

2 of 1. 96

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO TECNO-ECONOMICO EN LA SECCION DE
DESTILACION DE ALQUITRAN A PARTIR DE
HULLA MINERAL.

T E S I S

Que Para Obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO
P r e s e n t a :
FERMIN M. TORRES HERNANDEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Hoja
CAPITULO I	6
INFORMACION SOBRE LA NECESIDAD DE PROCESAR ALQUITRAN ELIMINANDO LAS IMPORTACIONES DE SUS PRODUCTOS.	
CAPITULO II	13
ESTUDIO TECNICO.	
1.- Factores que afectan las características y propiedades del Alquitrán.	14
2.- Características del Carbón Coquizable.	15
3.- Base de Diseño.	18
4.- Opciones.	18
5.- Descripción del Proceso de Destilación de Alquitrán.	22
6.- Descripción del Proceso de Tratamiento de Brea.	24
7.- Características en Materias Primas y Productos.	26
8.- Memorias de Cálculo de Equipos.	32
9.- Planta de Tratamiento de Brea.	161
10.- Servicios Auxiliares.	166
CAPITULO III	175
ESTUDIO ECONOMICO.	
1.- Capital de Inversión.	176

	<i>Hoja</i>
2.- <i>Costo de Producción y Costo Total.</i>	185
3.- <i>Estado de Pérdidas y Ganancias.</i>	193
 <i>CAPITULO IV</i>	 200
<i>CONCLUSIONES.</i>	201
<i>APENDICE.</i>	203
 <i>BIBLIOGRAFIA.</i>	 225

C A P I T U L O

I

I.- INFORMACION SOBRE LA NECESIDAD DE PROCESAR ALQUITRAN ELIMINANDO LAS IMPORTACIONES DE SUS PRODUCTOS.

Para saber la importancia que puede representar en la economía nacional el procesamiento del alquitrán, es preciso conocer todos aquellos factores que de una u otra forma intervienen en su proceso; así pues, es necesario conocer cómo se obtiene y el aprovechamiento máximo posible.

El alquitrán se obtiene de la carbonización (coquizado) del carbón y la rama en que se sitúa es la Carboquímica.

La Carboquímica es la industria química que comprende los productos químicos orgánicos y/o mezclas de productos obtenidos en el proceso de carbonización del carbón mineral a altas temperaturas.

La carbonización es el proceso de destilación destructiva del carbón mineral a temperaturas controladas y en ausencia de aire; según el rango de temperaturas se clasifican en :

- a) de (500-700)°C gas y combustible para calefacción.
- b) de (700-900)°C gas blando y alto contenido.
- c) de (900-1175)°C gas para la industria metalúrgica.

En el coquizado de una tonelada de carbón se obtienen los siguientes subproductos primordialmente :

- a) Gas (3400 m³)
- b) Sulfato de Amonio (11 Kg.)
- c) Coque (750 Kg.)
- d) Alquitrán (32 Lts.)
- e) Aceite Ligero.
- f) Otros productos como: Benzol, Toluol, Xilol y Naftalina.

De todos estos productos se puede observar que :

- a) El gas contiene ciclopentadieno, cumarona, indeno y estireno-entre otros, pero no conviene procesarlo, dado que en México-cuenta con bastantes yacimientos de petróleo y gas para ésta-finalidad.
- b) El Sulfato de Amonio es un fertilizante.
- c) El Coque es el residuo carbonoso de la carbonización de carbones coquizables (antracita, lignita y otros). Los usos primordiales del coque son :
 - 1.- Material reductor para mineral de hierro en altos hornos.
 - 2.- En fundición de acero, como revestimiento refractario en los hornos de electrorefrigeración del aluminio y otros.
 - 3.- En la fabricación de electrodos, en el proceso de reducción electrolítica de la alúmina para obtención del aluminio.
 - 4.- Como agente reductor en la refinación de metales.
- d) El alquitrán es el producto que se desea procesar y de éste -se pueden obtener los siguientes subproductos principalmente:

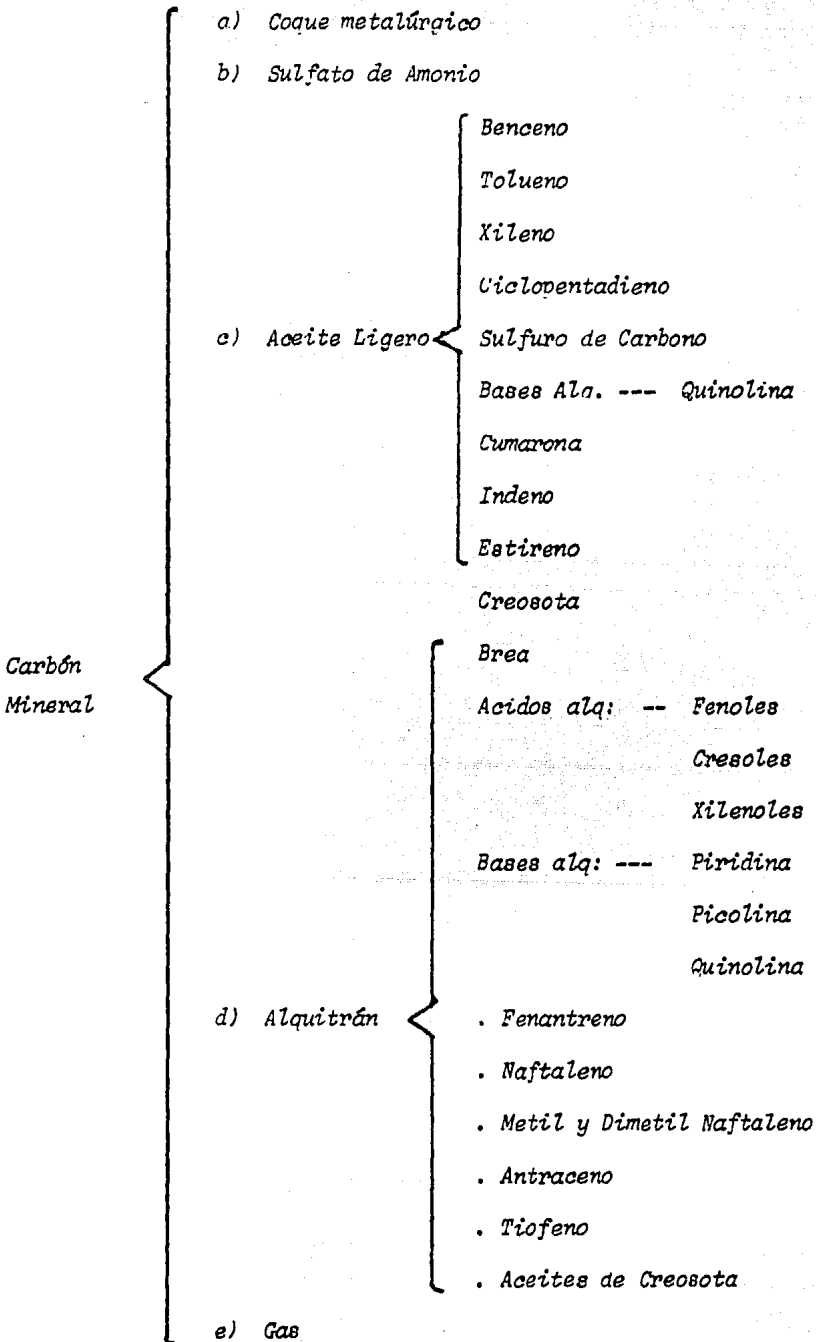
Antraceno, Acidos de Alquitrán, Bases de Alquitrán. Brea, -- Creosota, Fenantreno, Naftaleno y Tiofeno. Dentro de los ácidos de alquitrán se ubican: el Fenol, Cresoles y Xilenoles; - mientras que en las bases de alquitrán se engloban a la Piri-dina, la Picolina y la Quinolina, como se puede observar en - La figura A.

