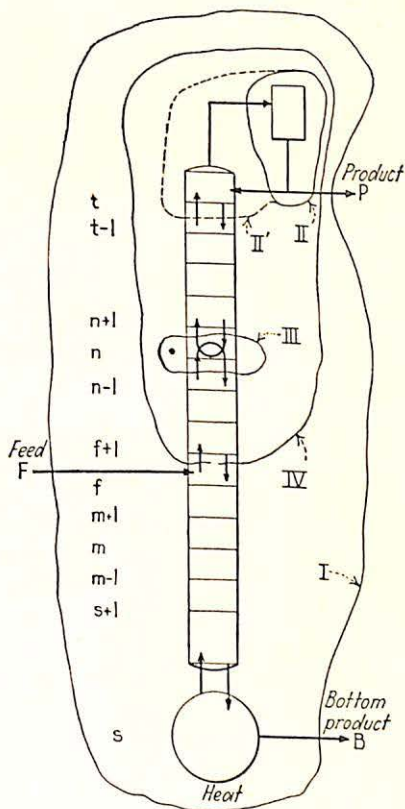
Las torres fraccionadoras pueden trabajarse de una manera continua o intermitente. Si se coloca el recipiente que contiene la carga para destilar en la parte inferior de la columna y se calienta, se engendrarán vapores que dejarán al residuo cada vez más pobre en el componente más volátil. Cuando se ha vaporizado completamente la carga se vuelve a llenar para iniciar otro ciclo de operación. Este método es el intermitente.

Si la mezcla que se va a destilar se alimenta caliente y en las

condiciones favorables de destilación, tales como: al platillo que le corresponda, según su composición y la separación deseada, se puede trabajar la columna de un modo continuo, pues el líquido más volátil tenderá a subir y el menos volátil, como componente de reflujo, buscará su nivel hacia los platillos inferiores de donde puede ser removido sin interrupciones. Este método es el más conveniente y es el llamado de Rectificación Continua.

La teoría de las columnas fraccionadoras es bastante simple cuando es aplicada a mezclas binarias, pues para más componentes surgen dificultades en el cálculo que complican su comprensión. Vamos a explicar el método de cálculo para dos componentes teniendo presente que consisten esencialmente en balances de materia y de energía.

La siguiente figura nos ayudará a explicar con más claridad dicha teoría.



Consideremos que A es el componente más volátil y B el menos volátil. Analizando un platillo, el número n, en la parte superior de la alimentación tendremos que el siguiente platillo será el número $n + 1$; haciendo un balance de material en la sección comprendida entre los dos platillos:

$$V_n = O_{n+1} + P$$

siendo V_n , los mols de vapor que pasan del platillo n al (n+1) por unidad de tiempo.

O_{n+1} , mols de reflujo que pasan del platillo (n+1) al n por unidad de tiempo.

P, mols de destilado removido como producto por unidad de tiempo.

Pero también haciendo un balance del componente más volátil A, la cantidad que entra a la sección será igual a la que sale de ella:

$$Y_n V_n = x_{n+1} O_{n+1} + x_c P$$

siendo Y_n la fracción molar del componente A en el vapor V_n , x_{n+1} , la fracción molar del componente A en el reflujo O_{n+1} , x_c , la fracción molar del componente A en el destilado.

Dividiendo ambos miembros por V_n :

$$Y_n = \frac{O_{n+1} x_{n+1}}{O_{n+1} + P} + \frac{P x_c}{O_{n+1} + P} \dots \dots \dots (1)$$

Para un platillo en la parte inferior de la alimentación y haciendo, igualmente, un balance de material con respecto a A:

$$V_m = O_{m+1} - W$$

siendo W los mols de residuo en la unidad de tiempo.

Igualmente:

$$Y_m V_m = x_{m+1} O_{m+1} - W x_w$$

dividiendo por V_m

$$Y_m = \frac{x_{m+1} O_{m+1}}{O_{m+1} - W} - \frac{W x_w}{O_{m+1} - W} \dots \dots \dots (2)$$

siendo Y_m los mols del componente A en el vapor V_m .

x_w , los mols de A en el residuo por unidad de tiempo.

Puesto que en la ecuación (1) el producto P y la fracción molar del componente $A: x_c$, son fijas, las únicas variables son x_{n+1} ; y_n y O_{n+1} . Lo mismo sucede en (2), las variables son y_m ; O_{m+1} y x_{m+1} .

Por esto necesitamos de otras relaciones entre estas variables que nos ayuden a resolver las ecuaciones. Un balance de calor es de gran importancia, pues nos permite penetrar en el fondo del proceso.

Siguiendo nuestro método de considerar la sección n ($n-1$), vemos que el calor dado a dicha sección consiste en el que aporta V_n . Este quedará distribuido en calentar al reflujo líquido que desciende, en vaporizar al nuevo vapor que ascenderá al siguiente platillo y otra parte se perderá por conducción y radiación. Para el cálculo teórico es despreciable la pérdida, en comparación con el calor total y prácticamente puede llegarse a despreciar por un aislamiento adecuado. Si la diferencia de los puntos de ebullición de A y B es poca, siendo los calores específicos pequeños comparados con los latentes, la pérdida por calor que se da al reflujo puede considerarse nula. Los demás factores que influenciarán la cantidad de calor, tales como calores de solución, etc., se despreciarán para sencillez de los cálculos. La consecuencia de todas estas suposiciones será una constancia en la cantidad de calor latente en el vapor para todas las secciones arriba del punto de alimentación, para operación continua y condiciones determinadas.

Si el líquido es alimentado a su punto de ebullición, el calor latente del vapor tendrá un valor constante en todas las secciones de la columna.

Necesitamos considerar también que ambos componentes pertenezcan al mismo grupo con respecto al calor de vaporización molar. Es decir que ambos sean "asociados" o "no asociados" según la Ley de Trouton. Por lo tanto el calor molar de vaporización será igual para ambos. Esto nos lleva a la afirmación de que la cantidad de reflujo, expresada en mols, será constante en cada uno de los platillos arriba del punto de alimentación. También será constante la cantidad de reflujo para la sección inferior al punto de alimentación, pero el valor será diferente al de la sección superior. La cantidad de mols de vapor que ascienden platillo en platillo será también constante. Esto nos lleva a la siguiente afirmación:

$$O_{n+1} = \text{constante}; \quad O_{m+1} = \text{constante}.$$

Ahora observando la forma que forman las ecuaciones que ligan a x_n é y_n llegamos a la conclusión de que son lineales. Lo mismo resulta para x_m é y_m .

Para condiciones fijas de operación tales como cantidades constantes de alimentación, concentraciones de producto, residuo y un reflujo dado, las pendientes de las líneas que relacionan x_n con y_n , y x_m con y_m serán conocidas y bastará con determinar un punto en ellas para conocer toda la línea.

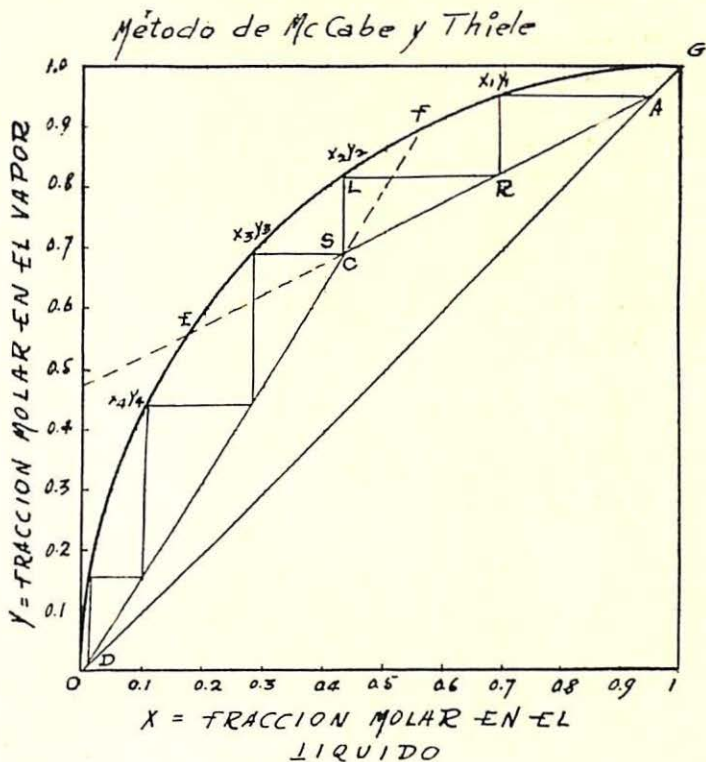
Estas líneas que definen las condiciones de trabajo son conocidas con el nombre de Líneas de Operación. Línea de Enriquecimiento y Línea de Agotamiento son, respectivamente, las que definen la operación en la parte superior e inferior de la torre.

Considerando el vapor que emerge de un platillo con el líquido existente en él, diremos que, dicho vapor deberá estar en equilibrio con el líquido y que al entrar al platillo siguiente haya un contacto tal que sea obligado a condensarse totalmente. Esta condensación provocará una vaporización de otra parte de ese líquido y el vapor engendrado estará en equilibrio con el líquido de donde emerge. Esta suposición es también básica en el cálculo de una torre ideal, pues sucede que debido a una pobre agitación en el platillo con los vapores que entran, no hay condensación total y los vapores de la misma composición que entraron vuelven a levantarse de dicho platillo causando un gradiente en la composición del líquido y por lo tanto un desequilibrio en su composición que no debe existir. Torres ideales consistirán de platillos de composición definida y constante.

Una columna que funciona de un modo continuo y en condiciones fijas de trabajo: reflujo molar constante, superior menor que inferior, y el vapor de un platillo estando en equilibrio con el líquido en él, y, el platillo teniendo composición constante, puede representarse en forma diagramática por la figura siguiente:

La línea de equilibrio x vs. y será OEEFG. La línea de enriquecimiento AE y la de agotamiento DF, dadas por las ecuaciones (1) y (2).

Consideremos el platillo en el que la composición del líquido sea x_2 , el vapor de dicho platillo será y_2 y estará en equilibrio con x_2 correspondiendo estas condiciones al punto L. El vapor que se alza del platillo inferior a éste será y_3 , supuesto que la línea de enriquecimiento nos da la relación de composición del vapor que entra a un platillo con el líquido existente en él.



Esto significa que los cambios de composición de un platillo a otro, de arriba a abajo de la columna, estarán dados por líneas escalonadas que van de la curva de equilibrio a la línea de operación. Así x_1 será la composición de un platillo y x_2 la del platillo inferior, y así sucesivamente.

Basta para seguir este método con saber la composición del líquido, o vapor, en uno de los platillos y se podrá calcular el número de platillos necesarios en las condiciones fijas impuestas. Generalmente se conoce la composición del platillo superior, pues el vapor de él deberá tener la misma composición que el producto que deseamos obtener.

En este caso tendremos:

$$y_n = x_c = x_{n+1} \quad (\text{si } n \text{ es el último platillo}).$$

Para las ecuaciones (1) y (2) tendremos la siguiente forma.

$$y_n = \frac{O_{n+1}}{V_n} x_{n+1} + \frac{Px_c}{V_n} \dots \dots \dots (3)$$

$$y_m = \frac{O_{m+1}}{V_m} x_{m+1} - \frac{Wx_w}{V_m}$$

siendo $\frac{O_{n+1}}{V_n}$, la pendiente de la línea de enriquecimiento y $\frac{O_{m+1}}{V_m}$

la de agotamiento. Cuando estas pendientes se conocen, será fácil el conocimiento de la composición del líquido en los platillos y el platillo en donde deberá ser alimentada la carga. Este debe ser el que marque la misma composición que la que tiene la carga.

Si las condiciones impuestas a una columna son tales que no sea posible por medio del sistema escalonado (Método Gráfico de Thiele) llegar a la misma composición que deba tener el producto o el residuo deseado, deberán variarse dichas condiciones; por lo general es sólo la pendiente de las líneas de operación la que influye a subsanar dicha dificultad. Observemos que los factores que influyen en la pendiente de las líneas de operación son la cantidad de reflujo y la cantidad de vapor que se alza de un platillo a otro. Este depende de la cantidad alimentada y es constante para un proceso dado. Por lo tanto el único factor que podemos variar es la cantidad de reflujo. A mayor reflujo la operación podrá efectuarse con pocos platillos, pero con mayor consumo de calor, debido a que se produce menor cantidad de producto por unidad de tiempo. A menor reflujo hay ahorro de calor, con aumento en el número de platillos. Las líneas de operación no deberán salir de la curva de equilibrio, pues entonces exigirían condiciones a las que no puede operar la columna. La variación en la cantidad de reflujo puede hacerse en líneas que fluctúan entre la curva de equilibrio x vs. y , y la recta $x = y$. Esta línea es la que tiene una pendiente de 45 grados.

