

14
29j



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**“DISEÑO DE UN CALENTADOR DE UNA PLANTA
FRACCIONADORA DE ACEITES RECUPERADOS EN
UN PROCESO DE REFINACION DE PETROLEO”**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :
SERGIO BRUNER CRUZ**

MEXICO, D. F.

1985



Universidad Nacional
Autónoma de México



Biblioteca Central

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

I. INTRODUCCIÓN.

II. OBJETIVOS.

III. BASES DE DISEÑO DEL CALENTADOR.

1.- GENERALIDADES.

1.1 CONSIDERACIONES TEORICAS.

1.2 TIPOS DE EFLUENTES DE UNA REFINERIA.

1.3 CONTAMINACION AMBIENTAL CAUSADA POR REFINERIAS Y SU REPERCUSSION EN LA ECOLOGIA.

1.4 METODOS DE ANALISIS DE ACEITES RECUPERADOS.

1.4.1 Peso Especifico y Densidad API

1.4.2 Viscosidad.

1.4.3 Ensayos para Azufre.

1.4.4 Destilación ASTM D 86

1.4.5 Método para la Determinación de Agua y Sedimentos en Aceites Recuperados.

1.5 IMPORTANCIA ECONOMICA DE LOS DESECHOS ACEITOSOS EN UNA REFINERIA.

2.- BASES DE DISEÑO.

2.1 FLUJO REQUERIDO.

2.2 ESPECIFICACIONES DE LA CORRIENTE DE ENTRADA Y LAS CORRIENTES DE SALIDA AL LIMITE DE BATERIA.

2.3 FILOSOFIA SINTETIZADA DEL DISEÑO.

2.4 DESCRIPCION DEL PROCESO.

3.- SELECCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPO.

3.1 CLASIFICACION Y TIPOS DE LOS CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

3.2 ESPECIFICACIONES PARA SELECCION DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

3.2.1 Criterios de Selección de Tipos de Calentador y Colocación del Serpentin de Calentamiento de la Sección de Radiación.

3.3 METODO DE CALCULO PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

3.3.1 Diseño y Evaluación.

3.3.2 Criterios de Predisño.

3.3.3 Método de Cálculo.

3.4 CALCULOS

3.5 INSTRUMENTACION DEL EQUIPO.

3.5.1 Instrumentación básica del Calentador a Fuego Directo.

4.- DIAGRAMAS.

4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO.

4.2 DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA.

5.- COSTO Y RENTABILIDAD DEL PROCESO.

6.- CONCLUSIONES.

BIBLIOGRAFIA

APENDICE

DEDICATORIA.

A mi Padre.

Enrique Brunner Vizquez.

Al recuerdo de mi Madre.

Elisa Cruz de Brunner.

A mis Hermanos

Mario, Marcos, Enrique, Carlos,
Lupita y Elisa.

A mis Maestros.

A todos aquéllos que con su apoyo y ayuda hicieron posible
este trabajo.

I.- INTRODUCCIÓN.

Los notables avances en materia científica logrados por el hombre, se han convertido en la fuente de uno de los grandes problemas que la humanidad tendrá que solucionar para su propia supervivencia: la contaminación ambiental, ya que ésta deteriora la capacidad creadora del factor más importante de la sociedad que es el ser humano.

Se dice que hay contaminación cuando la presencia de sustancias o cuerpos extraños, o una modificación de sus constituyentes es capaz de provocar un efecto nocivo en el medio ambiente.

Esto se puede apreciar en la enorme cantidad de desechos que se arrojan al medio ambiente y que han provocado ya trastornos ecológicos, por lo que se hace necesario evitar al máximo la contaminación de los ecosistemas.

El mar (desde hace decenios) ha servido como un gigantesco basurero al cuál se descargan grandes cantidades de desechos industriales, ya sea directamente o descargándose en ríos, o arrojándolos al aire en el cuál al haber una precipitación pluvial, se precipita una gran cantidad de partículas, las cuáles generalmente terminan en el mar.

En términos generales estos desechos pueden clasificarse en:

Agentes químicos, agentes bacteriológicos, materiales radioactivos y calor.

Contaminación Química. Se debe principalmente a derivados del petróleo y una gran variedad de productos químicos.

Contaminación Bacteriológica. Proviene principalmente del drenaje de aguas municipales que contienen los desperdicios domésticos y algunos residuos industriales. Los efectos -- que produce son principalmente: la proliferación de microorganismos patógenos al hombre y a las especies animales del medio marino, y la aportación de materia orgánica consumidora de oxígeno por la vía bioquímica.

Contaminación Radioactiva. Es el resultado de los vertimientos que se efectúa para desechar materiales radioactivos -- que no son económicamente aprovechables.

Contaminación Térmica. Se logra al arrojar aguas de enfriamiento en grandes cantidades, lo que puede aumentar la temperatura de la zona marina donde se arrojan.

Por otro lado, los desechos industriales tales como los desechos aceitosos de una refinaria de petróleo, representan una pérdida para el proceso ya que se trata de aceites comercializables que de reintegrarse a la línea de crudo, causarían graves descontrolés en las plantas primarias, por lo cuál se hace necesario un proceso independiente para estos aceites.

II. OBJETIVOS.

Un objetivo de esta tesis es el diseño térmico, y el dimensionamiento de un calentador, desde su elección en el tipo hasta los datos necesarios para su compra, partiendo de datos fundamentales como son: la destilación ASTM, D 86 el peso específico, cantidad de azufre y cantidad de agua del producto a calentar.

Se elegirá la presión de operación del calentador buscando la óptima desde el punto de vista técnico.

El otro objetivo es demostrar su servicio en un proceso real, describiendo las funciones principales de dicho proceso.

I. BASES DE DISEÑO DEL CALENTADOR.

Se desea calentar un aceite recuperado de forma tal que lle_gue a la torre de destilación a 20 psia y 600°F, sabiendo - que si la presión es de 50 psig saldrá del bloque de intercambio con los productos, a una temperatura de 400°F y 61 - de volumen standard evaporado (volumen standard a 1 tm y - 60°F), si se varía la presión el aceite contendrá la misma cantidad de calor que a las condiciones antes descritas.

Los datos con que se cuentan se muestran en la tabla I.

1.- GENERALIDADES.

1.1 CONSIDERACIONES TEORICAS.

Esencialmente, el petróleo es una compleja mezcla de hidrocarburos con pequeñas cantidades de sulfatos, nitrógeno y derivados de oxígeno. Ordinariamente, varían las cantidades de agua, sales solubles y minerales sólidos que estén asociados con el petróleo. Es función de una refinería, al recibir el petróleo, extraer el agua, sólidos y otras impurezas a través de una variedad de procesos para producir derivados comerciales del petróleo y entregarlos para su distribución. En el transcurso de estas operaciones, especialmente en los procesos de refinación y en los métodos de transferencia y almacenaje de aceites, existen fugas de aceite.

Procesos de Refinación.

En una refinería, el aceite crudo, o sus fracciones, se someten a muchas operaciones de refinación, incluyendo destilación térmica, desintegración catalítica, reformación, tratamientos químicos, alquilación, polimerización, isomerización y refinación de solventes. Durante estas operaciones, los desperdicios de aceite pasan de las plantas a los alcantarillados y diversos puntos por las conexiones de salidas o escapes del cuello de las bombas, conexiones de muestreo, interruptor de líneas, vertederos y conexiones similares.

En suma, grandes volúmenes de aceite pueden ser relevados a las alcantarillas durante emergencias o paro programado en las unidades de operación, limpieza de equipo y unidades de arranque. Los sistemas de desfogue de plantas de "cracking" pueden descargar apreciables cantidades de aceite a las alcantarillas.

1.2 TIPOS DE EFLUENTES DE UNA REFINERIA.

Las plantas tienen dos áreas perfectamente definidas desde el punto de vista de los drenajes, que son:

- a) Areas de Proceso.
- b) Areas libres de contaminación de productos del proceso

Las áreas de proceso son aquellas que pueden recibir purgas, derrames y fugas de hidrocarburos o productos químicos usados en el proceso. En base a esto, se considera que deben contar con los siguientes drenajes.

- i) Drenaje aceitoso
- ii) Drenaje químico.

Las áreas de proceso estarán confinadas a su drenaje aceitoso y/o químico por medio de guarniciones que evitan derrames al exterior, así como el de evitar la entrada de agua pluvial.

Las áreas libres de contaminación por productos contaminarán con un solo drenaje que será pluvial.

Las aguas sanitarias de las plantas contarán con su drenaje propio.

De los puntos precedentes, se concluye que habrá cuatro tipos de drenajes en la refinería, a saber:

- a) Drenaje aceitoso
- b) Drenaje pluvial
- c) Drenaje sanitario
- d) Drenaje químico.

Los tres primeros son indispensables y el último solo cuando lo requiera el proceso, es decir, tres son los colectores principales de las aguas residuales y pluviales de la refinería según el servicio para el que fueron colectadas y utilizadas, y según el área de donde se recolectaron.

Drenaje Aceitoso - Aguas Aceitosas.

Se consideran aguas aceitosas aquellas que provienen de las siguientes fuentes.

- Agua de purga de desaladoras.
- Agua de purga de tanques.
- Agua de purga de acumuladores.

- Agua de enfriamiento de bombas.
- Agua de lavado de productos.
- Aguas pluviales susceptibles de contaminarse con hidrocarburos en áreas de plantas o tanques.
- Aguas corrosivas previamente neutralizadas dentro del área de la planta.

Las aguas colectadas en este sistema contienen aceite y materia sedimentable que deben eliminarse.

1.3 CONTAMINACION AMBIENTAL CAUSADA POR REFINERIAS Y SU REPERCUSSION EN LA ECOLOGIA.

Como consecuencia del incremento en el consumo de energéticos, principalmente derivados de petróleo, se está propiciando la entrada en el mar de una gran cantidad de hidrocarburos, ya sea como consecuencia de descargas accidentales o bien por arrastre de los ríos al desembocar en el mar.

Los hidrocarburos producen efectos nocivos en el mar, a través de diferentes mecanismos. Son materia consumidora de oxígeno, por ser parcialmente biodegradables. Algunos hidrocarburos producen efectos tóxicos a la vida acuática y otros producen alteraciones que dañan la calidad de los productos pesqueros (pueden impartir color y olor a peces y moluscos). Los aceites persistentes en la superficie del agua afectan al plancton y a ciertas especies que necesitan oxígeno atmosférico y a las aves marinas, ya que forman películas superficiales que impiden la transferencia de oxígeno

no y el paso de la luz. Cubren las agallas de los peces y les impiden respirar, destruyen la vegetación existente a lo largo de las orillas, afectan el uso de playas para fines recreativos; imparten olor y sabor desagradable al agua; aumentan la demanda bioquímica de oxígeno (DBO).

Varios derivados del petróleo tienen efectos carcinógenos. Afectan la calidad del agua para fines agrícolas, forman lodos que afectan la vida del fondo de los cuerpos receptores.

1.4 METODOS DE ANALISIS DE ACEITES RECUPERADOS.

Una amplia exposición de los numerosos ensayos prácticos que se realizan hoy en día, podría ocupar un libro entero por lo cuál sólo será posible hacer una sencilla mención de los métodos de ensayo más importantes para aceites recuperados.

En general, estos ensayos han sido adoptados porque pueden ser:

- a) Rápidamente ejecutados.
- b) Fácilmente repetidos por los técnicos de laboratorio.

En general, estos métodos no son exactos, por lo que deben ser cuidadosamente especificados y fielmente cumplidos para que los resultados sean confiables.

1.4.1 Peso específico y densidad A.P.I.

El peso específico y la densidad A.P.I. se determinan en el laboratorio por medio de hidrómetros (densímetros).

Los errores de este método pueden minimizarse manteniendo una temperatura constante en el medio.

Definiciones.

Densidad: Peso de un volumen unitario de sustancia.

Peso específico: Relación entre el peso de un volumen unitario de aceite y el peso de un volumen igual de agua a temperatura standard, 15.56°C (60°F).

Grado A.P.I.: Una función especial del peso específico representado por:

$$\text{Grado A.P.I.} = \frac{141.5}{\text{P.e.}} - 131.5 \quad \text{Ec. II-I}$$

Aparatos: Material de Laboratorio.

- Hidrómetro de vidrio graduado en unidades de densidad, peso específico o grados A.P.I.
- Termómetro con rango de -20 a + 102°C.

- Cilindro para hidrómetro: de vidrio, plástico o metal con labio. El diámetro del cilindro puede ser de 25 mm mayor que el diámetro del hidrómetro usado. La altura adecuada para que la base del hidrómetro quede a 25 mm máximo de la base del cilindro.
- Recipiente para baño maría.

Procedimiento:

- 1) Elevar la temperatura del hidrómetro a la temperatura deseada.
- 2) Calibrar el hidrómetro con agua pura a 15.56°F (60°F), Densidad 1 g/cm^3 .
- 3) Filtrar el aceite al cuál se desea determinar su densidad.
- 4) Limpiar el hidrómetro, vaciar el aceite y remover las burbujas de aire formadas.
- 5) Colocar el cilindro en posición vertical y ver que la temperatura no varíe durante el experimento más de 1°C usando baño maría si es necesario.
- 6) Para líquidos opacos observar con lente de aumento

el plano de la superficie del aceite y el hidrómetro, tomando así la lectura.

1.4.2 Viscosidad.

La viscosidad de un aceite es una medida de su resistencia al movimiento interno y una indicación de la oleosidad en la lubricación de superficies. En el sistema C.G.S., la unidad de viscosidad es el poise o el centipoise (.01 poise).

La viscosidad se define como la fuerza en dinas que se requiere para desplazar un plano líquido de 1 cm^2 de superficie a una distancia de 1 cm y con la velocidad de 1 cm/seg.

La viscosidad relativa es la relación entre la viscosidad del líquido y la del agua a 20.7°C . La viscosidad del agua a dicha temperatura es de 1 centipoise, de ahí que la viscosidad relativa y la viscosidad en centipoise sean numéricamente iguales. Otros dos términos comunes son viscosidad cinemática, que es la viscosidad en centipoises dividida por el peso específico a la misma temperatura. La fluidez es el valor recíproco de la viscosidad.

La unidad de la viscosidad cinemática son los stokes y centistokes.

Existen varios tipos de viscosímetros entre ellos se encuentran el de Ostwald, Hoepler y el de Brookfield. Aquí se describirá el viscosímetro de Hoepler.

El principio en que se basa este aparato para medir viscosidades, fué sugerido por Stokes, quién estudió el movimiento de una partícula en un fluido y concluyó que la resistencia que se opone al movimiento es igual a la resistencia que hay si la partícula se encuentra fija y el fluido tiene un movimiento relativo y del mismo orden con respecto a la partícula.

La ecuación con que se opera el viscosímetro de Hoepler es:

$$\mu = \frac{\theta (\rho_B - \rho) g D^2}{18 d} = \theta (\rho_B - \rho) K$$

donde:

- μ = Viscosidad en centipoises
- θ = Tiempo en segundos
- ρ = Densidad del fluido a la temperatura de medición
- ρ_B = Densidad de la bala usada.
- K = cte de Hoepler. ; g = Aceleración de la gravedad
- D = Diam. de Bala ; d = Distancia recorrida.

Descripción del Viscosímetro.

Consta de una probeta resistente al calor y químicamen

te inerte con un ángulo de 10° con respecto a la horizontal, montado en un enchaquetamiento de vidrio que mantiene la temperatura deseada.

El ángulo de 10° es el óptimo para asegurar la reproductividad de los resultados. El tubo y la unidad enchaquetada están ensamblados en dos placas metálicas - sellando el enchaquetamiento de agua; el enchaquetamiento cuenta con un termómetro. El viscosímetro cuenta, además, con un juego de 6 bolas de diferente diámetro y densidad.

Técnica de Operación.

- 1) Se mantiene un baño a temperatura constante.
- 2) Verificar que todo esté limpio y listo para usarse
- 3) Se llena la probeta de caída y se filtra el aceite problema.
- 4) Se coloca el instrumento en una mesa horizontal libre de vibraciones y contra un fondo brillante. Se mide el tiempo que tarda en recorrer la distancia - la zona de contacto de la esfera con las paredes - de la probeta, el cuál es visible.

1.4.3 Ensayos para Azufre.

La determinación del contenido de azufre en aceites recuperados es una prueba de gran importancia. Ya -- que los compuestos sulfurados son corrosivos para la mayoría de los materiales empleados en una planta de proceso.

Para la determinación se toman 10 g., aproximadamente, de aceite y se queman en una pequeña lámpara haciendo pasar los productos de la combustión a través de una solución absorbente de Carbonato Sódico.

El azufre se determina por titulación del carbonato sódico remanente con una solución valorada de ácido clorhídrico.

Otro ensayo consiste en observar el efecto del aceite calentado sobre una lámina de cobre pulida. Una cierta coloración del cobre al cabo de tres horas de calentamiento revela que el aceite es corrosivo.

1.4.4 Destilación ASTM D 86

Este ensayo es muy similar al de "Destilación engler", y se puede usar tanto para aceites recuperados como para sus productos (gasolina y gas oil). El procedimiento es el siguiente:

Se destilan cien centímetros cúbicos de aceite a una -

velocidad uniforme de 5cc por minuto. El destilado se condensa en un tubo de latón rodeado de hielo molido. La temperatura del vapor cuando cae la primera gota de condensado del refrigerante (es no menos de 5, ni más de 10 minutos) es anotada como "punto inicial de ebullición" (P.I.E.).

También se registra la temperatura del vapor en forma sucesiva, a medida que se recogen cantidades de 20 en 20 por ciento del volumen inicial iniciando en 10%. Cuando se ha destilado el 95%, puede ser necesario aumentar la llama y la temperatura máxima es anotada como punto final de ebullición (P.F.E.).

Virtualmente no se produce ningún fraccionamiento en esta destilación y los hidrocarburos del aceite no destilan uno por uno, según el orden de sus puntos de ebullición, sino como mezclas de puntos de ebullición sucesivamente más altos.

En realidad estos datos tienen poca importancia pero pueden ser comparados con otro método siendo importantes en este sentido.

En vista de lo anterior, se propone otro método, el de punto de ebullición efectivo en la destilación o "Destilación P.E.E."

1.4.4.A "DESTILACION P.E.E."

Como un análisis completo, componente por componente, de crudo no es prácticamente realizable, este método es aceptable y su procedimiento es básicamente una corrida de destilación usando un gran número de platos y un reflujo de componentes alto. Tomándose las temperaturas en cierto intervalo de platos, así como a la salida del vapor por el domo y por el fondo de ebullición. También se toman las lecturas de los volúmenes destilados en cada salida y el resultado se da en por ciento.

1.4.5 Método para la Determinación de Agua y Sedimentos en Aceites Recuperados.

Este método se conoce como Método Centrifugo Primario. Básicamente consiste en centrifugar el aceite para separar los sedimentos (que son más pesados que el aceite) extrayéndolos luego con un solvente que puede ser tolueno.

Los aparatos usados en el método primario son:

- a) Una centrifuga con control de velocidad que dé una fuerza centrífuga relativa (FCR) entre 500 y 800, junto al filtro del tubo.

Para calcular la velocidad de rotación se usa la siguiente ecuación:

$$\text{rpm} = 265/\text{FCR}/d$$

de donde:

$$\text{FCR} = \left(\frac{\text{rpm}}{265}\right)^2 d = 500 \text{ ó } 800$$

FCR = Fuerza Centrifuga Relativa.

d = Diámetro del oscilador en pulgadas, medida entre el filtro del tubo de oposición dentro de su posición de rotación.

- b) Un tubo de vidrio de 8 pulgadas graduado, con embudo integrado.**
- c) Tubo de vidrio de 6 pulgadas, graduado, y con embudo integrado.**
- d) Cuatro probetas graduadas para leer directamente el porcentaje de agua y sedimento.**
- e) Recipiente para baño maría o serpentín para vapor.**

El solvente utilizado será el tolueno.

También se necesita un desmenuficador que puede ser fenol o compuestos nitrogenados básicos.

Procedimiento.

Llenar los tubos de vidrio hasta la marca de 50 ml con el aceite y llenar luego hasta la marca de 100 ml con agua-tolueno saturado. Conectar la centrifuga 10 minutos y calcular el porcentaje aceite. Leer la altura de los meniscos y volver a conectar la centrifuga aumentando nuevamente la temperatura. Repetir el experimento aumentando sucesivamente la temperatura hasta que los resultados no se vean afectados por la temperatura, sabiendo de esta forma el contenido de sedimentos.

Invertir los tubos y hacer que se mezclen el aceite y el solvente agregando el desemmulsificante. Hacer funcionar la centrifuga durante 20 minutos y leer los resultados, que serán para saber el contenido de agua en el aceite.

1.5 IMPORTANCIA ECONOMICA DE LOS DESECHOS ACEITOSOS EN UNA REFINERIA.

La cantidad de desechos aceitosos varía dependiendo de la refinería que se trate, ya que entre más tiempo de uso tenga el equipo de la refinería mayor probabilidad hay de que existan fugas en el sistema.

También la localización de la refinería afecta a la cantidad de aceites de desecho, pues puede ser un clima corrosi

vo, húmedo y caluroso, que disminuye notablemente la vida de uso del equipo si no se toma en cuenta este factor.

En la refinería de Tula, Hgo., se recogen de los drenajes aceitosos 5000 Bls/Día de aceite el cuál no es de tanta importancia económica comparado con las pérdidas que ocasionaría en los alrededores por afectar la agricultura y la ganadería del lugar, tanto terrestre como marítima, así como la flora y fauna silvestre, generando un aumento de erosión de la tierra por falta de flora.

Específicamente, en la refinería "Miguel Hidalgo" de Tula, de no tratarse se tirarían como se dijo anteriormente 5000 barriles diarios de desechos aceitosos, que aunada a la contaminación que produce al aire generaría una zona de sértica en pocos años.

Los aceites recuperados se recirculan a la corriente de crudo de la fraccionadora, causando trastornos en la planta primaria por el alto contenido de agua que tienen. Por lo cuál se propone un proceso independiente especialmente para el fraccionamiento de los aceites recuperados.

2.- BASES DE DISEÑO DEL PROCESO.

La unidad fraccionadora de aceites recuperados será diseñada para procesar independientemente la corriente de materiales recuperados, de los drenajes aceitosos de la refine

ría de Tula, Hidalgo, obtenidos de los sistemas de separadores de placas corrugadas que tengan productos comerciales recuperables como: gasolina, kerosina y/o diesel, separables a base de una destilación.

El material no destilable se empleará como diluyente de combustible.

Otra función primordial de esta unidad, además de recuperar productos valiosos comercialmente, será el evitar que el actual reprocesamiento con el crudo arrastre materiales contaminantes para los catalizadores de las plantas hidrodesulfurizadoras, reformadoras y desintegradoras catalíticas.

Otra ventaja que se espera obtener es disminuir los descontrolados en las plantas primarias causadas por el reprocesamiento de este material recuperado el cuál contiene cantidades considerables muy emulsificadas de agua.

2.1 FLUJO REQUERIDO.

La alimentación de esta unidad será el producto de recolección ya decantado de los efluentes al drenaje aceitoso y que se separaron en el sistema de placas corrugadas.

Su composición puede ser muy variable ya que contiene purgas de todo tipo de productos almacenados en tanques, se-

llos hidráulicos de bombas, lavados de equipo o productos, etc.

La capacidad de diseño será de: 8000 BPD. La capacidad normal de trabajo es de: 5000 BPD. El factor de servicio será de: 330 días/año.

El factor de servicio se determinó en función del ensuciamiento de la columna y el acumulador de carga, pues la alimentación contiene cantidades apreciables de sedimento.

2.2 ESPECIFICACIONES DE LA CORRIENTE DE ENTRADA Y LAS CORRIENTES DE SALIDA A LIMITE DE BATERIA.

Especificación de la alimentación. La única variable controlable será el contenido de agua que deberá ser 2% máximo. Se anexa análisis típico de aceite recuperado (ver tabla I).

Especificación de productos. Los productos, gasolina, mezcla kerosina-diesel (corte lateral), y fondaje, así como el gas húmedo, estarán en función de las partes proporcionales que componen la alimentación.

En estimación muy aproximada y general, se considera que variará de 30 a 40% de gasolina no estabilizada, de 40 a 50% de kerosina-diesel, y de 20 a 30% de residuo (material no destilable a 340°C).

En el diseño deberá contemplarse una derivación al retorno para cuando se encuentre contaminado o con baja temperatura de ebullición.

Residuo: El material no destilable del proceso, después de permutar calor con la alimentación, se enfriará a una temperatura menor (150°F) y se enviará a la corriente de diluyentes de combustóleo.

Este producto deberá tener una temperatura adecuada de inflamación (150°F) y contendrá cantidades apreciables de metales.

2.3 FILOSOFIA SINTETIZADA DEL DISEÑO

La planta deberá diseñarse bajo los siguientes principios básicos:

- a) Flexibilidad de operación.
- b) Equipo confiable para operación continua prolongada.
- c) Optimización en el consumo de energía.
- d) Dispositivos de seguridad efectivos debido a la posibilidad de que entre agua al sistema con altas temperaturas.
- e) Que no contamine, ya que manejará productos ya utilizados.

zados y con contenidos apreciables de plomo y níquel.

- f) Que tenga alternativas en la salida de productos y en el suministro de carga.
- g) Que su operación dependa en mínima parte, de las demás plantas de proceso.
- h) Que el calentador deje de operar por alta presión - - (posible presencia de agua).
- i) Que la unidad tenga facilidades para recircular en frío tanto la carga como los productos al retorno.

2.4 DESCRIPCION DEL PROCESO.

Como lineamientos generales, se puede sintetizar el proceso de la siguiente manera:

Tanques de alimentación. Deberá disponerse de un mínimo de tres tanques de 10,000 Bls. de preferencia con línea de succión levadiza y con cuatro válvulas de purga a 90° entre sí, a fin de conseguir una eliminación efectiva del agua - la cuál suele estratificarse. El contenido de agua en estos tanques, antes de entregarse a su procesamiento, deberá ser menor de 2%.

Estos tanques, a su vez, van a un tanque de amortiguamiento cilíndrico horizontal y elevado, de 50 lb/in² de presión de diseño y de dimensiones que permitan almacenar de

60 a 80 m³, para mantener la carga unos minutos en caso de falla de bombeo de entrega de los tanques drenadores.

Este tanque amortiguador debe tener pierna de drenado, control de interfaz, purgas y niveles ópticos. Deberá tener indicador de nivel de tipo flotador y alarmas por bajo nivel.

Bombas de carga. Estas succionarán del fondo de la sección recta del recipiente y deberán localizarse de manera que trabajen completamente ahogadas. En su descarga deberá contemplarse una válvula de control de flujo autorregulada para corte por alta presión de la torre principal.

Intercambio de calor. La alimentación permutará calor con los productos destilados así como con el producto del fondo en un sistema de intercambiadores de calor, para después pasar al calentador a fuego directo donde permutará calor con los gases de combustión. Después se introducirá a la torre fraccionadora en el plato que se estime, como el de carga, según los balances térmico e hidráulico lo determinen.

Fraccionamiento. La columna fraccionadora separará gasolina por el domo, la cuál se condensará e ira a intercambiar calor con la alimentación, pasando antes por un acumulador que estará provisto con control de presión a fin de mantener el sistema a una presión de 0.6 Kg/cm² max.

También se requiere de un circuito de reflujo al domo a fin de poder controlar con toda exactitud la temperatura final de ebullición de la gasolina producida.

Debido a lo variable de la composición de la carga, para la extracción de Kerosina-Diesel, el diseño debe contemplar la existencia de al menos dos platos de extracción de producto que ante todo deberá tener buen color y temperatura de inflamación (entre 120 y 180°F). Este material se extraerá por medio de una bomba, la cuál enviará a intercambiar calor con la carga y posteriormente a un enfriador con agua de donde se enviará a almacenamiento.

Finalmente el producto de fondo será enviado parte al re hervidor para refluarse y parte (será la producción de residuo) irá a permutar calor con la alimentación y de ahí se enviará a tanques de combustóleo o diluyente del mismo.

Desfogues y efluentes. Deberá contarse con un sistema de desfogues de emergencia (para altas temperaturas) lo que actuará también como un sistema de abatimiento de presión y temperatura, contará también con un sistema de recuperación posterior de material desfogado, enviándose este hacia recuperados.

Este sistema servirá para recibir el desfogue del serpen tñ en caso de ruptura de tubos o vaciado de la torre en caso de emergencia.

El diseño debe considerar un circuito de drenaje aceitoso con circuitos sellados.

El acumulador de reflujo deberá estar conectado al sistema de desfogue de gases hacia el quemador.

El circuito del fondo y el calentador deberán tener sus sistemas de relevo hacia los desfogues para altas temperaturas.

La planta contará con un sistema de seguridad contra incendio y contra accidentes, desde pasamanos hasta serpentes de enfriamiento para las tomas de muestreo de la torre.

Sistema de Inhibición de Corrosión. La torre atmosférica contará con un sistema de inyección de inhibidor de corrosión (se inyecta amoniaco) para el tratamiento de los vapores del domo. La adición se hará a las tuberías que conducen los vapores del domo de la torre a los condensadores de gasolina.

El sistema de inyección de inhibidor de corrosión consiste de un paquete compuesto de un tanque, conexiones e instrumentos, estructura con base y bombas dosificadoras.

El inhibidor de corrosión de amoniaco será suministrado para evitar la corrosión de la parte superior de la torre, así como las líneas que van del domo al banco de --

condensadores, y la línea de retorno de vapores del agotador de Kerosina-Diesel a la torre debido al desprendimiento de ácido clorhídrico y ácido sulfúrico producido por las sales, agua y compuestos de azufre encontrados en el aceite en combinación con las altas temperaturas alcanzadas.

El amoniaco será suministrado de un banco de cilindros localizados en la parte inferior del banco de condensadores de gasolina.

3. SELECCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPO.

Dentro del proceso de fraccionamiento se requiere suministrar calor a la alimentación, pudiéndose efectuar en equipos llamados "calentadores a Fuego Directo" (CAFD).

Son llamados CAFD por la razón de que parte del serpentín de calentamiento se encuentra en la zona donde se genera la flama por efecto de la combustión de aceite o gas combustible en los quemadores y la energía despedida se transfiere desde la flama y los gases calientes a la corriente del fluido de proceso.

El fluido a calentar fluye dentro de los tubos del serpentín colocados en el interior del CAFD.

En los CAFD se presentan los mecanismos de Transferencia de calor existentes (Figura III.4) y según las secciones donde tienen lugar, se le denomina la Sección de Radiación y la de Convección, existiendo una intermedia entre ellas que se denomina como Sección Escudo.

3.1 CLASIFICACION Y TIPOS DE LOS CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

Esta clasificación se hace de acuerdo al servicio que proporcione el CAFD al fluido de proceso siendo la siguiente:

- A) **Calentadores.** Se denominan así a los que se usan solamente para suministrar calor a la corriente de proceso para calentarla y evaporar una parte o toda la carga sin que haya cambios químicos. Por ejemplo: - calentadores de carga al reactor, rehervidores de columnas, supercalentadores de vapor, calentadores de gas, etc. (Figura III.6 y 7).

- B) **Calentadores de Cracking.** Son calentadores en los que se efectúa una descomposición térmica para obtener determinados productos o mejores compuestos para uso industrial. Por ejemplo, hornos de producción de olefinas, reductores de viscosidad, etc. (Figura III.8).

C) Reformadores. Son hornos en los cuales se lleva a cabo una reacción química catalizada dentro de un serpentín. Generalmente los tubos se diseñan como cámaras individuales de reacción con lechos de catalizador y que se calientan en la Sección de Radiación. Se usan en la producción de hidrógeno.

Aunque no existe un criterio uniformizado para designar a los diferentes tipos de CAFD, estos se pueden clasificar en dos grandes grupos de acuerdo a su forma geométrica.

- a) Calentadores cilíndrico-vertical.
- b) Calentadores rectangular-horizontal.

La colocación de los tubos puede ser como sigue:

	SECCION DE RADIACION	SECCION DE CONVECCION
Cilíndrico-vertical	Tubos verticales.	Tubos horizontales.
CAF Rectangular-horizontal	Tubos horizontales.	Tubos horizontales.

En la figura III.10 se muestran diagramas simplificados de diversos tipos de Calentadores; los diagramas A y B son ejemplos de calentadores tipo Caja de Tubos Horizontales, en los cuáles los soportes de los tubos son de materiales de alta aleación (paredes laterales y los arcos).- Estos tipos pueden tener quemadores en el piso, en las pa redes extremas o en las paredes laterales.

El tipo C es un calentador Cilíndrico-vertical, en el - - cuál los tubos son soportados desde el techo al piso de - la zona de radiación, por lo tanto requieren menos sopor- tes que los tipo A y B.

El tipo D es de Tubos Verticales tipo Caja. Este tipo - puede usarse con una sola fila de tubos o con doble fila alternada o en varias filas, con hileras de quemadores a ambas caras de los tubos.

El tipo "E" es también un calentador tipo Caja de Tubos - Verticales pero de un tipo especial. Se muestra con una unidad de doble celda radiante; aunque también existen de una celda. Los tubos están en una sola fila en cada cel- da con quemadores en ambos lados para una distribución -- uniforme del calor alrededor del tubo; existen quemadores distribuidos a lo largo de los tubos, siguiente un patrón de calentamiento vertical para un control máximo del per- fil de flujo térmico. Este tipo de calentadores es más - costoso.

El tipo "F" es un diseño tipo Arco, especialmente adaptado para flujos de calentamiento bajo condiciones uniformes y con muy poca caída de presión desde el distribuidor de entrada hasta el de salida.

Como se mencionó anteriormente, un calentador cuenta con tres secciones: Sección de Radiación, Sección de Convección y Sección Escudo. (Fig. III.1 y Fig. III.2).

En la Sección de Radiación, como su nombre lo indica, el calor de combustión se transfiere principalmente por radiación hacia las paredes de los tubos.

En esta sección se genera la flama y se alcanzan las temperaturas más altas, por lo que es conveniente absorber en esta sección la mayor cantidad de calor, tomando en cuenta el área expuesta y el material de los tubos para que esa absorción de calor resulte económica y eficiente (Fig. III.3).

La sección de Convección es una parte integral del calentador y su propósito es aprovechar el calor de los gases de combustión que abandonan la sección de radiación.

El calor que se aprovecha se le adiciona al fluido de proceso precalentándolo, o es absorbido por otro servicio adicional en la zona de convección.

Debido a que los gases de combustión, al abandonar la zona de radiación, han perdido gran cantidad de su contenido de energía, cuando entran a la zona de convección ha disminuido su temperatura, por lo que la zona de convección opera a temperaturas menores que la zona de radiación.

Como en la sección de radiación, en la sección de convección el calor es transmitido por radiación, convección y conducción. Pero como los fenómenos de conducción y convección son afectados primordialmente por la diferencia de temperaturas, y muy poco por el nivel térmico, en la sección de convección la conducción y convección son los mecanismos que contribuyen en mayor proporción a la transmisión de energía.

Por lo anterior, en esta zona generalmente los tubos son aletados o birlados para mejorar la transmisión de calor por convección. (Fig. III.8 y III.9).

La Sección Escudo es la sección inicial de la sección de convección y ve directamente la flama; algunas veces se coloca en la sección de radiación y entonces forma parte de ella.

Generalmente se usan tubos desnudos colocados horizontalmente para esta sección.

3.2 ESPECIFICACIONES PARA SELECCION DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

3.2.1 Criterios de Selección del Tipo de Calentador y Colocación del Serpentin de Calentamiento de la Sección de Radiación.

En la selección del tipo de calentador va implícita la colocación del serpentín de radiación; en otras palabras, forman un par de variables, dependientes entre sí y de los requerimientos que deben cumplir para el buen funcionamiento del calentador.