El carbón mineral que se extrae en México es el más indicado para la producción metalúrgica, es decir, es carbón altamente coquizable y su edad promedio es de 300 millones de años, de éste tipo de carbón México - tiene reservas para 50 años más.

Existe otro tipo de carbón, el no coquizable y que es útil como - combustible y el promedio en edad para este tipo de carbón es de 70 millo- nes de años y México tiene reservas potenciales de 600 millones de tonela- das.

De los diversos productos que se pueden obtener en la destilación de Alquitrán, algunos no son recomendables obtenerlos por este proceso, - ya que actualmente Pemex tiene proyectos de algunos de ellos como se pue- de apreciar en la Tabla I.

CLASIFICACION DE PRODUCTOS DE LA DESTILACION DE CARBON MINERAL



Luego entonces, no es conveniente obtener los xilenoles por destilación del alquitrán.

Los productos obtenibles por destilación del alquitrán tienen utilidad en diferentes ramas de la industria química, así se tiene que los diferentes productos tienen un uso tan diverso que va desde los colorantes, explosivos, perfumes, aislantes, caucho sintético, barnices y pinturas, - combustible, antisépticos y productos farmacéuticos (ver Figura A), es así que el alquitrán se debe impulsar para procesarlo, ya que el uso adecuado de los recursos con que cuenta el país, puede resultar benéfico en éstos tiempos en que la economía está tan deteriorada y donde la industria siderúrgica tiene un factor importante en el desarrollo industrial del país, como se observa de las importaciones hechas de estos productos, según lo muestra la Tabla II.

LAS IMPORTACIONES.

Actualmente en México se importan productos que bien podrían obtenerse por la destilación del alquitrán. La demanda de estos productos en el mercado nacional se analizará en base a la cantidad y a su valor equivalente y posteriormente se mostrará el estudio económico. De los productos que se importan están; Brea, Naftaleno, Fenol, Cresol, o-Cresol, p-Cresol, Piridina, Quinolina, Creosota, además se importan Coques y semicoques de Hulla, Alquitranes de Hulla y Coques de Brea.

Las importaciones en 1981 de estos productos llegaron a 35 173.3-M dólares que equivalen a 198 163.9 M toneladas.

Como se observa en la Tabla III, los alquitranes de Hulla no se importaron en 1981, sino hasta 1980, que los productos que más contribuyen son: Brea con 9 009.1 M dólares, el Coque y semicoque con 17 846.1 M dólares que representan el 25.6% y el 50.73% respectivamente; y con relación al volumen; de Brea se importaron 30 674.6 M Kg. y de Coques y semicoques 146 444.7 M Kg. que corresponden al 15.47 y al 73.90% respectivamente en peso.

La importación registrada en los últimos años ha sido para estos productos como se muestra en la Tabla IV. Como se puede apreciar hay variación en los incrementos de las importaciones anuales.

En México se importan estos productos debido a que la demanda es mayor que la oferta. Existen algunas plantas que procesan alquitrán. De las empresas que cuentan con plantas para procesar alquitrán están:

- 1.- Altos Hornos de México, S.A. (AHMSA)
- 2.- Industrial Minera México, S.A. (IMMSA)
- 3.- Hullera Mexicana, S.A. (HMSA)
- 4.- PROTEXA.

Se nota que son industrias ligadas a la metalurgia, lo cual explica la importación de Coque, esto significa que debe haber una integración en el procesamiento del alquitrán y la explotación del Carbón Coquizable, para que el aprovechamiento sea máximo, así que habrá que considerar las plantas existentes.

C A P I T U L O

I I

II.- ESTUDIO TECNICO.

1 - FACTORES QUE AFECTAN LAS CARACTERISTICAS Y PROPIEDADES DEL ALQUITRAN.