Para un punto de intersección de las líneas de operación que está situado sobre la curva y vs. x se tendrá la condición límite de reflujo, cuando el reflujo con el que opera la torre tenga el valor mínimo. Si la carga entra a su punto de ebullición esta relación de reflujo será:

$$\frac{O_{n+1}}{V_n} = \frac{x_c - y_n}{x_c - x_n} \dots\dots\dots (5)$$

También

$$\frac{O_{n+1}}{P} = \frac{x_c - y_n}{y_n - x_n} \dots\dots\dots (6)$$

El reflujo normal corresponderá a un valor intermedio entre éste (5) y

$$\frac{O_{n+1}}{V_n} = 1.$$

Para encontrar el número de platos necesarios en una torre sólo se cuenta el número de escalones del diagrama, que se pueden efectuar comenzando del punto en la curva que tenga la composición del producto deseado y trazando una vertical a la línea de operación y luego una horizontal a la curva de equilibrio, etc., hasta llegar a la composición deseada en el residuo. El número mínimo de platos será cuando la torre opere con el reflujo máximo de $O_{n+1}/V_n = 1$, es decir, que las líneas de operación coincidan con la recta $x = y$. Esta columna funcionará con un consumo infinito de calor por mols de producto, pues todo el vapor se convierte en reflujo y no se obtiene ningún producto.

RELACIONES PARA MEZCLAS COMPLEJAS.—Problemas de destilación que comprenden mezclas complejas pueden calcularse con ayuda de la Ley de Raoult y la de Henry.

Si la carga consiste de un líquido X, que contiene $X_1; X_2; X_3$ y X_4 mols de cuatro diferentes líquidos 1, 2, 3, 4, y vaporizamos la mezcla a una temperatura dada y a una presión fija, V mols del vapor engendrado contendrán $V_1; V_2; V_3; V_4$ mols de los diferentes componentes. El líquido residual R contendrá $R_1; R_2; R_3; R_4$; de los componentes.

El balance de material estará representado en la carga por:

$$X = X_1 + X_2 + X_3 + X_4$$

En el vapor:

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + V_4$$

en el residuo:

$$R = R_1 + R_2 + R_3 + R_4$$

Las fracciones molares serán:

$$\frac{X_1}{X} ; \frac{V_2}{V} ; \frac{R_3}{R}$$

del componente 1 de la carga, del componente 2 en el vapor y del componente 3 en el residuo, respectivamente.

Los balances de material para los componentes se representarán así:

$$X = R + V; X_1 = R_1 + V_1; X_n = R_n + V_n$$

La Ley de Henry aplicada a cualquier componente será:

$$\frac{V_n}{V} = K_n \frac{R_n}{R}$$

entonces:

$$V_n = V K_n \frac{R_n}{R} = R_n K_n \frac{V}{R}$$

$$\text{pero, } R_n = X_n - V_n; R_1 = X_1 - V_1$$

quedando: $V_n = (X_n - V_n) K_n \frac{V}{R}$ para cada componen-
te.

$$\text{Simplificando } V_n = \frac{K_n X_n}{\frac{1}{V} + K_n}$$

Puesto que: $V = V_1 + V_2 + V_3 + V_4$

$$V = \frac{K_1 X_1}{R} + \frac{K_2 X_2}{R} + \frac{K_3 X_3}{R} + \frac{K_4 X_4}{R}$$

$$\frac{—+K_1}{V} \quad \frac{—+K_2}{V} \quad \frac{—+K_3}{V} \quad \frac{—+K_4}{V}$$

Derivaciones similares con objeto de determinar la composición del residuo líquido se harán con la ayuda de la Ley de Raoult y se obtiene:

$$R = \frac{X_1 \pi}{V} + \frac{X_2 \pi}{V} + \frac{X_3 \pi}{V} + \frac{X_4 \pi}{V}$$

$$\frac{\pi + P_1}{R} \quad \frac{\pi + P_2}{R} \quad \frac{\pi + P_3}{R} \quad \frac{\pi + P_4}{R}$$

en la que: π es la presión total.

P_1 ; P_2 ; P_3 ; P_4 las presiones de vapor de los componentes.

EL VAPOR EN SU APLICACION A LA DESTILACION.—En muchas destilaciones de mezclas insolubles en agua y utilizando la propiedad de las presiones aditivas, se acostumbra bajar el punto de ebullición por medio de inyección de vapor de agua. Debido al bajo costo de operación del vapor de agua su uso en la industria del petróleo adquiere caracteres de gran importancia, pues su utilidad se extiende a mover bombas y a atomizar el combustible en las calderas y calentadores.

Si tenemos X , mols de vapor de sustancia y le inyectamos V , mols de vapor de agua, si la presión parcial de vapor de la sustancia es p_x y p_v la presión del vapor de agua, siendo π la presión total, tendremos la relación siguiente:

$$\frac{X}{X+V} = \frac{p_x}{\pi}$$

igualmente:

$$\frac{V}{X+V} = \frac{p_v}{\pi}$$

dividiendo miembro a miembro:

$$\frac{X}{V} = \frac{p_x}{p_v} ; \quad V = X \frac{p_v}{p_x}$$

siendo $p_x + p_v = \pi$

$$V = X \frac{\pi - p_x}{p_x}$$

Por medio de estas ecuaciones podemos calcular la cantidad de vapor necesario para bajar el punto de ebullición de una sustancia el número de grados que queramos.

III.—LA DESTILACION APLICADA A LA INGENIERIA DEL PETROLEO.

La refinación del petróleo constituye una de las ramas más importantes de la Ingeniería Química. Ha sido debido a los principios de esta ciencia que la industria ha evolucionado tan rápidamente en los últimos tiempos. En este capítulo vamos a mencionar de una manera muy superficial los hechos sobresalientes que influyen en el diseño particular de una planta destiladora de petróleo. Más detalladamente tocaremos los cálculos en el siguiente Capítulo.

DESTILACION SIMPLE.—En los primeros años de la industria todas las refinerías trabajan bajo el sistema de Destilación Simple. Este consistía en una caldera donde se ponía la carga alimentada y por calentamiento se provocaba la vaporización recogiendo los productos uno a uno por el orden de sus puntos de destilación.

Puesto que todos los procesos intermitentes son deficientes, debido a su alto costo de operación, en tiempos recientes se tiende a hacerlos desaparecer siempre que se puedan reemplazar por procesos continuos.

La modificación que se efectuó en el proceso fué trabajar por Baterías las cuales beneficiaban la economía del proceso, pero no paró allí la mejora sino que posteriormente evolucionó a lo que ahora llamamos Torres Fraccionadoras acopladas con calentador (pipestill). Este método de operación es conocido en la industria como Destilación Primaria (Tooping); consiste esencialmente en el siguiente equipo: calentador, torre fraccionadora, torres auxiliares o anexas para rectificar productos intermedios, cambiadores de calor, condensadores, enfriadores y a veces se considera el equipo de bombeo como parte del proceso.

El método delineado teóricamente consiste en los pasos siguientes.

tes: el crudo es bombeado primeramente a contracorriente por los cambiadores de calor contra los productos de salida; la presión de bombeo varía alrededor de 150 libras por pulgada cuadrada aproximadamente; luego es forzado hacia el calentador para que su temperatura sea elevada hasta el punto más conveniente para su proceso de destilación; al salir del calentador se alimenta en el platillo correspondiente de la torre destiladora que consiste en una serie de platillos. La temperatura más conveniente que debe llevar el crudo al entrar a la torre es aquella en la que todos los productos que salgan de los platillos superiores al de la alimentación vayan vaporizados. Será muy conveniente que un 20% del producto residual vaya en estado de vapor, pues así existirá mejor fraccionamiento en los platillos contiguos al de la carga. En caso de que no se haga esto habrá muy poco reflujo del platillo superior al del vaporizador para éste.

Con objeto de condensar vapores pesados que suben a platillos superiores al nivel donde deben abandonar la torre se acostumbra introducir al platillo superior material de reflujo, que será de la misma composición del producto, y que removerá el exceso de calor existente. El reflujo puede ser de tres clases:

- a).—Reflujo frío.
- b).—Reflujo caliente.
- c).—Reflujo circulante.

El reflujo frío es el que se introduce a una temperatura baja, generalmente la ambiente; es calentado hasta la temperatura de salida y después vaporizado recogiénose con el producto, de donde es tomado y vuelto a circular. En torres en las que es necesario remover gran cantidad de calor por reflujo el frío es el más conveniente, pues es el que absorbe más calor por libra de material.

El reflujo caliente sólo puede remover calor hasta el valor de su calor latente debido a que se introduce a la temperatura de ebullición.

El reflujo circulante no es vaporizado y por lo tanto sólo remueve calor debido al sensible que toma para elevar su temperatura. Es conveniente para remover calor de platillos intermedios, pues no aumenta la presión que soporta la torre debido a su estado líquido.

El vapor de agua usado para fraccionar mejor, se inyecta generalmente en el platillo inferior de la torre y a la altura del pla-

tillo de la alimentación comienza a dejar sentir sus efectos de abatir la temperatura debido al vacío que provoca.

Generalmente una torre funciona bastante bien efectuando cuatro o cinco cortes de fracciones producidas, pero se han llegado a producir ocho cortes en una sola columna.

SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR.—El crudo al entrar al sistema de destilación ésta por lo general a la temperatura ambiente. El camino rutinario que debe seguir es a través de los cambiadores de calor que se instalen para aprovechar el calor con que salen los diversos productos. Se necesita una experiencia general para juzgar en cuales productos representa una conveniencia el instalar cambiadores de calor a contracorriente con el crudo. Los factores que influyen en la instalación de este equipo son los siguientes:

a).—A que temperatura es conveniente calentar el crudo antes de que entre al calentador y que temperatura es indispensable que lleve al entrar a la torre fraccionadora.

b).—¿Cuál es el rendimiento del producto y a qué temperatura sale de la torre?

c).—La viscosidad del producto es conveniente para efectuar tal operación?

Desde luego resaltan las ventajas que se obtienen en la instalación de cambiadores de calor. Ellas son en síntesis: ahorro de energía calorífica para calentar el crudo y ahorro de agua para enfriar los productos. Estas dos ventajas esenciales deberán compararse con otras dos desventajas que causan: exceso en el costo del equipo y complicación con que trabaja el sistema. Esta última desventaja debe tomarse muy en cuenta, pues tiene consecuencias que se lamentará después no haber prevenido. El instalar demasiados cambiadores complica el sistema en este sentido: siempre se debe procurar que cada parte del sistema no dependa mucho de las demás, pues en caso de un desperfecto en alguna de ellas todo el proceso sufrirá trastornos.

Por lo general conviene instalar cambiadores de gasolina, gas oil y residuo atendiendo al alto contenido de ellos en los crudos, pues el rendimiento de kerosina sólo llega a un 10%. Respecto a la viscosidad hay veces en que el residuo no está en un estado conveniente de instalarle cambiador debido a su alto costo de bombeo.

El vapor necesario para operar depende de la estabilidad del crudo con la temperatura y del punto de inflamación que se requiera en los productos laterales. No es, el vapor, una cantidad definida, pero para condiciones normales de trabajo en destilaciones primarias y para condiciones atmosféricas deberá variar dentro de límites muy estrechos; datos experimentales con los que se trabaja en la práctica son:

MATERIAL.	Libras de vapor por galón de material.
Nafta,	0.1 — 0.2
Kerosina,	0.2 — 0.3
Gas oil,	0.3 — 0.6
Fuel Oil,	0.4 — 0.8

NUMERO DE PLATILLOS.—Los métodos propuestos para el cálculo del número de platillos para torres de petróleo ha sido un problema bastante complicado en virtud de que no se cuenta con un material de solo dos componentes. Son multitud de hidrocarburos los que constituyen un crudo y además las torres tienen salida para dos o más productos laterales.

Los métodos propuestos son:

1.—Calcular la composición de equilibrio de los componentes en cada platillo por el método de aproximaciones. Este método es de poca utilidad práctica en vista de su laboriosidad y poca exactitud.

2.—Brown ha propuesto un método fundado en el Factor de Absorción ideado por Kremser, al que le ha hecho algunas modificaciones. Este método está sujeto a correcciones, pues también se basa en aproximaciones.

3.—Hay un método que se base en la consideración de ciertos componentes "clave" y con ayuda de ellos y la aplicación del método gráfico de McCabe y Thiele se puede llegar a un cálculo bastante aproximado.