Las principales variables que determinan el tipo de un calentador y la colocación del serpentín son:

- a) Longitud de los tubos del serpentín.
 - b) Requerimientos de calor por unidad de área.
 - c) Características del fluido de proceso.
 - d) Carga Térmica.
 - e) Espacio para colocación del equipo.
-
- a) Longitud de los tubos del serpentín. En base a experiencias y para evitar problemas de mantenimiento, se recomienda usar como máximo una longitud límite de tubos, siendo ésta de 80 pies cuando se colocan horizontalmente y de 60 pies cuando se colocan verticalmente, aunque se recomienda también se acerque la longitud a medidas estándares de tubería para evitar desperdicios o fabricación especial.

Se debe tener especial cuidado cuando se coloquen verticalmente en un calentador cilíndrico, ya que siempre existen problemas para cambiar los tubos que quedan debajo de la sección de convección y con mayor razón cuando son de longitud cercana a la máxima recomendable.

b) **Requerimientos de calor por unidad de área.** Dependiendo del calor por unidad de área (Flux) requerido, tendremos la colocación del serpentín, que puede ser:

1. **Para fluxes moderados** Tubos cercanos a las paredes de refractario con quemadores -- viendo al otro lado, verticales u horizontales.
2. **Para fluxes altos sin problemas de gradientes térmicos altos en los tubos y gradiente de dilatación alto.** Tubos verticales al centro con quemadores a ambos lados.
3. **Para fluxes altos con gradientes térmicos pequeños y gradientes de dilatación alto.** Tubos verticales al centro con quemadores en las paredes a ambos lados o en el techo de tiro forzado.

3.3 METODO DE CALCULO PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

3.3.1 **Diseño y Evaluación:** Se va desarrollando en el inciso 3.3.3.

3.3.2 **Criterios de Prediseño.**

Son aquellos que van incluidos en los métodos de cálculo clásico (diseño y evaluación) y que son básicos para el buen desarrollo de los mismos. (Se indican dentro del método de cálculo).

3.3.3 **Método de Cálculo.**

Los datos de la destilación ASTM-D 86 se corrigen para las fracciones con temperaturas de ebullición mayores de 375 F con las ecuaciones (III.3.3.1) y (III 3.3.2).

$$\text{Log } D = -1.587 + (0.00473) * (\text{TASTM-D } 86) (^{\circ}\text{F}) \dots \text{Ec. III.3.3.1}$$

$$\text{TASTM-D } 86 \text{ C} = \text{TASTM-D } 86 + D (^{\circ}\text{F}) \dots \dots \dots \text{Ec. III.3.3.2}$$

Donde D es el sumando de la corrección.

TASTM-D 86 es la temperatura experimental $^{\circ}\text{F}$

TASTM-D 86 C es la temperatura corregida $^{\circ}\text{F}$

NOTA: * Es el símbolo de multiplicación.

Estimación de la temperatura de equilibrio de vaporización. Flash al 50% de vaporización TEFV-50% a presión atmosférica.

Se calcula la pendiente $ASTM_{10}$ a 70% con la Ec....Ec.III.3.3.3

$$Pend.ASTM_{10-70} = \frac{TASTM-D 86 C_{70\%} - TASTM-86 C_{10\%}}{70\% - 10\%} \frac{^{\circ}F}{\% \text{ vaporizado.}}$$

De la fig. (III.3.3.1) TASTM-D 86 C ($^{\circ}F$) vs. ΔF a una pendiente dada, se obtiene ΔF ($^{\circ}F$).

$$TEFV - 50\% = TASTM-D 86 C_{50\%} + \Delta F \dots\dots Ec.III.3.3.4$$

($^{\circ}F$) ($^{\circ}F$) ($^{\circ}F$)

Obtención de las diferencias de temperatura (ΔT) para cada porción de la curva EFV.

Se calcula ΔT ASTM ($^{\circ}F$).

$$T_{0-10\%} = T_{10\%} - T_{0\%} = T_{0\% - 10\%} \text{ ($^{\circ}F$) Ec.....III.3.3.5.1}$$

$$T_{10-30\%} = T_{30\%} - T_{10\%} = T_{10-30\%} \text{ ($^{\circ}F$) Ec.....III.3.3.5.2.}$$

$$T_{30-50\%} = T_{50\%} - T_{30\%} = T_{30-50\%} \text{ ($^{\circ}F$) Ec.....III.3.3.5.3.}$$

$$T_{50-70\%} = T_{70\%} - T_{50\%} = T_{50-70\%} \text{ ($^{\circ}F$) Ec.....III.3.3.5.4}$$

$$T_{70-90\%} = T_{90\%} - T_{70\%} = T_{70-90\%} \text{ ($^{\circ}F$) Ec.....III.3.3.5.5}$$

De la fig. (III.3.3.2) $\Delta T_{ASTM} [^{\circ}F]$ vs. $ATEFV [^{\circ}F]$ a un porcentaje de volumen destilado dado, se obtiene - - $ATEFV [^{\circ}F]$.

Cálculo de la pendiente ASTM VABP (Punto de ebullición promedio volumétrico) con el Ec. III.3.3.6.

$$Pend. \text{ ASTM VABP} = \frac{TASTM_{D86C_{10\%}} + TASTM_{D86C_{30\%}} + TASTM_{D86C_{50\%}} + TASTM_{D86C_{70\%}} + TASTM_{D86C_{90\%}}}{5} [^{\circ}F] \dots\dots \text{Ec. III.3.3.6}$$

Donde:

VABP Punto promedio de ebullición volumétrico.

TASTM D86C Temperatura de la destilación ASTM D86 a diferentes volúmenes de destilado corregida.

Cálculo de la pendiente ASTM_{10 a 90%}

$$Pend. \text{ ASTM}_{10-90\%} = \frac{TASTM_{D86C_{90\%}} - TASTM_{D86C_{10\%}}}{90\% - 10\%} \frac{^{\circ}F}{\% \text{ vaporizado}} \dots\dots \text{Ec. III.3.3.7}$$

Cálculo del valor del radio.

$$\text{Radio} = \frac{D_{ASTM \text{ VABP}}}{Pendiente \text{ 10 a 90\%} + 16} \frac{^{\circ}F}{\% \text{ VAP}} \dots\dots \text{Ec. III.3.3.8}$$

Cálculo gravedad API con Ec. II.1 y Tabla 1 (gravedad específica).

Estimación del Punto promedio de ebullición medio (MeABP).

De la fig. (III.3.3.3) conociendo la pendiente ASTM - D 86₁₀₋₉₀ se conoce el sumando de corrección para MeABP con un VABP conocido.

$$\text{MeABP} = \text{VABP} + \text{corrección MeABP } (^{\circ}\text{F}) \dots \text{Ec. III.3.3.9}$$

$$\text{MABP} = \text{VABP} + \text{corrección MABP} \dots \text{Ec. III.3.3.9.2}$$

Estimación del factor de caracterización de Watson (K).

Conociendo la Gravedad API y el MeABP, y utilizando la Fig. (III.3.3.4) se conoce k, y el peso molecular promedio del aceite.

Cálculo de la Densidad a las temperaturas de entrada y salida del Calentador.

De Fig. III.3.3.5 conociendo la gravedad API y la temperatura de operación se lee la densidad relativa con la cuál se va a la Fig. III.3.3.6 conociendo la presión de operación se lee el sumando de corrección ΔF $^{\circ}\text{F}$ y se corrige la densidad con Ec. III.3.3.9.B

$$P_{CORR} = P + \Delta F \dots\dots\dots Ec. III.3.3.9.B$$

Estimación del equilibrio líquido-vapor para el Aceite recuperado a las condiciones de entrada y salida del calentador, Sobre la Fig. (III.3.3.7) se siguen los pasos listados a continuación:

- 1.- Se marca el punto ASTM VABP (°F) De ec.III.3.3.6
- 2.- Se traza una línea vertical del punto ASTM VABP - hasta la gravedad API del aceite.
- 3.- Se traza una línea horizontal de la gravedad API hasta la pendiente ASTM₁₀₋₉₀ de Ec.....III.3.3.7
- 4.- Se traza línea vertical de ASTM₁₀₋₉₀ a radio.Ec. III.3.3.8.
- 5.- Se trazan líneas del punto del radio a las - - T ASTMC, para los diferentes volúmenes evaporados de Ec. III.3.3.1 y Ec. III.3.3.2.
- 6.- Conociendo la presión y temperatura del aceite - se conoce por medio de este grafiado fig. (III.3.3.7) la posición volumétrica vaporizada del fluido.

3.3.3.1 Procedimiento. L

Cálculo de las entalpías del aceite a la entrada y salida del calentador a fuego directo para el aceite líquido.

Conociendo el factor de caracterización del aceite se va a gráficas, si no se tiene curva para este factor de caracterización se toma la gráfica superior e inferior y se leen las entalpías a las temperaturas de entrada y salida del calentador, corrigiendo éstas por presión del fluido y sustituyéndolas en la Ec. III.3.3.10.

$$\text{Ec. (III.3.3.10)} \dots H = H_{k \text{ inf.}} + (H_{k \text{ sup.}} - H_{k \text{ inf.}}) \frac{(K_{\text{real}} - K_{\text{inf.}})}{K_{\text{sup.}} - K_{\text{inf.}}}$$

Las gráficas utilizadas son:

La fig. (III.3.3.8.1) con una $K = 11.0$ leyendo las entalpías a 400°F y 600°F a una gravedad API dada de 35.167 API para aceite líquido.

La fig. (III.3.3.8.2) para corregir por presión las entalpías obtenidas, conociendo la temperatura y presión del fluido tanto a la entrada como a la salida del calentador, obteniéndose el factor de corrección utilizando la Ec. III.3.3.11 se obtiene la corregida para $k 11.0$ tanto para la temperatura de entrada como de salida del calentador.

$$H\text{-Factor de Correc.} = H_{\text{corr.}} = H_{\text{corr.}} \frac{(\text{BTU})}{\text{LB}} \text{ Ec. III.3.3.11}$$

La fig. (III.3.3.9.1) con una $k=11.8$ leyendo las entalpias a 400°F y 600°F a una gravedad API dada de 35.167 API para aceite líquido.

La fig. (III.3.3.9.2) para corregir por presión las entalpias obtenidas, conociendo la temperatura y presión del fluido tanto a la entrada como a la salida del calentador. Obteniéndose el restado de corrección utilizando la Ec. (III.3.3.11) se obtiene la H corregida para una $K=11.8$ tanto para la Temp. de entrada como de salida del calentador.

Utilizando la Ec. III.3.3.10 se encuentra la entalpia real del aceite a las condiciones de entrada del calentador para el aceite líquido. Se utiliza la misma Ec. III.3.3.10 para calcular la entalpia a las condiciones de salida del calentador para el aceite líquido.

Se sigue el procedimiento L para calcular las entalpias del aceite vaporizado pero ahora leyendo los datos de las gráficas en la zona de vapor, después con las Ec. III.3.3.12 se calcula el calor de vaporización del aceite tanto a las condiciones de entrada como de salida.

$$\Delta VAP = H_{VAP} - H_{LIQ} \quad (\text{BTU/LB})$$

con ec. III 3312 A gasto masico de aceite.

$$GM = G \text{ (BLS/D)} = 6.4975 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\text{ft}^3/\text{S}}{\text{BLS/D}} \right) \left(P' \frac{g}{\text{m}^3} = 62.4 \right)$$

Cálculo del calor ganado por el aceite en el calentador.

Mediante la Ec. III.3.3.14, se calcula el calor con que entra y sale el fluido del calentador, conociendo con la Ec. III.3.3.13 la cantidad de vapor en el fluido.

$$X_{\text{mVAP}} = GM_{\text{aceite}} \left[\frac{\text{Lb}}{\text{seg}} \right] \times \frac{\% \text{ VAP}}{100} \left[\frac{\text{Lb}}{\text{seg}} \right] \dots \text{Ec. III.3.3.13}$$

$$Q = GM H_{\text{liq.}} + X_{\text{m VAP}} \Delta_{\text{VAP}} \left[\frac{\text{BTU}}{\text{seg}} \right] \dots \text{Ec. III.3.3.14}$$

Para saber el calor ganado por el aceite en el calentador se utiliza la Ec. III.3.3.15.

$$Q_{\text{ganado por aceite}} = Q_{\text{salida del calentador}} - Q_{\text{entrada del calentador}} \frac{\text{BTU}}{\text{seg.}} \text{ Ec. III.3.3.15}$$

Cálculo de la cantidad de combustión usado.

Suponiendo la eficiencia del calentador $\eta = 0.8$ la cual es la normal en este tipo de calentador.

Se calcula el calor cedido por el combustible con la Ec. III.3.3.16.

$$Q_{\text{cedido por combustible}} = Q'_{\text{L}} = \frac{Q_{\text{ganado por aceite}}}{\eta} \left[\frac{\text{BTU}}{\text{seg}} \right] \dots "$$

Conociendo la entalpia de combustión del combusti -
ble PCS, (obtenido de la tabla 2), se conoce median -
te la Ec. III.3.3.17 la cantidad de combustible re -
querido.

$$G_{\text{combustible}} = \frac{Q_L}{\text{PCS}} \left[\frac{\text{Lb}}{\text{hr}} \right] \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.17}$$

3.3.3.2 Aire para la combustión.

Aire teórico: es el aire estequiométrico para lle -
var a cabo la combustión del combustible en cues -
tión y la relación en peso aire/combustible, se pue -
de conocer con la fórmula de Dulong.

$$A_T = 0.115(\%C) + 0.345(\%H_2) + 0.0432(\%S - \%O_2) \dots\dots \text{Ec. III.3.3.18}$$

Donde:

A_T Relación peso de aire teórico, Lb aire/lb comb.
ó kg aire/kg. comb.

$\%C$ % Peso de carbono en el combustible.

$\%H_2$ % Peso de hidrógeno en el combustible.

$\%S$ % Peso de azufre en el combustible.

$\%O_2$ % Peso de oxígeno en el combustible.

Generalmente se conoce el poder calorífico de los -

combustibles, tanto superior (PCS) como inferior (PCI) ya que son necesarios para el consumo de combustible, en base a esto se pueden usar las siguientes fórmulas: Para el cálculo de aire teórico, sin conocer la composición del combustible.

Para combustibles hidrocarburos gaseosos:

$$A_T = \frac{1638.5}{PCI + 755.0} + 15.0 \dots \dots \dots \text{Ec. III.3.3.19}$$

Y para combustibles hidrocarburos líquidos:

$$A_T = 0.00075 (PCS) \frac{\text{Lb Aire}}{\text{Lb comb.}} \dots \dots \text{Ec. III.3.3.20}$$

Donde:

PCI = Poder calorífico inferior del combustible: -
BTU/PCS.

PCS = Poder calorífico superior del combustible: -
BTU/LB.

También existen valores tabulados experimentales para combustibles comerciales.

Aire Práctico: es el aire usado realmente para la combustión, el cuál es superior al teórico, asegurando así una combustión completa.

Se encuentra con el exceso de aire suministrado y es:

$$A_p = A_T \left(1.0 + \frac{\% \text{ EXC}}{100} \right) \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.21}$$

Donde:

A_p = Aire práctico; lb aire/lb comb. ó kg. aire/kg. comb.

% EXC = peso de exceso de aire.

Exceso de aire: prácticamente se han determinado los excesos de aire adecuados, cuando se usan quemadores de tiro natural:

Para combustibles gaseosos	20%
Para combustibles líquidos	30%.

Cuando se tiene una operación cuidadosa en el CAFD se pueden reducir los excesos de aire, aumentando así la eficiencia del mismo ó cuando se tienen quemadores especiales ó de tiro forzado.

Aire precalentado: cuando se usa aire precalentado se disminuye el % de exceso de aire ya que es más fácil la ignición de la mezcla cuando lleva alguna energía (considerando que hay buen mezclado del aire con el combustible). Además, el aire precalentado hace que la temperatura de flama sea mayor y por ende mejor la transferencia de calor.

El precalentamiento de aire aumenta el costo del equipo de calentamiento por lo que generalmente no se precalienta.

Pérdidas de Calor por las Paredes.

En los CAFD hay pérdidas de calor por las paredes del mismo; debido a que se diseña para que la temperatura exterior del cascarón sea 200°F máximo, siendo la temperatura ambiente de 70°F promedio.

Los porcentajes de pérdidas que se toman de acuerdo a la práctica son los siguientes:

Calentador rectangular-horizontal: Total = 3% $Q_L = q_p$

Ec. III.3.3.21 A.

Radiación = 2% $Q_L = q_{PR}$

Convección = 1% $Q_L = q_{PC}$

Calentador cilíndrico-vertical:

Total = 2.5% $Q_L = q_p$

Radiación = 1.5% $Q_L = q_{PR}$

Convección = 1% $Q_L = q_{PC}$

Donde: Q_L = Calor liberado total: BTU/hr.

Distribución de Calor absorbido.

El calor absorbido por la corriente de proceso se determina por:

$$Q_A = \frac{\eta_{TP}}{100} \times Q_L \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.22}$$

Donde:

Q_A Calor absorbido por la corriente de proceso, - BTU/hr.

η_{TP} Eficiencia total del CAFD para el servicio de la corriente de proceso, %.

$$Y \quad Q_A = q_R + q_C \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.23}$$

Donde:

q_R = Calor absorbido en la sección de radiación por la corriente de proceso, BTU/hr.

q_C Calor absorbido en la sección de convección - por la corriente de proceso, BTU/hr.

En base a la experiencia se sabe que de el total de calor transmitido en el CAFD para la corriente de proceso, del 62% al 70%, se transmite en la sección de radiación y el resto en la sección de convección, o sea:

$$q_R = (0.62 \text{ a } 0.7) Q_A \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.24}$$

Cuando se inician los cálculos se toma 0.7 Q_A con objeto de tener mayor área en la sección de radiación.

Este porcentaje depende de la geometría de la sección de radiación y de la temperatura del fluido de proceso y del flux requerido.

Selección del flux promedio en la sección de radiación.

El flux es la cantidad de calor absorbida por unidad de área.

El flux se selecciona inicialmente de acuerdo a los valores recomendados que se muestran en la tabla No. 3 por el servicio del CAFD y el fluido que se maneja. Este flux promedio es:

$$\text{FLUX} = \frac{q_R}{A_R} \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.25}$$

Donde:

FLUX - Flux promedio en la sección de radiación; - BTU/Hr pie²

A_R - Area de transferencia de calor de la sección de radiación; pies²

Distribución de Calor en la Sección de Radiación.

En el diseño de los CAFD se tienen limitaciones por factores de operación y uno de ellos es la distribución real de calor en la sección de radiación, si -

no es uniforme provoca una transferencia de calor - demasiado alta en algunos puntos y puede descomponer el fluido de proceso, formando coque, que se deposita en los tubos. Esto tiene un efecto acumulativo conduciendo a una falla rápida del tubo, ya -- que ésta capa de coque hace que se vaya elevando la temperatura de la pared del tubo pudiendo provocar una ruptura del mismo. Por lo tanto, es importante mantener el flux en cualquier tubo, ó parte de un - tubo, abajo de cierto valor máximo recomendado para el fluido de proceso en cuestión.

El flux máximo recomendado es función directa de la temperatura de pared máxima que es también limitante con respecto a la seguridad de operación, relativo a la temperatura máxima de operación del metal - del tubo, oxidación y corrosión (tanto interna como externa) cuando se usan fluidos corrosivos.

El objeto es operar la superficie calentada tan cerca como sea posible al valor del flux máximo recomendado cuidando que la temperatura de pared del -- tubo no rebase la máxima para una operación segura - del CAFD.

En los CAFD con quemadores al piso, de tiro natural, se desarrollan flamas moderadas y luminosas. Esto - resulta en:

- a) Perfil de temperaturas desuniformes.
- b) Debido a la forma física de la flama, existe el peligro de flameo directo en los tubos.
- c) Mala distribución del calor.
- d) Mal movimiento de los gases de combustión reduciendo la transferencia de calor por convección

En la Fig. III.7A se muestra un perfil de fluxes típico para los CAFD con quemadores al piso de tiro - natural, existe una zona con flux máximo y se observa el perfil cuando se tienen quemadores al piso de tiro forzado.

Cálculo de la caída de presión por 100 pies en el calentador teniendo flujo a 2 Fases.

Se calcula la presión pseudo crítica leyendo valores de la fig. III.3.3.8.2 y III.3.3.9.2.

Tanto para aceite $K=11.0$ como $K=11.8$ así como los valores a 30°API y 40°API .

Interpolando para $^\circ\text{API}$ con ec. III.3.3.2.6. Teniendo $^\circ\text{API}$ real entre 30 y 40°API .

$$P_{PCC} = \frac{P_{Pc\ 40^\circ\text{API}} - P_{Pc\ 30^\circ\text{API}}}{10} * (^\circ\text{API real} - 30^\circ\text{API}) + P_{Pc\ 30^\circ\text{API}}$$

Ec. III.3.3.2.6.

Interpolando para Cte Watson, con ec. III.3.3.2.7 teniendo K_{real} entre 11.0 y 11.8

$$P_{PCCK} = P_{PCCK = 11.0} - (P_{PCCK = 11.0} - P_{PCCK = 11.8}) * \frac{K_{real} - 11.0}{11.8 - 11.0}$$

Ec. III.3.3.2.7

Se calcula la temperatura pseudo crítica leyendo valores de fig. III.3.3.8.2 y III.3.3.9.2.

Tanto para aceite $K=11.0$ como $K=11.8$ así como los valores a 30°API y 40°API .

Interpolando para °API con ec. III.3.3.2 8 teniendo °API real entre 30 y 40°API.

$$T_{PC} = T_{PC\ 30^{\circ}API} - \left(\frac{T_{PC\ 30^{\circ}API} - T_{PC\ 40^{\circ}API}}{10} \right) (\text{°API real} - 30)$$

Ec. III.3.3.2 8

Interpolando para cte de Watson con ec. III.3.3.2 9. Teniendo K real entre 11.0 y 11.8

$$T_{PCK} = T_{PCK=11.0} + (T_{PCK=11.8} - T_{PCK=11.0}) \left(\frac{K_{real} - 11.0}{11.8 - 11.0} \right) \text{ ec. III.3.3.2 9}$$

Cálculo del factor de compresibilidad Z.

La ecuación base para este factor es la ec. III.3.3.30

$$Z = Z^{(0)} + w Z^{(1)} \dots \dots \text{ Ec. III.3.3.30.}$$

Donde:

Z = Factor de compresibilidad.

Z⁽⁰⁾ = Factor de compresibilidad para un fluido simple - que es función de P_R y T_R, se lee en fig. III.3.3.10

Z⁽¹⁾ = Corrección térmica para moléculas acéntricas es función de P_R y T_R se lee en fig. III.3.3.11

w = Factor acentrico es función de P_{PC} y T_{PC} y MABP. se lee en fig. III.3.3.12.

T_R = Temperatura reducida = T/T_{pc} Ec. III.3.3.3 1

P_R = Presión reducida = P/p_{pc} Ec. III.3.3.3 2

T = Temperatura en grados absolutos °R, (de operación).

P = Presión en psia. (de operación).

MABP = Punto medio de ebullición Molal de Fig...III.3.3.3
y Ec. III.3.3.3 3.

MABP = VABP + Sumando de Corr. MABP....Ec. III.3.3.3 3
misma Ec. que III.3.3.9.A

Conociendo el valor de Z se pueden calcular las densidades del vapor con Ec. III.3.3.3.4.

$$\rho_m = \frac{P}{ZRT} \dots\dots\dots \text{III.3.3.3 4}$$

Donde:

$$\rho_m = \text{Densidad Molar} \quad \frac{\text{lb mol}}{\text{ft}^3}$$

$$R = 10.731 \frac{\text{lb} \cdot \text{abs} \cdot \text{ft}^2}{\text{in}^2 \cdot \text{lb mol} \cdot \text{°R}}$$

T = Temperatura °R.

P = Presión PSIA.

Con ec. III.3.3.3 4.A calculamos la densidad leyendo el PM.
de la fig. III.3.3.4.

$$\rho = \rho_m \cdot \text{PM} \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.3 4.A}$$

Conociendo esto se determina el tipo de flujo a 2 fases - que se lleva. (Teniendo en cuenta que este tipo de flujo - tal vez no se presente por los cambios de dirección del -- fluido en el calentador).

De ec. III.3.3.3 5 calculamos la tensión superficial leyendo P_{ic} en fig. III.3.3.1.3.

$$\sigma_{LQ} = \left[\frac{P_{ic}}{PM} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{62.4} \right)^4 \right] \dots \frac{DINAS}{cm^{-1}} \quad \text{ec. III.3.3.3 5}$$

leyendo de la fig. III.3.1.4. la viscosidad en centipoi- se si esta en centistoke se convierte a Centipoise con ec. III.3.3.3 6.

$$\mu_{CP} = \frac{\mu_{cstok}}{\frac{lb}{ft^3}} \cdot \frac{62.4 \text{ lb/ft}^3}{1 \text{ g/cm}^3} \dots \text{Ec. III.3.3.3 6}$$

Para el cálculo de diámetro de tubos y número de pasos en el calentador. Se lee la masa velocidad recomendada de - tabla 4 para el tipo de fluido que se maneja.

Con ec. III.3.3.3 7 se calculan para diferentes diámetros y a diferentes números de pasos la masa velocidad real -- hasta que esta, esté dentro del rango de la masa veloci- dad recomendada.

$$\frac{G}{A} = \text{masa vel.} \quad \text{ec. III.3.3.3 7}$$

Se verifica que la cédula del tubo aguante la presión del fluido, mediante la ec. III.3.3.3 8

ced = 1000 * P/S ec. III.3.3.3 8

Leyendo el esfuerzo máximo permisible (s) de tabla 5 para un acero dado siendo P la presión de Diseño.

Resultando de lo anterior que el calentador tendrá 2 pasos y tubos de 4" diám. teniendo que el gaso por tubo será la mitad del gasto total conociendo el % evaporado de cálculos anteriores tanto a la entrada como a la salida del calentador podemos conocer mediante la ec. III.3.3.3 9 el gasto masico del vapor en un tubo siendo W_{TOT} el gasto masico en lb/hr = GM * 3600.... Ec. III.3.3.3 9.A.

$$w_v = \frac{W_{TOT}}{2} * \frac{\% \text{ EVAP}}{100} \dots\dots\dots \text{ec. III.3.3.3 9}$$

Así como el gasto masico del líquido en un tubo con ec. III.3.3.4 0

$$w_l = \frac{W_{TOT}}{2} * \left[1 - \frac{\% \text{ evap}}{100} \right] \dots\dots\dots \text{ec. III.3.3.40}$$

Tanto a la entrada como a la salida del calentador.

Para saber el tipo de flujo que se tiene se calcula Bx con ec. III.3.3.41 y By con ec. III.3.3.42. Leyendo en fig. III.3.1 5 el tipo de flujo existente este cálculo se

efectua tanto para la entrada como para la salida del ca
lentador.

$$Bx = 531 (wL/wv) (\sqrt{\rho_L \rho_v v} / \rho_L^{2/3}) \text{ ML } \frac{1/3}{\sigma L} \text{ ec. III.3.3.41}$$

M en Cp

$$By = 2.16 wv / \sqrt{\rho_L \rho_v v} \text{ ec. III.3.3.42}$$

siendo A el área transversal del tubo.

Si se tiene un By mayor de 80000 y el porcentaje de vapo-
rización es mayor al 25% se tiene flujo disperso.

Verificando que no sea flujo sónico de ec. III.3.3.43

$$v = \frac{Gw}{A} \dots \text{ Ec. III.3.3.43}$$

Leyendose A de tabla 6 siendo el gasto -
volumétrico VAP (Gv) calculado con ec. III.3.3.44

$$Gv_v = w_v \cdot \frac{1}{\rho_v} \cdot \frac{1}{3600} \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} \dots \text{ Ec. III.3.3.44}$$

Calculando la velocidad sónica vs con Ec. III.3.3.45

$$v_s = \sqrt{g_c R' T_R} \dots \text{ Ec. III.3.3.45}$$

Donde $G_c = 32.2 \frac{16 \text{ ft}}{\text{lb seg}^2}$

$$R' = \frac{R}{M} \text{ Ec. III.3.3.46 } R_1 = 1544$$

T = Temp. °R

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p^\circ}{C_p^\circ - \frac{R}{PM}} \quad \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.47}$$

Nota: Esta ec. 3.3.47 solo puede usarse para Pred. entre 0 y 0.2

Leyendo C_p° de fig. III.3.3.16 A

siendo $R = 1.986$ y $PM = 178$

Con la ec. III.3.3.48 se calcula el # MACH.

$$\# \text{ MACH} = \frac{V}{V_s} \quad \dots\dots\dots \text{Ec. III.3.3.48}$$

Si # MACH < 1 no es flujo sónico.

Conociendo el tipo de flujo que se presenta se calcula al factor X con la ec. 3.3.49.

$$X^2 = \left(\frac{WL}{W}\right)^{.8} \cdot \frac{\rho v}{\rho L} \cdot \left(\frac{ML}{Mv}\right)^{.2} \quad \dots\dots\dots \text{Ec. 3.3.49}$$

Leyendo de fig. III.3.3.14 A Mv

Se calcula el Núm. de Reynolds con ec. 3.3.50

$$Re = \frac{6.37 Wv}{d Mv} \quad \dots\dots\dots \text{Ec. 3.3.50}$$

Leyendose con este dato y el diametro el factor de fricción en fig. III.3.3.17 (f_v) siendo E/D leida de fig. III.3.3.17 A.

Conociendo este se calcula mediante la ec. III.3.3.51 la caída de presión en PSI/100 ft para el vapor (nota: se excluye el flujo onda).

mediante las ecs. III.3.3.52 se calcula ϕ para los diversos tipos de flujo y con ec. III.3.3.53 la P100 del flujo.

$$\Delta P_{VAP} = 0.000336 (6 W_V^2) / (d^5 P_V) \dots\dots Ec. III.3.3.51$$

$$\Delta P_{FLUJO} = \Delta P_{VAP} (\phi^2) \dots\dots Ec. III.3.3.53$$

Flujo $\phi = a X^b \dots\dots III.3.3.52.1$

Anular $a = 4.8 - 0.3125 d \dots\dots III.3.3.52.1 A$

$b = 0.343 - 0.021 d \dots\dots III.3.3.52.1 B$

Flujo
Burbuja $\phi = \frac{14.2 * X^{.75}}{(WL/A)^{.1}} \dots\dots III.3.3.52.2$

Flujo
Estratificado $\phi = \frac{15400 X}{(WL/A)^{.8}} \dots\dots III.3.3.52.3$

Flujo
Pico $\phi = \frac{1190 X^{.815}}{(WL/A)^{.5}} \dots\dots III.3.3.52.4$

Flujo
Tapón $\phi = \frac{27.315 X^{.855}}{(WL/A)^{.17}} \dots\dots III.3.3.52.5$

Para flujo disperso ϕ^2 se obtiene de ifg. III.3.3.18

Flujo Onda.

Se utiliza la fig. III 3.19 para leer $\{H$, siendo las ec. utilizadas la III 3.3.53.A y III 3.3.54

$$H_x = \left\{ \frac{WL}{WV} \right\} \left\{ \frac{ML}{MV} \right\} (I) \dots\dots\dots \text{III 3.3.53.A}$$

$$\Delta P_{100 \text{ ONDA}} = 0.000336 \{H (WV)^2 / d^5 \rho V\} \dots\dots \text{III 3.3.54}$$

Conociendo esto se ve si la ΔP_{100} esta dentro de lo recomendado que es de 1 a 4 psi/100 ft.

nota interpolando resultados en fig. III 3.15 se obtiene en que $\{$ vaporizacion se tiene el cambio de flujo.

Dado que el flujo a 2 fases tiene una ΔP_{100} fuera del rango recomendado, que representa problemas para la operaci3n (Vibraci3n) y que tiene un coeficiente de intercambio de calor bajo, se presionar3 el aceite a calentar a una presi3n tal que se maneje a una sola fase en el calentador.

Como el aceite ganar3 la misma cantidad de calor en el bloque de intercambio, su temperatura aumentar3 a la salida de este ya que no requerir3 de calor latente de vaporizaci3n. Para saber dicha temperatura calculamos la entalpia del aceite a la salida del bloque de intercambio con Ec. III 3.3.55

$$H_{AE} = Q_{EA}/G_m \dots\dots\dots \text{III 3.3.55}$$

Conociendo la entalpia, la constante de Watson y la gravedad API y con las gráficas III 3.3.8 1 y 8.2 y III 3.3.9.1 y 9.2, utilizando la ec. III 3.3.56 conocemos la temperatura real (TRE a la salida del bloque de intercambio)

$$TRE = T_{11.0} + T_{11.8} \cdot \frac{K_{real} - 11.0}{11.8 - 11.0} \dots\dots ec. \text{III 3.3.56}$$

Se repite el procedimiento anterior para el cálculo de la temperatura de salida del calentador tomando a Q_{EA} como el valor del calor de salida del aceite de calentador. (Q_{SA}) con esas temperaturas y suponiendo una caída de presión en el calentador, leemos por medio de la fig. III 3.3.7 y la ec. III.3.3.57 la presión de operación del calentador =

$$P_{ec} = P_s - \Delta P \dots\dots\dots ec. \text{III. 3.3.57}$$

Siendo P_s la presión de salida del calentador igual a la presión de saturación del líquido a la temperatura de salida.

A estas nuevas condiciones de presión y temperatura y de fig. III 3.3.5 y III 3.3.6 y ocupando la ec. III 3.3.9 B se obtienen las densidades reales del aceite tanto a la entrada como a la salida del calentador.

Cálculo de los gases de combustión con 30% de exceso de aire = G_{GC}

Se obtiene mediante la ec. III. 3.3.5 8

$$G_{GC} \frac{LB}{hr} = Q_L \times f_0 \dots \text{ec. III 3.3.58}$$

Donde f_0 se lee de fig. III. 3.3.20 conociendo el % aire en exceso.

f_0 = gases de combustión total lb/mmBTU.

Se supone una temperatura promedio de pared de tubo mayor a temp. promedio zona radiante (100°F mayor para aceites ligeros y medios).

Con ec. III 3.3.59 se calcula la superficie radiante.

(A_R ft^2)

$$A_R = \frac{q_R}{FLUX} \dots \text{ec. III 3.3.59}$$

Donde $FLUX$ viene de tabla 3.

y q_R de ec. III 3.3.24

Con ec. III 3.3.60 se calcula la superficie de la zona de convección A_c (ft^2)

$$A_c = \frac{q_c}{FLUX} \dots \text{ec. III 3.3.60}$$

Donde q_c = Calor absorbido en zona convección de ec. - -
III 3.3.60 A

$$q_c = Q_A - q_R \dots \text{ec. III 3.3.60 A.}$$

Con ec. III 3.3.61 se calcula la superficie total.

$$A_T = A_R + A_C \dots \text{ec. III.3.3.61}$$

Se verifica nuevamente que la cédula del tubo aguante la presión del fluido mediante la ec. III 3 33 8

Leyendo esfuerzo máximo permisible (σ) de tabla 5 para el acero elegido siendo P la presión de diseño = 1.1. --
*Poperación.

Cálculo de las DIMENSIONES DEL CALENTADOR Y CAIDA DE presión en el mismo.

Primero se estima un largo de calentador L_{ca} (por economía un largo comercial para evitar el corte de tubos ó tubos especiales).

Para el cálculo del número de tubos primero se calcula el área unitaria A_u ft^2 mediante la ec. III 3.3.62

$$A_u = \frac{\pi \cdot D}{4 \cdot t} \dots \text{ec. III 3.3.62}$$

Calculando con ec. III 3.3.63 la longitud total de tubos en la sección radiación.

$$L_R = \frac{A_R}{A_u} \dots \text{ec. 3.3.63}$$

y utilizando ec. III 3.3.64 se conoce el número de tubos teórico ($\# Tr$) en sección radiación.

$$\# TR = \frac{LR}{LCA} \dots \dots \dots \text{Ec. 3.3.64}$$

$LCA =$ Largo calentador ft

Siendo el número de tubos en la sección RADIACION el número inmediato superior entero que dividiendose entre el número de pasos continúe siendo entero

Cálculo de la caída de presión en 100 ft.