En el proceso del Alquitrán para saber qué productos de los posibles son recuperables y así poder fijar la base de diseño, se requiere conocer los parámetros bajo los cuales se trabaja; así se tiene que existen varios factores, los cuales afectan la producción de Alquitrán como son :

- a) Tipo carbón empleado
- b) Velocidad de coquizado
- c) Almacenamiento inadecuado del carbón.

a) Tipo de carbón empleado.-

Al carbón se le hacen varias determinaciones para saber sus características y así poder clasificarlo, dentro de las cuales estan las siguientes :

- 1) Humedad
- 2) Materia volátil
- 3) Carbón fijo
- 4) Contenido de cenizas

- 5) Evaluación térmica
- 6) Cenizas a temperaturas suaves
- 7) Densidad
- 8) Tamaño estable.

De todas éstas, las más importantes son: humedad, materia volátil, carbón fijo y contenido de cenizas; y la clasificación del carbón se puede hacer en base a dos características primordialmente que son:

Carbón fijo y

Capacidad calorífica

2 - CARACTERISTICAS DEL CARBON COQUIZABLE

La selección de carbones para la coquización depende de lo que se desea obtener, gas o coque.

Las propiedades del coquizado se refiere a la habilidad del carbón para producir coque que contenga satisfactoriamente: tamaño, potencia o fuerza y estructura.

El índice de carbones coquizables son localizados dentro del rango de los carbones de bituminosos de volátiles bajos, hacia los bituminosos C de volátiles altos.

Todos aquellos carbones que se localizan arriba o abajo de este rango medio de la clasificación, son no coquizables y por lo tanto no adaptables a la coquización.

El carbón coquizable de México presenta los siguientes análisis: Tablas VI, VII y VIII, mientras que las características a nivel mundial -

se pueden observar en la Tabla IX.

Una vez que el carbón ha sido lavado, se observan los análisis -- mostrados en la Tabla VIII. .

En los análisis realizados al Alquitrán, no se han detectado piridina, picolina, ni fenantreno.

b) *Velocidad de Coquizado.*

El tiempo que operan los hornos es de 17 hs.

La secuencia de carga es importante, pues si se hace en forma adecuada, se lograrían mínimas pérdidas de calor y un proceso continuo, ya que las cargas se realizan a diferentes tiempos.

La temperatura de operación se podría clasificar como de :

Baja temperatura de coquizado: 930° a 1380°F.

Temperatura media de coquizado: 1380 a 1650°F.

Temperatura alta de coquizado: 1650 a 2150°F.

De estos tres rangos, el que presenta una mayor producción de Alquitrán es el proceso de baja temperatura, sin embargo, presenta ciertas deficiencias como las siguientes:

No ha sido demostrado que el coque producido a baja temperatura - es recomendable en la industria metalúrgica.

Hay duda de si el coque de baja temperatura tiene cualquier ventaja sobresaliente, como mayor potencia reductora o que sea más manejable que el coque de alta temperatura.

La economía es discutible, debido a la baja producción de gas y a la dificultad de refinación del Alquitrán.

No ha sido ideado satisfactoriamente para producir coque de baja temperatura a gran escala. Las capacidades de las plantas son bajas, habiendo dificultades para el manejo de la masa del carbón en el estado plástico.

c) Almacenamiento inadecuado del carbón.-

Cuando se tiene un mal almacenamiento del carbón, se tienen decrementos en la calidad del coque producido, ya que sus características se ven afectadas, debido a que: el oxígeno presente en el aire, la humedad y los cambios de temperatura oxidan al carbón, esto origina que el carbón se tenga que almacenar en bodegas con paredes de concreto para que el carbón quede debidamente protegido, ya que puede ocurrir una combustión espontánea. El carbón que se oxida más fácilmente es el pulverizado, por lo cual se recomienda que se utilice carbón triturado al tamaño de partículas deseadas.

Por lo anteriormente expuesto, se partirá del rendimiento que tiene un proceso de coquizado a altas temperaturas y con un carbón coquizable que como el de México es bueno, aunque tiene el inconveniente de con-

tener un alto % en cenizas.