Todos estos métodos requieren un conocimiento analítico, aproximado cuando menos, del material por fraccionar. Por lo tanto además de la destilación TBP se necesitan los porcentajes de los principales hidrocarburos.

Un método más sencillo aun cuando no tan aproximado es el de considerar a un hidrocarburo como representativo para cada una de las fracciones y hacer un análisis de equilibrio con ayuda del método de McCabe y Thiele. Los tramos que se deben calcular primero son los superiores.

En vista de que este método no requiere análisis TBP es el que vamos a utilizar más adelante en el cálculo del tramo de gasolina a kerosina.

METODO DE NELSON Y ROLAND.—Cuando se tienen suficientes datos y facilidad de efectuar determinaciones analíticas exactas este método es el más conveniente por su exactitud.

El método, a diferencia de los demás, se basa en cálculos basados en Porcentaje de Volumen Líquido en vez de Fracciones Molares. Esto simplifica los cálculos puesto que los pesos moleculares de ciertas fracciones no siempre se tienen con bastante exactitud y en cambio todas las fracciones se juzgan por sus porcentajes de líquido destilado. La relación que hay entre las fracciones molares y los PVL se calculan por las siguientes ecuaciones:

$$y_1 = \frac{\frac{8.33 d_1 Y_1}{m_1}}{\frac{8.33 d_p}{m_p}} \left(\frac{1}{100} \right); \quad y_{n+1} = \frac{\frac{8.33 d_{n+1} Y_{n+1}}{m_1}}{\frac{8.33 d_f}{m_f}} \left(\frac{1}{100} \right);$$

$$\frac{Y_{n+1}}{Y_1} = \left(\frac{m_p d_f}{m_f d_p} \right) \quad \frac{y_{n+1}}{y_1} = \frac{d_{n+1} Y_{n+1}}{d_1 Y_1}$$

Nomenclatura para los cálculos.

- V = mols de vapor.
- G = mols de reflujo.
- R = mols de calor de Balance de Reflujo Superior.
- D = mols de producto superior.
- y = composición del vapor, fracción molar.
- Y = composición del vapor, Porcentaje de volumen líquido (PVL).

- x = composición del líquido, fracción molar.
- X = composición del líquido, PVL.
- a = número teórico de platos.
- n = número de platos.
- e = exceso de vaporización o reflujo como fracción de R.
- cR = mols totales de reflujo interno en la parte superior.
- b = relación de reflujo, reflujo total interno dividido por producto superior.

Un método lógico para el cálculo consiste en considerar a cada uno de los hidrocarburos de una mezcla como un solo producto. En seguida calcular la composición en cada plato de cada uno de los diferentes hidrocarburos hasta que se identifiquen en alguno de los dos productos principales. Si no se tiene el análisis del crudo alimentado, resultados muy aproximados se obtienen considerando un producto de destilación parecida y de propiedades tales como presión de vapor que puedan identificar al corte en estudio. Parte de cada uno de estos cortes, después de establecer su equilibrio en cada plato llegan a formar parte del destilado o del residuo. La suma de varios de estos cortes dan lugar a la formación de un producto que se compara con un producto comercial por medio de su curva de destilación. Este método es el más usual para comparar fracciones de petróleo, pues se ha llegado a formar un juicio analítico muy aproximado con sólo observar la curva de destilación de un producto para saber si se ha logrado un fraccionamiento aceptable.

La composición del vapor y el líquido en cada plato puede ser analizada en función del reflujo superior, el reflujo en exceso y el número del plato.

$$\text{Reflujo interno (o caliente)} = R + cR = eR$$

$$\text{Disminución del calor de reflujo (por plato)} = \frac{R}{a}$$

Mos del reflujo del plato

$$n = O_n = eR - \frac{R}{a} \quad n = R \left(e - \frac{n}{a} \right)$$

$$\text{Relación de reflujo} = b = \frac{eR}{D}$$

$$O_n = \frac{bD}{e} \left(e - \frac{n}{a} \right) = bD \left(I - \frac{n}{ea} \right) \dots\dots (2)$$

La cantidad de vapor generada en cada plato es:

$$\begin{aligned} V_n &= D + eR - \frac{R}{a} (n - 1) \\ &= D + bD - \frac{bD}{ea} (n - 1) \\ &= D \left(1 + b - \frac{b}{ea} (n - 1) \right) \end{aligned}$$

Relación de equilibrio en cualquier platillo.

Por un balance de material:

$$V_{n+1} y_{n+1} + O_{n-1} x_{n-1} = V_n y_n + O_n x_n$$

Eliminando la composición del líquido por introducción de constantes de equilibrio y valores de vapor y reflujo calculados anteriormente:

$$\begin{aligned} &\left(D + bD - \frac{bD}{ea} n \right) y_{n+1} + \frac{bD}{e} \left(e - \frac{n-1}{a} \right) y_{n-1} \\ &\left(D + bD - \frac{bD}{ea} (n-1) \right) y_n + \frac{bD}{e} \frac{\left(e - \frac{n-1}{a} \right) K_{n-1}}{K_n} y_{n-1} \\ &\left(1 + b - \frac{b}{ea} (n-1) + \frac{b}{eK_n} \left(e - \frac{n-1}{a} \right) \right) y_n = \frac{b \left(e - \frac{n-1}{a} \right)}{e K_{n-1}} y_{n-1} \end{aligned}$$

$$y_{n+1} = \frac{b}{1 + b - \frac{b}{ea} n} y_n$$

Platillo superior

Por un balance de material:

$$V_1 y_1 + \frac{bD}{e} \left(e - \frac{1}{a} \right) \frac{y_1}{K_1} = V_2 y_2 + b D y_1$$

Sustituyendo V_1 y V_2 y simplificando:

$$y_2 = \frac{\left(1 + b + \frac{b}{eK_1} \left(e - \frac{1}{a} \right) - b \right)}{1 + b - \frac{b}{ea}} \frac{y_1}{\left(\frac{D}{a + ea - 1} \right) \left(\frac{D}{R} + \frac{ea - 1}{K_1} \right)}$$

Para torre de un platillo: $a = 1$

$$\frac{y_2}{y_1} = \frac{1}{\frac{D}{R} + e - 1} \left(\frac{D}{R} + \frac{e - 1}{K_1} \right)$$

Segundo platillo:

$$y_3 = \frac{\left(1 + b - \frac{b}{ea} (2 - 1) + \frac{b}{eK_2} \left(e - \frac{2}{a} \right) \right) y_2 - \frac{b \left(e - \frac{1}{a} \right)}{eK_1} y_1}{1 + b - \frac{2b}{ea}}$$

Para torre de dos platillos:

$$\frac{y_3}{y_1} = \frac{1}{\frac{D}{a + ea - 2}} \left(\frac{D}{R} + \frac{\frac{D}{R} (ea - 2)}{K_2 \left(\frac{D}{a + ea - 1} \right)} + \frac{(ea - 1)(ea - 2)}{K_1 K_2 \left(\frac{D}{a + ea - 1} \right)} \right)$$

El vapor de cualquier platillo en función del vapor superior.

Primer platillo:

$$y_2 = \frac{1}{\left(\frac{D}{a} + \frac{ea - 1}{R} \right)} \left(\frac{D}{R} + \frac{ea - 1}{K_1} \right)$$

Cambio de la composición del vapor en la torre.

Primer platillo:

$$\frac{y_2}{y_1} = \frac{1}{\frac{D}{R} + \frac{e - 1}{R}} \left(\frac{D}{R} + \frac{e - 1}{K_1} \right)$$

Relación del producto superior y del primer producto lateral.

Dos platillos:

$$\frac{X_2}{Y_1} = \frac{J}{RK_2 \left(\frac{D}{R} + \frac{e - 1}{R} \right)} \left(\frac{D}{R} + \frac{R(e - 1)}{K_1} \right)$$

Tres platillos:

$$\frac{X_3}{Y_1} = \frac{2J}{RK_3 \left(2\frac{D}{R} + 2e - 1 \right)^2} \left(D \left(2\frac{D}{R} + 2e - 1 \right) + \frac{D}{K_2} (2e - 2) + \frac{R(2e - 2)^2}{2K_1 K_2} \right)$$

Los cálculos para el diseño de la planta deben arreglarse como sigue:

- 1.—Examen del crudo de una manera detallada y ordenada.
- 2.—Examen de los productos que se pueden obtener con sus gráficas características y propiedades principales.

3.—Formación de una tabla con los datos principales de los productos y del crudo. Esto ayuda a simplificar los cálculos.

4.—Diseño de la torre fraccionadora, calculando temperaturas de salida de los diversos productos, cantidad de vapor, temperatura de alimentación de la carga a la torre, número de platillos, diámetro, etc.

5.—Diseño del equipo auxiliar, cambiadores de calor, torres rectificadoras auxiliares, calentador, combustible, etc.

Los principios de destilación, rigurosamente científicos, relativos a mezclas binarias son de un valor muy relativo en el diseño de torres fraccionadoras de petróleo. No se ha encontrado un método exacto de aplicar estos conocimientos. El problema se complica debido a que de una torre se acostumbra recoger cuatro o cinco fracciones de diferente región de destilación. Hay la necesidad, en este caso de adicionar una torre de rectificación para productos intermedios, pues en dichos platillos circulan fracciones más ligeras y pesadas que las que se deben producir. Torres adicionales para rectificar kerosina y gasoil son usadas con equipos de Destilación Primaria.

El método que se emplea para calcular la cantidad de Reflujo Exterior necesario para efectuar un buen fraccionamiento es hacer un balance de calor. La carga se alimenta a una temperatura mucho mayor que la salida de los productos, excepto el residuo; la cantidad de calor en exceso existente en la torre es la debida al reflujo que se debe emplear. El reflujo deberá ser de la misma composición que el producto, excepto en el caso que sea reflujo circulante que se alimente a un platillo intermedio. El punto de partida del balance de calor deberá ser la temperatura del vaporizador (platillo de alimentación), pues alrededor de este dato gira todo el diseño. La temperatura de salida de los diferentes productos es de gran importancia. Puesto que no se conoce exactamente al iniciar el cálculo, deberá suponerse que el producto superior saldrá a la temperatura de su punto de 100% en la Destilación Flash, calculada a partir de la ASTM o la TBP., los demás productos que salen en puntos intermedios de la torre se supondrá que salen a la temperatura de su punto 0% según la curva Flash, pues éste será el punto de condensación. Se calculan estas temperaturas según este sistema, puesto que el proceso que sigue la vaporización en la torre, cambiadores de calor y calentador sigue el mismo camino basado en la destilación Flash.

Después de calculado el balance de calor y la cantidad de reflujo indispensable para el buen funcionamiento de la torre, se corrigen las temperaturas supuestas por medio de la presión existente en el platillo para cada producto. La presión existente depende de la cantidad de vapor inyectada, la cantidad de reflujo que circula por dicho platillo y la cantidad de producto, además de la presión atmosférica. El método de cálculo para la salida de los productos laterales se dificulta porque mayor número de fracciones, que pueden influir en la presión existente en el platillo, circulan por allí. Las fracciones ligeras que pasan a temperaturas elevadas, comparada con su punto de ebullición, actúan como gases inertes en dicho platillo e influyen en la presión a que se encuentra sometido. Prácticamente, se considera, que las fracciones correspondientes que se sacarán dos o más tramos arriba del platillo en consideración, actuarán en él como gases fijos. Así en el platillo de salida de Gas Oil las fracciones de gasolina ayudarán a disminuir la temperatura de condensación, mientras que la kerosina no influirá para nada.

Después de calcular todas las temperaturas de salida se efectuará una rectificación de la cantidad de reflujo necesario, con los datos más exactos obtenidos. Cuando se hacen cálculos con materiales como el petróleo no se pueden aplicar rigurosamente las leyes de equilibrio, relativas a vaporización y número de platillos necesarios. Se dificulta, como ya dijimos, por ignorar la composición exacta de sus compuestos químicos y, además, las presiones de vapor de los constituyentes no es siempre abundante. Por esto es que se acostumbra calcular las relaciones de equilibrio por la curva Flash. Dicha curva Flash ha sido relacionada experimentalmente por Piremov y Beiswenger con las curvas de Destilación ASTM y Temperatura Real de Ebullición (TBP).

La velocidad de los vapores entre los espacios de platillo a platillo es de importancia para el diseño, pues velocidades excesivas provocarán desbordamientos molestos y falta de homogeneidad en la composición de los platillos. Para torres que operan atmosféricamente, la caída de presión promedio por platillo a las siguientes velocidades es como sigue:

Velocidad (pies por segundo)	Caída de presión (Libras por pulgada cuadrada por platillo).
1	0.05
2	0.12
3	0.18
4	0.25

Estos datos son para cantidades normales de flujo. Para destilaciones Primarias y platillos de 22 pulgadas de alto, la velocidad superficial usada es de 2 — 2.5 pies por segundo a presiones como de 17 libras por pulgada cuadrada.