Se realiza mediante el algoritmo a (lenguaje BASIC).
siendo el gasto en galones por minuto.

Densidad en lb/ft^3

Viscosidad en centipoises. fig. III 3.14

Diam = Diametro interno en pulgadas (d)

Rug in = rugosidad del tubo en pulg.

fig. III 3.18 A.

se obtiene.

Vel: Velocidad en ft/s.

Reyn: # Reynolds.

G/D: Rugosidad relativa.

F_M : Factor de fricción de Moody.

ALGORITMO DE CALCULO.

1) Datos conocidos.

Gasto (GPM) = Q; densidad $\text{lb/ft}^3 = n$; viscosidad $C_p (W)$.

Diámetro interno pulgadas: d.

Rugosidad tubo pulgadas: E.

Mediante la ec. III 3365 se calcula la velocidad.

$$v = 0.408 * Q / (d^2) \dots\dots\dots \text{ec. III 3365.}$$

con ec. III 3366 se calcula el núm. de Reynolds.

$$R = 50.6 * Q * n / d * \mu \dots\dots\dots \text{III 3366.}$$

Con ecuación III 3367 se estima un factor de Moody inicial.

$$F = .316 * R^{\uparrow(-.25)} \dots\dots\dots \text{III 3367.}$$

nota: \uparrow significa elevado a la potencia X.

Con ec. III 3368 se calcula B factor en el cálculo del factor de Moody real.

$$B = -2 * \text{Log} \left(\frac{E}{3.7 D} + \frac{2.51}{R \sqrt{F}} \right) \dots\dots\text{Ec. III 3368.}$$

Se calcula factor S. con ec. III 3369

$$S = (1/B)^{\uparrow 2} \dots\dots\dots\text{ec. III. 3369.}$$

Se calcula la diferencia entre los dos factores; (T), mediante la ec. III 3370.

$$T = \text{ABS} (S - G) \dots\dots\dots \text{ec III 3370.}$$

Si $T \leq 1 E^{-6}$ El factor de Moody es correcto se calcula P_{100} mediante la ec. III 3371 y III 3372.

$$G = S \quad \text{Ec. III 3371}$$

$$\Delta P_{100} = .0216 * G * N * (Q \uparrow 2) / (d \uparrow 5) \dots \text{ec. III 3372.}$$

PROGRAMA DEL ALGORITMO A

```

10  INP "Gasto GPM " , Q
20  INP "Densidad lb/ft3=", n
30  INP "Viscoc. Cp = " , W
40  INP "Diam. in =", D
50  INP "Rug in =", E
60  K = 1
70  v = 0.408 * Q / (D ↑ 2).
80  R = 50.6 * Q * n / (d * W)
90  F = - 316 * R ↑ (-.25)
100  O = E/D
110  G = F
120  B = -2 * Log (E / (3.7 D) + 2.51 / (R * SQRG))
130  S = (1/B) ↑ 2
140  T = ABS (S - G)
150  IF= T ≤ 1 E-6 THEN 190
160  G = S
170  K = K + 1
180  GO TO 120
190  P = 0.0216 * G * n * (Q ↑ 2) / (D ↑ 5)
200  PRT "Vel ft/S ="; v
210  PRT "Reyn =" ; R
220  PRT "E/D = " ; O
230  PRT "FM = " ; G
240  PRT " P/100 ft (PSI):"; P
250  PRT "# ITER = " ; K

```

Con la L/D de la UBEND = 50 y el diámetro del tubo se calcula la longitud equivalente por accesorio mediante la ec. III 3373.

$$L_u = (L/D) * D \dots \text{ec. III 3373.}$$

La L_u se multiplica por el número de ubends en el calentador que se encuentra mediante la ec. III 3373 A.

$$\# \text{UBE} = \# \text{TUBOS}_{\text{TOT}} - 1 \dots \text{ec. III 3373 A.}$$

Se obtiene la long. equivalente por accesorios mediante la ec. III 3.3.74

$$L_{eq_u} = L_u * \# \text{UBE} \dots \text{ec. III 3374}$$

a esta L_{eq_u} se le suma la longitud de tubería recta obtenida en la sección de RADIACION L_R * ec. III 3375 con ec. III 3376.

$$L_{Re} = L_{TUBO} * \# \text{TUBOS}_R \dots \text{Ec. III 3375}$$

$$L_{EQTOTR} = L_{RR} + L_{eq_u} \dots \text{Ec. III 3376.}$$

Mediante la ec. III 3377 se obtiene la caída de presión total en la zona de RADIACION. ΔP_R ; Psi

$$P_R = \frac{L_{EQTOTR} * P_{100}}{100} \dots \text{Ec. III 3377}$$

Volviendo al cálculo de las dimensiones del calentador y sabiendo que el número de tubos escudo generalmente ocupan entre 5 y 10% de los tubos radiación, mediante ec. - III 3378 se calcula N_{TE} (núm. de tubos escudo).

$$N_{TE} = (.05 \text{ a } .1) \cdot N_{TR} \dots \text{Ec. III 3378}$$

Nota: este N_{TE} se redondea al número entero superior - siendo este el número de tubos en sección escudo. Solo si dividido entre el núm. de pasos de un número entero, - generalmente se toma $.05 N_{TR}$ y se ajusta al número superior que cumpla las condiciones anteriores.

Conociendo el número de tubos escudo y fijando que la - sección de convección. Tendrá el mismo número de tubos - por hilera que la sección escudo, conociendo las relaciones sig.:

Largo : L_R

Ancho = A'

$$\frac{LR}{ANCHO} = 2 \text{ a } 4 \dots \text{ec. III 3379}$$

$$\frac{ALTO}{ANCHO} = 1 \text{ a } 2.5 \dots \text{ec. III 3380}$$

Se calcula el ancho de sección radiación con ec. III 3379. generalmente se toma ancho = $1/2 LR$.

Sabemos que el hombro lleva un ángulo de 45° y que el ancho de la sección convección se calcula con la ec. III 3381

$$A'_{SC} = \# \text{ Tub Hil} * 2 d N_{\text{tubo}}/12 + \frac{dN}{12} \dots \text{Ec. III.3381}$$

Con este dato se calcula la base de hombro mediante la ec. III 3382.

$$\frac{A'_{SR} - A'_{SC}}{2} = bH \quad \text{ft} \dots \text{ec. III 3382}$$

Ahora se calcula el largo del hombro L_H con la ec. III 3383

$$L_H = \frac{bH}{\cos 45^\circ} \dots \text{ft} \dots \text{ec. III 3383.}$$

Calculando el número de tubos en el hombro N_{TH} con ec. III.3384 (por lado). $2 N_{TH}$ = número tot. hombro.

$$N_{TH} = \frac{LH}{\frac{2 dN}{12}} - \frac{dN}{12} \dots \text{ec. III 3384}$$

Cálculo de la altura de la sección RADIACION del calentador H'_{SR} con ec. . . III 3385.

$$FT \quad H'_{SR} = \left[\frac{N_{TR} - N_{TE}}{2} - N_{TH} \right] * \frac{2 dN}{12} + \frac{dN}{12} + 1 \dots \text{Ec. III.3385}$$

El H'_{SR} se redondea a enteros de Pie.

La longitud expuesta (Lex) se calcula a partir de la ec. III 3386.

$$\text{Lex} = \text{ANCHO} - 3 DN \quad \text{ft} \dots \text{ec. III 3386}$$

la cuál se redondea a enteros de pie o a medios enteros.

Mediante la ecuación III 3387 se calcula la distancia de centro a centro de tubos (D'_{CCT}) (FT)

$$D'_{CCT} = 2 DN \dots \text{ec. III 3387}$$

La superficie del tubo (S_{TU}) se calcula con ec. III 3388.

$$S_{TU} = Lex * Veq. \dots \text{ec. III 3388}$$

Superficie radiante total (S_{RT}) de ec. III 3389.

$$S_{RT} = S_{TU} * \text{Tub} \dots \text{ec. III 3389.}$$

Con la ec. III 3390 se obtiene la relación de espacio - miento $R'E$

$$R'E = \frac{D'_{CCT}}{DN} \dots \text{ec. III 3390}$$

De fig. III 3321 conociendo $R'E$ se lee el factor α para total a una hilera cuando esta presente una

Para calcular el ΔC_{pT} tubos estudio (ΔC_{pTE}) se utiliza - la ec. III 3391 α = factor de eficiencia de absorción.

$$\Delta C_{pTE} = Lex * \text{TUB.} * \frac{2 dN}{Tz} \dots \text{ec. III 3391}$$

Para ΔC_p tubos paredes laterales usando la ec. III 3392

$$\Delta C_{pTL} = Lex * \# \text{ TUBOS} * \frac{2 dN}{T^2} \dots \text{ec. III 3392}$$

Para $\alpha \Delta C_p$ con ec. III 3393.

$$\alpha \Delta C_p = \Delta C_{pTE} + \alpha * \Delta C_{pTL} \dots \text{ec. III 3393.}$$

Cálculo del área del envolvente (A_{EN}) ft^2 se utiliza la ec. III 3394 y III 3395 y fig. III. 3322

$$H_H = \text{Sen } 45 * L_H \dots \text{Ec. III 3394}$$

$$A_{EN} = 2H (A' + L) + A'E * L + L * A + 2 (b_H + A'E) * H_H + 2 (L_H * L) \dots$$

Ec. III 3395.

Area del refractario (A_{Rf}) con ec. III 3396.

$$A_{Rf} = A_E - \alpha A_{CP} \dots \text{ec. III 3396}$$

Calculándose Z_A de ec. III 3397.

$$Z_A = \frac{A_{Rf}}{\alpha A_{CP}} \dots \text{ec. III 3397}$$

Para saber el volumen del calentador (V_H) se utiliza la ec. III 3398.

$$V_H = Lex * (H * A' + (b_H + A'E) H_H) \dots \text{ec. III 3398}$$

$$V_{HOGAR} = Lex * (H_R * A')$$

Longitud media del HAZ (L_{MH}) de ec. III 3399.

$$L_{MH} = 2/3 (V_M)^{1/3} \dots \text{ec. III 3399}$$

Para el cálculo de w se utiliza ec. III 33100.

Leyendose la presión parcial de la fig. III 3323.

Para $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ y un % de exceso de aire dado.

$$w = P_{VP} L_{MH} \dots \text{Ec. 33100}$$

Ya que no hay precalentamiento de aire ni de combustible $q_a = q_{\text{comb}} = 0$ suponiendo $Q_L/\text{gn} = 0.02$ y suponiendo una temperatura promedio de la cámara de combustión de 1500°F .

Conociendo la w y la temperatura de los gases se utiliza la fig. III 3324 para leer la emisividad gas (E_{mg}).

Conociendo la emisividad de Ga y Z_A DE EC. III 3397 se determina mediante la fig. III 3325 el factor de intercambio (F_i)

Ahora se calcula $\alpha_{ACP} F$ mediante ec. III 33101

$$\alpha_{ACP} F = \alpha_{ACp} \cdot F_i \dots \text{ec. III 33101.}$$

Se divide $Q_L/\alpha_{ACP} F$

Para este tipo de calentadores suponemos que la temperatura de gases de salida de la cámara de combustión es la misma que la temperatura promedio de la caja radiante - osea:

$$T_{G2} = T_{G1} \dots \dots \text{Ec. III 33102}$$

Se obtiene Q_{g2}/Q_L de figura III 3326 conociendo la temperatura de los gases y el % de aire esceso de ec. III - 33103 se calcula $\frac{Q_R}{\alpha_{ACP}F}$

$$\frac{Q_R}{\alpha_{ACP}F} = (1 + q_a + q_{comb} - \frac{Q_L}{g_n} - \frac{Q_{g2}}{Q_L}) \cdot (Q_L / \alpha_{ACP}F)$$

Ec. . . . III 33103.

La figura III 3327 muestra una porción pequeña de la fig. III 3328 con la curva para una temperatura de pared de tubo constante de 676°F. Se grafica el valor calculado de $Q_R / \alpha_{ACP}F$ a la temperatura de gases supuesta en la zona radiante.

Se supone otra temperatura de gas y utilizando las figuras y ecuaciones anteriores se recalculan: Emisividad, Factor de Intercambio (Fi), $\alpha_{ACP}F$, $Q_L / \alpha_{ACP}F$, Q_{g2}/Q_L y $Q_R / \alpha_{ACP}F$.

Se grafica el nuevo punto en la fig. III 3327 y uniendo los 2 puntos calculados por una línea recta se observa la

intersección con la curva de temperatura de pared promedio de 676°F y se lee la temperatura de la caja de radiación real y la temperatura de gases con esta temperatura se lee Q_{g2}/Q_L de fig. III 3326.

Calculándose Q_R de ec. III 33104.

$$Q_R = (1 - Q_L/g_n - Q_{g2}/Q_L) Q_L \dots \text{ec. III 33104}$$

Y obteniéndose el Flux radiante con la ec. III 33105

$$\text{Flux RAD} = \frac{Q_R}{A_{RT}} \dots \text{Ec. III 33105.}$$

Si el valor del flux esta dentro del rango recomendado en tabla 3 se deja este valor si no se aumenta el área radiante total.

Se verifica la temperatura de CRUCE del fluido de la zona de convección a la zona de radiación conociendo el gradiente de entalpia en la zona de radiación mediante la ec. ... III 33106.

$$\Delta H = Q_R/W_{TOT} \frac{\text{BTU}}{\text{LB}} \dots \text{ec. III 33106}$$

Se calcula la temp. puente mediante las fig. III 38.1, 8.2 y III 39.1 y III 39.2 conociendo la gravedad API y la entalpia del puente. Se leen las temp. para $K = 11.0$ y $K = 11.8$ y con ec. III 3356 se conoce T puente real.

Siendo $H_{puente} = H_{AS} - AH$ Ec. III 33106 A.

Mediante ec. III 33107 se conoce la temperatura promedio del fluido radiante. $T_{p/R}$

$$T_{p/R} = \frac{T_S + T_p}{2} \dots \text{Ec. III 33107}$$

T_S = Temp. Salida °F

T_p = Temp. puente

Calculamos la temperatura promedio de la pared de tubo - $T_{p/T}$ con ec. III 33108.

$$T_{p/T} = T_{p/R} + 100 \dots \text{Ec. III 33108}$$

Nota: Se supuso que $T_{p/T}$ es 100°F mayor que $T_{p/R}$, como se observa en ec. anterior.

Se compara esta temperatura con la temperatura supuesta - si varía más del 2% se realizan nuevamente los cálculos - con la nueva $T_{p/T}$.

Diseño de la sección de convección.

El calor ganado en la sección de convección se determina con ec. III 33109.

$$Q_{SC} = Q_A - Q_R \dots \text{Ec. III 33109}$$

Se calcula el calor que se va con los gases de combustión (Q_{CH}) con ec. III 33110.

$$Q_{CH} = \left(1 - \eta_C - \frac{\% Q_{PP}}{100}\right) Q_C \dots \text{Ec. III 33110}$$

siendo Q_{PP} : Calor perdido por paredes

de donde se despeja $\frac{Q_{CH}}{Q_L}$ resultando la ec. III 33111.

$$\frac{Q_{CH}}{Q_L} = \left(1 - \eta_C - \frac{\% Q_{PP}}{100}\right) \dots \text{Ec. III 33111}$$

siendo $Q_{CH} = Q_{g2}$ por lo que $\frac{Q_{CH}}{Q_L} = \frac{Q_{g2}}{Q_L}$

La temperatura de chimenea (T_{CH}) se calcula conociendo Q_{g2}/Q_L y el % aire en exceso mediante la fig. III 3326

Se calcula la LMTD con ec. III 33112.

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right]} \dots \text{Ec. III 33112}$$

Las temperaturas promedio mediante las sig. ecuaciones.

$$\text{ACEITE } T_{PA} = \frac{T_{EA} - T_{SA}}{\xi} \dots \text{Ec. III 33113.}$$

Pared del tubo	$T_{PT} = T_{PA} + 100 \dots$	Ec. III 33114
gas promedio	$T_g = LMTD + T_{PA} \dots$	Ec. III 33115
película gas	$T_{Pg} = \frac{T_g'}{2} \dots$	Ec. III 33116

La sección de convección tendrá el mismo ancho que la sección escudo consecuentemente el mismo número de tubos por hilera y mismo espaciamiento que la sección escudo.

Siendo el arreglo de la sección convección triangular.

Cálculo de dimensiones sección convección.

Con ec. III 33117 se calcula el ancho de la sección convección A'_{SC} ft.

$$A'_{SC} = E_s * \text{Num. tub. hil.} + DN \dots \text{Ec. III 33117}$$

Siendo el espaciamiento entre tubos, en ft.

el ancho libre es:

$$A'_L = A'_{SC} - (\# \text{ Tub. hil.} * DE) \dots \text{Ec. III 33118}$$

Siendo de el diámetro externo en ft.

$$\text{El arca de paso } A_{PA} = A'_L * L_{ex} \quad \text{Ec. } 33119$$

$$\text{masa velocidad de Gases } M_{VG} = \frac{G_{MG}}{A_{PA}} \dots \text{Ec. } 33120$$

$$M_{VG} \left[\frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}} \right]$$

Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

Coeficiente de convección h_{cc} de figura III 3329

$$h_{cc} \text{ BTU/h } ft^2 \cdot ^\circ F$$

Coeficiente de radiación en secc. convección h_{cr} de fig.

III 3330

conociendo T_g y T_{PT} $^\circ F$

$$h_{cr} \text{ BTU/hr } ft^2 \cdot ^\circ F$$

Coeficiente de radiación de paredes h_{cw} BTU/hr $ft^2 \cdot ^\circ F$

de fig. III 3331 conociendo T_{PT}

se calcula también mediante la ec. III 33121.

$$h_{cw} = 9.46 (T_{PT} / 1000)^3 \dots \text{ Ec. III 33121}$$

Siendo el coeficiente de transferencia de calor total -

h_{cTOT} que se calcula con la ec. III 33122.

$$h_{cTOT} = h_{cc} + h_{cr} + h_{cw} \dots \text{ Ec. III 33122}$$

Espaciamiento de hilera a hilera de tubos E_{hhT} con ec. -

III 33123.

$$FT; E_{hhT} \approx 0.866 \cdot \frac{E_s}{\dots} \dots \text{ Ec. III 33123}$$

Siendo E_s el espaciamiento triangular = 0.667 ft.

Area de pared por hilera A_{ph} δt^2 de ec. III 33124

$$A_{ph} = 2 E_{hht} * Lex \dots \text{Ec. III 33124}$$

Area de tubo por hilera A_{Th} δt^2 con ec. III 33125

$$A_{Th} = \text{Num tub hil.} * Lex * A_u \dots \text{Ec. III 33125}$$

Con ec. III 33126 se calcula el factor de corrección para la radiación de la pared en la sección de convección (δ_f)

$$\delta_f = \frac{h_{cw} * A_{ph}}{h_{cTOT} A_{Th}} \dots \text{Ec. 33126.}$$

Obteniéndose con esto h_{CR} de ec. III 33127

$$h_{CR} = (1 + \delta_f) * (h_{ac} + h_{cv} + h_{cw}) \dots \text{Ec. III 33127}$$

Cálculo del coeficiente interior del fluido h_i utilizando la ec. de Siader Tate Ec. III 33128.

$$h_i = 0.027 (Re)^{.8} (Pr)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w}\right)^{.14} \frac{K_f}{D} \dots \text{Ec. III 33128.}$$

Siendo Re de ec. III 3366 y el Pr de ec. III 33129

$$M = C_p$$

$$Pr = \frac{C_p M * 2.42}{K_i} \dots \text{Ec. III 33129}$$

$$K_i = (BTU/hr \delta t^2) (F/\delta t)$$

Obteniendose C_p de fig. III 3 16 , μ de fig III 314

K_L de fig. III 3334

Nota: la densidad se obtiene de fig. III 335 conociendo $^{\circ}\text{API}$ se corrige por presión con fig. III 336 y ec. 339.B se convierte a unidades de lb/ft^3 multiplic. por densidad del agua a 60°F : 62.4 lb/ft^3 .

Cálculo del coef. de transf. de calor total real U_c con -
ec. III 33130.

$$U_c = \frac{h_i \cdot hc}{h_i + hc} \text{ corr.} \dots \text{ ec. III 33130}$$

Cálculo del área en convección mediante la ec. III 33131

$$A_c = \frac{q_c}{U_c(LMTD)} \quad \text{ft}^2 \dots \text{ Ec. 33131}$$

Cálculo del número de tubos en sección convección con ec.
III 33132.

$$\text{Num. Tub. cc} = \frac{A_c}{L_{exp} \cdot TFD} \dots \text{ Ec. III 33133}$$

para tubos aletados ó birlados con ec. III 33134.

$$\text{Núm. Tub. cc} = \frac{A_c}{\frac{A_u}{L_{ex}}} \dots \text{ Ec. III 33134}$$

A_u de tablas 7 y 8.

Como el número de tubos debe ser múltiplo del número de pa-
sos se redondea el num tub cc a un múltiplo de tubos/hile-
ra.

Se calcula longitud real zona de convección LRC ft
con ec. III 33135.

$$\text{Nu. Tub.} * LTUB = LRC \dots \text{Ec. III 33135.}$$

De algoritmo A se obtiene AP_{100} (PSI)/100 ft. v, F-M, Re
%

Se calcula longitud equivalente por accesorios de la ec. -
III 33136.

$$\text{NUM UBEND} = \text{NUM TUBOS.}$$

$$\text{LeqACC} = \text{NUM UBEND} * 50 * D \dots \text{Ec. 33136.}$$

Obteniéndose la longitud equivalente total con ec. III -
33137.

$$\text{LeqTOT} = \text{LeqACC} + LRC \dots \text{Ec. III 33137}$$

$$\text{siendo la ec: } P_{TPT.C} = \frac{P_{100.c} * \text{LeqTOT.c}}{100} \dots \text{Ec. III 33138}$$

Siendo la ec. III 33138 la utilizada para calcular la caí-
da de presión total en la zona de convección PSI

Y la caída de presión total en el calentador con ec. III 33139.

$$\Delta P_{TOT} = \Delta P_{TOT C} + \Delta P_{TOT R} \dots \text{Ec. III 33139}$$

siendo el alto sección convección $H_{SC} = \text{NUMHIL} \cdot 2 DN + DN$
ec. III 33139 A.

Selección del número y tamaño de quemadores.

Para calentadores CADF rectangulares con quemadores en el piso se toma el largo de la cámara de radiación y se tantea tomando un diámetro de quemadores inicialmente de -- 2Pies y 7Pulg de separación entre ellos.

(Para evitar mezclado de flamas), obteniendo así el número de quemadores inicial con ec. III 33140.

$$\frac{L_c}{2. \frac{7}{12}} = \text{NUM QUEM.} \dots \text{Ec. III 33140}$$

con ec. III 33141 se obtiene la relación QL/QUEM.

$$QL/QUEM. = \frac{QL}{\text{NUM QUEM}} \dots \text{Ec. III 33141}$$

Con esto se va a la tabla 9 y se compara con lo recomendado en dicha tabla (para evitar choque de flama en los tubos), en caso de que no se cumpla se deberá ampliar estas distancias modificando las dimensiones de la cámara.

Posteriormente se puede variar el número de quemadores si es que la dist. mínima se cumple.

También se verifica la altura del equipo (o tubos más cercanos en dirección vertical) tomando en cuenta que la altura teórica de la flama es de 1 ft/MMBTU/hr de liberación la cuál no debe ser mayor a la mitad de la distancia a que estan los tubos más cercanos en dirección vertical. Cuando el ancho es demasiado grande se puede poner más de una hilera de quemadores.

Conociendo esto se selecciona el quemador del tamaño que tenga 0.25 cm de agua de tiro a la liberación normal multiplicada por 1.25

CALCULO DE LA CHIMENEA

La chimenea es el ducto por donde salen los gases de com bustión a la atmósfera, y su altura proporciona un tiro, necesario para el funcionamiento del hogar del horno, -- pues induce el aire a los quemadores y arrastra los gases de combustión hacia el exterior. El tiro puede ser natural o mecánico el primero se produce termicamente y el - segundo mediante inyección de vapor ó ventiladores.

Se llama tiro disponible a la energía de presión que se - tiene disponible debido a la altura de la chimenea, y tiro efectivo a la energía de presión real en un punto de- terminado considerando las pérdidas.

Cálculo de la altura de la chimenea.

primero se determina el efecto de tiro de la casa de ra- diación conociendo la temperatura del aire y la tempera- tura de los gases de combustión mediante la fig. III - - 3332 se conoce el tiro por 100 ft de altura en pulgadas - de agua. T_{d0100}

Conociendo la altura de los tubos con respecto a los que- madores $T_d'Q$ con ec. III 33142

$$T_dQ = \frac{T_{d0100} * (H'SR + H_H)}{100} \dots \text{Ec. III 33142}$$

Se supone que los quemadores tienen una caída de presión de 0.25 pulg. de agua AP_q por lo que el tiro requerido a tubos escudo ($TRTE$) se calcula con ec. III 33143.

$$TRTE = \Delta P_q - T_{dQ} \dots \text{Ec. III 33143}$$

Pérdidas por fricción en la zona de convección.

Es la caída de presión que sufren los gases de combustión a través de los tubos desnudos (o birlados ó aletados). Que esta en función de la masa velocidad de los gases de combustión (MVG) de ec. III 33144.

$$MVG = \frac{G_{GC}}{A_{PA} \cdot 3600} \dots \text{Ec. III 33144} \quad \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ seg.}}$$

Donde: G_{GC} de ec. III 3358 lb/h

y A_{PA} de ec. III 33119 ft^2

Se lee la densidad (ρ_{GC}) de la fig. III 3333 conociendo la temp. de los gases de combustión.

Calculándose la cabeza velocidad C_{ve} de ec. III 33145.

$$C_{ve} = 0.003 (MVG)^2 / G_C \dots \text{ec. III 33145}$$

Cálculo de las pérdidas por fricción con ec. III 33146.

P_{fri}

$$NUM \text{ HIL} = \frac{\# \text{ TUBOS}}{\# \text{ TUBO HILERA}} \dots \text{Ec. III 33146 A}$$

$$P_{fri} = NUM \text{ hil} \cdot C_{ve}/2 \dots \text{Ec. III 33146}$$

Caída de presión en la chimenea y regulador de tiro.

Se calcula la temp. a salida de chimenea (T'_{SCH}) conociendo T_{CH} de fig. III 3326 y con ec. III 33147.

$$T'_{SCH} = T_{CH} - 100 \dots \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{Ec. III 33147}$$

Con esta temperatura se lee la densidad de fig. III 3333 - $\bar{\rho}_{GCS}$.

Se calcula el volumen del gas (V_g) mediante la ecuación - III 33148.

$$V_g = \frac{G_{GC}}{\bar{\rho}_{GCS} \cdot 3600} \quad \text{ft}^3/\text{seg.} \quad \text{ec. III 33148}$$

Sabiendo que la velocidad recomendada de los gases - en la chimenea es de 20 a 30 ft/s. = v_h se calcula el - área de chimenea A_{CH} ft^2 con ec. III 33149.

$$A_{CH} = \frac{V_g}{v_h} \dots \dots \text{Ec. III 33149.}$$

Y el diámetro mediante ec. III 33150.

$$D_{CH} = \sqrt{\frac{4 A_{CH}}{\pi}} \dots \dots \text{Ec. III 33150.}$$

D_{CH} se redondea a el entero de ft más cercano y se recalcula el área con ec. III 33151.

$$A_{CH} = \frac{\pi D_{CH}^2}{4} \dots \dots \text{Ec. III 33151}$$

Se despeja $V_R = V_{RCH}$ de ecuación III 33149 calculándose y comparandola con la velocidad recomendada si esta fuera - del rango se varía el diámetro.

Se calcula cabeza velocidad en chimenea C_{VCH} con ec. III 33152.

$$C_{VCH} = .003 (V_{RCH})^2 * \bar{P}_{GCS} \dots \text{Ec. III 33152}$$

Se supone una altura de chimenea (50 a 100 ft) y se calcula $\frac{L}{50D} = X \dots \text{ec. III 33153.}$

Calculandose la AP en CHIMENEA Y DAMPER (AP_{CHD}) con ec. - III 33154

$$AP_{CHD} = (D + X) * C_{VCH} \dots \text{Ec. III 33154.}$$

Se calcula el tiro total requerido con la ec. III 33155 -
TTR

$$TTR = TRTE + P_{frc} + AP_{CHD} \dots \text{Ec. III 33155.}$$

Conociendo el tiro de chimenea de fig. III 3332. Se calcula la altura de chimenea arriba de tubos ESCUDO con ec. III 33156 H_{CHATE}

$$H_{CHATE} = \frac{TTR}{T_{\Delta 0} 100} * 100 \dots \text{Ec. III 33156}$$

Sabiendo la altura real con ec. III 33157.

$$H_{REAL} = H_{CHATE} + H_R + H_H$$

En México se ha estimado una altura mínima para las chimeneas debido a los gases tóxicos que llevan los gases de combustión (compuestos de azufre principalmente SO_2) siendo esta altura de 105 ft desde el piso.

Obviamente, si el combustible es limpio no requerira más que la altura calculada para proporcionar el tiro suficiente.

La concentración máxima de contaminantes permitidos a nivel de piso para un tiempo de exposición máximo de 8 hr. se presenta en tabla 10

En vista de que se forma ácido sulfúrico que se va con los gases de combustión (en combustibles con contenido de azufre), existe la posibilidad de que este se condense en la boca de la chimenea por lo que se recomienda colocar los 5 ft últimos de la chimenea de acero inoxidable y colocandose refractarios para proporcionar una barrera entre los gases de combustión y la placa de la chimenea evitando el contacto de los ácidos con la superficie fría.

Se hace una tabla de resultados obtenidos.

CALENTADORES FUEGO DIRECTO

FECHA _____ (96)

CLAVE _____ SERVICIO _____ PROYECTO _____ L/M _____
 CAPACIDAD DISEÑO _____ BTU/HR _____ TIPO _____
 CAPACIDAD OPERACION _____ PAQUETE O ERECCION EN CAMPO _____

#	DESCRIPCION	TUBOS		QUEMADORES		
		ENTRADA	SALIDA	COMBUSTIBLE	GAS	ACEITE
1	FLUIDO					
2	FLUJO TOTAL			BTU/CU FT x LB		
3				PESO MOL		
4	LIQUIDO			SPG		
5	Sp. Gr.			PRES. DISPONIBLE		
6	VISCOSIDAD			PRES. REQUERIDA		
7				VISCOSIDAD		
8	VAPOR					
9	PESO MOLECULAR					
10	VISCOSIDAD			VAPOR PARA ATOMIZADO		
11	DENSIDAD (LB/FT ³)					
12	TEMP. OPERACION			PILOCANTE		
13	PRESION OPERACION			TIPO		
14	MAX. CAIDA PRESION			NUMERO		
15	TEMP. DISEÑO					
16	PRESION DISEÑO					
17	VELOCIDAD					
18						
19	MIN. CORROSION PERMITIDA					
20	EFICIENCIA (BASADA EN LHV)					
21	EXCESO DE AIRE					
22	MASSA VELOCIDAD					
23	CALOR DISIPADO/VOL DE AGUA					
24	NUMERO PASOS EN LOS TUBOS					
25	DIAGRAMA DE FASES O CURVAS REQ.					
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						

#	DESCRIPCION	RADIACION	TECHO	CONVECCION		OTROS
				ALETADO	SIN ALETA	
28	TEMP. RADIACION					
29	NUMERO					
30	D. E. TUBOS					
31	LONGITUD TUBOS					
32	PARED DEL TUBO					
33	SUPERFICIE					
34	SUPERFICIE TOTAL (POR SERPENTIN)					
35	FLUJO DE CALOR PROMEDIO					
36	CAL. TOT. ABSORB. (POR SERPENTIN)					
37	MATERIAL DE LOS TUBOS					
38	MAT. DE TUBOS (A.C. O S% NO ETC.)					
39	TEMPERATURA PROMEDIO DE PARED					
40	MAXIMA TEMPERATURA DE PARED					
41	N. DE SOLDADURAS DE CAMPO REQ.					
42	REFRACTARIO					
43	TIPO					
44	SOLDADO O ROLADO					
45	MATERIAL					
46	MATERIALES (A.C. O S% NO ETC.)					
47	TERMINALES					
48						
49	REFRACTARIO					
50						
51	TIPO - CUBAS, TUBO Y SOPORTES					
52	NUMERO					
53	MATERIALES					
54	ESCALERAS Y PLATAFORMAS					
55						
56						
57	NOTAS					
58						

1.3.4 Cálculos.

Siguiendo el METODO DE CALCULO TENEMOS:

Con tabla 1 y ecuaciones III 331 y III 332 se tienen -
las TASTM-D86 C sig.

TIE	10	30	50	70	90	Vol. Dest. %
179.6	229.1	363.65	509.84	685.47	705.53	TASTM-D86 C °F

Con ecuación III 333 tenemos pend. $ASTM_{10-70} = 7.606 \frac{^{\circ}F}{VAP}$

De fig. III 331 con el dato anterior y TASTM-D86 C. co
nocemos AF °F = -32°F

Con ec. III 334 obtenemos TEFV. 50% = 477.84

con ecuaciones III 335... obtenemos ATASTM °F y con -
fig III 332 el valor anterior y el % evap. obtenemos -
ATEFV.

% VOL.	AT ASTM °F	AT EFV °F
0-10	49.5	21.5
10-30	134.55	102.0
30-50	146.19	108.0
50-70	175.63	123.0
70-90	20.47	7.5

De ec. III 336 obtenemos pend. $ASTM VABP = 498.72 \text{ } ^{\circ}F$
conociendo TASTM D 86 C.

Tambien calculamos con ec. III 337 pend. ASTM₁₀ a 90
 = 5.955.

De ec. III 338 conociendo los valores anteriores.

$$\text{Radio} = 22.716$$

De ec. II.1 y tabla 1 (peso especifico).

$$^{\circ}\text{API} = 35.167 \text{ } ^{\circ}\text{API}$$

De fig. III 333 conociendo VABP y con ecuaciones III 339 y 9A obtenemos.

$$\text{MeABP} = 445.22^{\circ}\text{F}$$

$$\text{MABP} = 406 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

Con MeABP y gravedad API con fig. III 334 obtenemos -
 PM = 178 lb/lb MOL.

$$\text{Factor de Watson} = K = 11.4$$

De fig. III 335 conociendo $^{\circ}\text{API}$, conocemos densidad -
 rel. a 400 y 600 $^{\circ}\text{F}$ (Pret.) corrigiendo con la fig. -
 III 336 y ec. III 3395.

$$P_{400^{\circ}\text{F}} = 0.71 \text{ g/ml. } \text{ corregida a } P = 50 \text{ psig.}$$

$$P_{600^{\circ}\text{F}} = 0.6 \text{ g/ml. } \text{ corregida a } P = 15 \text{ psig.}$$

Graficando en fig. III 337 leemos $\frac{1}{2}$ evap. a.

$$400^{\circ}\text{F y } 61.58 \text{ PSIA} \quad \frac{1}{2} \text{ evap} = 6\%$$

$$600^{\circ}\text{F y } 26.58 \text{ PSIA} \quad \frac{1}{2} \text{ evap} = 53\%$$

Siguiendo el procedimiento L

con ec. III 3310 y figs. III 338.1 y 8.2 y III 339.1 y 9.2 obtenemos corrigiendose por presión con ec. III 3311.

$$\text{HK} = 11.0 = 272 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F Líquido y } 61.58 \text{ PSIA}$$

$$\text{HK} = 11.8 = 286 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F Líquido y } 61.58 \text{ PSIA}$$

$$\text{HK} = 11.0 = 395 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F Vapor y } 61.58 \text{ PSIA}$$

$$\text{HK} = 11.8 = 397 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F vapor y } 61.58 \text{ PSIA}$$

$$\text{HK} = 11.4 = 279 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F Líquido y } 61.58 \text{ PSIA.}$$

$$\text{HK} = 11.4 = 396 \text{ BTU/lb a } 400^{\circ}\text{F Vapor y } 61.58 \text{ PSIA.}$$

Siendo de ec. III 3312 $\Delta_{\text{VAP}} = 117 \frac{\text{BTU}}{\text{LB}}$ a 400°F y 61.58 PSIA .

a 600°F y 26.58 PSIA los resultados son:

$$\text{HK}_{11.0} = 404 \text{ BTU/lb Líq.} \quad \text{HK} = 11.0 = 504.58 \frac{\text{BTU}}{\text{LB}} \text{ Vap.}$$

$$\text{HK}_{11.8} = 426 \text{ BTU/lb Líq.} \quad \text{HK} = 11.8 = 515 \frac{\text{BTU}}{\text{LB}} \text{ Vap.}$$

Obteniendose: $\text{HK} = 11.4 = 418.5 \frac{\text{BTU}}{\text{LB}} \text{ Líq.}$

$$\text{HK} = 11.4 = 509.75 \text{ BTU/lb VAP.}$$

De ec. III 3312.

$$LVAP = 91.25 \frac{BTU}{Lb} \text{ a } 600^{\circ}F \text{ y } 15 \text{ PSIG.}$$

Gasto másico del aceite de ec. III 3312 A.

$$GM = 27.465 \text{ lb/seg.}$$

obteniendo G (BLS/D) de las bases de diseño = 8000 BL/D
y de tabla 1.