La ecuación siguiente:

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

es empírica y sirve para calcular el diámetro de las torres.

W, es la masa velocidad expresada en libras por pie cuadrado por hora.

C, una constante que depende de la altura de los platillos y la tensión superficial del líquido.

d_1 , densidad del líquido, libras por pie cúbico a las condiciones de la torre.

d_2 , densidad del vapor, libras por pie cúbico a la temperatura de la torre.

La velocidad es máxima en la parte superior de la columna y debido a esto los datos del producto más volátil deberán usarse al determinar C.

Una tabla que es usada en el diseño de Torres para Destilación Primaria indica los siguientes datos, relativos a número de platillos más convenientes entre cada tramo de dos fracciones contiguas:

Material.	Número de Platillos entre fracciones.
Gasolina a kerosina.	5 a 6
Gasolina a Nafta.	4 a 5
Nafta a kerosina.	4 a 5
Kerosina a Gas Oil.	4 a 5
Gas Oil a alimentación.	2 a 3
Rectificación (torres anexas).	4 a 5

El uso de columnas auxiliares para productos intermedios se hace muy necesaria para rectificar un poco más las fracciones. Para el diseño de ellas sólo es necesario tomar en consideración el volumen de vapor de agua.

Los cambiadores de calor, condensadores, enfriadores y calentador están regidos por las leyes de transmisión de calor. Las ecuaciones existentes son las mismas que para los demás materiales, solamente que por la gran cantidad de diseños en Ingeniería de Petróleo, esta industria ha formado sus coeficientes de transmisión particulares y muy apegados a las condiciones existentes en las refinerías. Estos coeficientes dependen de menos factores que las ecuaciones de "H". Los factores más importantes en el cálculo de los coeficientes de transmisión (h) para materiales petrolíferos son los siguientes, viscosidad del material, velocidad y proceso efectuado. Estos coeficientes están más apegados a la realidad que los valores que se obtienen por las ecuaciones generales que son mucho más complicadas.

CRACKING.—Aun cuando nuestro tema no toca especialmente este tópico lo mencionaremos de una manera muy general, pues tiene una gran importancia actualmente.

El método por medio del cual las moléculas de petróleo bastante grandes (compuestos pesados), son descompuestos térmicamente y desdoblados en moléculas más chicas (compuestos ligeros) de menor punto de ebullición se ha llamado "Cracking". Como complemento de dicho desdoblamiento se sucede un proceso de polimerización por medio del cual también se forman compuestos más pesados que del que se partió.

El rendimiento del desdoblamiento es mayor que el de polimerización y como producto ligero se obtiene una "Gasolina Crackeada". Los productos de polimerización llegan al extremo de dar alquitrán y carbón. Los productos intermediarios, como son gas oil, fuel oil, etc., no se acostumbra obtenerlos en ese estado sino que se recirculan para una segunda descomposición.

La propiedad saliente de la gasolina crackeada sobre la directa es la de poseer un mayor Índice de Octano debido a contener mayor porcentaje de hidrocarburos aromáticos y no saturados, que no golpean en los motores (antiknockers). Los hidrocarburos nafténicos y parafínicos, que tienden a golpear más (knockers), son contenidos en mayor porcentaje por las gasolinas directas.



IV.—DISEÑO DE UNA PLANTA PARA DESTILACION PRIMARIA DE 7,500 BARRILES CON EL CRUDO DE LA P. BADGER DE ATZCAPOTZALCO, D. F.

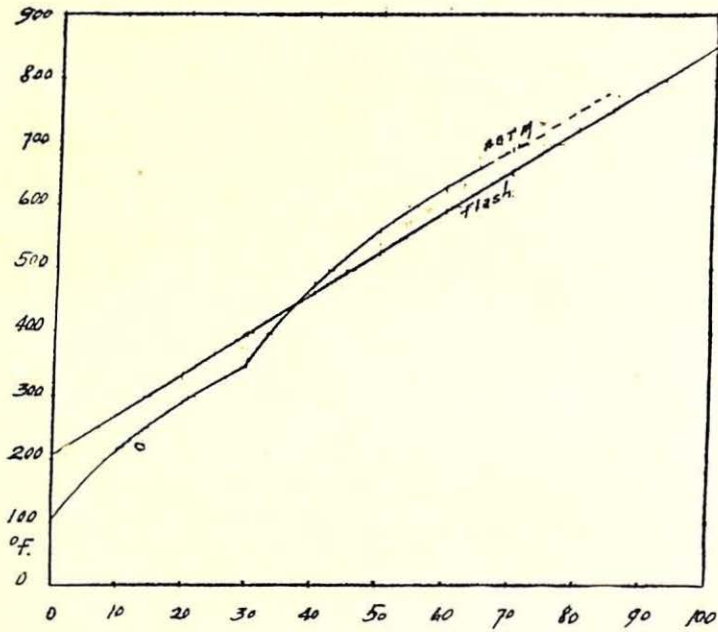
Como primer paso en el diseño examinemos el crudo con el que estuvo trabajando la Planta Badger de Atzacapotzalco durante algunos días del mes de Junio de 1939. El crudo fué examinado el día 9 de Junio y las condiciones de operación anotadas fueron las de ese mismo día.

Presentamos en seguida la gráfica de la destilación ASTM del crudo, puesto que en dicha refinería no existe equipo con que efectuar la True Boiling Point ni la Flash. Además de la destilación ASTM se acostumbra efectuar en esta refinería una destilación en una torre muy semejante a la Badger, su capacidad es de 20 litros y opera con vapor y por lo tanto no es posible conocer los porcentajes destilados contra la temperatura del vapor. Las fracciones destiladas se van juntando hasta ver una mezcla con punto final del producto que se desea obtener y así puede uno calcular el porcentaje de dicha fracción en el crudo. Así se tienen muestras de los productos deseados en una cantidad suficiente para hacer las pruebas requeridas a los productos. No obstante es indispensable hacer antes destilación ASTM para darse una idea del porcentaje que debe uno cortar para cada producto.

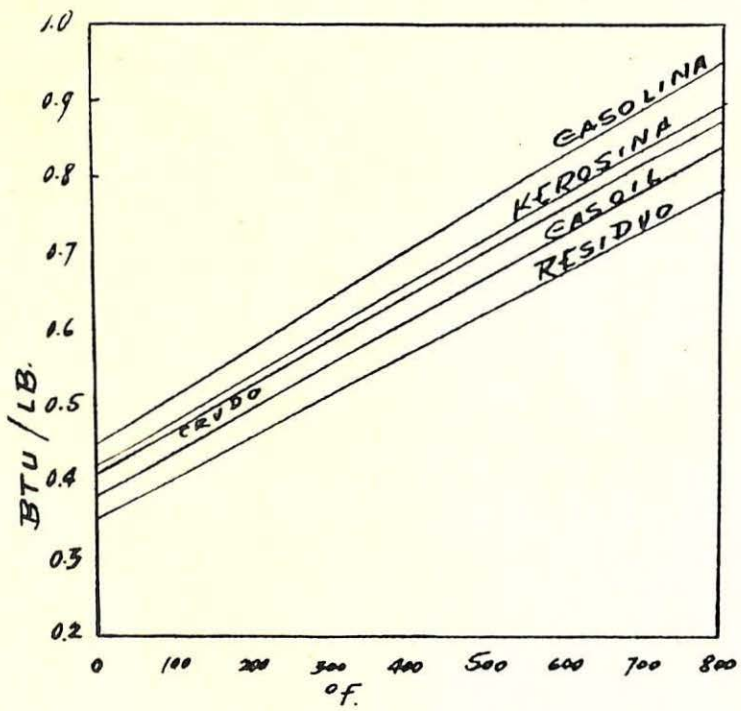
Debemos advertir algo con relación al crudo que nos servirá de base en este diseño: no se trata de un crudo en el sentido estricto de la palabra, sino que es un "Sintóleo". Se le llama sintóleo a un crudo que se le hacen algunas modificaciones en su composición. Este crudo antes de ser bombeado a México fué adicionado con gasolina. No obstante trabajaremos con él como si en realidad fuera crudo.

Observándolo en su contenido en gasolina, vemos que tiene entre 35-37%, de punto final entre 410-415°F., lo cual hace que se le

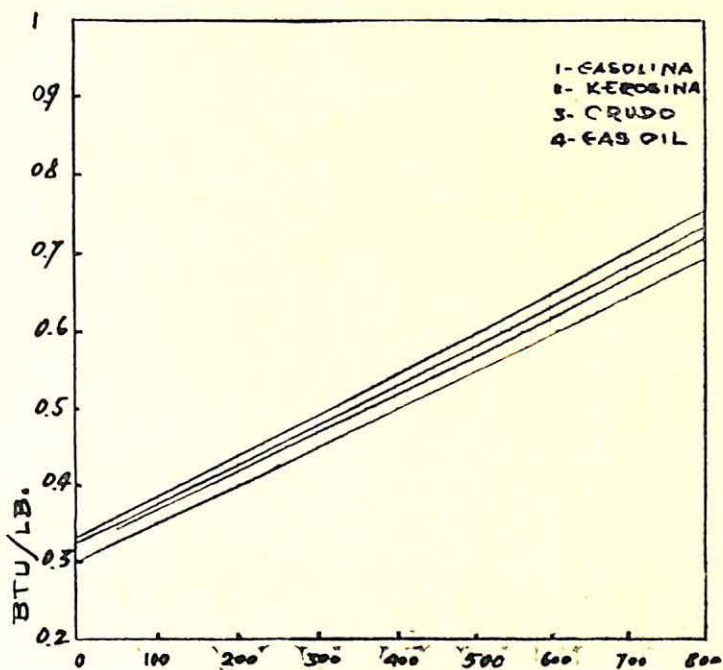
DESTILACION CRUDO



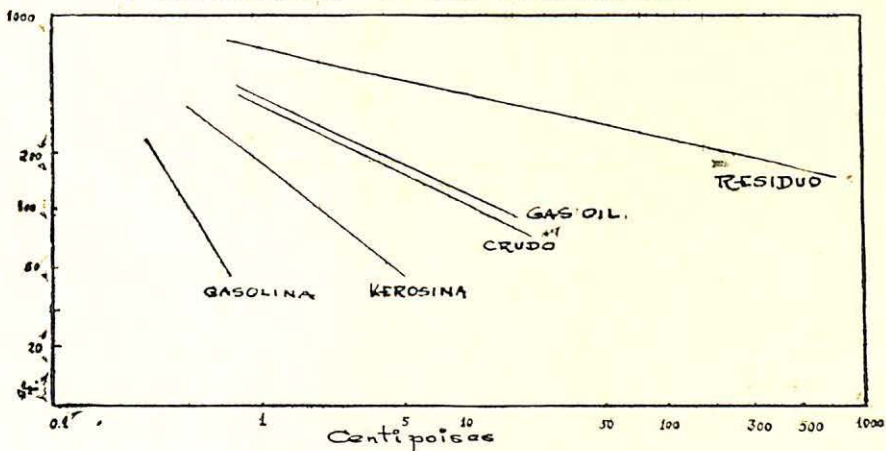
CALORES ESPECIFICOS (LIQUIDOS)



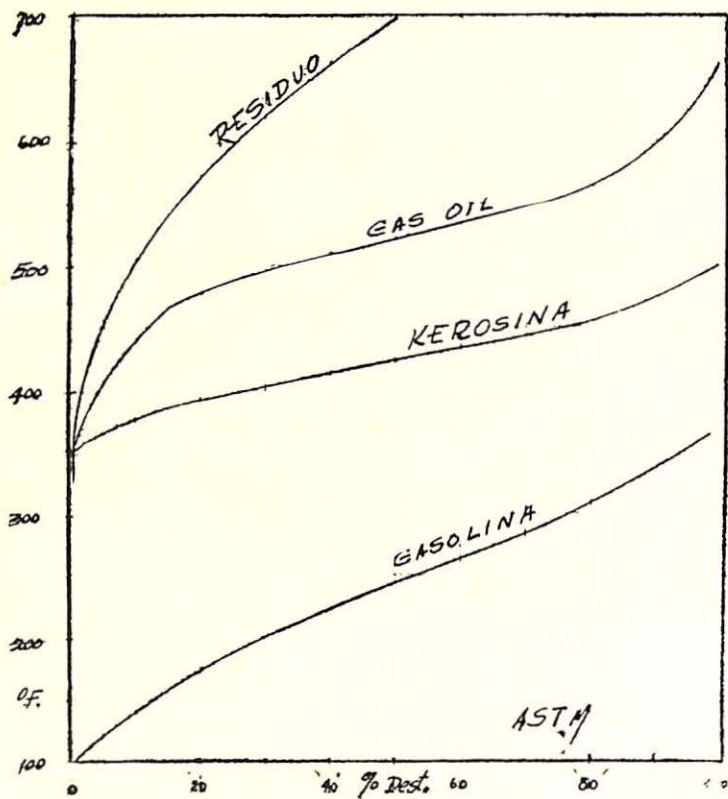
CALOR-ESPECIFICO(VAPORES)



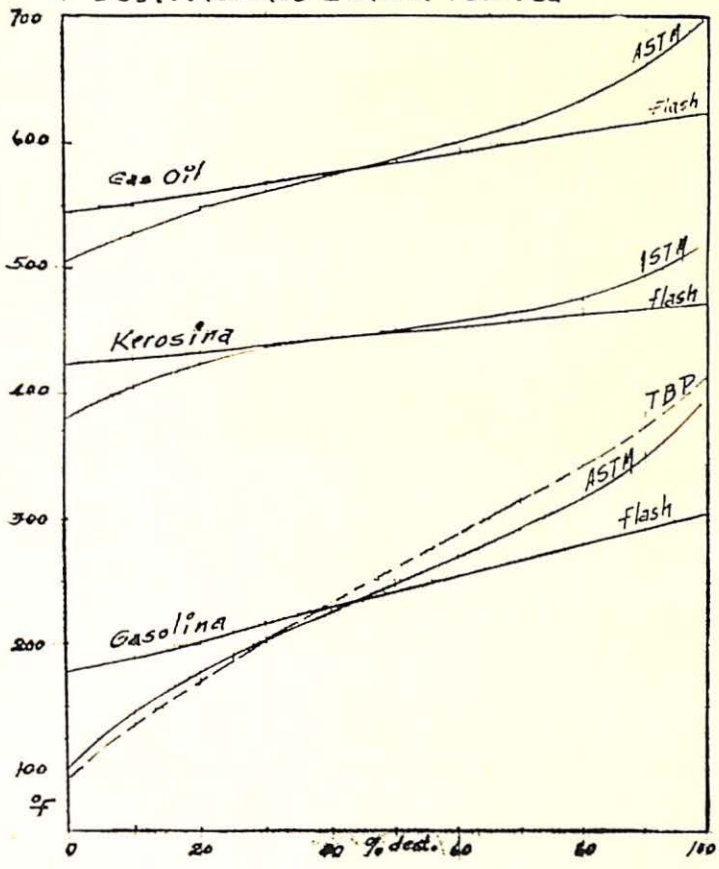
Viscosidades de las Fracciones



Destilaciones Productos P. Badger



Destilaciones Planta Teórica



clasifique entre los crudos de Tipo Mixto. Su peso específico es de 32.8 grados API y tiene un punto de destilación de 50% igual de 572 grados F., por lo tanto queda comprendido, según esta clasificación en los de Tipo Mixto, también. Como confirmación, aun cuando no entra en el terreno de la clasificación de tipos, vemos que los factores de "Caracterización" de él y sus fracciones responden a los de un material de Base Mixta, pues tienen un valor alrededor de 11.8.

Presentamos también las gráficas de la gasolina, kerosina y gas oil que se podrían obtener, en un buen fraccionamiento, con este crudo. La curva del gas oil es teórica, pues no nos fué posible obtener la fracción completa en el laboratorio.

El Balance de Materia de los productos de la Destilación quedará en la siguiente forma. Los Pesos Moleculares asignados son aproximados y obtenidos de Tablas especiales para fracciones de petróleo.

Mate- rial.	Porcen- taje.	Grados API.	Densi- dad.	Libras por galón.	Galones por HR.	Libras HR.	50% P. F.	B. Mole- cular.	Peso
Pérdida	1.0				131	338			45
Gasolina	35.0	57.9	0.747	6.22	4,594	28,575	246		102
Kerosina	9.5	39.3	0.828	6.90	1,247	8,604	453		174
Gas Oil	26.0	24.8	0.905	7.54	3,412	25,726	588		240
Residuo	28.5	11.4	0.990	8.25	3,741	30,863			
Crudo	100.0	32.8	0.861	7.17	13,125	94,106	572		

Condiciones de operación: el crudo está a 70 grados F.; Capacidad de la Torre para 7,500 Barriles por día (24 hrs.); Presión del Vapor: 90 libras por pulgada cuadrada, absolutas; temperatura del agua: 70 grados F., Presión Atmosférica en Atzacapotzalco: 585 milímetros de mercurio.

Cálculo de las Vaporizaciones Flash para los Materiales.

Crudo.

$$\begin{aligned} \text{Punto de Destilación ASTM, 50\%} & \dots\dots\dots 572^{\circ}\text{F.} \\ & \quad \quad \quad 692-182 \\ \text{Pendiente ASTM, 10-70\%} & = \frac{\quad}{60} \dots\dots\dots 8.5 \end{aligned}$$

Pendiente Flash	6.4
Punto de Destilación 50% Flash	530°F.
Punto de Destilación 0% Flash = 530—(50x6.4) = .	210°F.
Punto de Destilación 100% Flash = 530+(50x6.4) =	850°F.

Gasolina.

Punto de Destilación ASTM 50%	246°F.
292—148	
Pendiente 10-70% ASTM = $\frac{\quad}{60}$	2.4
Pendiente Flash	1.3
Punto 50% Flash	242°F.
Punto 0% Flash	177°F.
Punto 100% Flash	307°F.

Kerosina.

Punto de Destilación ASTM, 50%	453°F.
465—407	
Pendiente ASTM = $\frac{\quad}{60}$	1.0
Pendiente Flash	0.5
Punto 50% Flash	449°F.
Punto 100% Flash	474°F.
Punto 0% Flash	424°F.

Gas Oil.

Punto de 50% ASTM	588°F.
Pendiente ASTM = 615-530/60	1.4
Pendiente Flash	0.8
Punto 50% Flash	585°F.
Punto 100% Flash	625°F.
Punto 0% Flash	545°F.

Estos puntos de destilación están dados a 760 mm. de presión. La P. Badger opera contra una presión atmosférica de 585 mm., pero todos mis datos fueron corregidos a una atmósfera de presión con objeto de simplificar los cálculos. Para correcciones de puntos de ebullición debidas a diferencias de presión, se usó la ecuación de Sidney Young.

Cálculo del vapor necesario para Rectificar.

Material.	Lbs. de vapor por galón de material.	Galones por hr. de material	Lbs. de vapor por hora.
Kerosina	0.2	1247	249.4
Gas Oil	0.3	3412	1023.6
Residuo	0.4	3741	1496.4
Total de vapor necesario para rectificar			2769.4

NUMERO DE PLATILLOS.—En vista de que no podemos usar métodos muy exactos debido a falta de conocimiento de la composición del crudo usaremos como vía de comprobación un camino sencillo para calcular el número de platillos necesarios para el corte de gasolina a kerosina.

Una de las suposiciones que vamos a utilizar es la de considerar a un compuesto hidrocarbonado como representativo de la gasolina y otro como representativo de la kerosina. Escogimos como el representativo de la gasolina aquel compuesto que tiene una presión de vapor de 760 mm. a 307°F., (temperatura 100% Flash), y de la misma manera para la kerosina aquel que hierve a la temperatura 100% Flash de ella.

La curva de equilibrio entre estos dos compuestos aplicando el método gráfico de McCabe-Thiele nos da un comportamiento aproximado entre dichas fracciones. Si consideramos que al fraccionar vamos a dejar a la gasolina con 1% de Kerosina y a ésta con 1% de gasolina tendremos el siguiente cálculo:

Componente volátil, gasolina.

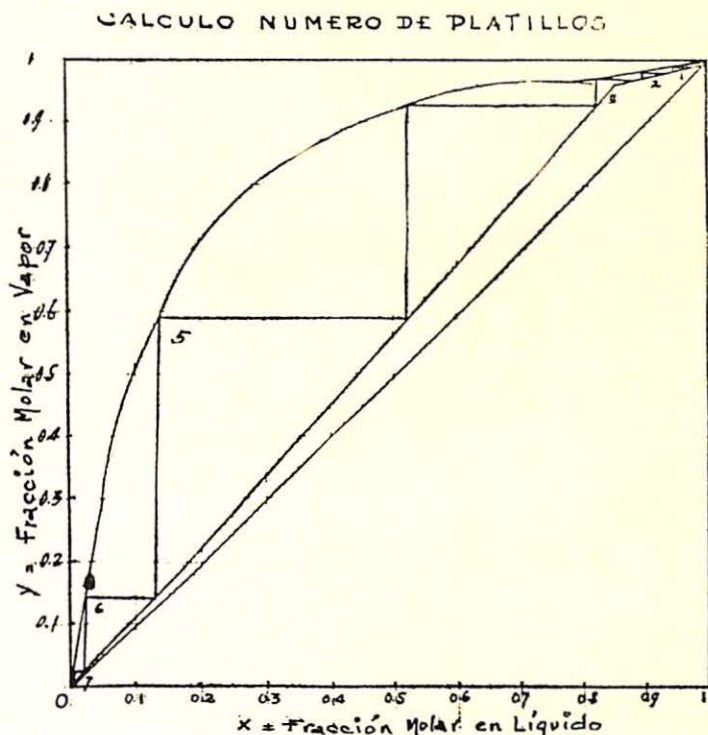
Temperatura °F.	P _s mm. Hg.	P _k mm. Hg.	x	y
307	760	52	1.00	1.00
325	931	83	0.798	0.973
350	1344	114	0.525	0.929
400	2533	259	0.22	0.733
425	3362	362	0.133	0.588
450	4240	517	0.066	0.368
474	5273	760	0.00	0.00

Número mínimo de platos: 4.

Reflujo mínimo: 1/14.

Para un reflujo intermedio: 0.200; el cálculo gráfico nos da un número de platos Perfectos = 7, (véase gráfica).

Si consideramos una eficiencia de plato igual a 0.7, obtendremos para el corte de gasolina a kerosina un número de platos igual a 10. Este número coincide con los datos empíricos de diseño de torres de petróleo. Estos datos indican que para dicho corte debemos poner unos 6 platos en la torre principal y son necesarios unos 4 platos para rectificar la kerosina.



Tablas experimentales con datos muy prácticos, que ya hemos dado anteriormente, sirven para el cálculo rápido y aproximado para torres de petróleo. Basados en ellas seleccionaremos la torre para destilar el crudo en estudio.

Tramo.	Número conveniente de platillos.
Gasolina a kerosina	6
Kerosina a gas oil	5
Gas oil a plato de carga	3
Agotamiento	4
Rectificación kerosina	4
Rectificación gas oil	5

Para el cálculo de la presión existente en cada platillo usamos los factores prácticos de torres Primarias para destilar petróleo. La velocidad supuesta, a reserva de que la comprobemos más tarde, será de 2.25 pies por segundo en el interior de la columna.

Posición del Platillo.	Lbs. por pulg. cuad.	Lbs. de vapor.
Gasolina	4.0	2770
Kerosina	4.81	2220
Gas Oil	5.49	1497
Vaporizador	5.9	1497

Estas presiones son las normales en una torre que opera en condiciones atmosféricas. Aun cuando las torres están probadas a una presión de 25 a 40 Libras por pulgada cuadrada, no es posible que puedan operar en dichas condiciones porque las causas de accidentes no son generalmente por exceso de presión sino por corrosión de la columna debido a los crudos que circulan. Por esto la presión que se deberá usar en el platillo superior no deberá ser más alta que 4 lbs. por pulg. cuadrada (manométricas).

CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL VAPORIZADOR.— Considerando que cuando entra el crudo a la torre deberá llevar vaporizados los productos que saldrán en los platillos superiores al vaporizador y como éstos suman 61.5% del total del crudo, la temperatura correspondiente obtenida a dicho porcentaje en la curva Flash, a 760 m. m., es de 605°F.

Corrigiendo dicha temperatura a las condiciones del platillo tenemos:

$$\text{Presión en el vaporizador: } 585 + \frac{5.9}{14.7} \times 760 = 890 \text{ m.m.}$$

Mols de gasolina	28575	=	280.1
	102		
	8604		
Mols de Kerosina	—	=	49.5
	174		
	25726		
Mols de gas oil	—	=	107.3
	240		
Total mols de vapores			436.8
	1497		
Mols de vapor de agua	—	=	83.2
	18		
Mols totales:			520.0
			436.8
Presión parcial del crudo en la fase gaseosa	—	890 = 748 m.m.	
			520

Corrigiendo la temperatura de 605°F, supuesta, a 748 m.m. obtenemos la temperatura real a la cual debemos alimentar el crudo. Esta será 604 grados F.