Obteniendose de ec. III 3313 y III 3314.

El calor que lleva el aceite a:

$$QEA = Q_{400^{\circ}F} = 7855.535 \text{ BTU/Seg.}$$

$$Q_{600^{\circ}F} = 12822.34 \text{ BTU/seg.}$$

Con ec. III 3315

$$QA = 298008.3 \frac{BTU}{hr}$$

$$Q'A = 4966.805 \frac{BTU}{seg.}$$

$$QA = 17.88 \frac{BTU}{hr}$$

Suponiendo eficiencia calentador de 0.8 y con ec. III

33.16 conocemos QL

$$Q'L = 6208.50 \text{ BTU/seg.}$$

$$QL = 22.35 \text{ MM BTU/hr.}$$

obtenemos PCS de tabla 2 y usando ec. III 3317 obtenemos.

$$G_{comb.} = \underline{1490.1 \text{ lb/hr.}}$$

De ec. III 3320 aire teórico $A_T = 11.25 \frac{\text{lb air}}{\text{lb comb.}}$

De ec. III 3321 y fijando un 30% aire en exceso obtenemos aire práctico. $A_P = 14.625 \frac{\text{lb air}}{\text{lb comb.}}$

Checando con ec. III 3322.

$$Q_A = 17.88 \text{ MM BTU/hr.}$$

De ecuación III 3324.

$$Q_R = 12516349 \text{ BTU/hr.}$$

De tabla flux recomendada = 10 000 BTU/hr ft²

Se leen presiones pseudocríticas de fig. III 338.2 y 9.2.

$$K = 11.0 \quad P_{PC} \text{ } 30^\circ \text{API} = 369 \text{ PSIA.}$$

$$P_{PC} \text{ } 40^\circ \text{API} = 475 \text{ PSIA.}$$

$$K = 11.8 \quad P_{PC} \text{ } 30^\circ \text{API} = 215 \text{ PSIA.}$$

$$P_{PC} \text{ } 40^\circ \text{API} = 290 \text{ PSIA.}$$

Obteniendo de ec. III 3326 P_{PCC}

$$P_{PCC} = 11.0 = 423.77 \text{ PSIA.}$$

$$P_{PCC} = 11.8 = 253.75 \text{ PSIA.}$$

De ec. III 3327 $P_{PCC} = 338.76 \text{ PSIA.}$

Se leen temperaturas pseudocríticas de fig. III 338.2 y 9.2.

$$K = 11.0 \quad T_{PC} 30^\circ API = 779^\circ F$$

$$T_{PC} 40^\circ API = 641^\circ F$$

$$K = 11.8 \quad T_{PC} 30^\circ API = 960^\circ F$$

$$T_{PC} 40^\circ API = 795^\circ F$$

$$\text{De ec. III 3328} \quad T_{PCC} \quad K = 11.0 = 708^\circ F$$

$$T_{PCC} \quad K = 11.8 = 875^\circ F$$

$$\text{De ec. III 3329} \quad T_{PCC} = 791^\circ F = 1251.5^\circ R$$

$$\text{De ec. III 3331} \quad T_{Ri} = 0.6869$$

$$T_{Rf} = 0.8466$$

$$\text{De ec. III 3332} \quad P_{Ri} = 0.1818$$

$$P_{Rf} = 0.0785$$

$$\text{De fig. III 3310} \quad z^{(0)}_i = 0.965, \quad z^{(0)}_f = 0.993$$

$$\text{De fig. III 3311} \quad z^{(1)}_i = .006, \quad z^{(1)}_f = 0.007$$

$$\text{De fig. III 3312} \quad \omega = 0.27$$

$$\text{De ec. III 3330} \quad z_{ini} = 0.966$$

$$z_{fin} = 0.995$$

De ec. III 3334

siendo el valor de $R = 10.731 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \text{ Abs ft}^3/\text{lb mol } ^\circ\text{R}$

$$P_{in} = 0.0069 \frac{\text{lb mol}}{\text{ft}^3}$$

$$P_{fin} = 0.0023 \text{ lb mol}/\text{ft}^3$$

De ec. III 3334 A y $PM = 178 \text{ lb}/\text{lb mol}$.

$$P_{ing} = 1.228 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$P_{fing} = 0.3245 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

nota las P_{ua} se convirtieron a lb/ft^3 multiplic. por
62.4 de ec. III 3335 y $P_{ic} = 480$ de fig. III 3313

$$400^\circ\text{F } \sigma_{LQ} = 11.893 \text{ DIN}/\text{cm}.$$

$$600^\circ\text{F } \sigma_{LQ} = 6.6115 \text{ DIN}/\text{cm}.$$

Leyendo la viscosidad con fig. III 3314.

$$M_L 400 = .34 \text{ Cp} \quad M_L 600 = 0.08 \text{ Cp}$$

Masa vel recom. de tabla 4 = de 150 a 200 $\text{lb}/\text{s ft}^2$

De ec. III 3337

Tubería Ced. 40 siendo $G_M = 27.465 \frac{\text{lb}}{\text{seg}}$ Masa Velocidad $\frac{\text{lb}}{\text{s ft}^2}$

DIAM. NOM.	3"	3 1/2"	4"	6"
DIAM. INT.	3.068"	3.548"	4.026"	6.065"
AREA TRANSV.	.0513 ft ²	.0687 ft ²	.0884 ft ²	.2006 ft ²
NUM. PASOS				
2	267.69	200	155.34	68.457
4	133.84	100	77.67	34.23
6	89.23	66.6	51.78	22.82
8	66.92	50.0	38.84	17.1143

Se elige número de paso = 2

Diámetro = 4 pulg. = d.

de ec. III 3338 y tabla 5 para acero aleación.

1/2 Mo. 1/2 Cr.

ASTM A-335

S = 13 500 psia a 800°F

$P_D = 100 \text{ Psig.}$ Ced. = 7.4 si aguanta la
tubería.

De ec. III 3339 A $W_{TOT} = 98874 \text{ lb/hr.}$ De ec. III 3339 W_V : de ec. III 3340 W_L

w_V = Gasto masico en 1 tubo lb/hr.

Entrada.

$$w_V = 2966 \text{ lb/hr} : w_L = 4647 \text{ lb/hr.}$$

Salida.

$$w_V = 26202 \text{ lb/hr} : w_L = 23235 \text{ lb/hr.}$$

De ec. III 3341 BX y III 3342 By.

Entrada BX = 296

400°F BY = 9837 Flujo burbuja.

Salida BX = 130.52

600°F BY = 166452.5 Flujo disperso.

De ec. III 3344 calculamos $G_{VV} = 0.6710 \text{ ft}^3/\text{S.}$ a -
condic. de entrada.

$$V_{vap} \text{ de ec. III 3343} = 7.59 \text{ ft/S.}$$

de ec. III 3347 y fig. III 3316A.

$$Cp_{400^\circ\text{F}} = 0.52 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F.}$$

$$R_0 = 1.986$$

$$PM = 178$$

$$K = 1.022$$

De ec. III 3346 $R' = 8.674$

De ec. III 3345 $V_S = 495.067 \text{ ft/S.}$

De ec. III 3348 # MACH = 0.0153 MACH.

NO ES FLUJO SONICO.

Acondiciones de salida.

$$G_{VV} = 36.898 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$V_{\text{vap}} = 208.9 \text{ ft/seg.}$$

$$C_{P_{600^\circ}} = 0.62$$

$$K = 1.0183$$

$$V_S = 548.63 \text{ ft/S}$$

$$\# \text{ MACH} = 0.38$$

Se recomienda que el # de mach para vapores se encuentre abajo de 0.25 para evitar problemas con el equipo

De fig. III 3314A se lee $M_V = 0.016 \text{ Cp a } 400^\circ\text{F}$

De ec. III 3349 $X^2 = 0.455 \text{ a } 400^\circ\text{F}$

$X = 0.6746 \text{ a } 400^\circ\text{F}$

De ec. III 3350 $Re = 2.9 \cdot 10^5$

De fig. III 3317 A $E/D = .00045$

De fig. III 3317 $f_v = 0.018$

- De ec. III 3351 $P_{100V} = 0.041 \text{ PSI/100 ft.}$
- De ec. III 3352.2 $\phi = 2.8313$
 $\phi^2 = 8.016$
- De ec. III 3353 $P_{100 \text{ BURBUJA}} = 0.3283 \text{ PSI/100 ft a } 400^\circ \text{ F}$
- A las condiciones de salida
 de fig. III 3314 A $M_V = 0.02$
- De ec. III 3349 $x^2 = 0.0143$
- De ec. III 3350 $Re = 2.055 \cdot 10^6$
- De fig. III 3317 A $E/D = .00045$
- De fig. III 3317 $\delta_v = .0165$
- De fig. III 3318 $\phi^2 = 3.8$
- De ec. III 3351 $P_{100V} = 9.1193 \text{ PSI/100 ft.}$
- De ec. III 3353 $P_{100 \text{ DISPERSO}} = 34.65 \text{ PSI/100 ft.}$
- De ec. III 3355 $H_{AE} = 286.0198 \text{ BTU/lb.}$
- De ec. III 3356 $T_{RE} = 413^\circ \text{ F}$
- De ec. III 3355 $H_{AS} = 466.86 \text{ BTU/lb.}$

De ec. III 3356 $T_{RS} = 663 \text{ BTU/lb.}$

Suponiendo una caída de presión del calentador de 20 psi de fig. III 337 $P_{salida} = 310 \text{ psia.}$

De ec. III 3357 $Pent. = 330 \text{ psia.}$

De fig. III 335 y III 336 y ec. III 339A tenemos:

$\rho_{413^{\circ}\text{F}} , \text{ATM} = 0.693 \text{ g/ml.}$ $\rho_{corr \text{ ENT.}} = 0.696 \text{ g/ml.}$

$\rho_{663^{\circ}\text{F}} , \text{ATM} = 0.55 \text{ g/ml.}$ $\rho_{corr \text{ SAL.}} = 0.553 \text{ g/ml.}$

a 30% exceso de aire y con fig. III 3320 $F_0 = 1.060 \text{ lb/mMBTU}$

De ec. III 3358 $G_{GC} = 24138 \text{ lb/hr} = 6.705 \text{ lb/seg.}$

De ec. III 3359 $A_R = 1251.635 \text{ ft}^2$

De ec. III 3360 $A_C = 536.417 \text{ ft}^2$

De ec. III 3360 A $q_C = 5.3637 \text{ MBTU/hr.}$

De ec. III 3361 $A_T = 1788.05 \text{ ft}^2$

De ec. III 3338 $Ced. 30 < Ced. 40 \text{ aguanta el tubo}$

De ec. III 3362 $A_U = 1.178 \text{ ft}^2$

De ec. III 3363 $L_R = 1062.5 \text{ ft. siendo } L_{CA} = 20 \text{ ft.}$

De ec. III 3364

$$\#T_R = 53.125 = 54 \text{ Tubos}$$

Caída de presión usando algoritmo de cálculo.

$$G = \text{Gasto} = 141.985 \text{ GPM/Tubo}$$

NOTA: estas literales solo

$$d = \text{Diam} = 4.026 \text{ pulg.}$$

se aplican en este -

$$n = \text{Densidad} = 43.41 \text{ lb/ft}^3$$

algoritmo.

$$W = \text{Viscos.} = .25 \text{ Cp.}$$

$$E = \text{rugosid.} = .0018$$

Datos a 413°F.

Para 663°F tenemos:

$$G = 178.701 \text{ GPM/TUBO}$$

$$d = 4.026 \text{ pulg.}$$

$$n = 34.491 \text{ lb/ft}^3$$

$$W = 0.1 \text{ Cp.}$$

$$E = .0018$$

Resultados obtenidos de programa de algoritmo.

a 413°F

a 663°F

E/D 4.47110^{-4}

$4.47 * 10^{-4}$

V 3.574 ft/S.

4.498 ft/S.

Re $3.099 * 10^5$

$7.7 * 10^5$

F 0.0179

0.017

P₁₀₀ $0.3192 \frac{\text{PSI}}{100 \text{ ft}}$

0.3820 psi.

P_{100 prom} = $0.35061 \text{ PSI/100 ft.}$

De ec. III 3373.

L_v = 16.775 ft

De ec. III 3373 A

#VBE = 53

De ec. III 3374

Lequ = 905.85 ft.

De ec. III 3375

L_{RR} = 1080 ft

De ec. III 3376

Leq_{TOT R} = 1985.85

De ec. III 3377

AP_R = $6.9626 \text{ psi en rad.}$

De ec. III 3378	$NTE = 4$
De ec. III 3379	$A' = 10 \text{ ft}$
De ec. III 3381	$A'SC = 3 \text{ ft.}$
De ec. III 3382	$b_H = 3.5 \text{ ft.}$
De ec. III 3383	$L_H = 4.95 \text{ ft.}$
De ec. III 3384	$NTH = 6 \text{ (Por lado)}$
De ec. III 3385	$H_{SR} = 13 \text{ ft.}$
De ec. III 3386	$Lex = 18.5 \text{ ft.}$
De ec. III 3387	$D'CCT = 0.671 \text{ ft.}$
De ec. III 3388	$STU = 21.793 \text{ ft}^2$
De ec. III 3389	$S_{RT} = 1176.822 \text{ ft}^2$
De ec. III 3390	$R'E = 1.78$

De fig. III 3321 conociendo $R'E$

$$\alpha = 0.92$$

De ec. III 3391	$A_{CPT E} = 50 \text{ ft}^2$
De ec. III 3392	$A_{CPT L} = 617 \text{ ft}^2$
De ec. III 3393	$\alpha_{Cp} = 618 \text{ ft}^2$
De ec. III 3394	$H_H = 3.5 \text{ ft}$
De ec. III 3395	$A_{EN} = 1210.15 \text{ ft}^2$
De ec. III 3396	$A_{R6} = 592.15 \text{ ft}^2$
De ec. III 3397	$ZA = 0.9582$
De ec. III 3398	$V_H = 2826 \text{ ft}^3$
De ec. III 3399	$L_{MH} = 9.43 \text{ ft.}$
De fig. III 3323	$P_{VP} = 0.221 \text{ ATM.}$
De ec. III 33100	$W = 2.084 \text{ ATM-ft}$
De fig. III 3324	$Emg = 0.42 \text{ suponiendo } T_{gases} = 1500^\circ\text{F}$
De fig. III 3325	$F_i = 0.58$
De ec. III 33101	$\alpha_{ACpF} = 358.44 \text{ ft}^2$ $QL / \alpha_{ACpF} = 62.354 \text{ BTU/hr ft}^2$

De fig. III 3326 $Q_{g2}/Q_L = 0.425$

De ec. III 33103 $Q_R / AC_{PF} = 34\ 603\ \text{BTU/hr ft}^2$

Se grafica en fig. III 3327.

De fig. III 3324 $Em_g = 0.40$ suponiendo T gases C = 1700°F.

De fig. III 3325 $F_i = 0.57$

De ec. III 33101.
 $\alpha AC_{PF} = 352\ \text{ft}^2$
 $Q_L / \alpha AC_{PF} = 63494\ \text{BTU/hr ft}^2$

De fig. III 3326 $Q_{g2}/Q_L = 0.485$

De ec. III 33103 $Q_R / AC_{PF} = 31430\ \text{BTU/hr ft}^2$
 graficando en fig. III 3327

Se lee: $T = 1585^\circ\text{F}$

De fig. III 3326 $Q_{g2}/Q_L = 0.45$

De ec. III 33104 $Q_R = 11.8455\ \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr.}}$

De ec. III 33105 $\text{Flux RAD} = 10\ 038.6\ \text{BTU/h ft}^2$

Se observa que el flux esta un poco arriba del flux recomendado pero por muy poco por lo que se considere bueno el valor.

De ec. III 33106 $AH = 119\ \text{BTU/Lb.}$

De ec. III 33106 A $H_{puente} = 347.86 \text{ BTU/hr.}$

De gráficas III 338.1 y 2 y 9.1 y 2 tenemos:

$$T_{11.0} = 517^{\circ}\text{F} \quad T_{11.8} = 512^{\circ}\text{F}$$

De ec. III 3356 $T_{puente} = 514.5^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33107 $T_{p/R} = 589^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33108 $T_{PPT} = 689.0^{\circ}\text{F}$

como esta temperatura esta cercana a 676°F se toma como buena esta temperatura.

Diseño secc. Convecc.

De ec. III 33109 $Q_{SC} = 6.0345 \text{ MMBTU/hr.}$

De ec. III 33110 $Q_{CH} = 3.7995 \text{ MMBTU/hr.}$

De ec. III 33111 $Q_{CH}/Q_L = 0.17$

De fig. III 3326 $T_2 = T_{CH} = 700^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33112 sabiendo que $T_1 = 1585^{\circ}\text{F}, T_2 = 700^{\circ}\text{F}$

$$t_1 = 413^{\circ}\text{F}, t_2 = 514^{\circ}\text{F}$$

$$LMTD = 595.2^{\circ}\text{F}$$

De ec. III 33113 $T_{PA} = 464^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33114 $T_{PT} = 564^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33115 $T_{gJ} = 1059^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33116 $T_{Pg} = 529.5^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33117 $A'_{SC} = 3 \text{ ft.}$

De ec. III 33118 $A'_{L} = 1.5 \text{ ft.}$

De ec. III 33119 $APA = 27.75 \text{ ft}^2$

De ec. III 33120 $M_{VG} = \underline{0.2416} \text{ lb/ft}^2 \text{ SCG}$

Cálculo de coeficientes de transferencia de calor.

De fig. III 3329 $h_{cc} = 3.4 \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

De fig. III 3330 $h_{CR} = 1.9 \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

De fig. III 3331 $h_{cw} = 9.8 \text{ BTU/hr ft}^3\text{ }^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33122 $h_{CTOT} = 15.1 \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

De ec. III 33123 $E_{hrT} = 0.5773 \text{ ft.}$

De ec. III 33124 $APh = 21.3601 \text{ ft}^2$

De ec. III 33125 $A_{th} = 87.172 \text{ ft}^2$

De ec. III 33126 $\delta_f = 0.1590$

De ec. III 33127 $h_{ccasa} = 17.5 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$

De ec. III 3366 $Re = 3.44 \cdot 10^5$

De ec. III 33129 $Pr = 5.6817$

Siendo $K = 0.069$

$Cp_i = 0.72$

$M = 0.1$

De ec. III 33128 $h_i = 281.942 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$

De ec. III 33130 $U_c = 16.48 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$

De ec. III 33131 $A_c = 707.51 \text{ ft}^2$

De ec. III 33133 $Num_{tubos} = 36.28 \text{ tubos.}$
40 tubos.

De ec. III 33135 $L_{RC} = 800 \text{ ft.}$

De algoritmo A.

CALCULO DE LA CHIMENEA

Sabemos que $T_{aire} = 77^{\circ}F$ de tabla 2

$T_{g\ comb.} = 1585^{\circ}F$

De fig. III 3332 $T_{IRO}/100\ ft = 1.07 \frac{Pulg\ H_2O}{100\ ft} = T_{io,100}$

De ec. III 33142 $T_{dQ} = 0.17655\ pulg\ H_2O$

De ec. III 33143 $T_{RTE} = 0.07345\ pulg.\ H_2O$

De ec. III 33144 $M_{UG} = 0.2416\ lb/ft^2\ seg.$

De fig. III 3333 $\bar{P}_{GC} = 0.022\ lb/ft^3$

De ec. III 33145 $C_{Va} = 0.00796\ pulg\ H_2O$

De ec. III 33146 $P_{FRI} = 0.0398$

De ec. III 33146 A $NUM\ HIL_c = 10$

De ec. III 33147 $T_{SCH} = 600^{\circ}F$

De fig. III 3333 $\bar{P}_{GCS} = 0.355\ lb/ft^3$

De ec. III 33148 $V_g = 188.87\ ft^3/s.$

De ec. III 33149 $A_{CH} = 7.5548\ ft^2$

De ec. III 33150	$D_{CH} = 3.1 \text{ ft} \approx 3 \text{ ft.}$
De ec. III 33151	$A_{CHR} = 7.0686 \text{ ft}^2$ $V_{CH} = 26.72 \text{ ft}^3/\text{s}$
De ec. III 33152	$C_{VCH} = 0.076 \text{ pulg H}_2\text{O}$
De ec. III 33153	$X = 0.333$
De ec. III 33154	$AP_{CHD} = 0.25 \text{ pulg H}_2\text{O}$
De ec. III 33155	$T_{TR} = 0.363 \text{ pulg H}_2\text{O}$
De fig. III 332	$T_{10,100R} = 0.78 \text{ pulg}/100 \text{ ft.}$
De ec. III 33156	$H_{CHATE} = 46.6 \text{ ft}$
De ec. III 33157	$H_{real} = 63.1 \text{ ft.}$

TABLA DE RESULTADOS OBTENIDOS:

CALENTADORES FUEGO DIRECTO

FECHA 120
20-V-85

CLAVE CADF 01 SERVICIO CALENTADOR DE CARGA PROYECTO _____ L/M _____

CAPACIDAD DISEÑO 22.35 MM³/HR TIPO (CABINA)

CAPACIDAD OPERACION 13.97 MM³/HR PAQUETE O ERECCION EN CAMPO _____ UNIDAD _____

		TUBOS		QUEMADORES	
1 FLUIDO	<u>ACEITE RECUPERADO</u>			COMBUSTIBLE	
2 FLUJO TOTAL	<u>98874</u> LBS/HR			GAS	<u>15000</u>
3		ENTRADA	SALIDA	BTU/CU FT o LB	
4 LIQUIDO	<u>98874</u> LBS/HR	<u>98874</u>	<u>98874</u>	PESO MOL.	
5 Sp. Gr.	<u>0.849</u>	<u>0.696</u>	<u>0.553</u>	SPG. PAPI	
6 VISCOSIDAD @ <u>100°F = 4.2</u> CP		<u>0.25</u>	<u>0.1</u>	PRES. DISPONIBLE PSIG	<u>40</u>
7				PRES. REQUERIDA PSIG	
8 VAPOR				VISCOSIDAD CBU	
9 PESO MOLECULAR	<u>178</u>			VAPOR PARA ATOMIZADO	PSIG
10 VISCOSIDAD				PILOTOS	(SI) (NO) SI
11 DENSIDAD (LB/FT ³)				FABRICANTE	
12 TEMP. OPERACION		<u>413</u>	<u>663</u>	TIPO	
13 PRESION OPERACION		<u>318.3</u>	<u>298.3</u>	NUMERO	<u>14</u>
14 MAX. CAIDA PRESION		MAX. <u>20</u>	CALC. <u>11.61</u>	DISEÑO ESTRUCTURAL	
15 TEMP. DISEÑO		<u>413</u>	<u>663</u>	CARGA VIENTO	
16 PRESION DISEÑO		<u>400</u>	<u>400</u>	CARGAS VIVAS	
17 VELOCIDAD		<u>3.574</u>	<u>4.498</u>	ZONA SISMICA	
18				DISEÑO CHIMENEA	
19 MIN. CORROSION PERMITIDA		MIN <u>0.1</u>	CALC. <u>0.12</u>	AUTOSOPORTADA (SI, NO)	SI
20 EFICIENCIA (BASADA EN LHV)		<u>0.8</u>		ALTURA MIN. FT.	<u>63.1</u>
21 EXCESO DE AIRE		<u>30</u>		PARED MIN. IN.	<u>36</u>
22 MASA VELOCIDAD		<u>155.34</u>		DISEÑO	
23 CALOR DISIPADO/VOL. DE HOGAR		BTU/FT ² HR. <u>7909</u>		PARED MIN. IN.	
24 NUMERO PASOS EN LOS TUBOS		<u>2</u>		ESPESOR	
25 DIAGRAMA DE FASES O CURVAS REQ.		VER FIGS. III 33-3 y 15			

	DISEÑO SERPENTIN		RADIACION		TECHO	CONVECCION		OTROS
						ALETADO	SIN ALETA	
26	TEMP. RADIACION		<u>413</u>	<u>514</u>				
27	NUMERO		<u>54</u>				<u>40</u>	
28	D.E. TUBOS		<u>4.5</u>	<u>4.5</u>			<u>4.5</u>	
29	LONGITUD TUBOS		<u>20</u>	<u>20</u>			<u>20</u>	
30	PARED DEL TUBO		<u>.237</u>				<u>.237</u>	
31	SUPERFICIE UNIT.		<u>1.178</u>				<u>1.178</u>	
32	SUPERFICIE TOTAL (POR SERPENTIN)		<u>1778</u>				<u>707.51</u>	
33	FLUJO DE CALOR PROMEDIO		<u>10038 BTU/h ft²</u>				<u>10038</u>	
34	CALOT. ABSORB. (POR SERPENTIN)		<u>11845500</u>				<u>6034500</u>	
35	MATERIAL DE LGS TUBOS		<u>A 335</u>	<u>1/2 MO</u>	<u>1/2 Cr.</u>		<u>A 35</u>	<u>1/2 MO 1/2 Cr</u>
36	MATEO TUBOS (A.C. 0.5% NO ETC.)						<u>564</u>	
37	TEMPERATURA PROMEDIO DE PARED		<u>689</u>				<u>800</u>	
38	MAXIMA TEMPERATURA DE PARED		<u>900</u>					
39	NO. DE SOLDADURAS DE CAMPO REQ.							
40	FABRICANTE							
41	TIPO							
42	SOLDADO O ROLADO							
43	MATERIAL		<u>A 335</u>			<u>A 335</u>		
44	MATERIALES (A.C. 0.5% NO ETC.)		<u>1/2 MO</u>	<u>1/2 Cr</u>		<u>1/2 MO</u>	<u>1/2 Cr</u>	

45	TERMINALES							
46	REFRACTARIO							
47	TIPO - GUIAS, TUBO Y SOPORTES							
48	NUMERO							
49	MATERIALES							
50	ESCALERAS Y PLATAFORMAS							
51	NOTAS							

III 3 4. INSTRUMENTACION DEL EQUIPO**VER FIG. III 34.1****IV DIAGRAMAS:****VER FIGS. IV.****V Costo y rentabilidad del proceso.**

Por falta de los datos económicos necesarios para el desarrollo de este punto, así como por la complejidad del mismo (su desarrollo abarcaría toda una tesis) no se calculará el costo y rentabilidad del proceso.

VI. CONCLUSIONES.

A partir de datos experimentales sencillos y siguiendo el método desarrollado en este trabajo, se logró el diseño de un calentador a fuego directo tipo cabina localizado en una planta fraccionadora de aceites recuperados de un proceso de refinación de petróleo, este método de diseño fué integrado tomando como base el método de Winpress al cual se le adicionaron varios procedimientos, necesarios para poder utilizar partiendo de los datos con que se cuentan, dicho método.

Para respetar criterios de diseño especificados en esta tesis se determinaron resultados de gran peso, como la presión de diseño del calentador, número de tubos, diámetro de tubos, etc.

Este método de cálculo es mejor que el método de Winpress pues se puede partir desde datos experimentales sencillos lográndose el diseño del calentador contando con un mínimo de datos del fluido, siendo también en el tramo en el que se superpone con el método de Winpress, un método más sencillo por las suposiciones que se toman, perdiéndose un poco de exactitud pero ahorrándose en tiempo.

Con respecto al proceso el uso de este calentador de carga en este proceso es adecuado ya que si no se coloca este equipo la carga que manejará el rehervidor de la torre será muy alta por lo que resultará un rehervidor muy gran

de. Teniendo en cuenta el costo resulta más barato calentar con combustóleo, que intercambiar calor con vapor.

Ahora si se compara el calentador a presión alta con un calentador a baja presión se ve que el coeficiente de transferencia de calor es mucho mejor en el calentador diseñado que en uno a baja presión.

BIBLIOGRAFÍA.

- | | | |
|---|--|---|
| V.B. GUTHRIE | PETROLEUM PRODUCTS HAND BOOK
ED. Mc GRAW-HILL BOOK COMPANY | 1-1 a 1-29
5a. Ed. NEW YORK 1960 |
| D.Q. KERN | PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
ED. CECSA 8a. IMP. | 777 a 810, 908, 914, 920
MEXICO 1978. 926, 928 |
| A.S. FAOST | PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS
ED. CECSA. 11a. IMP. | 677 y 681
MEXICO 1978 |
| R.H. PERRY | MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
ED. Mc GRAW-HILL 5a. Ed. (2a. en Español). | 6.40 6.41
MEXICO 1983 |
| CRANE | FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES
FITTINGS, AND PIPE
TECHNICAL PAPER No.410 | 4-1 a 4-6, B-16, B-17 |
| IMP | CURSO DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOMO
ED. IMP. Subdirección de Desarrollo -
Profesional. | VII-1 a VII-228 |
| ALTGELT-GOUW | CHROMATOGRAPHY IN PETROLEUM ANALYSIS
ED. DEKKER 1a. Ed. NEW YORK. 1979 | 75 a 89 y 150 |
| ASTM | 1977 ANNUAL BOOK OF ASTM STANDARDS.
PART. 40
PHILADELPHIA
Pa 19103 | ANSI /ASTM D 1298 - 67
D 88 - 56
ANSI/ASTM D 96-73 AP-2542
D -129 - 64 |
| I REUNION NACIONAL SOBRE PROBLEMAS DE CONTAMINACION
AMBIENTAL 1973. UNIDAD DE CONGRESOS
CENTRO MEDICO. NAL. Vol. 1 y 2. | | 290-91, 335-339,
827-828 837-840 |
| PEMEX | GERENCIA DE PLANEACION Y DESARROLLO
DE REFINERIAS - PLANTAS PROCESADORAS
DE RECUPERADOS DE PLANTAS .
Ed. PEMEX. | 1 - 16 |
| R-KERN-HOFFMANN | HIDROCARBON PROCESSING OCTOBER 1969
VOL. 48 NUM.10 | 105 a 116 |

R N WATKINS	PETROLEUM REFINERY DISTILLATION 2a. Ed. Ed. GULF PUBLISHING COMPANY HOUSTON, TEXAS 1979	3 - 5
PEMEX	SPCO. GPI PLANTA FRACCIONADORA DE ACEITES RECUPERADOS. BASES DE DISEÑO	1 - 8
PEMEX	NORMA CT-200 FLUJO DE FLUIDOS.	1 - 30
J. L. E. CRUZ CASTI LLO.	ESTUDIO DE EMISION ACEITOSA Y SU PO SIBLE CONTROL EN LA REFINERIA DE SA LINA CRUZ, OAX. MEXICO, D. F. TESTIS FAC. QUIMICA UNAM.	42 - 45 1978
VAN WINKLE	DISTILLATION 1a. Ed. Mc GRAW-HILL Inc. 1967	127 - 157
TRINKS AND MAWHINNEY	INDUSTRIAL FURNACES 5a. Ed. Ed. WILEY Vol. I y 2.	V.1 1-15 V.2 4-5
ROSS	LA INDUSTRIA Y LA CONTAMINACION DEL AIRE. ED. DIANA 1974 MEXICO 1a. Ed.	37-65
W. L. NELSON	REFINACION DE PETROLEOS ED. REVERTE, S. A. 3a. Ed. (1a. Español). Barcelona, España.	21-30 34-88 139-185 381-385 472-474
API	TECHNICAL DATA BOOK PETROLEUM REFINING. ED. API DIVISION OF REFINING. WASHINGTON D.C. 1970 2a. Ed.	2-1 a 2-16, 3-9 a 3-18, 6-53 a 6-60, 7-93 a 7-103 7-165 a 7-168

TABLA I

ANALISIS CARACTERISTICO DE ACEITE RECUPERADO EN TRAMPAS

REFINERIA "MIGUEL HIDALGO"

<u>PRUEBAS</u>	<u>RESULTADOS</u>
PESO ESPECIFICO (60°F/60°F)	0.849
VISCOSIDAD A 100°F	4.2 Cp.
AGUA LIBRE	0.4 %
AZUFRE	1.58%

DESTILACION ASTM D 86

VOLUMEN DESTILADO	TIE	10%	30%	50%	70%	90%
TEMPERATURA °F (T ASTM D 86)	179.6	229.1	363.65	503.6	653.54	688.1

TABLA 2

SERVICIOS AUXILIARES DISPONIBLES EN LA REFINERIA DE TULA, HGO.