Para hacer el balance de calor en la torre, en vista de que no conocemos las temperaturas de salida en la operación real debemos suponer unas bastante apegadas a la realidad. Usaremos para el primer balance las siguientes suposiciones:

Material.	Temperatura Flash.	Temperatura supuesta.
Gasolina	307 — 100%	292°F.
Kerosina	424 — 0 „	405°F.
Gas Oil	545 — 0 „	520°F.
Residuo		520°F. (como seguridad).

CALORES ESPECIFICOS.—Para efectuar todas las demás operaciones, que consisten en su mayor parte de balances de calor, necesitamos como datos indispensables los calores específicos de las fracciones y los calores latentes.

Los calores específicos los calcularemos tomando como base los petróleos MidContinent y con los siguientes Factores de Caracterización obtenidos por medio de la fórmula correspondiente:

Gasolina	12
Kerosina	11.7
Gas oil	11.4
Crudo	11.8
Residuo	11.0

BALANCE DE CALOR DE LA TORRE (inicial) :

Enfriar Gasolina (vapor)	. 28575(604-292)0.57 =	5,086,350 BTU
Enfriar Kerosina (vapor)	. 8604(604-405)0.58 =	989,460
Enfriar Gas oil (vapor)	... 25726(604-520)0.57 =	1,231,848
Enfriar Residuo (líquido)	. 30863(604-520)0.65 =	1,697,465
Enfriar Vapor 2770(320-292)0.5 =	38,780

Total calor sensible	9,046,903
Condensar kerosina (a 405)	8604 x 110 =	946,440
Condensar gas oil (a 520)	25726 x 99 =	2,546,874

Total calor en exceso, calor de reflujo 12,540,217 BTU

Usando gasolina como reflujo frío, inyectándola a 120°F., para que salga en estado de vapor con el producto; Cp = 0.57 y calor latente, 125.

$$\begin{aligned} & \frac{12,541,000}{125 + (292-120)0.57} = 56,238 \\ \text{Libras de reflujo frío} & \text{-----} \\ & 56,238 \\ \text{Galones de reflujo} & \frac{\text{-----}}{6.22} = 9,041 \end{aligned}$$

Corrección a la salida de la Gasolina.

Libras de gasolina	28575
Libras de reflujo	56238
Libras de vapores	84813
	84813	
Mols de vapores	----- =	831
	102	
	2770	
Mols de vapor de agua	----- =	154
	18	
Mols totales:	985

Presión parcial del producto en el platillo superior:

$$\frac{831}{985} \cdot 585 + \frac{4}{14.7} \cdot 760 = 670 \text{ m.m.}$$

Corrección de la salida de la gasolina debida a la presión existente con ayuda de la ecuación de Sydney Young:

$$\text{Temp. real} = 307 - (0.00012(760 - 670)(460 + 307)) = 299^\circ\text{F.}$$

Temperatura de Salida del Gas Oil.

Balance de Calor en su platillo:

Enfriar gasolina (vapor) ...	28575(604-520)0.63	=	1,514,475	BTU
Enfriar kerosina (vapor) ...	8604(604-520)0.61	=	438,804	
Enfriar Gas Oil (vapor)	25726(604-520)0.57	=	1,234,848	
Enfriar Residuo (líquido) ..	30873(604-520)0.65	=	1,698,015	
Condensar Gas Oil	25726 x 99	=	2,546,874	
Suma			7,433,016	
Calentar Vapor de agua	2770(520-320)0.5	=	277,000	
Total calor en exceso: ..			7,156,016	BTU

$$\text{Mols de reflujo interno} = \frac{7,156,000}{240 \times 99} = 301$$

Mols de material que actúan como gases fijos:

Vapor de agua	154
Gasolina	280
Mols totales:	735

$$\text{Presión en el platillo de gas oil} = \frac{5.5}{14.7} \cdot 760 + 585 = 870 \text{ m.m.}$$

$$\text{Presión parcial del gas oil} = \frac{301}{735} \cdot 870 = 355 \text{ m.m.}$$

Temperatura corregida para la diferencia de presión:

$$545 - (0.00012(760-355)(460+545)) = 498 \text{ grados F.}$$

Temperatura de salida de la Kerosina.

Enfriar gasolina (vapor) ..	28575(604-405)0.6 =	3,429,000
Enfriar kerosina (vapor) ..	8604(604-405)0.58 =	1,006,668
Enfriar Gas Oil (vapor) ..	25726(604-498)0.57 =	1,543,560
Enfriar residuo (líquido) .	30873(604-498)0.65 =	2,130,237
Condensar gas oil		2,546,874
Condensar kerosina		946,440
Total:		11,602,779
Calentar vapor 2770(498-320)0.5	=	246,530
Total calor de reflujo interno		11,352,249

Mols reflujo interno	$\frac{11,353,000}{174 \times 110} = 594$
Mols de vapor de agua	154
Mols totales	748
Presión en el platillo de la kerosina	$585 + \frac{4.8}{14.7} \times 760 = 833 \text{ m.m.}$
Presión parcial de la kerosina	$\frac{594}{748} \times 833 = 661 \text{ m.m.}$

Corrección de la temperatura por diferencia de presión:

$$424 - (0.00012(760-661)(460+424)) = 413 \text{ grados F.}$$

Segunda Corrección de Salida de Gasolina-Balance de la Torre.

Enfriar gasolina	28575(604-300)0.57 =	4,943,475 BTU
Enfriar kerosina	8604(604-413)0.58 =	955,044

Enfriar gas oil	25726(604-498)0.57 =	1,569,286
Enfriar residuo	30873(604-498)0.65 =	2,130,237
Enfriar vapor	2770(320-300)0.5 =	27,700
Condensar kerosina	=	912,024
Condensar gas oil	=	2,598,326

Total calor de reflujo .. 13,136,092 BTU

Calor latente de la gasolina a 300°F. = 123

13,136,092

Libras de reflujo frío $\frac{\quad}{\quad} = 57,615$

$123 + (300-120)0.58$

57,615

Galones de reflujo $\frac{\quad}{\quad} = 9263$

6.22

9263

Galones de reflujo por galón de producto $\frac{\quad}{\quad} = 2.02$

4594

Libras de gasolina 28575

Libras de reflujo 57615

Libras de vapores 86190

86190

Mols de vapores $\frac{\quad}{\quad} = 845$

102

Mols de vapor de agua 154

Mols totales: 999

Presión del platillo superior de la torre 792 m.m.

845

Presión parcial de gasolina y reflujo $\frac{\quad}{\quad} 792 = 670$ m.m.

999

Corrección de temperatura $307 - (0.00012(760-670)(460+307))$

= 299°F.

Diámetro de la torre.

Cálculo de la masa velocidad con ayuda de la ecuación de Souders y Brown:

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

Densidad (d_1) de la gasolina, con ayuda del coeficiente de expansión = 0.635 pero expresada en libras por pie cúbico $5.29 \times 7.48 = 39.6$.

Densidad (d^2) del vapor en la punta de la columna.

Libras de gasolina 28575

Libras de reflujo 57615

Libras totales de vapores 86190 mols totales 845

mols de vapor 154

Mols totales 999

Libras de vapor de agua 2770

Libras totales 88960

A una presión de 792 m.m. y una temperatura de 299°F., el volumen aproximado será:

$$999 \times 379 \frac{(460+299) 760}{520 \times 792} = 530,069 \text{ pies cúbicos por hr.}$$

$$\text{Densidad de los vapores } \frac{88960}{530,069} = 0.17 \text{ Lbs. por pie cúbico.}$$

La tensión superficial usada para gasolina en Destilación Primaria es de 19 dinas por centímetro. Correspondiente a esta tensión y para platillos de 22 pulgadas, la constante C de la ecuación tiene un valor de 590.

Entonces, $W = 590\sqrt{0.17(39.6 - 0.17)} = 1538$ Lbs. por pie cuadrado por hr.

$$\text{Area de la torre } \frac{88960}{1538} = 58 \text{ pies cuadrados.}$$

Con un aumento para seguridad de 5.6

Total, área diseñada 63.6 pies cuadrados.

Diámetro correspondiente 9 pies.

$$\text{Velocidad de los vapores en la torre } \frac{530,069}{63.6 \times 3600} = 2.3$$

pies por segundo.

Sistema de Intercambio de Calor.

Condensador de Gasolina y Reflujo contra Crudo:

La gasolina y el reflujo salen de la torre a una temperatura de 299°F., a la que se condensarán: $86,190 \times 123 =$ BTU liberadas al

condensarse 10,601,370. El crudo entra al condensador a 70°F.; si usamos una ΔT en el extremo caliente de 19°F., tendremos la siguiente absorción de calor por el crudo:

$$94,104(280-70)0.51 = 10,078,539$$

Si el crudo es bombeado a una velocidad de 4 pies por segundo a través del cambiador de 1 pulgada de diámetro, la temperatura media del crudo será de 175°F., y en estas condiciones la viscosidad es de 3.5 centipoises; el coeficiente de transmisión de calor (h) para el crudo es de 125

(h) para condensación de gasolina 145

Factores de corrección para estas condiciones 6 y 3.

$$\text{II, total} = \frac{1}{\frac{1}{125} + \frac{1}{145} + 0.009} = 41.8$$

$$\Delta T \log. = \frac{222 - 19}{\ln. \frac{222}{19}} = 84^\circ\text{F.}$$

Los cálculos relativos a condensadores, enfriadores y demás equipo calorífico son hechos por medio de la muy usada fórmula de transmisión de calor enunciada por Newton.

$$\text{Superficie del condensador} = \frac{10,100,000}{41.8 \times 84} = 2876 \text{ pies cuadrados.}$$

$$\text{Aumento de seguridad} = \frac{300}{300}$$

$$\text{Superficie diseñada} = 3176 \text{ pies cuadrados.}$$

Enfriador de Gasolina y Reflujo.

Tenemos la gasolina y el reflujo a 299°F., y en estado líquido, debemos enfriarlos hasta unos 95°F. para enviarlos a los tanques.

Trabajo del enfriador:

Enfriar gasolina y reflujo .	86190(299- 95)0.57 =	9,998,040 BTU
Enfriar vapor a 185°F. don-		
de se condensará	2770(299-185) 0.5 =	157,890
Condensar vapor	2770 x 986 =	2,731,220
Enfriar agua a 95°F.	2770(185- 95) 1.0 =	249,300

Exceso de operación anterior 500,000
 Trabajo total del enfriador 13,636,450 BTU

Usando una diferencia de temperaturas en extremo frío de 29°F.

$$\text{el agua necesaria será } \frac{13,636,450}{(170-70)1.0} = 136,364 \text{ libras.}$$

$$\Delta T \log. = \frac{129 - 25}{129} = 65^\circ\text{F.}$$

$$\ln. \frac{129}{25}$$

(h) para gasolina a las siguientes condiciones: temperatura, 197 F.; velocidad, 3 pies por seg.; tubo de 1 pulg., viscosidad, 0.3 centipoises = 310

Material.	Velocidad.	Temp. media.	Viscosidad.	Lado.	H	Corrección h.
Gasolina	3	197	0.3	dentro	310	3
Agua	6	120		fuera	500	4

$$H, \text{ total} = \frac{1}{\frac{1}{500} + \frac{1}{310} + 0.007} = 65.5$$

$$\text{Superf. del enfriador, calculada, } \frac{13,636,450}{65.5 \times 65} = 3202 \text{ pies cuadrados.}$$

Aumento de seguridad 300

Superficie diseñada 3502

Kerosina.—Enfriador.

La kerosina sale de la torre a 413°F., pero no conviene poner un cambiador contra el crudo por la poca cantidad de ella; el punto de inflamación de ella será superior a 150°F., por lo cual convendrá enfriarla a esta temperatura:

$$8604(413-150)0.58 = 1,307,808 \text{ BTU}$$

$$\text{Agua necesaria} = \frac{1,307,808}{(140-70)1.0} = 18,683 \text{ Lbs.}$$

$$\Delta T \text{ log.} = \frac{273-80}{273} = 157^\circ\text{F.}$$

$$l_n = \frac{1}{80}$$

H, total para enfriar kerosina en Coil in Box, = 16.

$$\text{Superficie} = \frac{1,307,808}{157 \times 16} = 526 \text{ pies cuadrados.}$$

Aumento de seguridad 53

Superficie diseñada 579 pies cuadrados.

Gas Oil.—Cambiador contra Crudo.