1.- VAPOR

a) 275 PSIG 520°F

b) 50 PSIG 298°F

2.- AIRE DE SERVICIOS

100 PSIG 100°F

3.- AIRE DE INSTRUMENTOS

100 PSIG 100°F

4.- AGUA DE ENFRIAMIENTO

Suministro: 50 PSIG 90°F

Retorno : 30 PSIG 115°F

5.- ENERGIA ELECTRICA

4160 Volts 3 Fases 60 Ciclos

440 Volts 3 Fases 60 Ciclos

115 Volts 1 Fase 60 Ciclos

6.- GAS COMBUSTIBLE

40 PSIG PCS 900 BTU/PIE³

7.- COMBUSTOLEO

40 PSIG PCS 15000 BTU/LB.

8.- AGUA DE SERVICIOS

40 PSIG 100°F

9.- AGUA CONTRA INCENDIO

100 PSIG 100°F

TABLA No. 3

Valores típicos recomendados de fluxes en la sección de radiación (Tubos espaciados dos diámetros nominales teniendo una pared de refractario tras ellos)

SERVICIO	VALOR DE FLUX PROMEDIO Btu/hr pie ²
Calentador atmosférico de crudo	10,000 - 14,000
Calentador al vacío de crudo	8,000 - 10,000
Rehervidores (En general)	10,000 - 12,000
Calentadores de aceite térmico en circuito cerrado	8,000 - 10,000
Calentador de carga al reformador catalítico y servicio de recalenta- miento.	7,500 - 12,000
Calentadores de coquización	10,000 - 11,000
Rompedores de viscosidad-sección de calentamiento	9,000 - 10,000
Rompedores de viscosidad-sección de reacción	6,000 - 7,000
Calentador de la Planta desasfaltadora de propano.	8,000 - 9,000
Calentador de Planta Reductora de acei- tes lubricantes.	7,500 - 8,500
Calentadores de Planta Tratadora de Hidrocarburos	10,000
Sobrecalentadores de vapor.	9,000 - 13,000
Calentador de carga al reactor de la planta Catalítica.	10,000 - 11,000

TABLA No. 4

Flujos Masa-velocidad típicos recomendados

SERVICIO	FLUJO MASA - VELOCIDAD Lbs/Seg pie ²
Calentador atmosférico de crudo	175 - 250
Calentador al vacío de crudo	60 - 100
Rehervidores (En general)	150 - 250
Calentadores de aceite térmico en circuito cerrado	350 - 450
Calentador de carga al reformador catalítico y servicio de recalentamiento	45 - 70
Calentadores de coquización	350 - 450
Calentadores de la Planta Tratadora de Hidrocarburos.	150 - 200
Sobrecalentadores de vapor	30 - 75
Secciones para generación de vapor	100 - 150
Calentador de carga al reactor de la planta catalítica.	300 - 400

TABLA 6

DATOS PARA TUBERIAS DE ACERO COMERCIAL

SCHEDULE	DIAMETRO NOMINAL		ESPESOR	DIAMETRO INTERNO		FUNCIONES DE DIAMETRO INTERNO (EN PULGADAS)					AREA TRANSVERSAL TUBERIA	
	INCHAS	MILLIMETROS		INCHAS	MILLIMETROS	d^2	d^3	d^4	d^5	A_{int}	A_{ext}	
										in^2	cm^2	
Schedule 10	14	14	0.250	13.5	1.125	181.25	2408.4	33215.	448400.	143.74	0.994	
	16	16	0.250	15.5	1.250	240.25	3723.9	57720.	894640.	188.69	1.310	
	18	18	0.250	17.5	1.4583	306.25	5359.4	93789.	1641309.	240.51	1.678	
	20	20	0.250	19.5	1.625	380.25	7014.9	144590.	2819500.	298.45	2.074	
	24	24	0.250	23.5	1.950	551.25	12977.	304968.	7167830.	433.74	3.012	
30	30	0.312	29.376	2.448	862.95	23350.	744254.	21964218.	677.76	4.707		
Schedule 20	8	8	0.625	0.250	0.113	0.0771	66.01	536.38	4359.3	35409.	51.65	0.3601
	10	10	0.250	10.25	0.3542	109.06	1076.9	11838.	13141.	82.52	0.5731	
	12	12	0.250	12.25	1.021	150.06	1838.3	23518.	275455.	117.84	0.8185	
	14	14	0.312	13.376	1.111	178.92	2393.3	31012.	428185.	140.52	0.9758	
	16	16	0.312	15.376	1.281	236.42	3635.3	65044.	839442.	185.69	1.290	
Schedule 30	8	8	0.312	17.376	1.448	301.92	5246.3	91156.	1583978.	237.13	1.647	
	10	10	0.375	19.250	1.604	379.50	7133.3	137317.	2643352.	291.04	2.021	
	12	12	0.375	21.25	1.937	540.56	12548.	292206.	6783832.	474.56	2.948	
	14	14	0.500	29.000	2.417	841.0	24309.	707251.	20511149.	660.32	4.587	
	16	16	0.625	0.071	0.676	65.16	535.78	4243.3	34248.	51.76	0.3553	
Schedule 40	10	10	0.307	10.136	0.8447	102.74	1041.4	18559.	106907.	80.69	0.5603	
	12	12	0.330	12.000	1.0075	146.17	1767.2	21360.	258304.	114.80	0.7977	
	14	14	0.375	13.25	1.1042	175.56	2324.2	30821.	408394.	137.89	0.9575	
	16	16	0.375	15.25	1.2708	233.56	3546.6	54004.	824801.	182.65	1.268	
	18	18	0.438	17.124	1.4278	293.23	5021.3	85984.	1472397.	230.30	1.599	
Schedule 60	20	20	0.500	19.000	1.5833	341.00	6859.0	126321.	2376099.	283.53	1.969	
	24	24	0.562	22.876	1.9063	523.31	11971.	273853.	6364783.	411.00	2.854	
	30	30	0.625	26.75	2.3438	876.56	23766.	663101.	19642160.	642.18	4.508	
	3/8	0.403	0.068	0.249	0.0224	0.0734	0.0196	0.003242	0.00141	0.037	0.00040	
	1/2	0.340	0.068	0.364	0.0303	0.1325	0.0482	0.01756	0.00639	0.104	0.00072	
5/8	0.675	0.091	0.493	0.0411	0.2430	0.1196	0.05905	0.02912	0.191	0.00133		
Schedule 80	1/2	0.840	0.109	0.622	0.0318	0.3869	0.2406	0.1497	0.09310	0.304	0.00211	
	3/4	1.060	0.113	0.824	0.0687	0.679	0.6595	0.4010	0.3799	0.533	0.00371	
	1	1.315	0.133	1.049	0.0674	1.108	1.154	1.210	1.270	0.864	0.00600	
	1 1/4	1.640	0.140	1.350	0.1180	1.904	2.628	3.625	5.005	1.495	0.01040	
	1 1/2	1.900	0.145	1.610	0.1342	2.593	4.173	6.718	10.62	2.036	0.01416	
Schedule 100	2	2.375	0.154	2.067	0.1722	4.272	8.431	16.250	37.72	3.355	0.02330	
	2 1/2	2.675	0.203	2.469	0.2057	6.096	15.461	37.161	91.75	4.768	0.03372	
	3	3.500	0.216	3.068	0.2557	9.413	28.378	86.508	271.0	7.393	0.05130	
	3 1/2	4.000	0.226	3.548	0.2957	12.59	44.643	150.51	562.2	9.486	0.06370	
	4	4.500	0.237	4.026	0.3333	16.21	65.250	262.76	1050.	12.730	0.08840	
Schedule 120	5	5.563	0.250	5.047	0.4206	25.47	128.26	648.72	3275.	20.006	0.1390	
	6	6.625	0.280	6.065	0.5054	36.78	223.10	1357.8	8306.	28.891	0.2006	
	8	8.625	0.322	7.981	0.6651	63.70	506.36	4057.7	32300.	50.027	0.3474	
	10	10.75	0.365	10.02	0.8350	100.4	1806.0	10000.	101000.	78.855	0.5475	
	12	12.75	0.406	11.938	0.9945	142.5	2701.3	29306.	242478.	111.93	0.7773	
Schedule 150	14	14.0	0.438	13.124	1.0937	172.24	2260.5	29666.	389400.	136.20	0.9394	
	16	16.0	0.500	15.000	1.250	275.0	3375.0	50625.	759375.	176.71	1.2222	
	18	18.0	0.562	16.876	1.4063	344.0	4806.3	81111.	1368820.	223.68	1.5533	
	20	20.0	0.593	18.814	1.5678	354.0	6459.5	125320.	2357244.	278.00	1.9305	
	24	24.0	0.687	22.626	1.8355	511.9	11563.	262040.	5929784.	402.07	2.7921	
Schedule 200	8	8.625	0.400	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329	
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	93.06	926.06	9030.4	80810.	74.66	0.5183	
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	136.16	1871.4	18264.	212599.	106.16	0.7373	
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26961.	345400.	128.96	0.8956	
	16	16.0	0.686	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	663610.	169.44	1.1766	
Schedule 300	18	18.0	0.750	16.500	1.3750	272.25	4492.1	74120.	1222982.	213.83	1.4849	
	20	20.0	0.812	18.376	1.5313	337.60	6265.2	110028.	2096342.	265.21	1.8417	
	24	24.0	0.968	22.064	1.8287	486.82	10741.	236994.	3720836.	382.35	2.6551	
	1/8	0.405	0.045	0.218	0.0174	0.0462	0.009768	0.002134	0.000459	0.026	0.00025	
	1/4	0.540	0.119	0.302	0.0252	0.0912	0.0275	0.003317	0.001513	0.072	0.00050	
3/8	0.675	0.126	0.413	0.0353	0.1709	0.0757	0.03208	0.01354	0.141	0.00090		
Schedule 400	1/2	0.840	0.147	0.546	0.0435	0.2401	0.1628	0.06586	0.04652	0.234	0.00163	
	3/4	1.060	0.150	0.742	0.0618	0.3586	0.4085	0.3012	0.2709	0.433	0.00300	
	1	1.315	0.179	0.957	0.0792	0.5134	0.6768	0.5027	0.3827	0.710	0.00479	
	1 1/4	1.640	0.191	1.178	0.1063	0.643	1.007	1.0667	1.009	1.283	0.00691	

TABLA 7

AREA UNITARIA PARA TUBOS CON ALETAS

AU = PIE²/PIE LONG.

DIAM. NOMINAL	3 1/2"		4"		6"	
NUM. ALETAS POR PULG ESPESOR ALETAS	3 0.1"	5 0.05"	3 0.1"	5 0.05"	3 0.1"	5 0.05"
ALTURA ALETAS						
1/2"	4.6598	7.0025	5.1826	7.7882	7.4080	11.1854
5/8"	5.6850	8.6947	6.3066	9.6445	8.9490	13.6758
3/4"	—	—	7.4806	11.5755	10.5390	16.3118
7/8"	—	—	—	—	12.1790	19.0278
1"	—	—	—	—	13.8680	21.2848
1 1/8"	—	—	—	—	15.6050	24.7098
1 1/4"	—	—	—	—	17.3900	27.3628

TABLA 8

AREA UNITARIA PARA TUBOS CON BIRLOS

Los birlos son de un diámetro de 1/2" y espaciados longitudinales a cada pulgada.

$$AU = \text{ft}^2/\text{ft LONG.}$$

D.NOM. TUB. BIRLOS P/PLA- NO.	3 1/2"		4"	6"
	ALTIMA BIRLOS 3/4"	1"	1"	1 3/4"
5	1.537	1.701		
6	1.636	1.823		
7	1.734	1.963		
8	1.832	2.094	2.225	
9	1.930	2.225	2.366	
10	2.028	2.355	2.486	
11	2.126	2.486	2.617	
12	2.225	2.617	2.748	
13	2.323	2.748	2.879	
14			3.010	4.941
15			3.141	5.170
16				5.390
17				5.678
18				5.857
19				6.085
20				6.315
21				6.554
22				6.774


 MAS COMUNENTE USADOS

TABLA 9

SEPARACION DE QUEMADORES A TUBOS

<u>LIBERACION MAX. QUEM.</u> MMBTU/hr	DIST. VERTICAL MINIMA.	DIST. CENTRO QUEM. A TUBOS .
2	6 ft	2 ft 6 pulg.
4	10 ft	3 ft
6	14 ft	3 ft 6 pulg.
8	20 ft	4 ft
10	24 ft	4 ft 6 pulg.
CADA 2 MMBTU/Hr MAS	AGREGAR 4 ft	AGREGAR 6 PULG.

TABLA 10

CONCENTRACION MAXIMA DE CONTAMINANTES PERMITIDOS
A NIVEL DE PISO

NO	25 PPM
NO ₂	5 PPM
HNO ₃	2 PPM
SO ₂	10 PPM
CO ₂	5000 PPM
CO	50 PPM

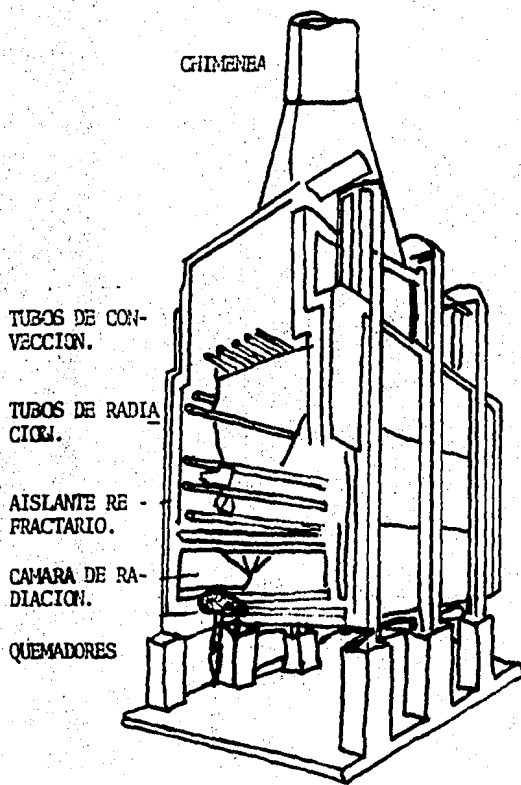
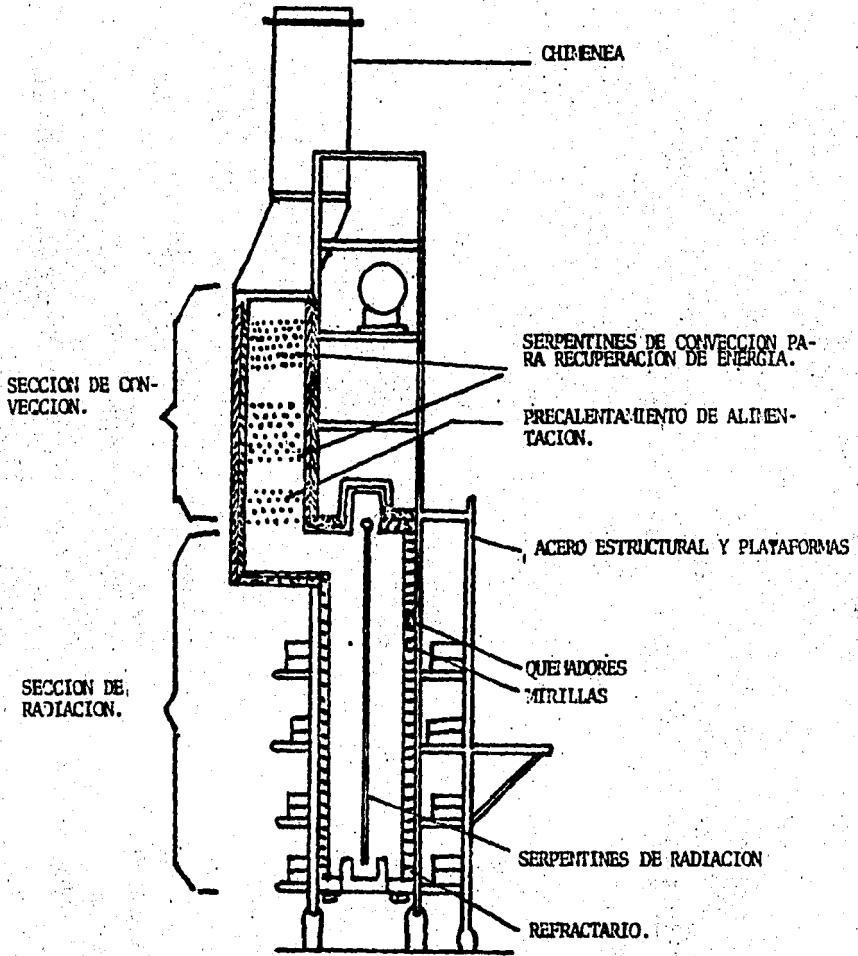


FIG. III.1

CALENTADOR HORIZONTAL



CALENTADOR VERTICAL

FIG. III 2

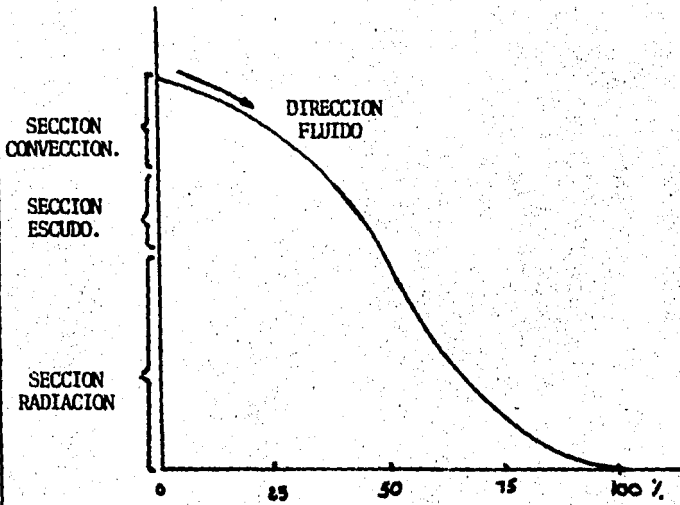


FIG. III 3 PERAL DE DISTRIBUCION DE CALOR PARA LAS DIFERENTES SECCIONES DE UN CADF

FORMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

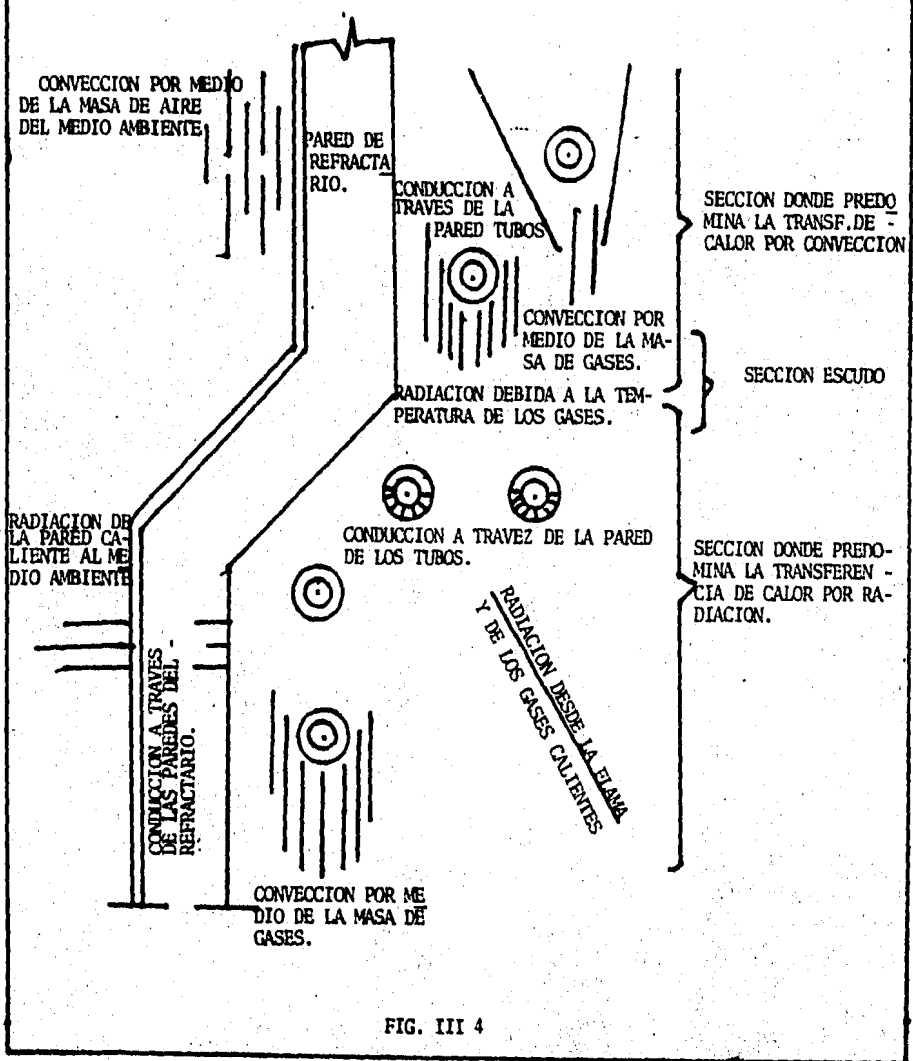


FIG. III 4

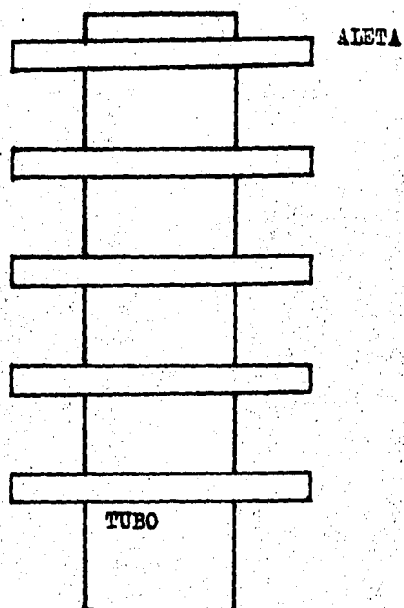


FIG. III. 5 TUBO ALLETADO

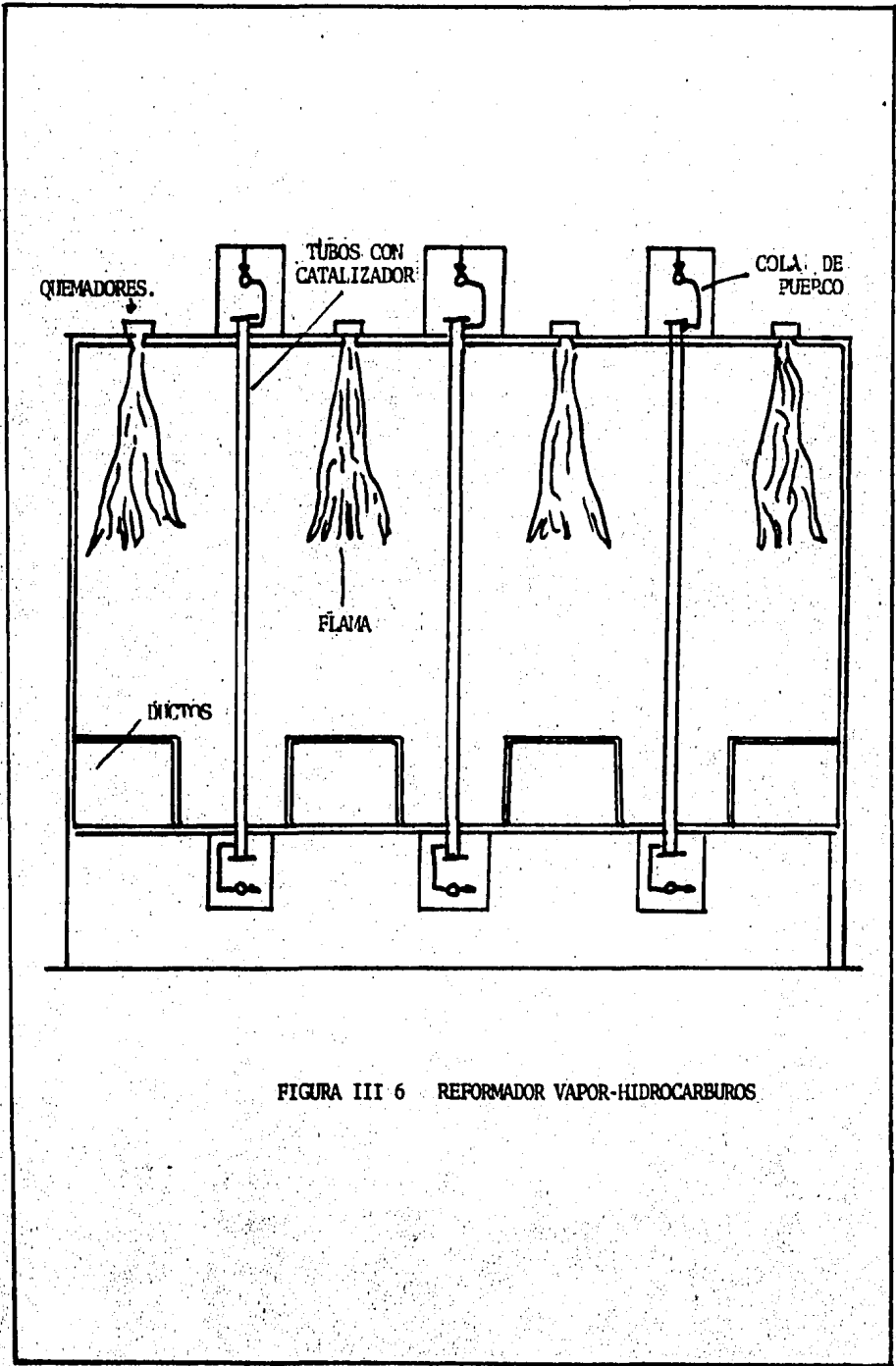
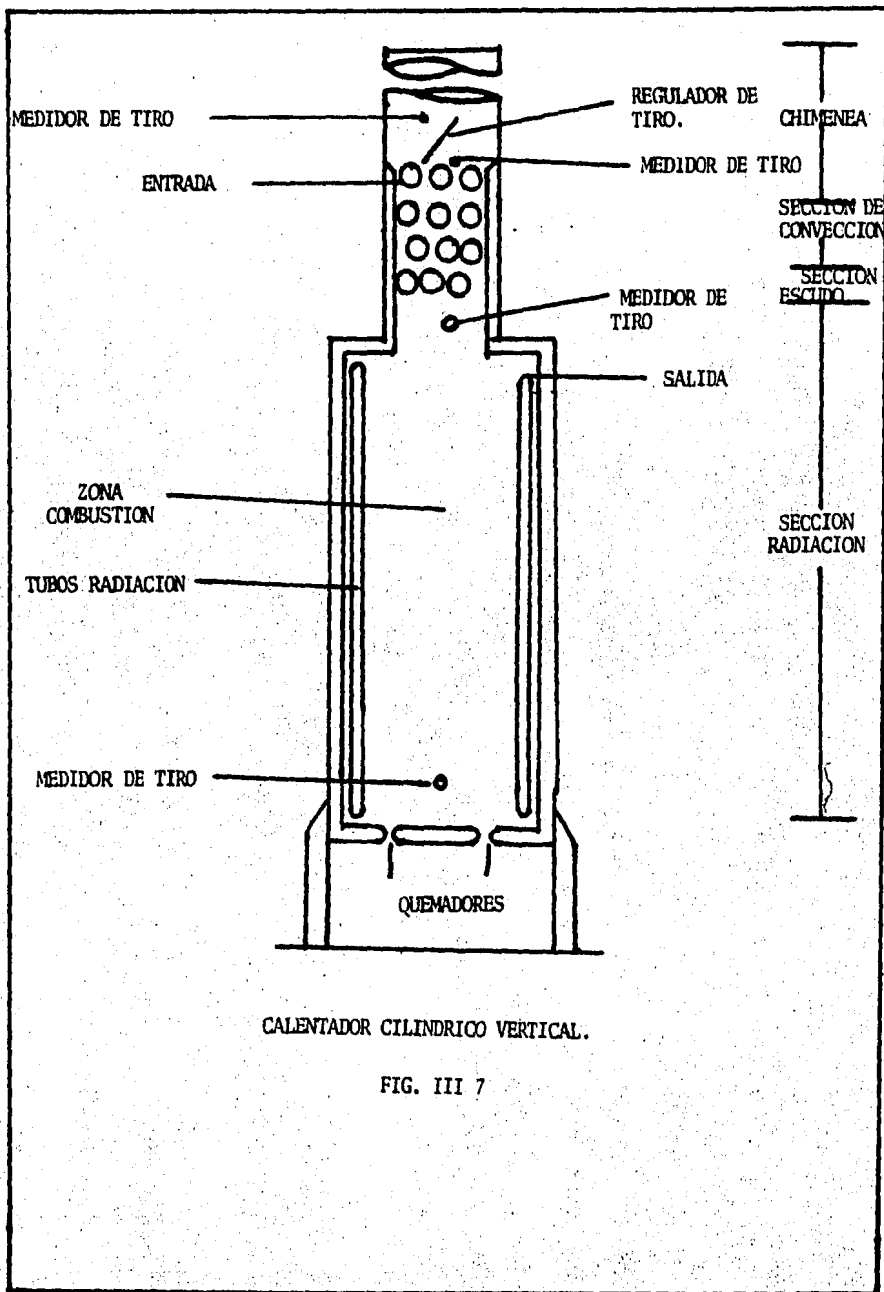
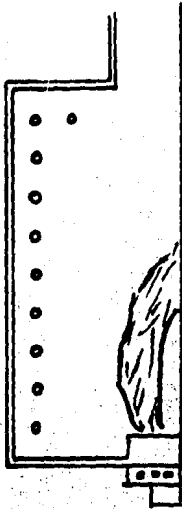
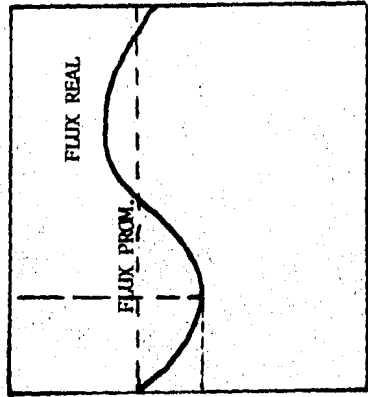


FIGURA III 6 REFORMADOR VAPOR-HIDROCARBUROS





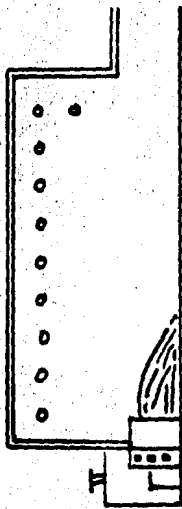
ALTURA DEL CAFD



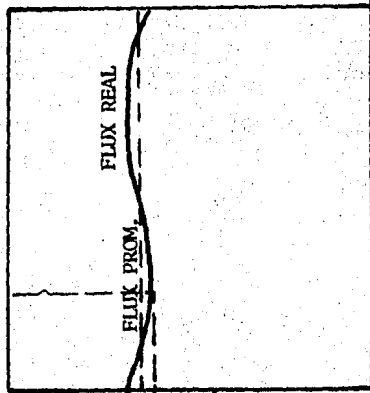
FLUX MAX.

FLUX

A.- QUEMADORES DE TIRO NATURAL.



ALTURA DEL CAFD



FLUX MAX.

FLUX

B.- QUEMADORES DE TIRO FORZADO

FIG. III 7A PERFIL DE FLUX LONGITUDINAL

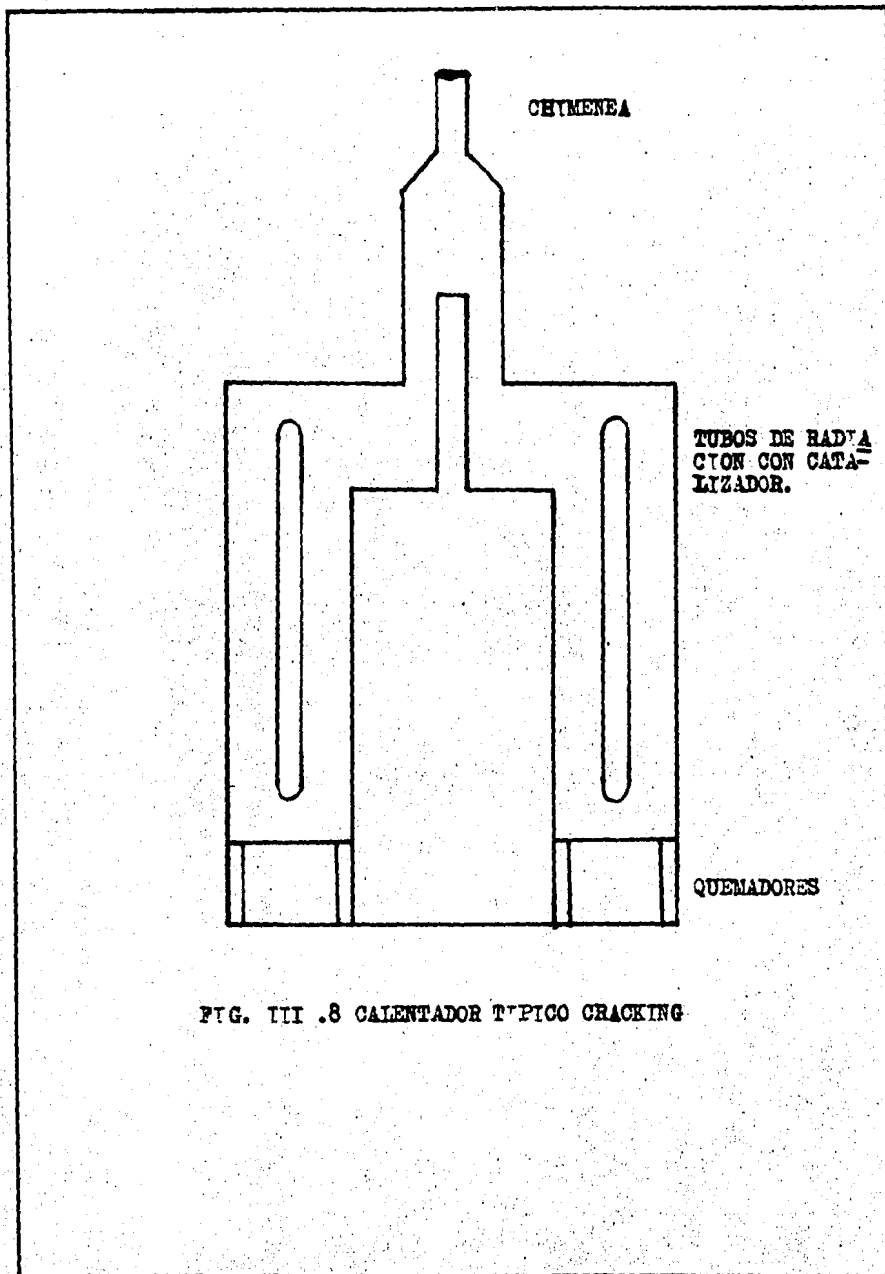


FIG. III .8 CALENTADOR TÍPICO CRACKING

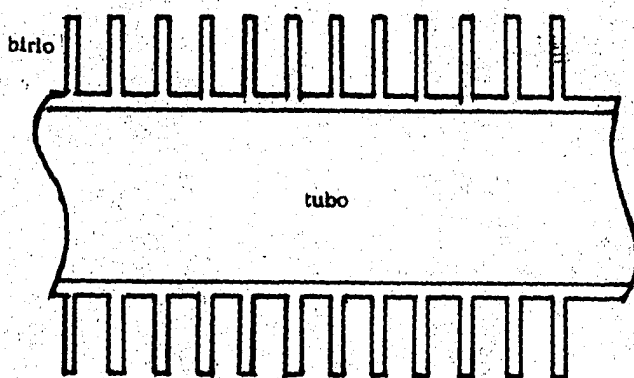
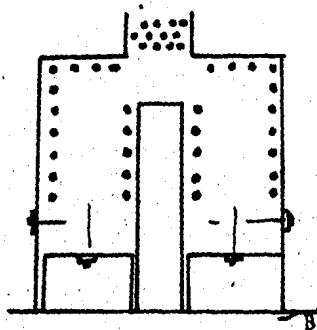
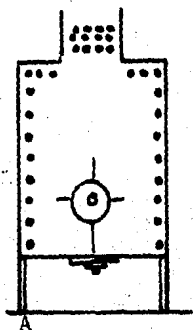
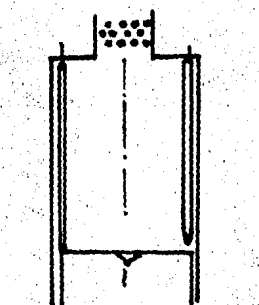


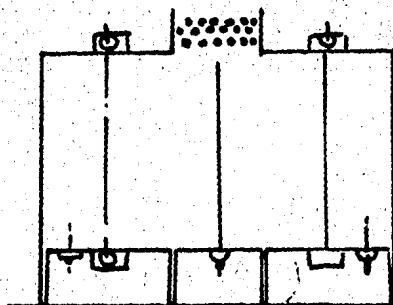
FIG. III 9 TUBO BIRLADO.