Si usamos una ΔT en el extremo frío de 40°F. , tendremos el siguiente intercambio de calor:

$$\text{Calentar crudo} \dots\dots\dots 94106(330-280)0.59 = 2,776,270 \text{ BTU}$$

$$\text{Enfriar gas oil} \dots\dots\dots 25726(498-320)0.61 = 2,804,134$$

Material.	Temp. media.	Viscosidad.	Lado.	H.	Corrección h.
Gas oil	409	0.8	fuera	90	4
Crudo	305	1.3	dentro	240	3

$$H_{\text{total}} = \frac{1}{\frac{1}{90} + \frac{1}{240} + 0.007} = 45.5$$

$$\Delta T \text{ log.} = \frac{170-40}{170} = 90$$

log. n. —
40

$$\text{Superficie del cambiador} = \frac{2,804,134}{90 \times 45.5} = 685 \text{ pies cuadrados.}$$

Aumento para seguridad 70

Superficie diseñada 755 pies cuadrados.

Los datos anteriores son para un cambiador de 1 pulgada de diámetro.

Enfriador de Gas Oil.

El punto de inflamación será superior a 150°F. por lo que será una temperatura conveniente para enfriar el gas oil. El intercambio de calor será:

$$\text{Enfriar gas oil} \dots\dots\dots 25726(320-150)0.51 = 2,238.162 \text{ BTU}$$

$$2,238,162$$

$$\text{Agua necesaria} \frac{\text{-----}}{(140-70)1.0} = 31,974 \text{ Lbs.}$$

$$180-80$$

$$\Delta T \log. = \frac{\text{-----}}{180} = 123$$

$$\log. n \frac{\text{-----}}{80}$$

Para equipos de Coil in Box, la H, total, de enfriador para gas oil es de 16.

$$\text{Superficie calculada} = \frac{2,238,162}{123 \times 16} = 1138 \text{ pies cuadrados.}$$

$$\text{Aumento de seguridad} \quad \quad \quad 110$$

$$\text{Superficie diseñada} \quad \quad \quad 1248 \text{ pies cuadrados.}$$

Cambiador de Residuo contra Crudo.

Al salir del cambiador de gas oil el crudo tiene una temperatura de 330°F., por lo que podemos tener el intercambio siguiente:

$$\text{Residuo} \dots\dots\dots 30863(520-380)0.59 = 2,549,283 \text{ BTU}$$

$$\text{Crudo} \dots\dots\dots 94106(375-330)0.61 = 2,540,862 \text{ BTU}$$

Las condiciones para el cambiador de 1 pulgada de diámetro serán:

Mat.	t. m	vel.	visc.	lado	h.	correc. h.
Residuo	450	2	4.5	fuera	59	8
Crudo	352	4	0.95	dentro	240	3

$$\Delta T \log. = \frac{145-50}{145} = 90$$

$$\log. n \frac{\text{-----}}{50}$$

$$H_{\text{ total }} = \frac{1}{\frac{1}{59} + \frac{1}{260} + 0.011} = 31.3$$

$$\text{Superficie calculada} = \frac{2,549,283}{90 \times 31.3} = 905 \text{ pies cuadrados.}$$

Aumento de seguridad	90
----------------------	----

Superficie diseñada	995 pies cuadrados.
---------------------	---------------------

Enfriador de Residuo.

Para enfriar el residuo hasta 170°F., tendremos un exceso de calor de:

$$30863(380-170)0.5 = 3,240,615 \text{ BTU}$$

$$\text{Agua necesaria} = \frac{3,240,615}{(150-70)1.0} = 40508 \text{ Lbs.}$$

$$\Delta T \text{ log.} = \frac{230-100}{230} = 156$$

$$\text{In.} = \frac{\quad}{100}$$

$$H_{\text{ total, para enfriadores Coil in Box de residuo }} = 10.$$

$$\text{Superficie calculada} = \frac{3,240,615}{156 \times 10} = 2077 \text{ pies cuadrados.}$$

Aumento de seguridad	200
----------------------	-----

Superficie diseñada	2277 pies cuadrados.
	Tubo de 3 pulg.

CALENTADOR.—Para el diseño del calentador vamos a suponer que la gasolina y la kerosina cambiarán de estado a una temperatura de 413°F., y el gas oil lo hará a 498°F. La Termodinámica nos enseña que hay la misma cantidad de energía en un proceso, aun cuando éste se haga en distintos caminos y sólo depende de las condiciones iniciales y finales.

BALANCE DE CALOR DEL CALENTADOR

Calentar gas	338(604-375)0.66 =	51,038 BTU
Calentar gasolina líquida ..	28575(413-375)0.7 =	771,525
Calentar gasolina vapor ...	28575(604-413)0.6 =	3,286,125
Calentar kerosina líquida ..	8604(413-375)0.65 =	215,100
Calentar kerosina vapor ...	8604(604-413)0.58 =	955,044
Calentar gas oil líquido ...	25726(498-375)0.63 =	2,006,628
Calentar gas oil vapor	25726(604-498)0.52 =	1,414,930
Calentar residuo líquido ..	30863(604-375)0.61 =	4,320,820

Total calor sensible ...		13,021,210 BTU
Vaporizar gasolina	28575 x 106.5	3,043,238
Vaporizar kerosina	8604 x 106	912,024
Vaporizar gas oil	25726 x 101	2,598,326

Trabajo total del calentador. 19,574,798 BTU

La temperatura de alimentación, como ya dijimos, es de 375°F. Los gases de escape deberán tener una temperatura de 300°F., mayor que ésta para que el calentador trabaje en condiciones óptimas, o sea que deberán tener 675°F. Si la operación se efectúa con 25% exceso de aire y el residuo de la destilación se quema como combustible la pérdida debida a los gases de escape será de 17%.

En procesos de estilaciones Primarias, si el calentador trabaja con 25% exceso de aire, el factor de radiación de él deberá ser de 48% y la absorción que un pie cuadrado de superficie de tubo hace es de 31,000 BTU por hora.

Las pérdidas debidas a paredes, techos, etc., se estimarán en 5% (3% en la sección de radiación y 2% en la de convección). El calor dado por el quemador quedará repartido de la siguiente manera:

	% calor	BTU/hr
Calor dado al calentador	100	25,097,000
Pérdida en los gases de escape	17	4,266,490
Pérdidas por radiación, convección, etc	5	1,254,850
Absorción en la sección de radiación	48	12,546,560
Absorción en la sección de convección	30	7,529,100

La gasolina y la kerosina se vaporizarán en la sección de convección y la temperatura del crudo cuando sale esta sección será:

$$7,529,100 = 94106(413-375)0.63 + 3,043,238 + 912,024$$

$$+ 94106(X-413)0.65$$

$$X = 425^{\circ}\text{F.}$$

Los gases de combustión al entrar a la sección de convección tienen un valor neto de su calor de combustión de 49%, (100-48-3) y la temperatura de ellos será aproximadamente de 1780°F.

Cálculo de la sección de Convección.

$$\Delta T \log. = \frac{1355 - 300}{\ln. \frac{1355}{300}} = 700^{\circ}\text{F}$$

La velocidad de los gases de escape en la sección será de 15 pies por segundo y en tubo de 4 pulgadas de diámetro interior; a una temperatura media de 1228 de los gases el coeficiente total de transmisión de calor es de 7.33.

	7,529,100		
Superficie calculada	—————	=	1468 pies cuadrados.
	700 x 7.33		
Aumento para seguridad			150
Superficie diseñada			1618 pies cuadrados.

Sección Radiante.

En esta sección la superficie estará dada por la relación.

	12,046,560		
	—————	=	389 pies cuadrados.
	31,000		
Aumento de seguridad			39
Superficie de seguridad			428 pies cuadrados.

Combustible necesario para el Calentador.

Calor de combustión del residuo de 11.4 API — 17,600 BTU/Lb.

	25,097,000		
Libras de combustible por hora	—————	=	1426
	17600		

Vapor necesaria para atomizar.

Se usa generalmente 0.3 Lbs. de vapor por Lb. de combustible:

$$1426 \times 0.3 = 427.8 \text{ Lbs.}$$

Diseño de la Torre Auxiliares para Rectificar.

Columna de Kerosina.

Es conveniente instalarla de 4 platos. Para calcular su diámetro sólo se toma en cuenta el volumen del vapor:

(d_1) , para kerosina a 413°F., : 5.75 x 7.48 = 43.0 Lbs./pie cúbico.

d_2 del vapor = 0.20.

La constante C para kerosina, en platillos de 15 pulgadas es de 400.

$$W = 400 \sqrt{0.2(43 - 0.2)} = 1172 \text{ Lbs. por pie por hr.}$$

Kerosina 8604

Vapor 250

Total Lbs. 8854

8854

Superficie calculada $\frac{8854}{1172} = 7.55$ pies cuadrados.

1172

Superficie diseñada 7.55 + 0.75 = 8.30 pies cuadrados.

Diámetro = 3.25 pies.

Columna de Gas Oil.

Para Gas Oil es conveniente poner 5 platillos.

Diámetro: Lbs. de Gas Oil 25726

Lbs. de vapor 1024

Lbs. totales: 26750 por hr.

$d_2 = 0.20$; $d_1 = 6.24 \times 7.48 = 46.9$ lbs. por pie cúbico.

$$W = 400 \sqrt{0.2(46.9 - 0.2)} = 1224 \text{ Lbs. por pie cuadrado.}$$

26750

Superficie de la columna $\frac{26750}{1224} = 21.8$ pies cuadrados.

1224

Superficie diseñada 21.8 + 2.0 = 23.8 pies cuadrados.

Diámetro correspondiente 5.5 pies.

V.—COMPARACION DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA DISEÑADA CON LA BADGER.

Vamos a hacer en este Capítulo una comparación concisa de los datos sobresalientes en el funcionamiento de la Planta diseñada con la Planta Badger de Atzacapotzaleco; los datos de ésta fueron tomados el día en que hicimos la destilación del crudo.

	Planta Badger.	Planta diseñada.
Capacidad	7500 B. P. D.	7500 B. P. D.
Diámetro de Torre	8.5 pies	9 pies.
Columnas auxiliares para re- ctificar	Kerosina	Kerosina y Gas oil.
Productos obtenidos.		
Gasolina, Región de destila- ción	100—365°F.	100—392°F.
Kerosina, Región de destila- ción	352—500°F.	380—520°F.
Gas Oil, Región de destila- ción	335—666°F.	505—700°F.
Residuo, Región de destila- ción	330—	
Temperatura de alimentacin del crudo a la torre	419°F.	604°F.
Vapor necesario	6660 Lbs./hr.	2770 Lbs./hr.
Temperatura de salida de la gasolina en la torre	275°F.	299°F.

Temperatura de salida de la Kerosina	293°F.	413°F.
Temperatura de salida del gas oil	No se conoce	498°F.
Temperatura de salida del crudo de los cambiadores de calor y entrada al Calentador	199°F.	375°F.
Presión de la torre en el platillo de salida de la gasolina	12 Lbs./pulg.2	4 Lbs./pulg.2.
Presión de la torre en el platillo vaporizador	15 Lbs./pulg.2	5.9 Lbs./pulg.2.
Reflujo	Circulante	Frío.

Todos los datos presentados aquí de la Planta Badger fueron tomados por mí, excepción hecha de las destilaciones ASTM de los productos, los cuales me fueron proporcionados en el Laboratorio y hechos allí. De los demás datos sólo cantidad de vapor con que estaba trabajando fué la que tuve que calcular y presento dicho cálculo como parte de este Capítulo.

CALCULO DE LA CANTIDAD DE VAPOR CON QUE TRABAJA LA PLANTA BADGER.—La gasolina producida por la Planta tiene una región de destilación de 100°F.(I.B.P.); 250°F.—50% ASTM.; 365°F.(F.B.P.); Peso Molecular, 102.

Pendiente ASTM — 2.3; Pendiente Flash — 1.25.

50% ASTM — 250°F.; 50% Flash — 257°F.

100% Flash — 320°F.; 0% Flash — 194°F.

Presión en el manómetro de salida de gasolina — 12 Lbs. por pulg.2.

Presión atmosférica = 585 m.m.

Presión existente en el platillo $585 + (12/14.7)760 = 1223$ m.m.

Temperatura de salida real en la Planta = 275°F.

Gasolina obtenida de 0.725 de densidad; 63.7° API.; 6.03 Lbs. por Galón.

Galones por hr. de gasolina (teóricos, pues prácticos tuvo una pérdida de 4.7% en peso del crudo), 4331.

Lbs. por hora, 26,116.

Mols de gasolina, 256.

Presión parcial de la gasolina en el platillo, calculada con gráfica, 500 m.m.

Mol de vapor, s.

$$\frac{256}{\quad} = \frac{500}{\quad}$$

$$256 + S \quad 1223$$

$$S = 370 \text{ mols de vapor} = 6660 \text{ Lbs. por Hr.}$$

VI.—COSTO DE DESTILACION DE LA PLANTA BADGER.