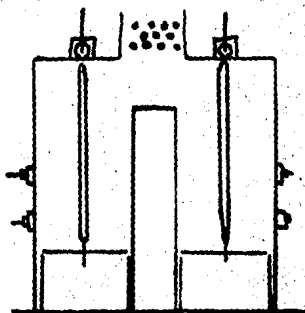
TIPO CAJA CON TUBOS HORIZONTALES



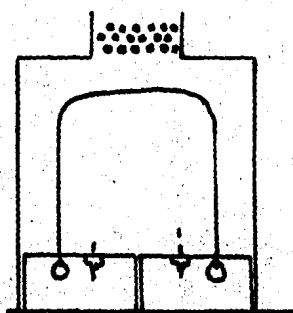
C. CILINDRICO VERTICAL



D. TIPO CAJA CON TUBOS VERTICALES.

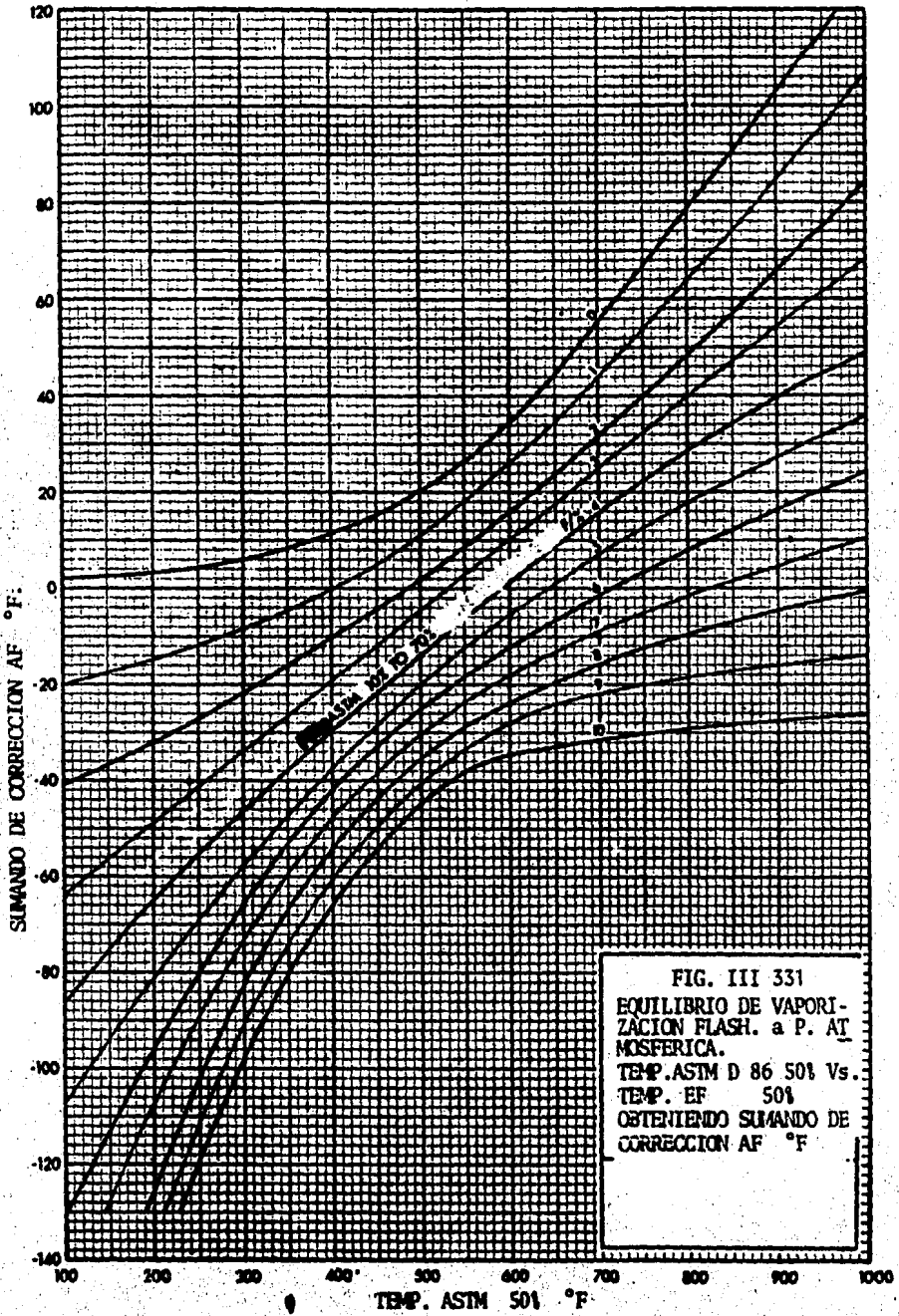


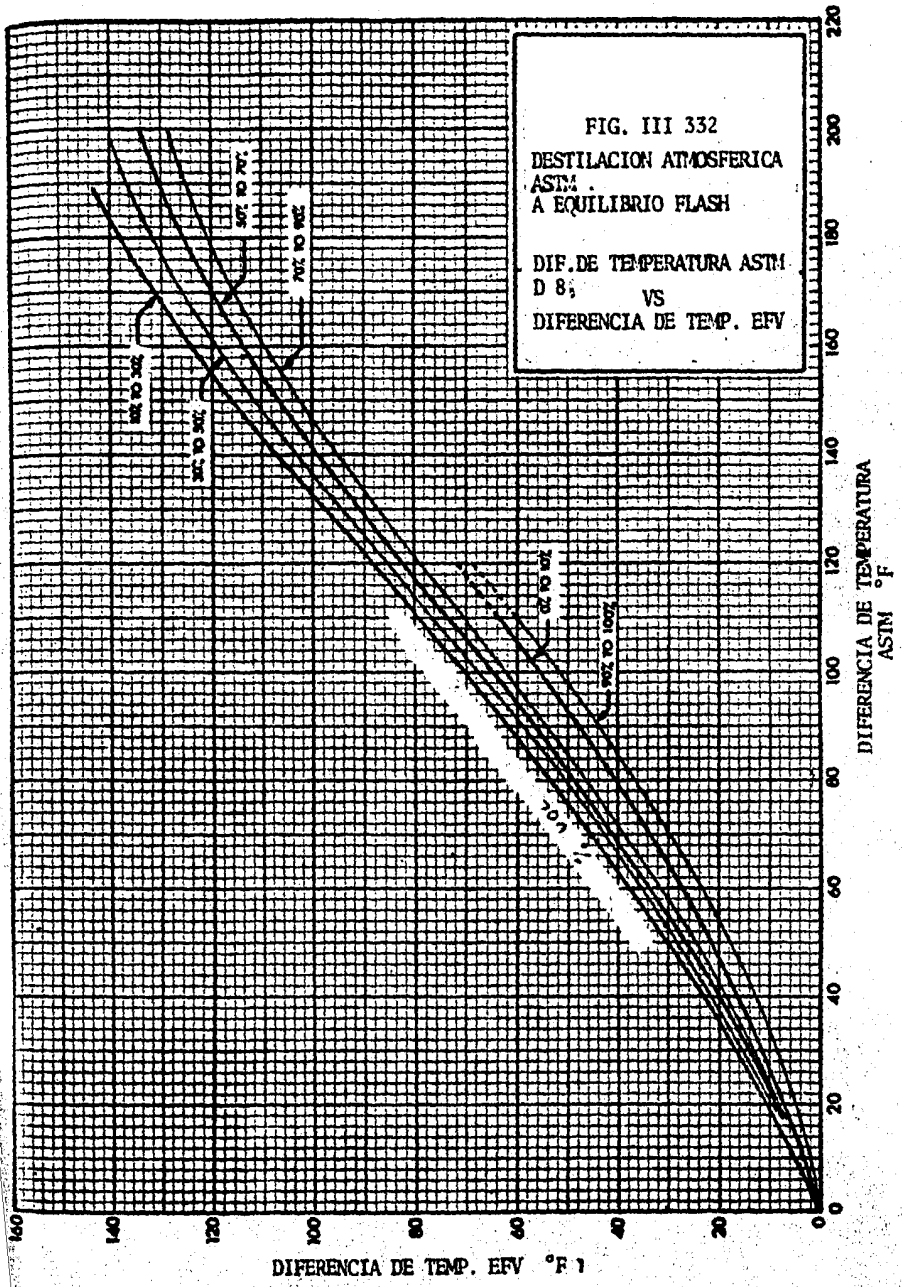
E REACTOR DE DOBLE CELDA



F DE ARCA

FIG. III 10

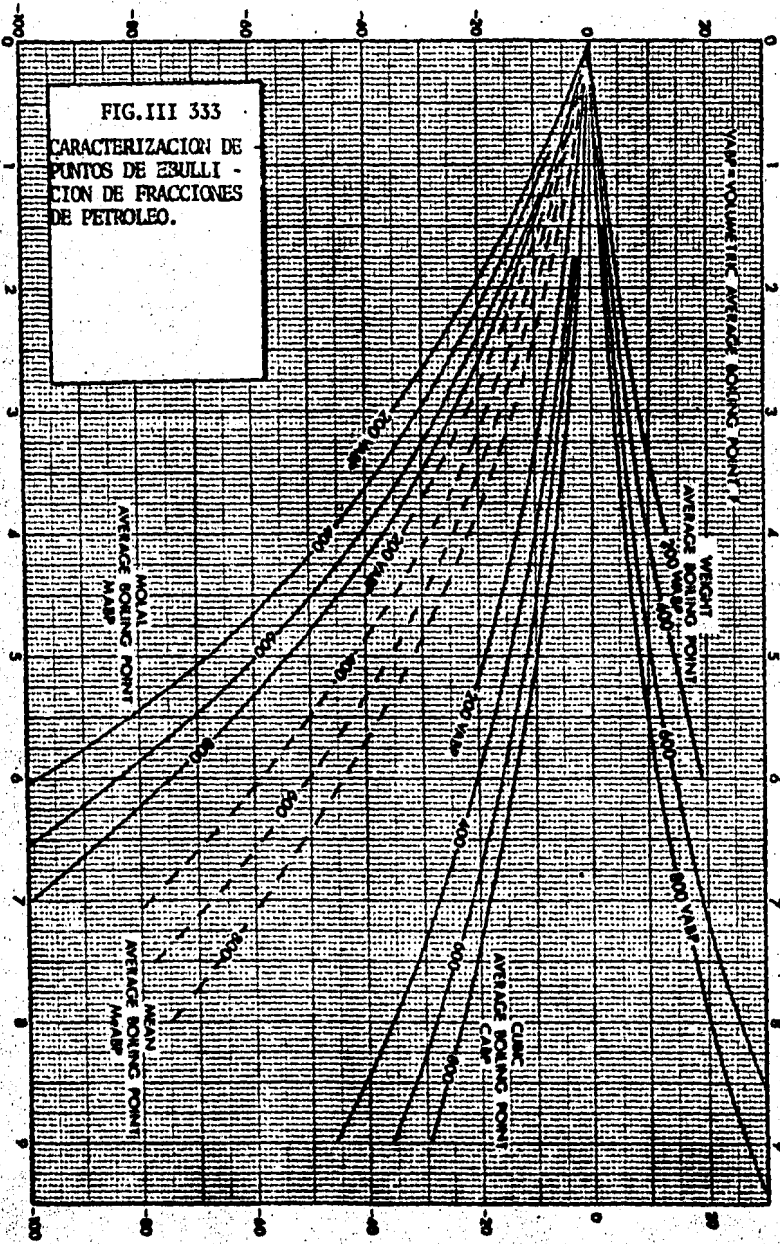




SUMANDO DE CORRECCION PARA VABP (°F)

FIG. III 333
CARACTERIZACION DE
PUNTOS DE EBULLI-
CION DE FRACCIONES
DE PETROLEO.

PENDIENTE ASIM 0.86 WZ 2.90Z:
 $\frac{^{\circ}F}{1 \text{ VABP}}$



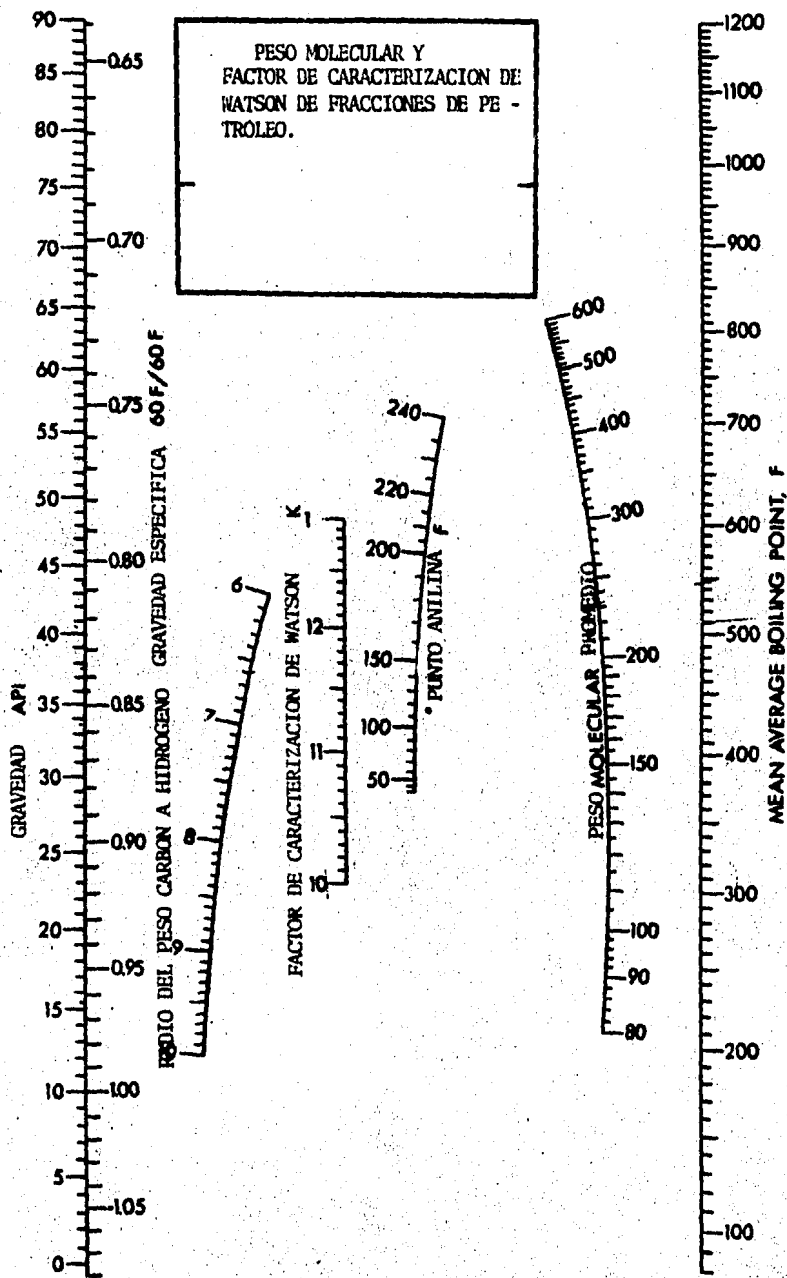
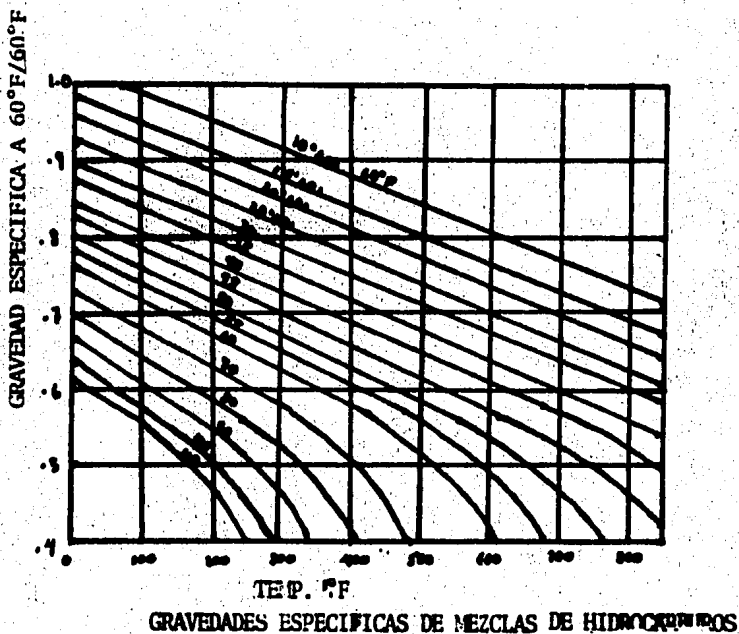


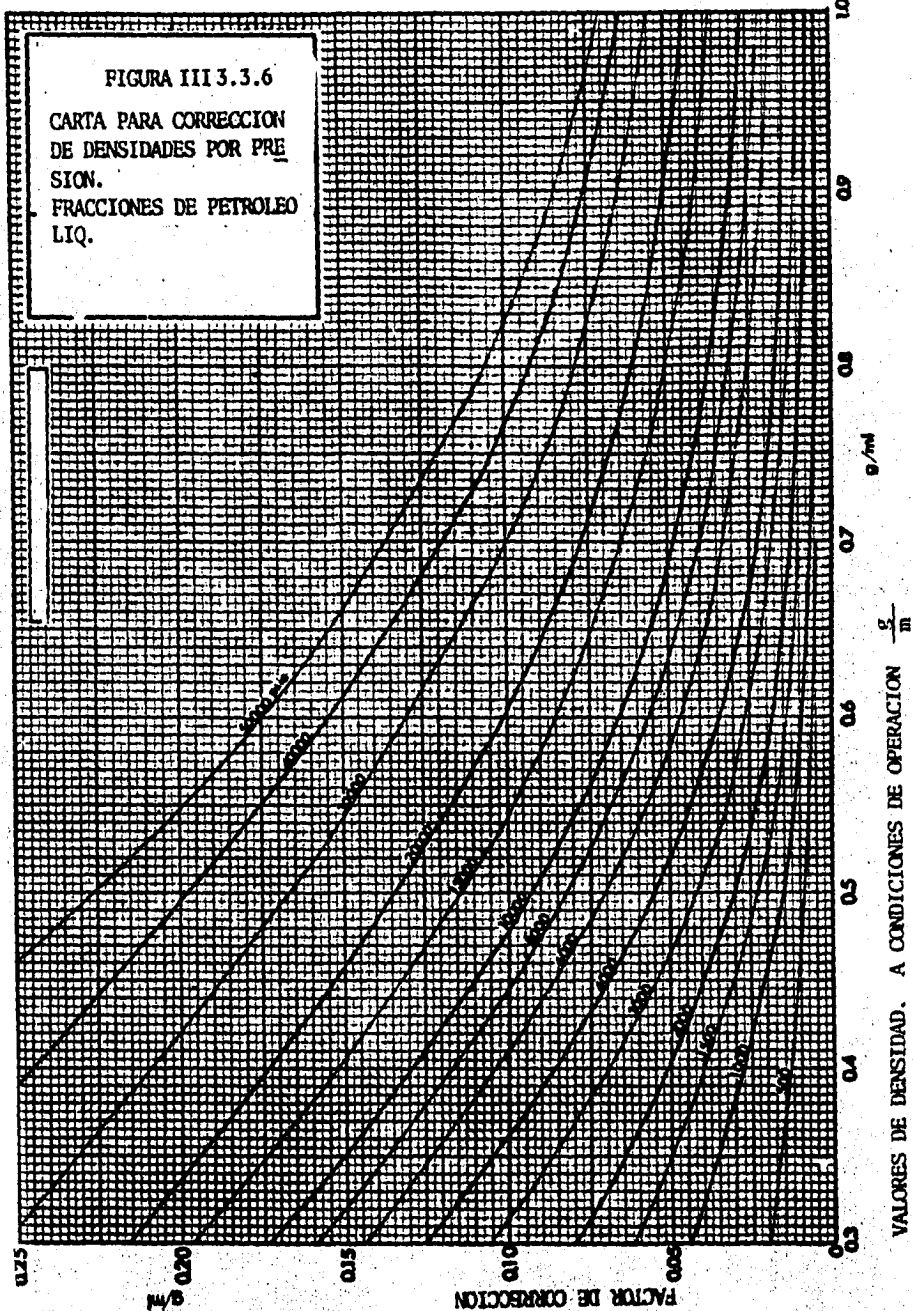
FIG. III 354



TEMP. °F

GRAVEDADES ESPECIFICAS DE MEZCLAS DE HIDROCARBUROS

FIG. III 335



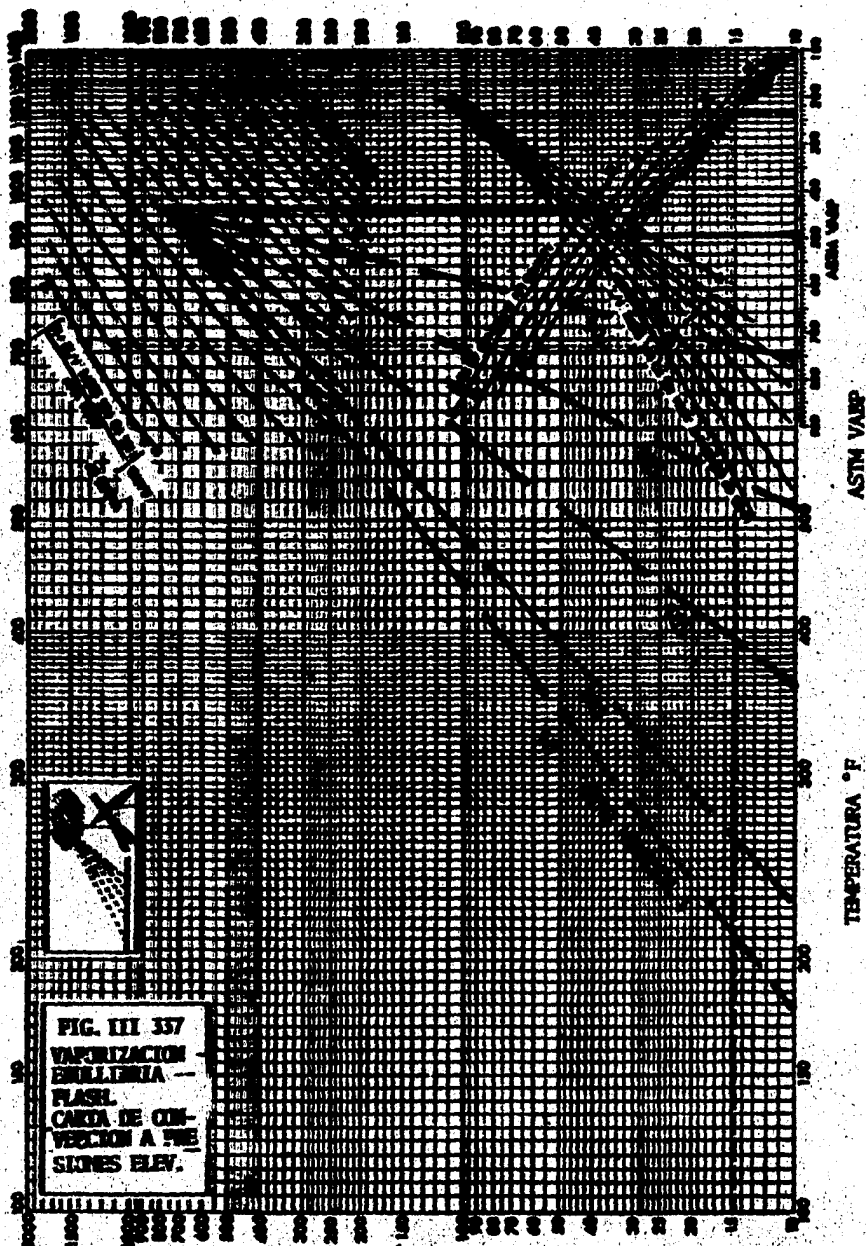
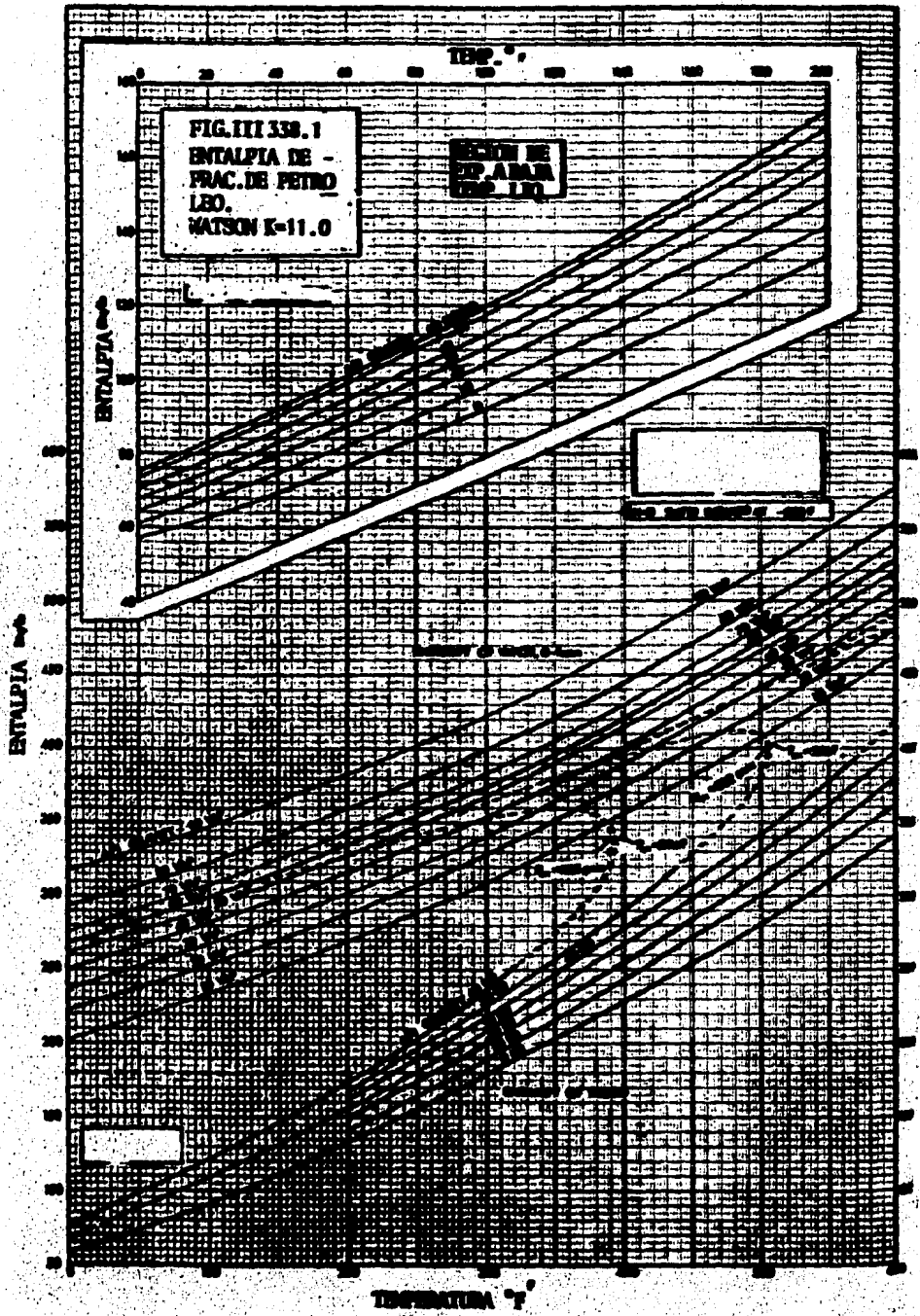
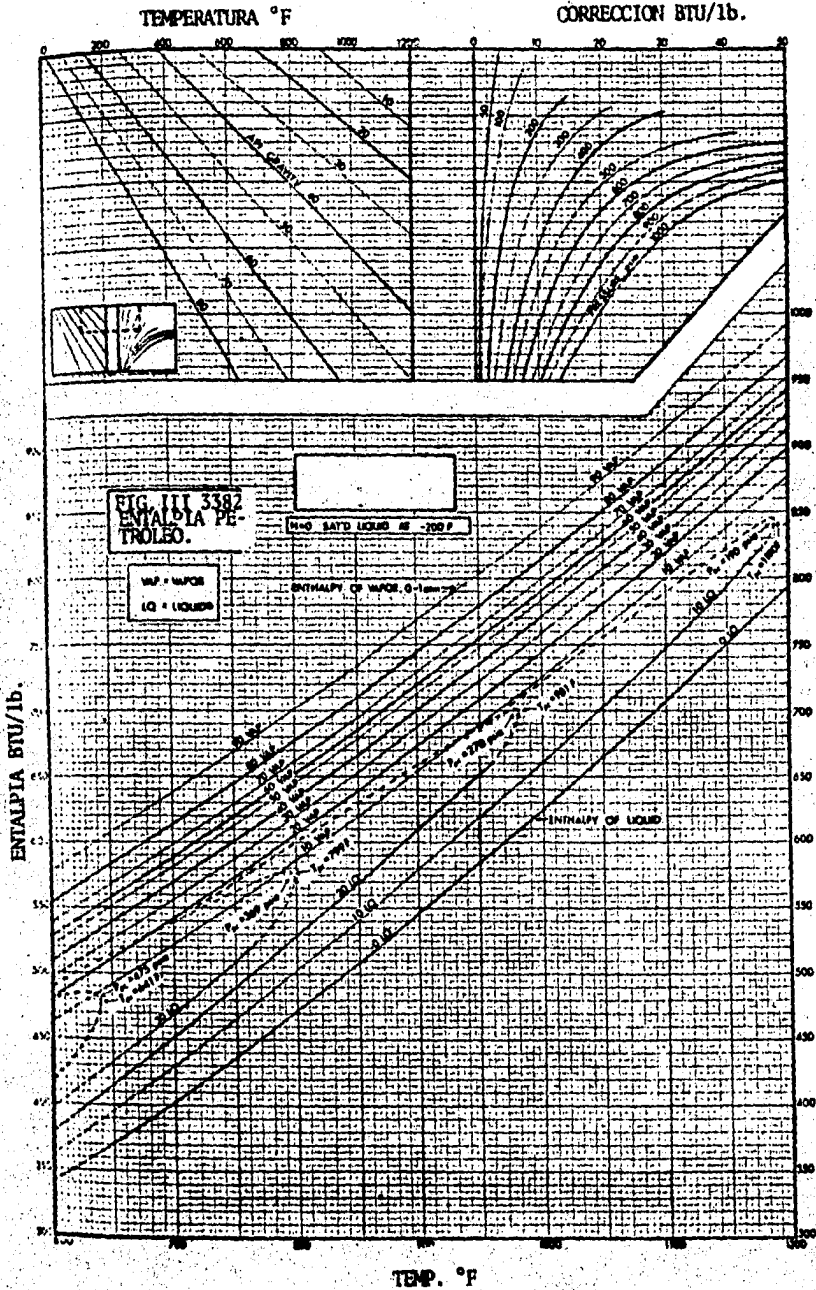
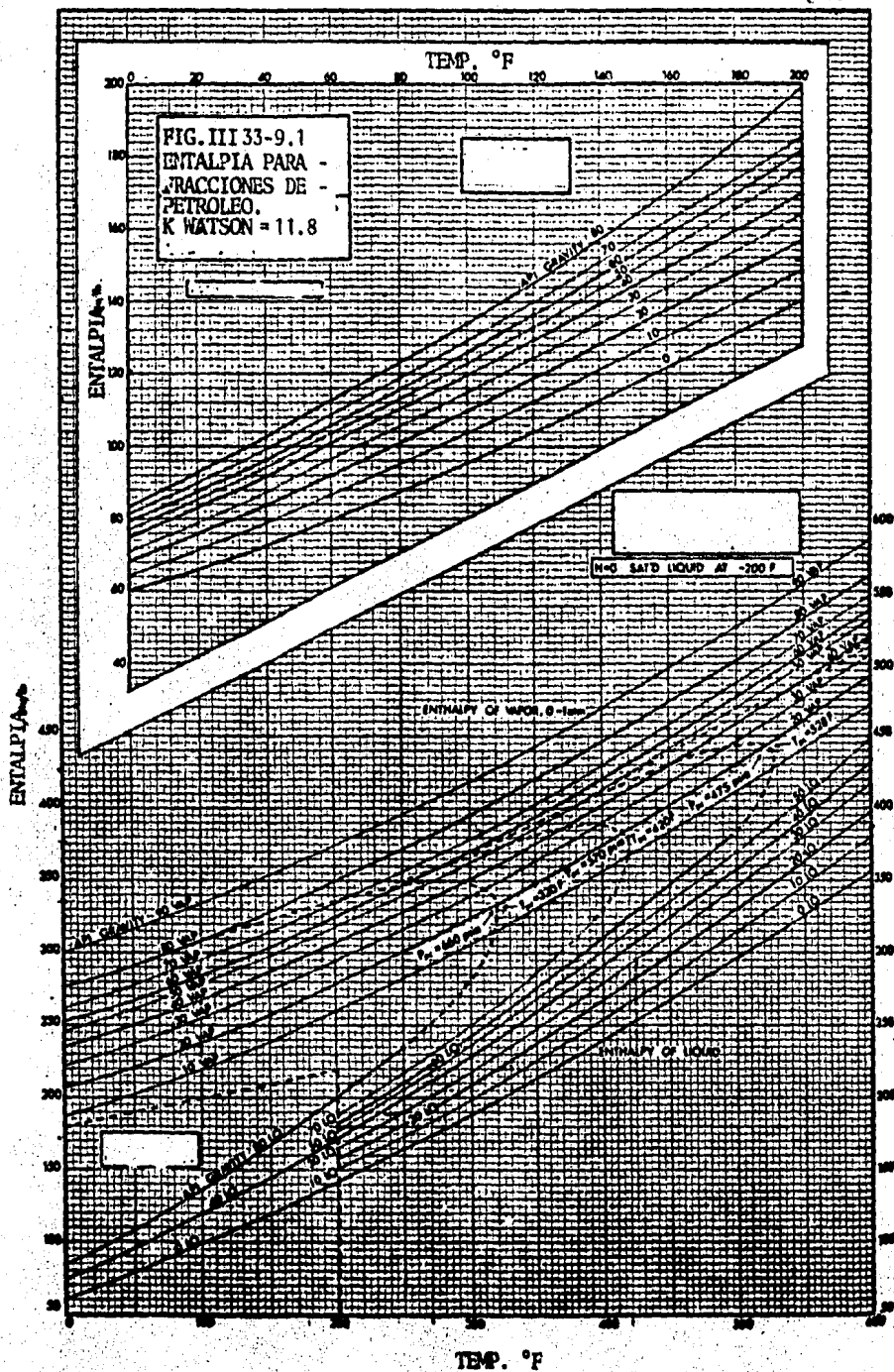


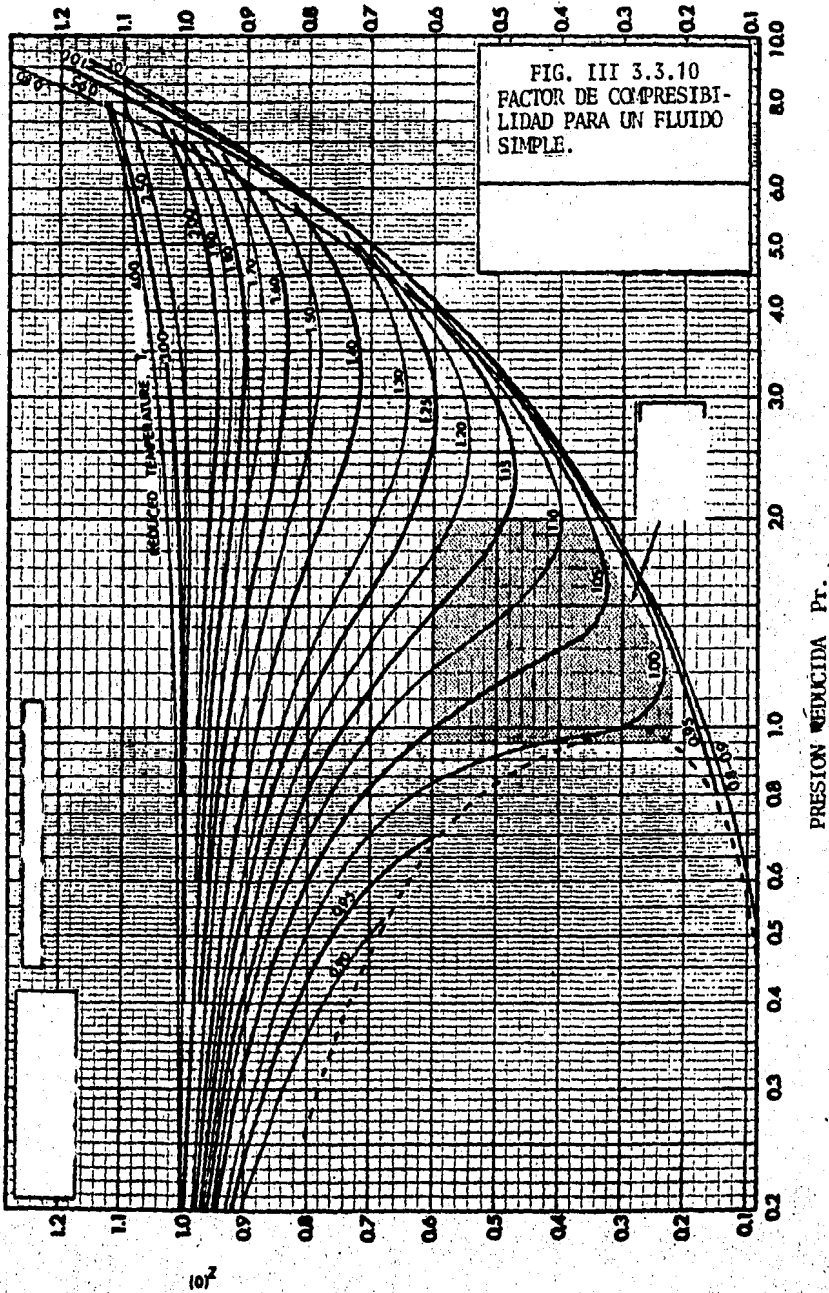
FIG. III 337
VAPORIZACION -
EMULSIONA --
FLASL
CARGA DE CON-
VECCION A TME
SIGNOS ELEV.

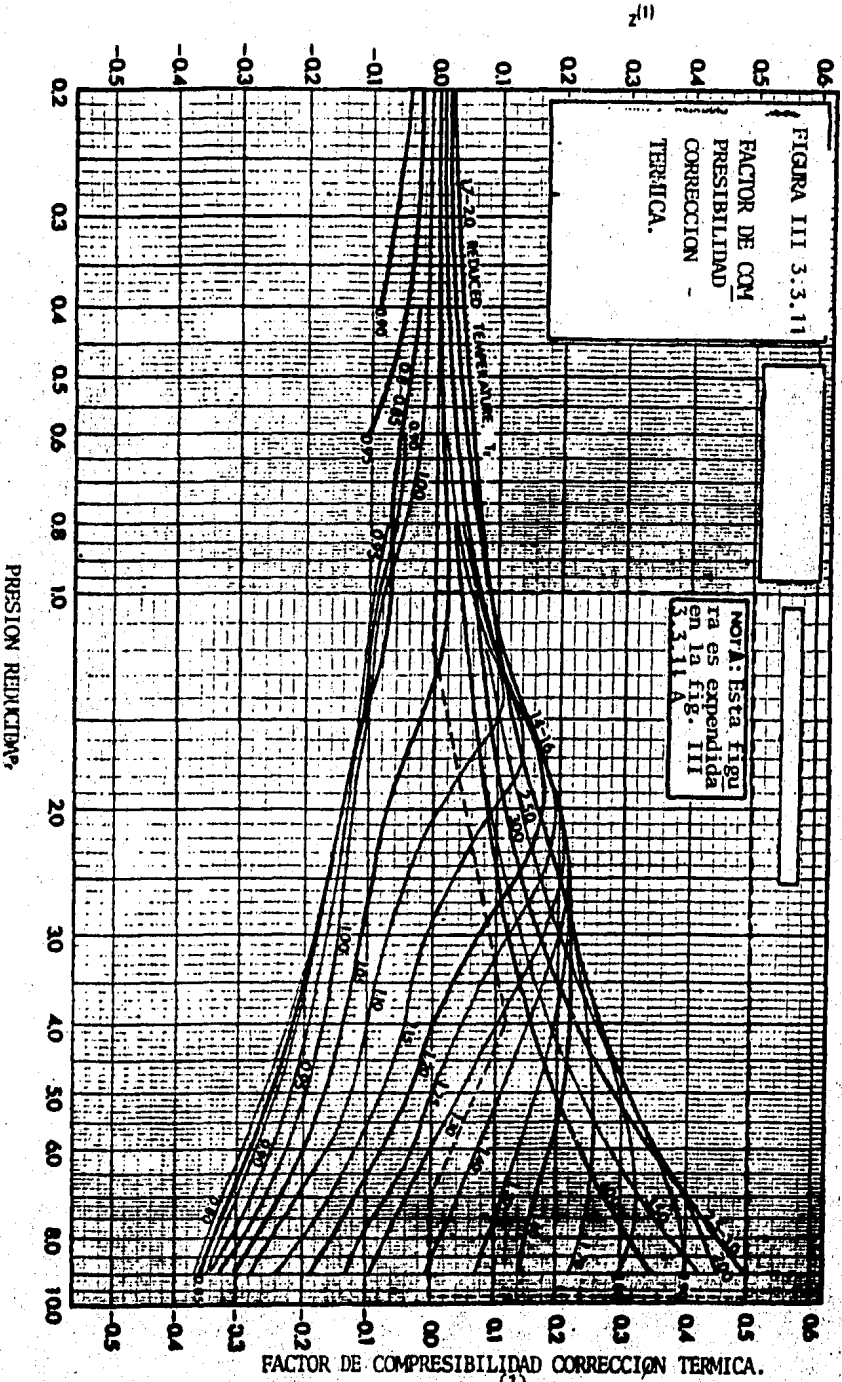


CORRECCION POR PRESION PARA
ENTALPIA DE VAPOR.









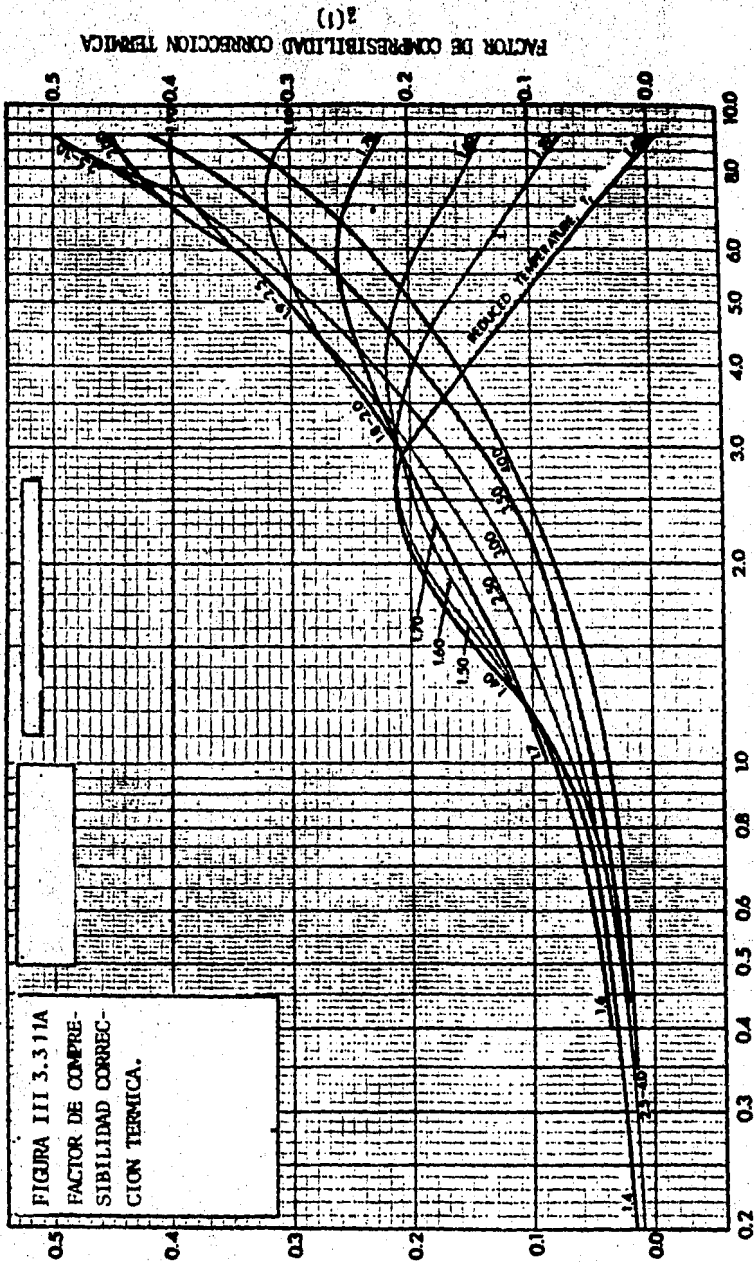


FIGURA III 3.311A
 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CORRECCION TERMICA.

FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CORRECCION TERMICA

(1)

PRESION REDUCIDA Pr

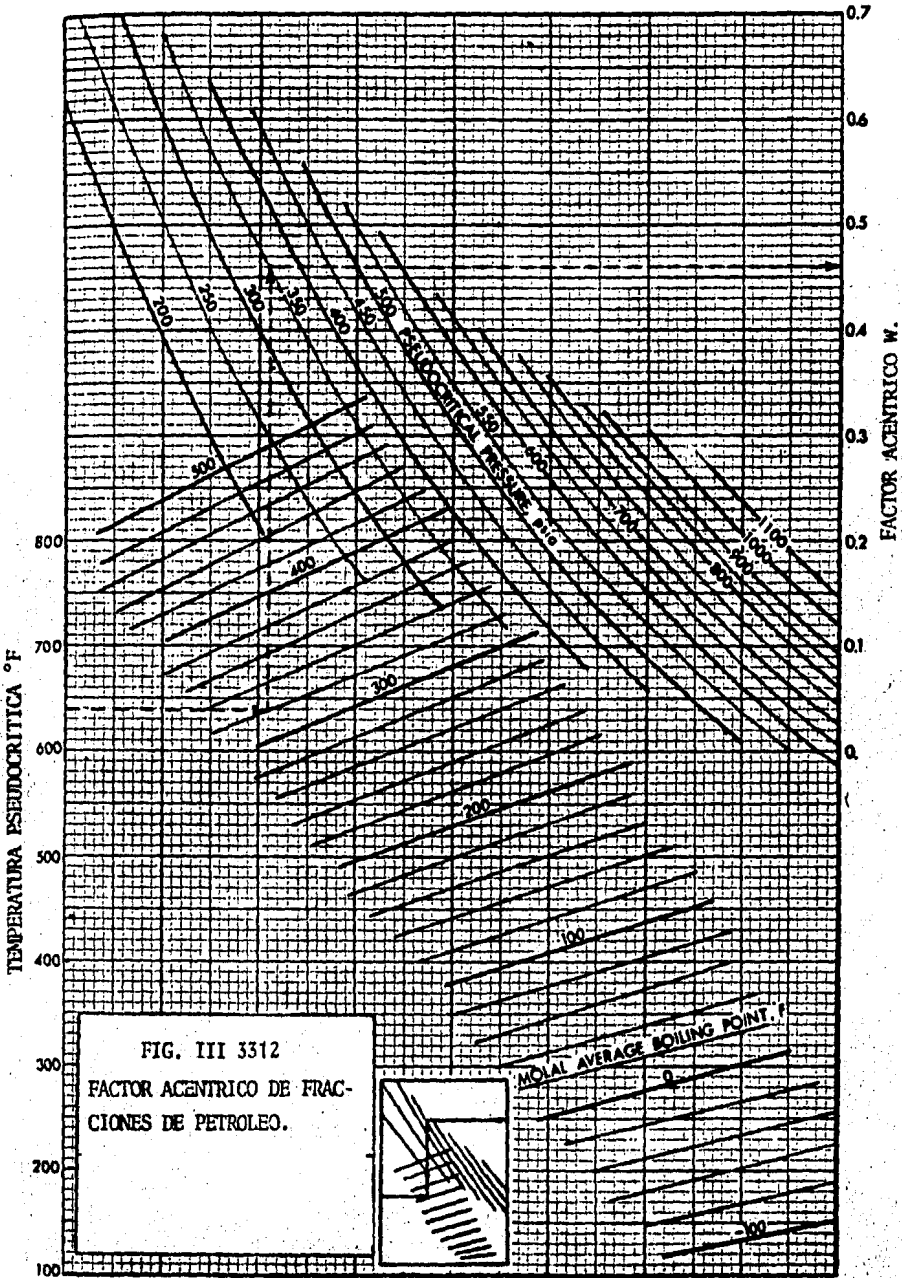


FIG. III 3312
FACTOR ACENTRICO DE FRAC-
CIONES DE PETROLEO.

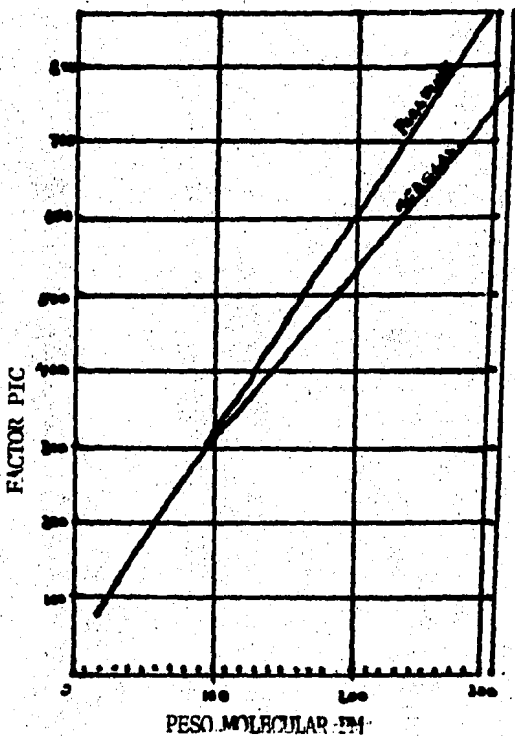


FIG. III 33 13

COORDENADAS

PRODUCTO	X	Y
GASOLINA 76°API	14.4	6.4
GASOLINA 56°API	14.0	10.5
QUEROSENO 42°API	11.6	16.0
ACEITE RECUPERADO 35.5°API (TESIS)	10.0	20.8
DESTILAD. 35°API	10.0	20
CRUDO CONTINEN- TAL 34°API	10.3	21.3
GASOLIN. 28°API	10	25.6

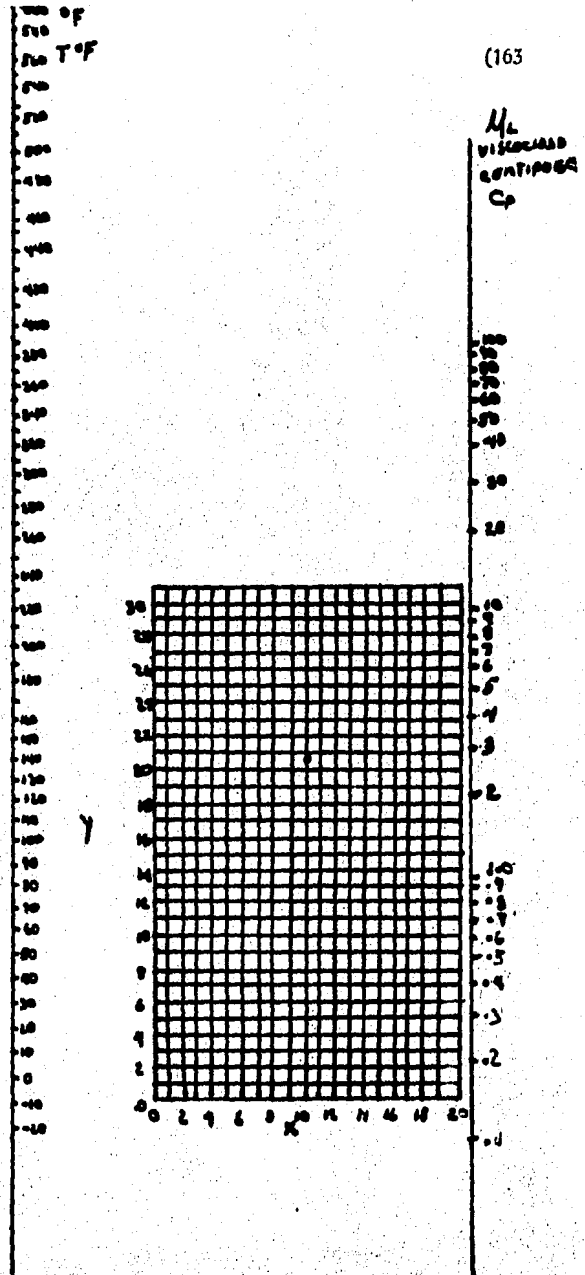
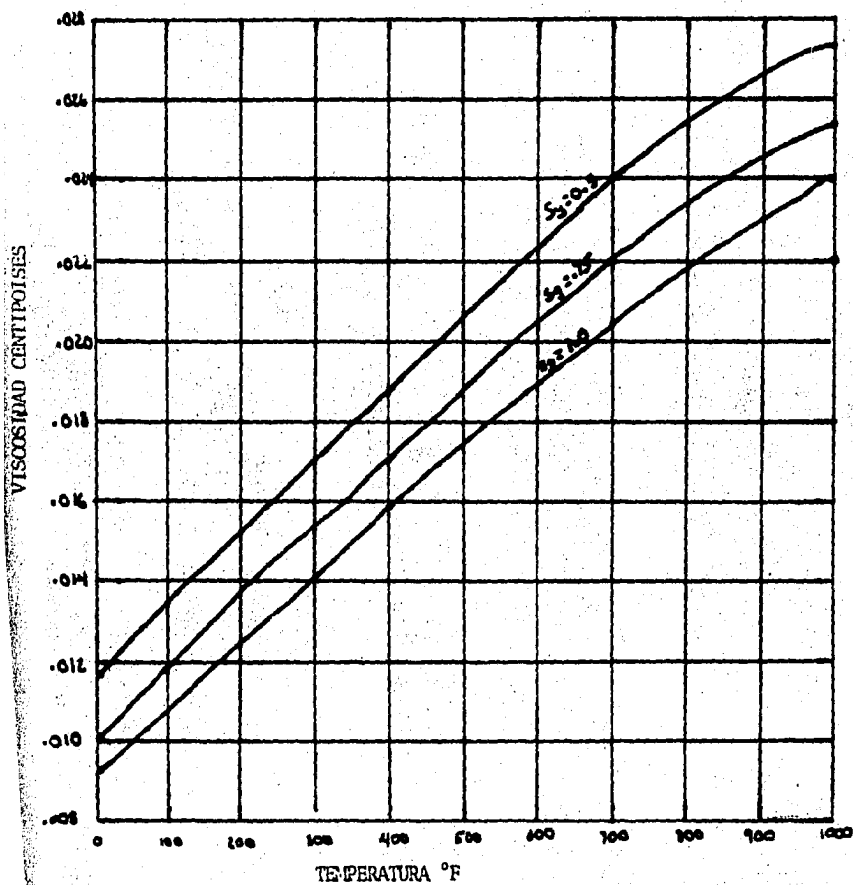


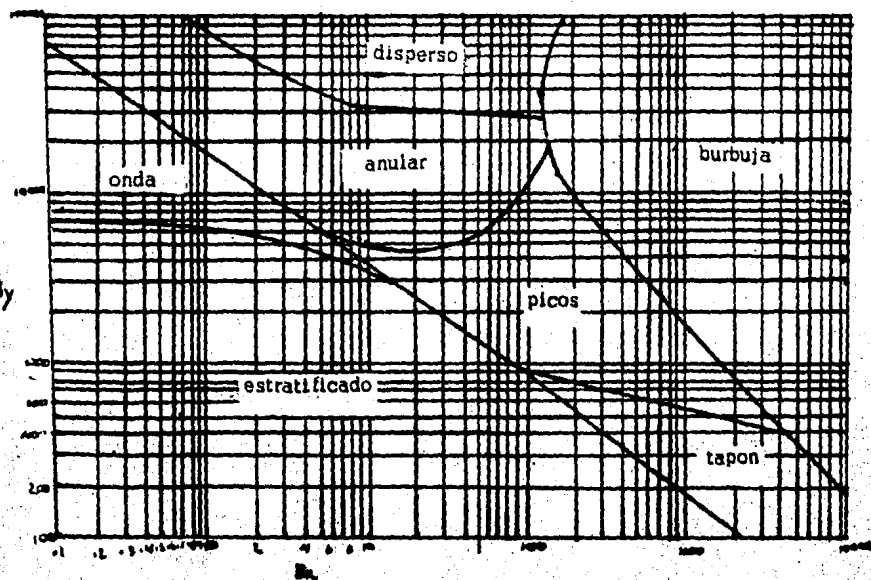
FIG. 33 14

VISCOSIDAD PARA FRACCIONES DE PETROLEO.

FIG. III 3314 A



VISCOSIDAD PARA VAPORES DE HIDROCARBUROS



GRAFICA III-3-15

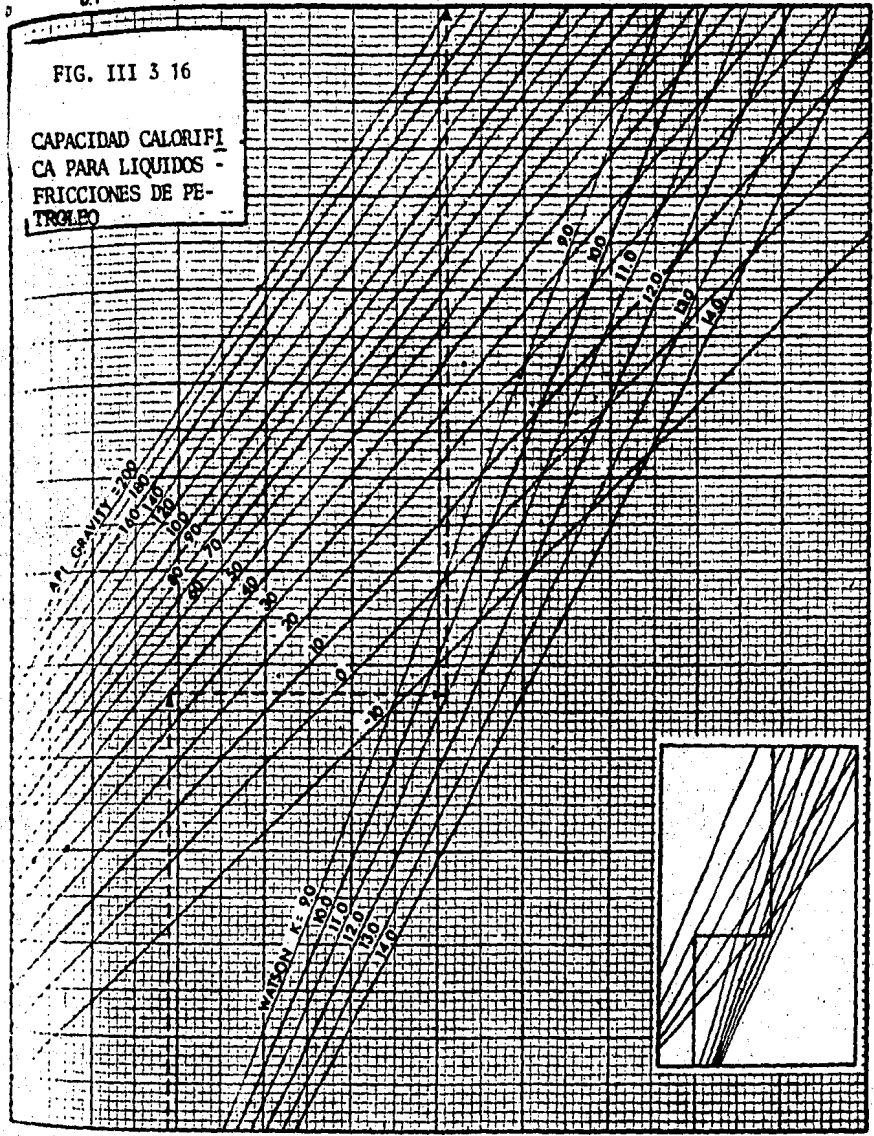
TIPOS DE FLUJO A DOS FASES

CAPACIDAD CALORIFICA. Btu/lb-deg F

0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0

FIG. III 3 16

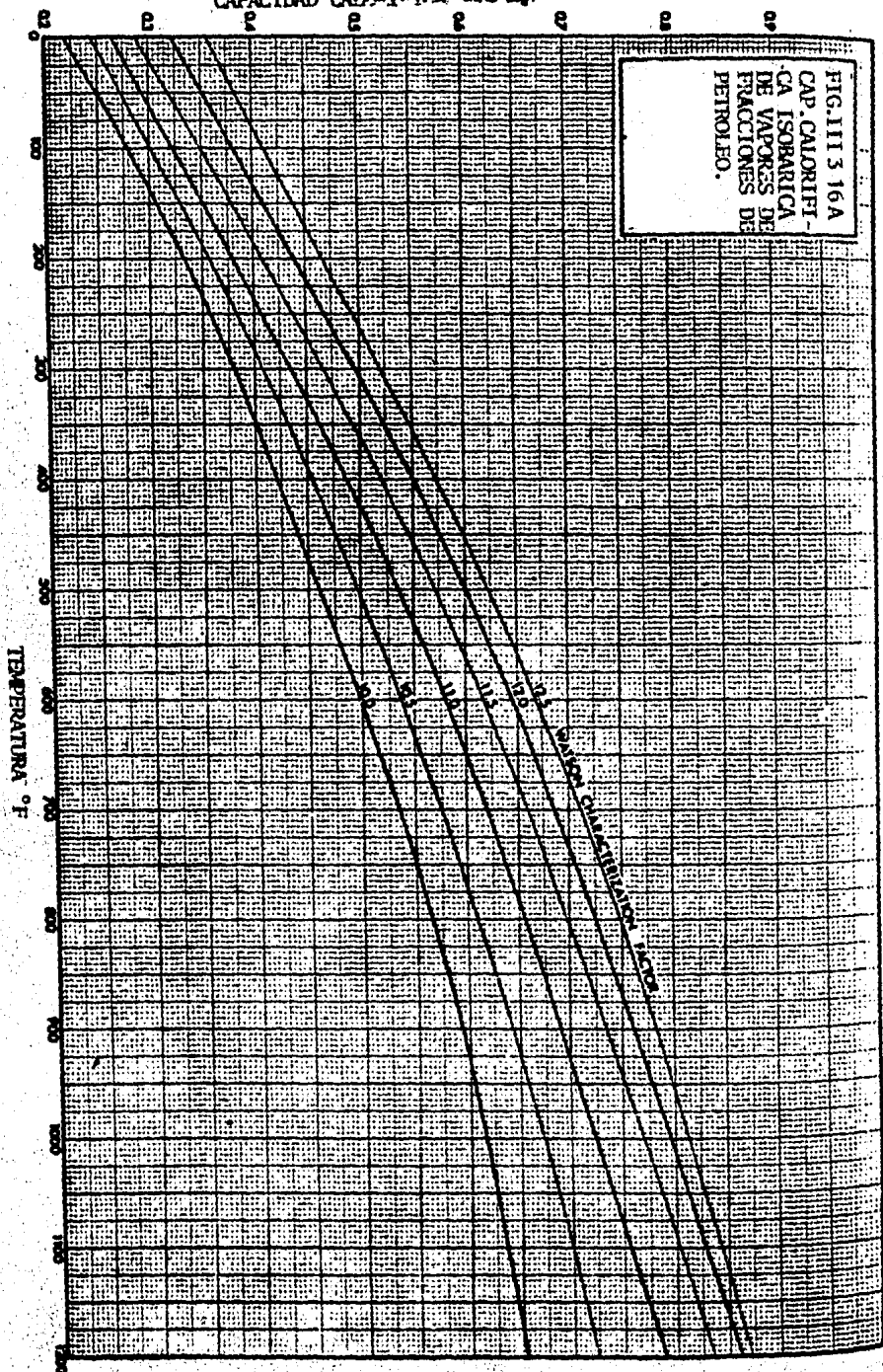
CAPACIDAD CALORIFI
CA PARA LIQUIDOS -
FRICCIONES DE PE-
TROLEO



100 200 300 400 500 600 700 800 900 1000

TEMPERATURA °F.

CAPACIDAD CALORIFICA



TEMPERATURA °F

FIGURA III 3 17

EL FACTOR DE FRICCION COMO UNA FUNCION DEL NUMERO DE REYNOLDS CON ASPERIDADES RELATIVAS COMO PARAMETRO.
 [Moody, L. F., Trans. ASME, 66, 671-84 (1944).]

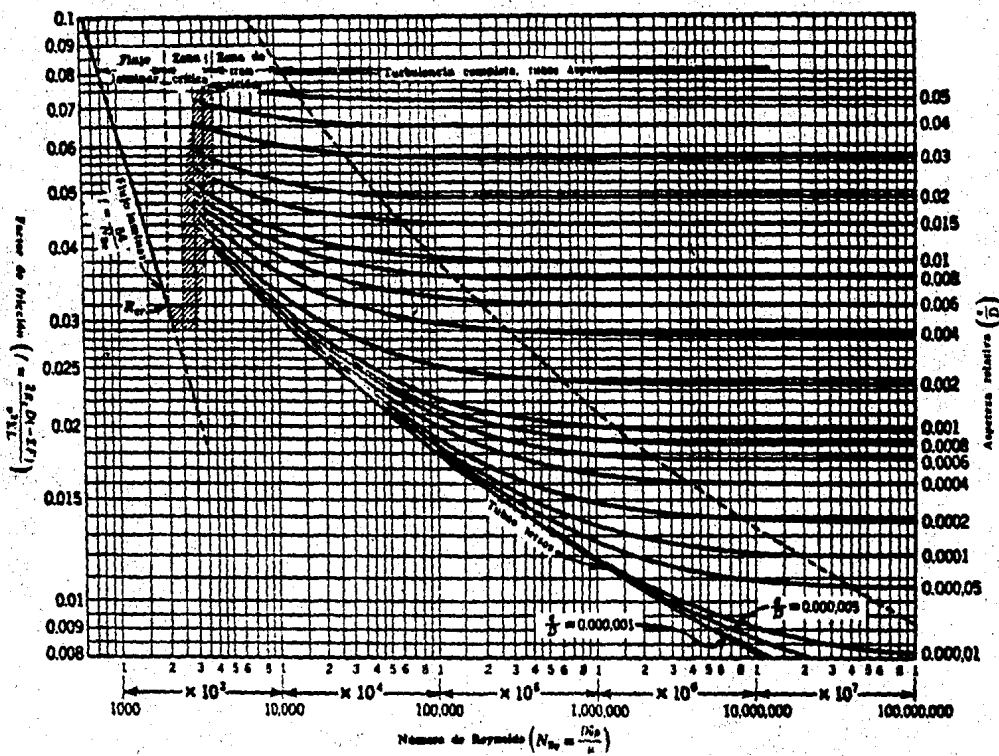


FIGURA III 3 17 A

ASPEREZA RELATIVA COMO UNA FUNCION DEL DIAMETRO PARA
TUBERIA DE VARIOS MATERIALES.
[Moody, L. F., *Trans. ASME*, 66, 671-84 (1944).]

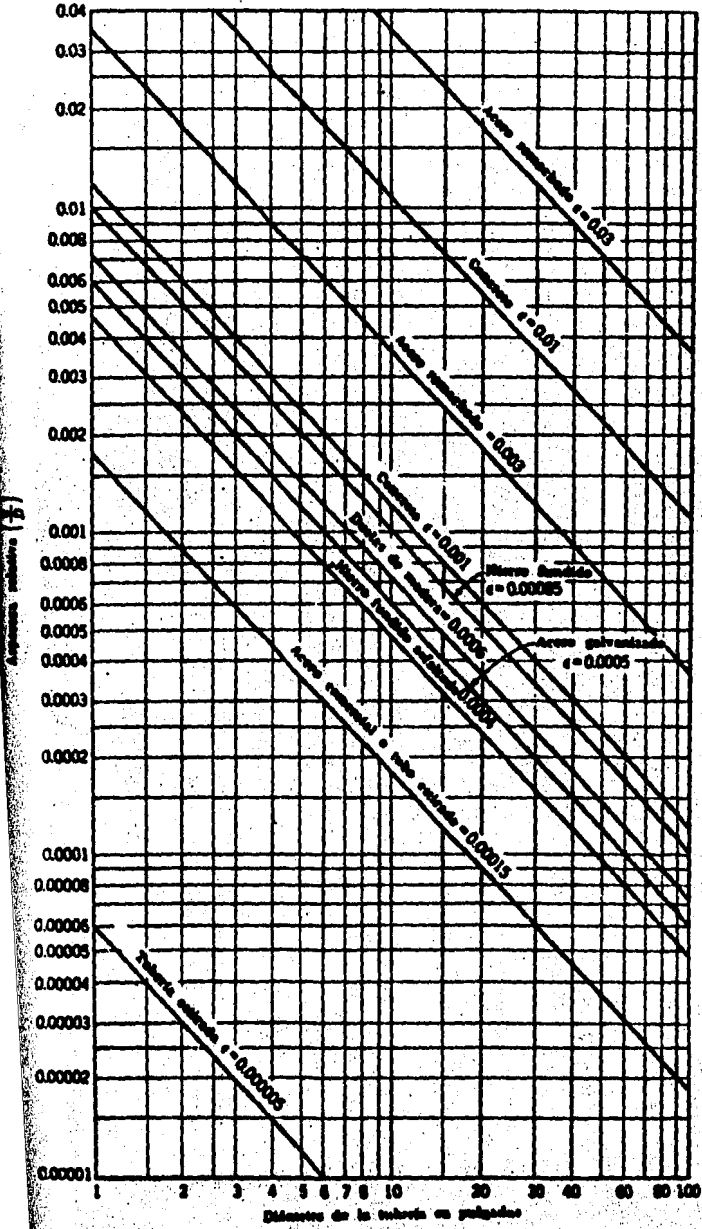


FIG. III 3 18
 CORRELACION DE LOCK HART-MARTI NELLI

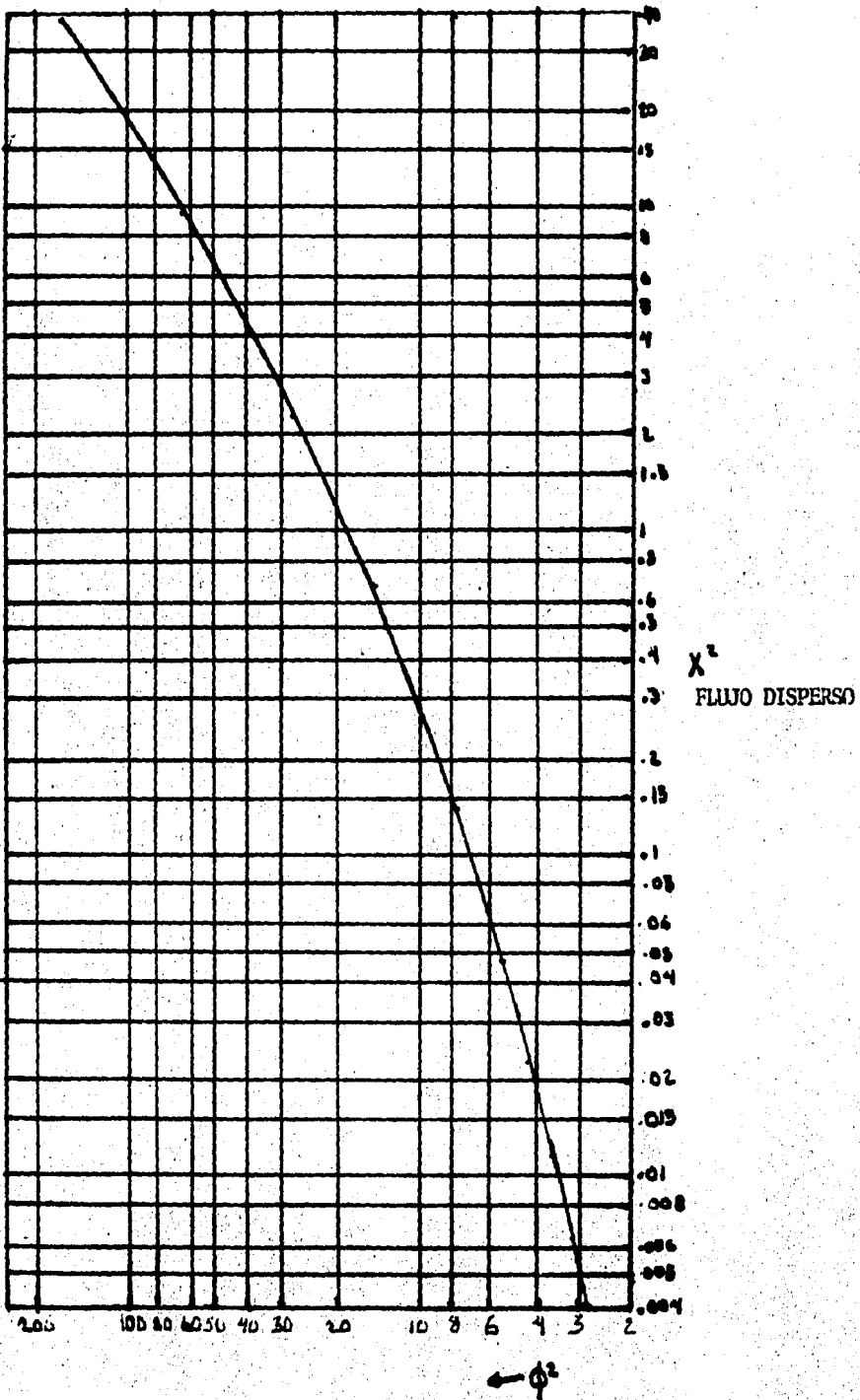
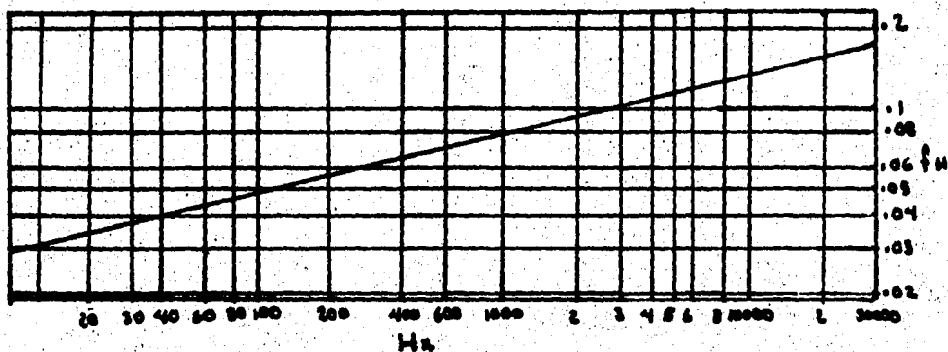
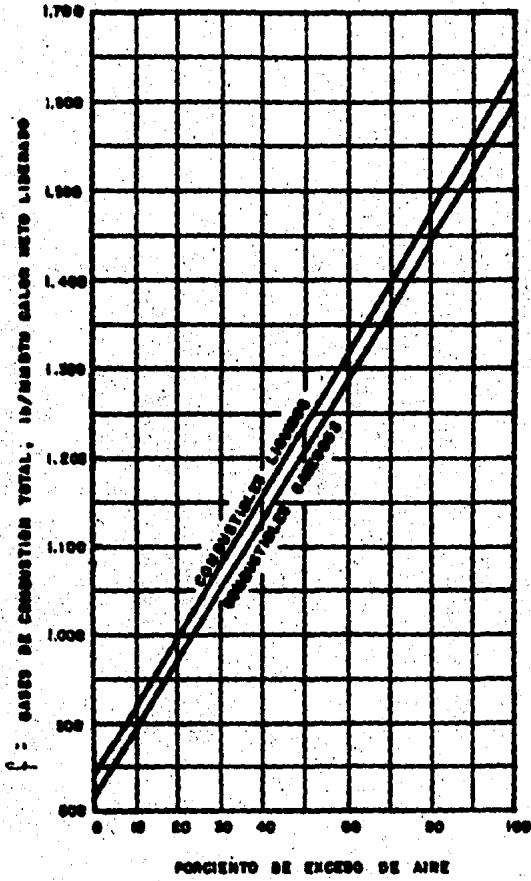


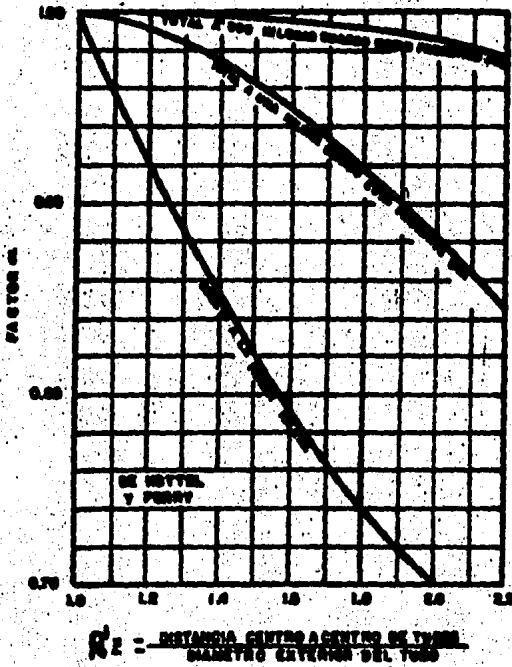
FIG. III 3319
FH PARA FLUJO ONDA UNICAMENTE.