Los datos de Costo de Equipo y Capital Invertido son los Oficiales existentes en la Secretaría de la Economía Nacional, pero las cantidades calculadas para Gastos Fijos y de Operación fueron investigados por mí procurando que se acercaran lo más que fuera posible al medio en que trabaja la Planta Badger.

De los Gastos de Operación presento el cálculo del costo de la libra de vapor hecho en la Mexican Fibre Co. (Est. Manuel, Tamps.); empresa con la cual estoy trabajando actualmente y donde me fueron facilitados los informes necesarios.

Cálculo basado en una de las Tres Calderas de 100 H. P. que tiene en trabajo la Mexican Fibre Co., Carrizal, Tamaulipas.

Costo de la Caldera (Usada)	\$	15,000.00
Gastos de Instalación	,,	3,000.00
<hr/>		
Capital invertido	\$	18,000.00
Costo de Desecho	,,	2,000.00
Gastos Fijos:		
Amortización	,,	1,600.00
Intereses	,,	1,080.00
Seguro (sobre \$15,000)	,,	192.00
Depreciación	,,	900.00
<hr/>		
Total:	\$	3,772.00
Gastos de Operación:		
Agua y combustible	,,	5,578.00
Reparación	,,	600.00
Mano de obra	,,	1,440.00
<hr/>		
Total:	\$	7,618.00
Gastos totales Año	,,	11,390.00
Generación de Vapor 300 días de trabajo al año (lbs.)		4,632,000
Coste de 1 Lb. de vapor	\$	0.0025

COSTO DE DESTILACION DE LA PLANTA BADGER
(Atzacapotzalco, D. F.)

Costo del Terreno, 6000 M2. a \$1.40 M2.	\$	8,400.00
Costo de Torre Fraccionadora, torre auxiliar para kerosina, 1 Calentador, 20 cambiadores de calor, 5 tanques de condensación, tanque enfriador de agua	„	262,230.00
Total Capital Invertido	\$	333,382.00

Gastos Fijos:

Amortización, 7% sobre el terreno	„	588.00
10% sobre resto del capital	„	32,498.20
Total:	\$	33,086.20

Intereses:

6% sobre el capital invertido	„	20,002.92
-------------------------------------	---	-----------

Depreciación:

Compañías establecidas tienen factores de depreciación para equipos de destilación que varían de 8 —15%. Usamos nosotros 9% por creerlo el más conveniente

	\$	23,600.00
--	----	-----------

Seguros:

El seguro calculado por las tarifas de primas de conocida Compañía de Seguros, por valor de \$50.000.00 sobre el Calentador y la Torre Fraccionadora es de

	„	263.57
--	---	--------

Gastos de Operación. Base de Cálculo 350 días de 24 hrs. de trabajo al año.

Combustible, aproximadamente el combustible que gasta el Calentador de la Planta Badger es el

mismo de la Planta diseñada. A 1426 Lbs. por hr.; su equivalencia es de 346.5 Lbs. por Barril; así que para el año de trabajo serán necesarios 34,570 Bbl. a \$5.12 el Bbl. (Precio a que lo compra la Mex. Fibre Co.)	„	176,998.40
Vapor, necesario para ractificar y atomizar, 7088 Lbs./hr. Total para un año a 0.25 centavos la Lb.	„	148,848.00
Reparaciones, calculadas en 5% sobre costo del equipo	„	13,111.50

Mano de Obra:

1 sobrestante a \$11.66 diarios.		
3 operadores de 1a. a \$8.24 diarios.		
5 operadores de 2a. a \$6.10 diarios.		
4 operadores de 3a. a \$5.18 diarios.		
1 químico a \$8.460 al año.		
Total:	„	42,079.00

Balance total por año:

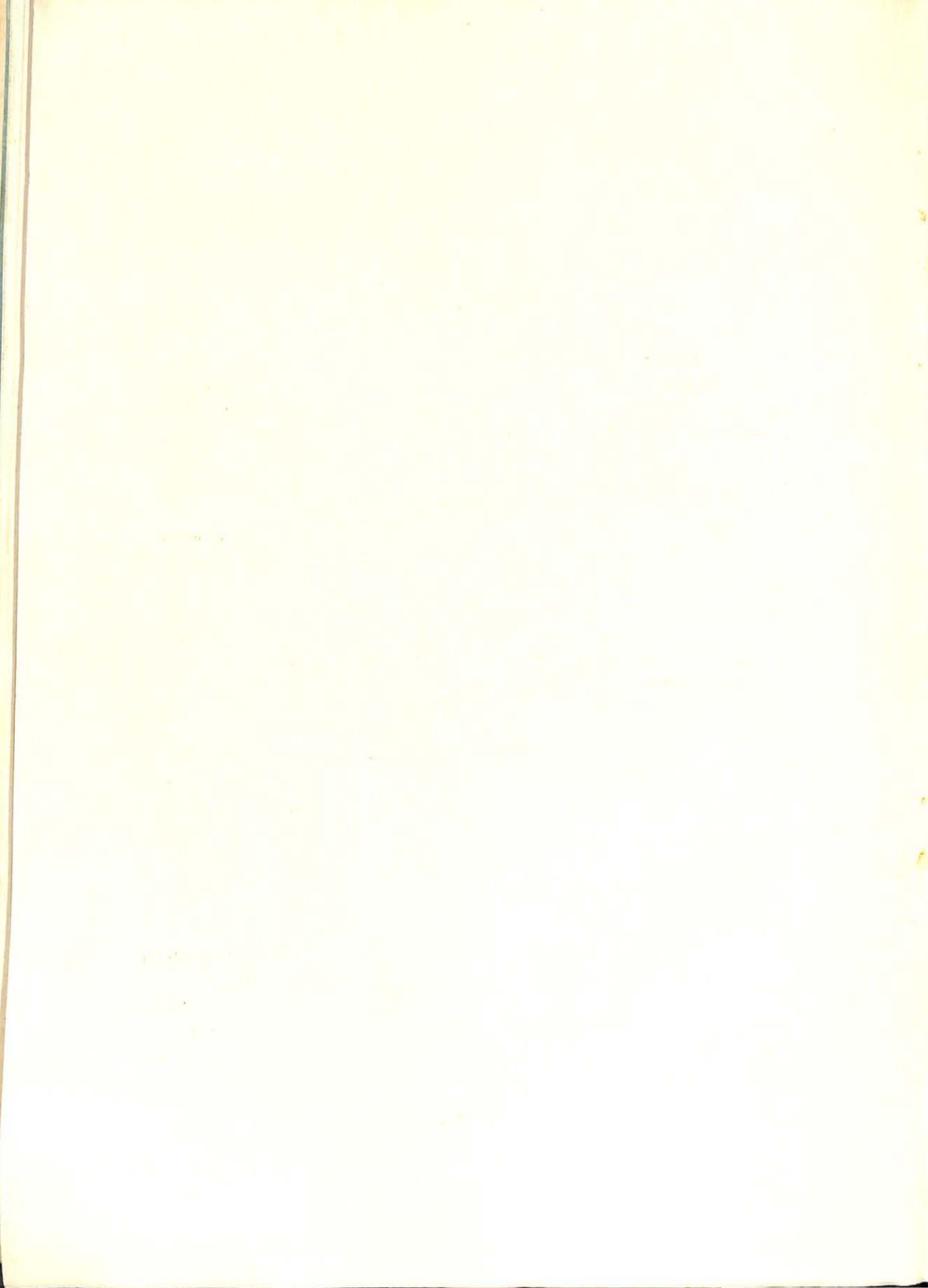
Gastos Fijos: Amortización	\$	33,086.20
Intereses	„	20,002.92
Depreciación	„	23,670.70
Seguros	„	263.57

\$ 76,953.39

Gastos de Operación: Combustible .	„	176,998.40
Vapor	„	148,848.00
Reparaciones	„	13,111.50
Mano de Obra	„	42,079.00

\$ 381,036.90

Gastos totales por año	„	457,990.29
Este gasto nos da un Costo de Destilar un Barril Diario de	„	61.06
Y para costo de destilar un barril de crudo resulta .	„	0.174



CONCLUSIONES

Los puntos principales que se desprenden de la comparación en el funcionamiento de la Planta Badger con la Planta Diseñada pueden condensarse en un hecho real: el fraccionamiento deficiente con que trabajó la planta Badger el día de estas observaciones. Fraccionamiento deficiente que se apreciará mejor por el siguiente cálculo, que si solamente observamos las gráficas de destilación de los productos obtenidos.

La Planta Badger diseñada para trabajar a una capacidad de 7,500 B. P. D., estaba operando a 8,700 B. P. D. y produciendo una gasolina de 100°F. de I. B. P. y 365°F. de punto final de ebullición, lo cual indica que el crudo procesado contenía 34% de ella. A esta capacidad debía producir una cantidad teórica de 31,217 lbs./hr. de gasolina a cambio de 26,185 lbs./hr. que en promedio estaba produciendo (este dato fué tomado por mí de los libros de Producción de la Planta).

Esta diferencia de producción de gasolina indica la pérdida, que por el pobre fraccionamiento permanece en la kerosina, gas-oil y hasta en el residuo. Esta pérdida de gasolina se eleva a un 16% de la gasolina teórica por producir y a un 4.7% en el crudo total, calculada en peso. El hecho relatado en porcentaje parece de poca importancia, pero cuando nos ponemos a pensar que un fraccionamiento deficiente en solo 1% de gasolina que queda en la kerosina significa la siguiente pérdida al año:

$$\frac{7500 \times 42 \times 3.78 \times 0.01 \times 3 \times 350}{100} = \$ 125,685.00$$

a una diferencia de precio de 3 centavos el litro de gasolina y kerosina, puede que lo consideremos como digno de atención.

Ahora bien, quiere tratar de explicar a que se debe este mal funcionamiento.

Mi opinión se inclina a creer que la falta de una completa vaporización de la gasolina al entrar a la torre es causa de que parte de ella sea arrastrada por las fracciones pesadas y se encuentre acompañando a productos tales como gas oil y residuo.

Esto respalda la creencia general de los técnicos al exigir que un crudo lleve una temperatura correspondiente, cuando menos, al del final de la fracción del gas oil en la curva flash del crudo como la más adecuada para alimentarlo en la torre. Creemos, entonces, que una de las deficiencias principales consiste en alimentar el crudo a una temperatura muy baja.

Una cantidad excesiva de vapor produce un "acarreo" de partículas pesadas a la parte superior de la torre y ellas son causa del aumento en el Punto Final de ebullición de las fracciones ligeras y tiene una influencia marcada en el aumento de la cantidad de gomas en las gasolinas.

Estas cantidades excesivas de vapor parece que, debido a que disminuyen los puntos de ebullición en la Planta por el abatimiento de presión provocada, son un ahorro en la energía calorífica usada. Pero si nos detenemos a comparar el costo del vapor gastado en exceso con la energía calorífica ahorrada en no elevar el punto del crudo a 604°F. sino solo a 419°F vemos que realmente no es un ahorro. El trabajo en exceso que tienen los cambiadores y enfriadores con el reflujó frío en vez del circulante está nivelado en la Planta Badger con el trabajo que tiene ésta con el exceso de vapor.

La columna fraccionadora de gas oil para rectificar es necesaria y paga su mantenimiento.

El trabajar a sobrecapacidad no es un método inteligente debido a que aumenta la depreciación de la Planta, no se trabaja en condiciones fijas, existe peligro por la sobrepresión y aumentan los efectos de la corrosión de los crudos en la estructura. Es decir, el mal fraccionamiento significará mayor pérdida que el ahorro "aparente" al trabajar a mayor capacidad que la diseñada.

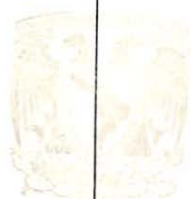
El trabajar a condiciones fijas y calculadas produce un mejor fraccionamiento, productos más homogéneos y rendimientos aceptables. Pero para seguir un método de trabajo semejante se requie-

re un examen conveniente de los crudos y una estrecha relación de los datos obtenidos en el laboratorio con el funcionamiento de la Planta e instrumentos de control en todos los lugares necesarios de la torre para poder llevar a cabo con éxito el proceso.

De todo esto se puede concluir que una ligera variación en las condiciones de trabajo en la Planta, sin ningún gasto extraordinario en el equipo, puede producir una economía en el proceso y una mejor conservación de la Torre Fraccionadora.

FECHA DE DEVOLUCION

El lector se obliga a devolver este libro antes del vencimiento de préstamo señalado por el último sello.



--	--	--	--