BASES DE COMBUSTION

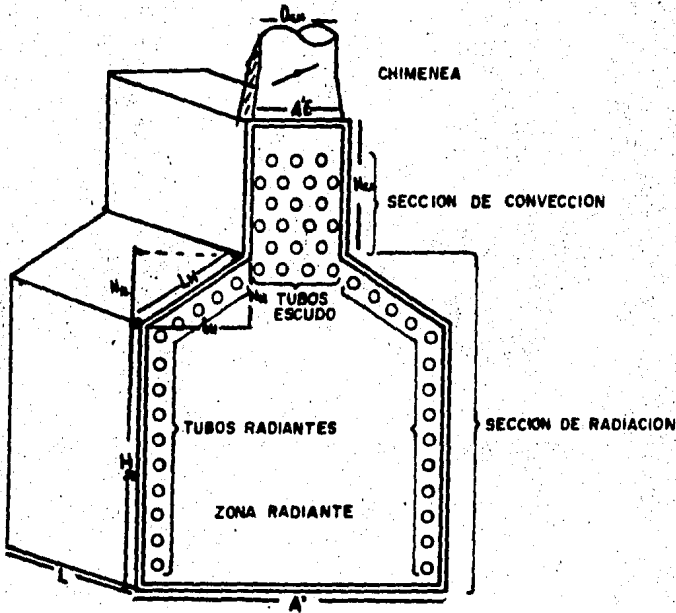
FIGURA. III-3.3.20



FACTOR DE EFICIENCIA DE ABSORCION DEL BANCO DE TUBOS.

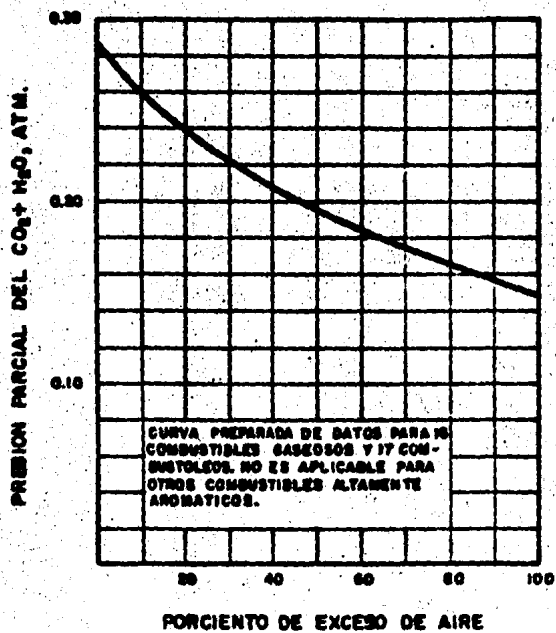
FIGURA. III-3.3.21

DIAMETRO NOM. DE TUBERIA: 4 Pulgadas
 CEDULA: 40
 NUM. QUEMADORES: 7



DIMENSIONES DEL CALENTADOR A FUEGO DIRECTO TIPO CAJA.

H_{SR} =	Altura Sección radiación = 13 ft. recta	H_{real} =	Altura chimenea real = 63.1 ft.
LH =	Longitud Hombro. = 4.95 ft.	D_{CH} =	Diámetro chimenea = 3 ft.
bH =	Base Hombro = 3.5 ft.	H_H =	Altura Hombro = 3.5 ft.
A' =	Ancho sección radiación = 10 ft.	Número de tubos sección radiación =	50
L =	Longitud calentador = 20 ft.	Número de tubos escudo =	4
A'_E =	Ancho sección convección y sección escudo = 3 ft.	Número de tubos sección convección =	40
H_{CO} =	Altura sección convección = 7 ft.	CARACTERISTICAS DE TUBOS:	
		Material: Acero Aleación 1/2 No. 1/2 Cr. ASIM 335.	



PRESSION PARCIAL DEL CO₂+ H₂O
EN LOS GASES DE COMBUSTION.

FIGURA III-3.3.23

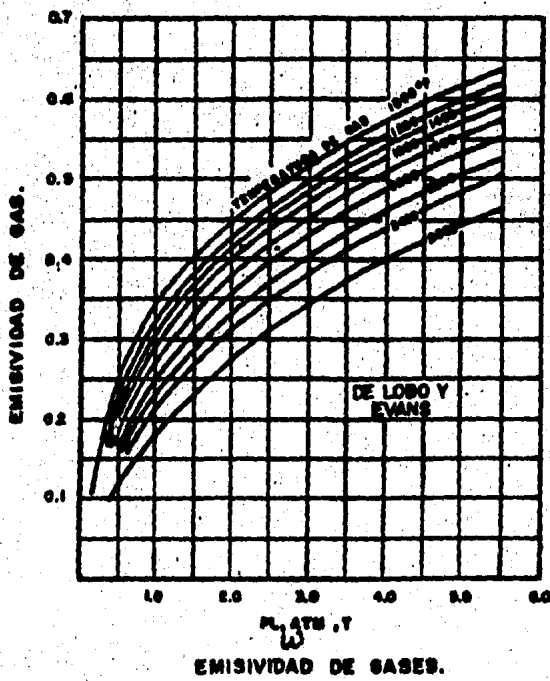
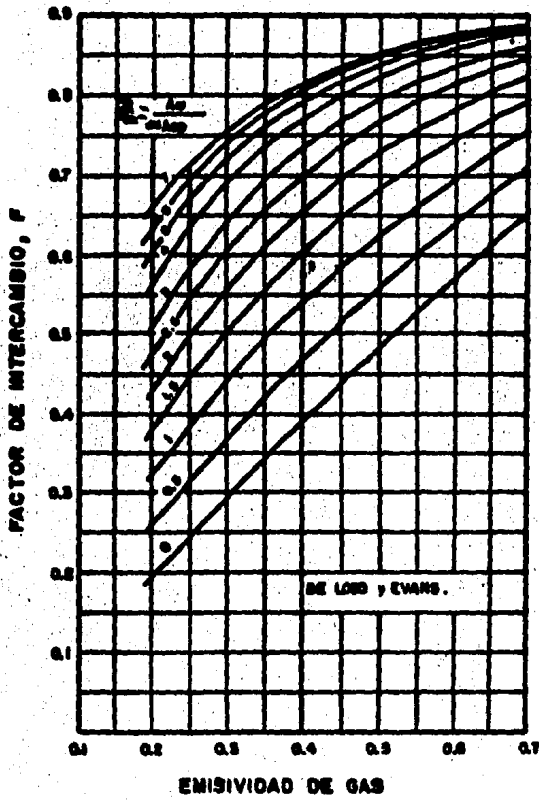
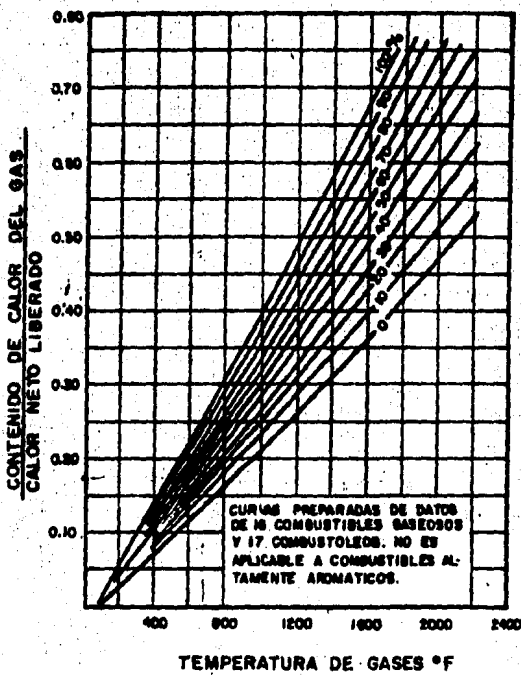


FIGURA. III-33 24



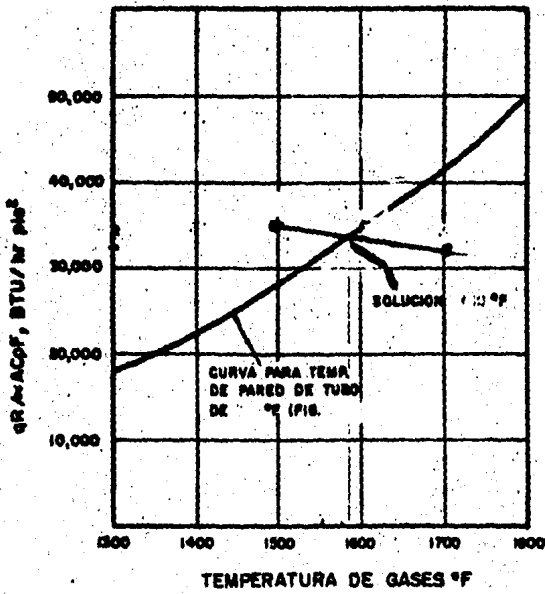
FACTOR DE INTERCAMBIO RADIANTE GLOBAL

FIGURA. III-3.3 .25



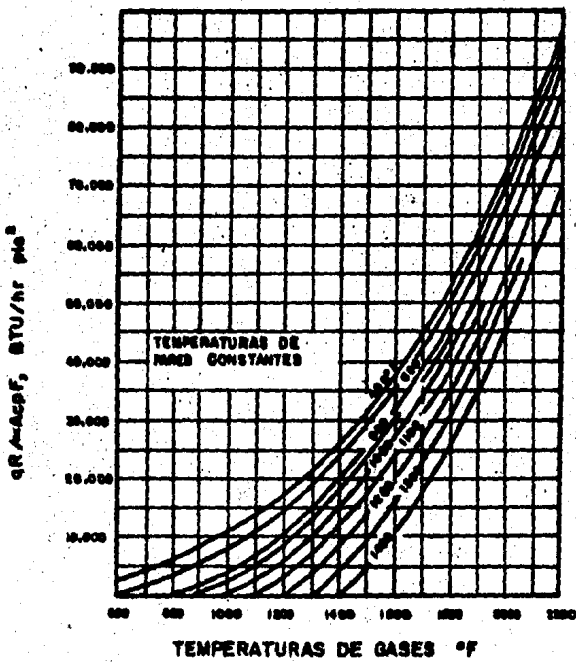
CONTENIDO DE CALOR DE LOS GASES DE COMBUSTION.

FIGURA. III-3.3 26



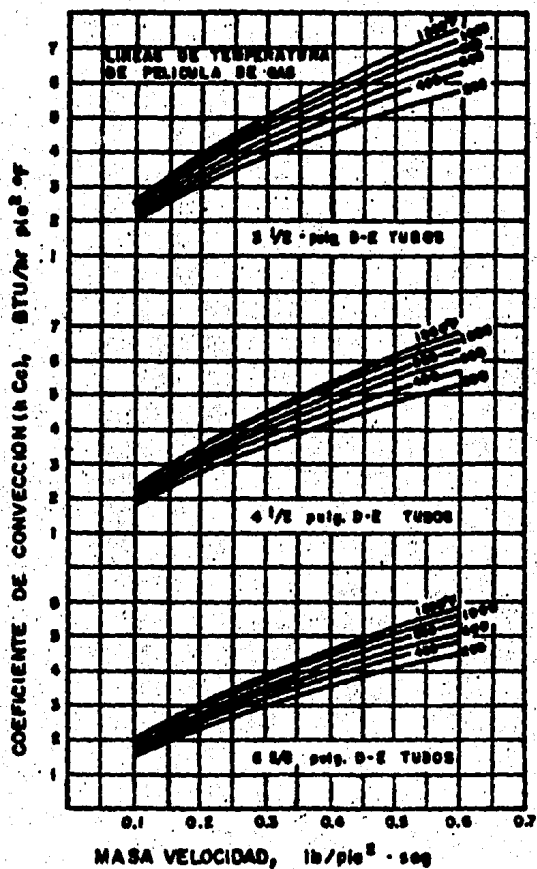
EJEMPLO DE LA SOLUCION GRAFICA PARA TEMPERATURA DE GASES DE COMBUSTION EN LA SECCION RADIANTE.

FIGURA.III-3 3 27



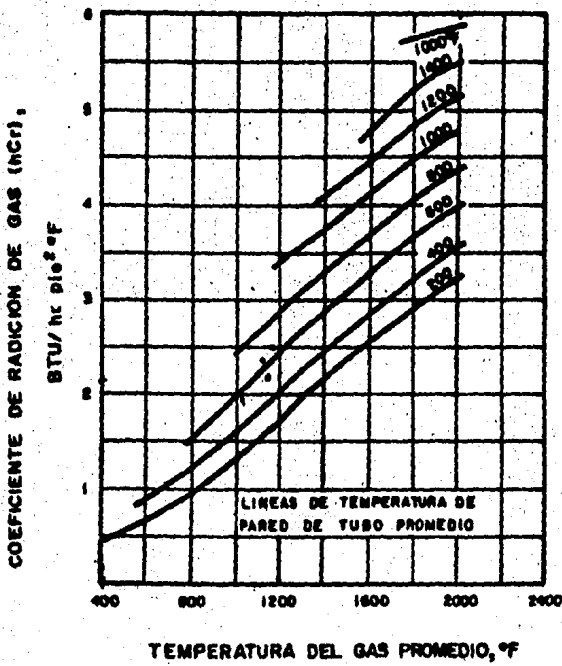
ABSORCION DE CALOR TOTAL EN LA SECCION RADIANTE.

FIGURA. III-3 3 28



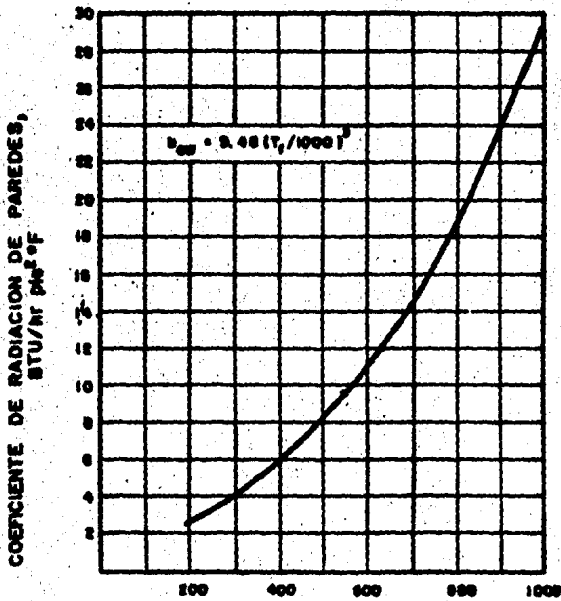
COEFICIENTES DE CONVECCION DE LOS GASES DE COMBUSTION PARA FLUJO A TRAVES DE BANCOS TRIANGULARES DE TUBOS DESNUDOS.

FIGURA. 110-3 3 29



COEFICIENTE DE RADIACION DE GAS

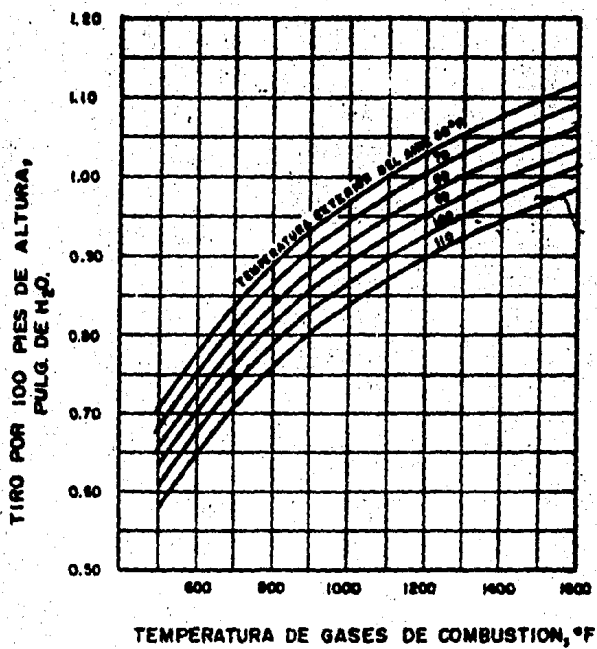
FIGURA. III-3 3 30



TEMPERATURA PROMEDIO DE PARED DE TUBO, °F

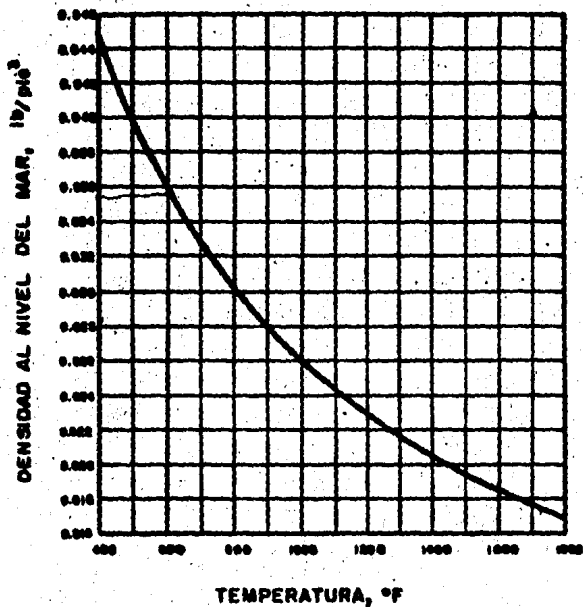
COEFICIENTE PARA LA RADIACION DE LAS PAREDES DE LA SECCION DE CONVECCION.

FIGURA III-3 3 31



TIRO DE LA CHIMENEA

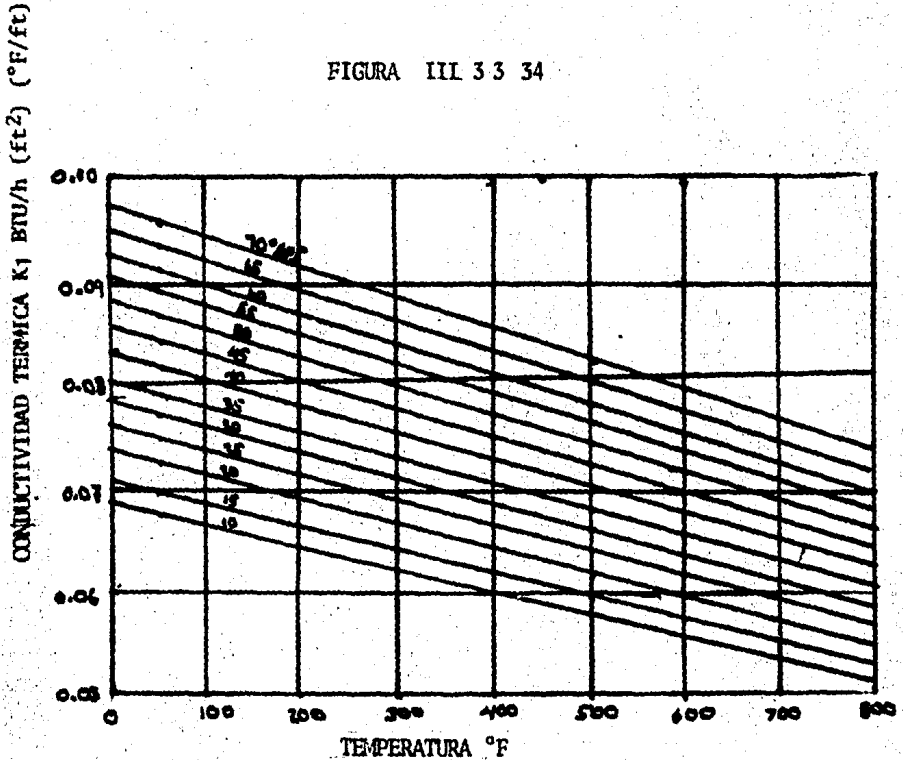
FIGURA. III-3 3 32



DENSIDAD DE GASES DE COMBUSTION:

FIGURA. III-3 3 33

FIGURA III 3 3 34



CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE HIDROCARBUROS
LIQUIDOS

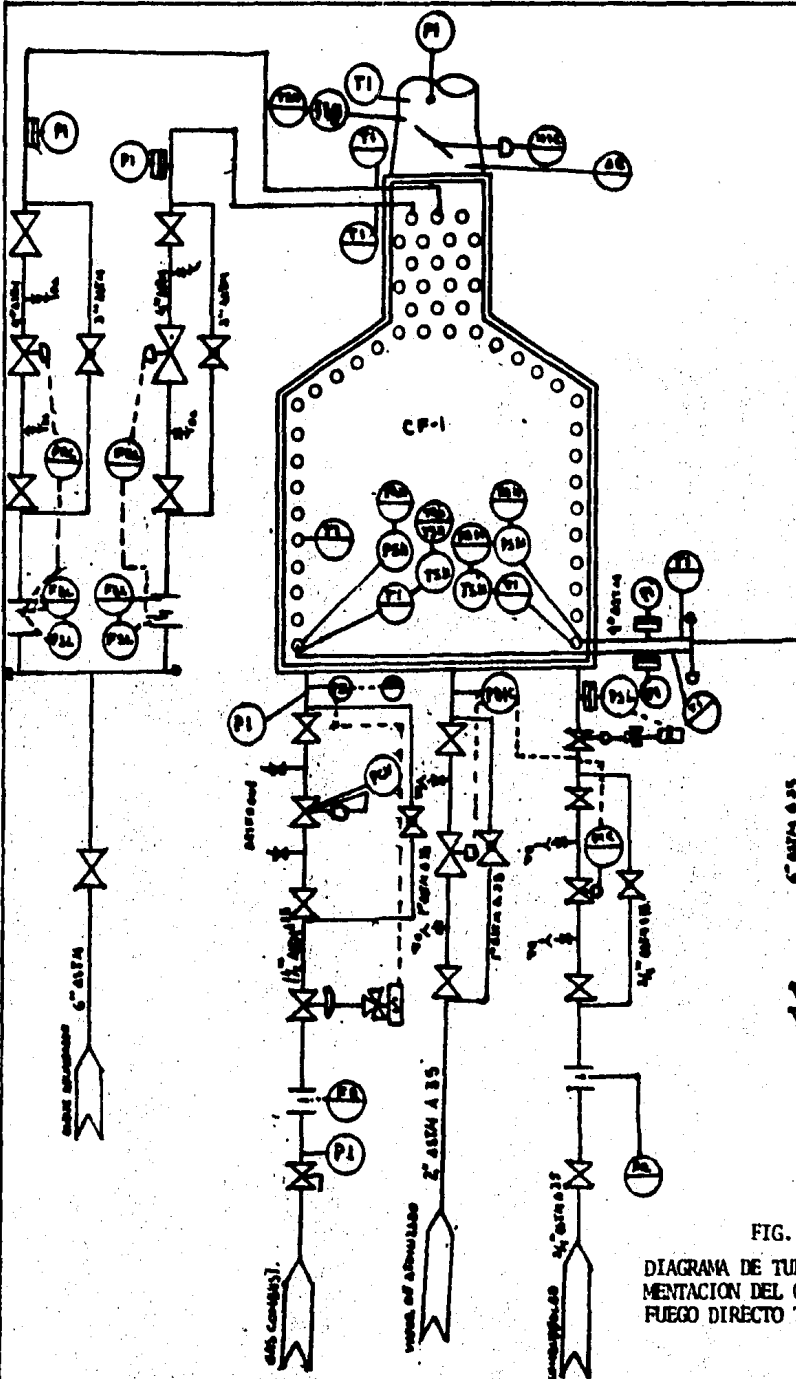


FIG. III-3.4.1
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DEL CALENTADOR A FUEGO DIRECTO TIPO CAJA.

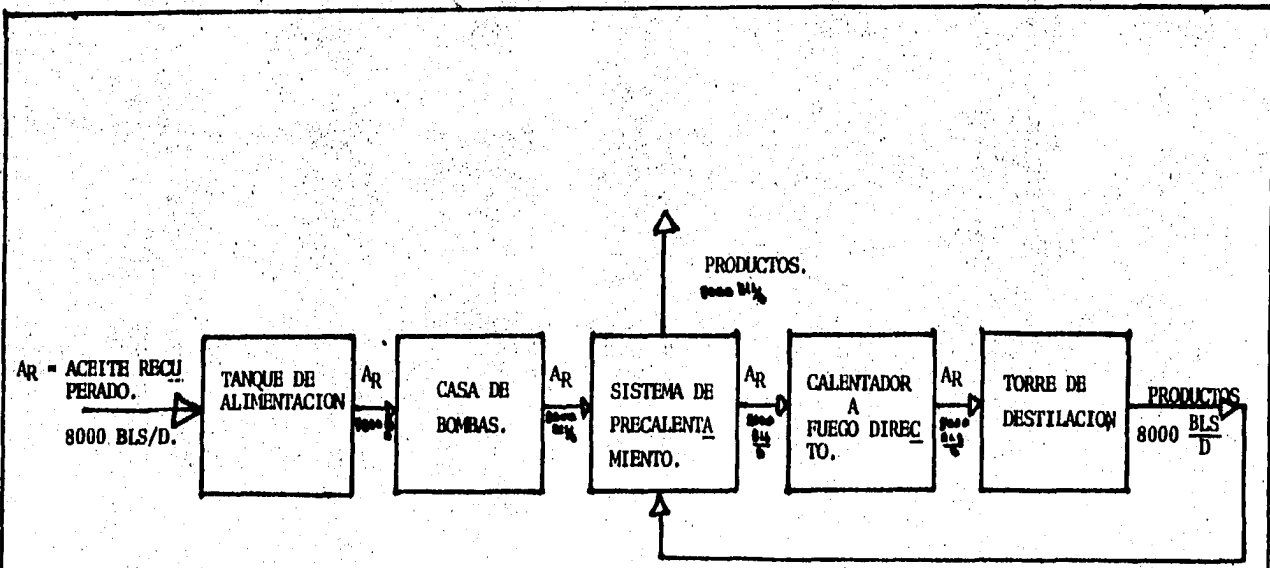
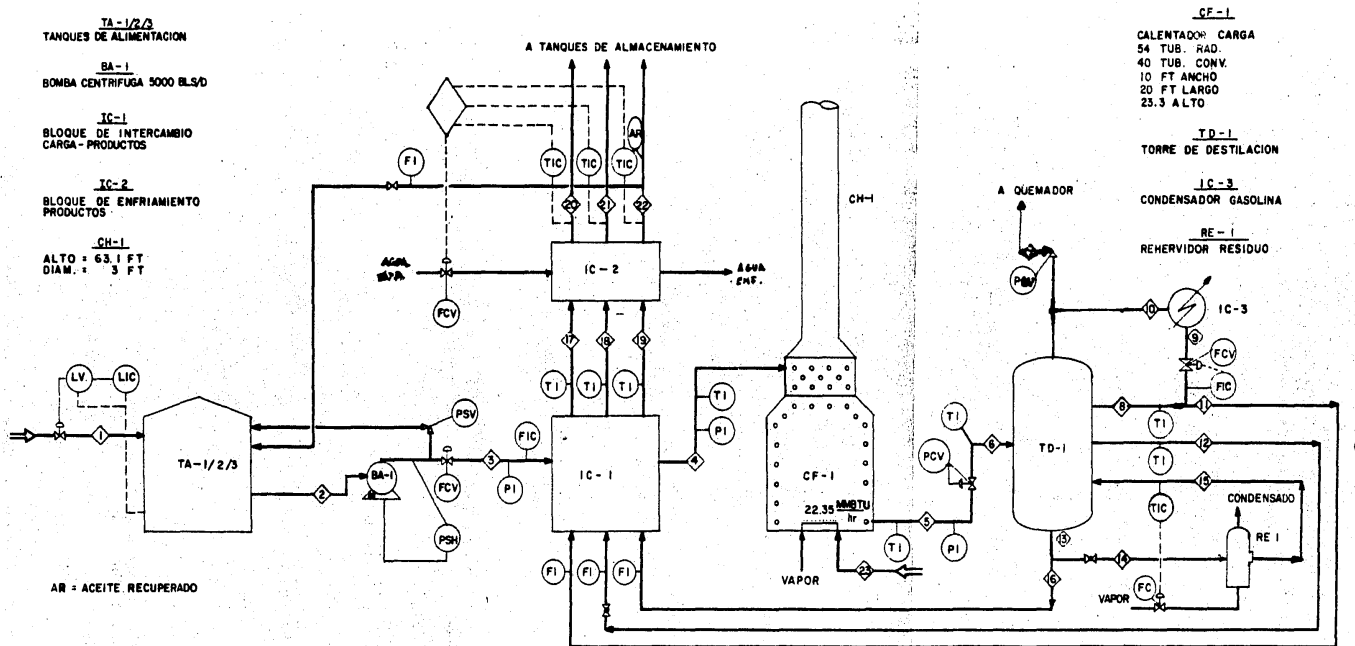


FIG. IV.1
 DIAGRAMA DE BLOQUES
 PLANTA FRACCIONADORA DE ACEBITES RECUPERADOS

FIG: V. 1

DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE ACEITES RECUPERADOS



- TA-1/2/3
TANQUES DE ALIMENTACION
- BA-1
BOMBA CENTRIFUGA 5000 BLS/D
- IC-1
BLOQUE DE INTERCAMBIO CARGA - PRODUCTOS
- IC-2
BLOQUE DE ENFRIAMIENTO PRODUCTOS
- CH-1
ALTO = 63.1 FT
DIAM. = 3 FT

- CF-1
CALENTADOR CARGA
54 TUB. RAD.
40 TUB. CONV.
10 FT ANCHO
20 FT LARGO
23.3 ALTO
- TD-1
TORRE DE DESTILACION
- IC-3
CONDENSADOR GASOLINA
- RE-1
REHERVIDOR RESIDUO

AR = ACEITE RECUPERADO

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	
FLUIDO	AR	AR	AR	AR	AR	AR	AGUA HUMEDA	GASOLINA	GASOLINA	GASOLINA	GASOLINA	DIASEL	RESIDUO	RESIDUO	RESIDUO	RESIDUO	GASOLINA	DIASEL	RESIDUO	GASOLINA	DIASEL	RESIDUO	COMBUSTIBLE	
TEMP. °F	90	90	90	413	663	600	200	395	390	390	395	650	750	750	730	750	150	200	200	100	100	150	150	
PRESION PSIG	11.7	11.7	353	318	298	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	26.4	51.7
PM	178	178	178	178	178	178	4.0	126	126	126	126	126	126	355	355	355	355	355	355	126	221	221	355	—
GASTO BLS/D	5000	5000	5000	5000	5000	5000	0	1816.5	165.2	165.2	1651.5	2180.5	1284.5	116.8	116.8	116.8	1651.5	2180.5	116.8	1651.5	2180.5	116.8	1490.11	98
Sg	0.849	0.849	0.849	0.696	.553	0.601		.8012	.8012	.8012	.8012	.8855	.95	.95	.95	.95	.8012	.8855	.95	.8012	.8855	.95	.98	
VISCOSIDAD	4.1 Cp	4.1 Cp	4.1 Cp	0.25	0.1	0.12																		

NOTAS: SE COMPENSAN LA CAIDA DE PRESION EN EL BLOQUE DE INTERCAMBIO CON LA PRESION HIDROSTATICA