Para la segunda etapa de la siderúrgica Las Truchas (SICARTSA)- se utilizará el método directo en la reducción del fierro, lo cual significa que no utilizará coque, pues se basa en una mezcla de gas natural y vapor de agua.

3 - BASE DE DISEÑO.

La base de diseño de la planta de destilación, tiene como finalidad cubrir la demanda de los productos de destilación de Alquitrán hasta el año 2000, para lo cual se presentan tres opciones que consideran diferentes puntos de partida, con sus ventajas y desventajas respectivamente.

4 - OPCIONES.

OPCION A:

Se considera la producción actual de coque y el incremento de producción que tiene la industria siderúrgica hasta el año 2000, con lo cual se sabe la cantidad de Alquitrán disponible para ser procesado en este -- año.

OPCION B :

Parte de la producción actual de Alquitrán y sus derivados y el consumo esperado a fin de siglo y con esto se sabe qué cantidad de coque se produciría.

OPCION C :

Procesar únicamente la capacidad instalada de producción, sin considerar los incrementos en los insumos de coque de la industria siderúrgica y aumentar la capacidad de aquellos equipos de los productos de la destilación de Alquitrán que así lo requieran.

ANALISIS DE OPCIONES :

Existen varios puntos que se deben considerar como son:

Capacidad instalada de producción de coque 4 132 000 ton/año.

Capacidad instalada de producción de

Alquitrán	132 000 ton/año.
-----------	------------------

Sulfato de Amonio	25 200 ton/año.
-------------------	-----------------

Aceite Ligero	22 700 ton/año.
---------------	-----------------

Capacidad instalada de procesamiento de - -

Alquitrán	52 700 ton/año.
-----------	-----------------

Brea	47 500 ton/año.
------	-----------------

Creosota	28 500 ton/año.
----------	-----------------

Naftaleno	3 300 ton/año.
-----------	----------------

consumo actual de coque	(1981)	2 564 000 ton/año.
consumo esperado de coque	(2000)	5 300 000 ton/año.
consumo actual de alquitrán	(1981)	36 791 ton/año.
consumo esperado de alquitrán	(2000)	134 825 ton/año.

La opción A presenta las siguientes características: dado el consumo esperado de coque en el año 2000 y la capacidad de producción con -- que se cuenta actualmente, es necesario incrementar la capacidad de coque en 1 168 000 ton/año.

La disponibilidad de alquitrán adicional será

$$\frac{1\ 168\ 000\ \text{ton.} \times 46\ \text{Kg. alquitrán}}{\text{ton. de coque}} \times \frac{1\ \text{ton.}}{2\ 000\ \text{Kg.}} = 26\ 864\ \text{ton/año.}$$

por lo que la capacidad de producción de alquitrán sería de :

$$132\ 000 + 26\ 864 = 158\ 864\ \text{ton/año.}$$

lo cual implicaría que una vez procesado el alquitrán, se podría exportar el equivalente a :

$$158\ 864 - 134\ 825 = 24\ 039\ \text{ton/año de alquitrán, además de existir un incremento de :}$$

6 891 ton. de Sulfato de Amonio y

3 154 ton. de Aceite Ligero.

La opción B analiza la producción de Alquitrán que se debería tener partiendo de los consumos de los subproductos de destilación.

Los consumos esperados al año 2000 son:

Creosota 27 000 ton. (equivale a 16 200 ton de Antraceno).

Brea 95 000 ton.

Naftaleno 1 100 ton.

considerando que al Alquitrán procesado equivale a

brea = (60-80) %; Naftaleno = 12 %; Antraceno = (20-25) %; se tendrían los siguientes valores:

Alquitrán = $16\ 200 / 0.20 = 81\ 000$ ton. (base antraceno)

Alquitrán = $95\ 000 / 0.60 = 158\ 335$ ton. (base brea)

Alquitrán = $1\ 100 / 0.12 = 9\ 167$ ton. (base naftaleno)

lo cual dá valores muy diversos para tomarlos como base, dado que la brea es la más crítica, entonces habría un excedente en la capacidad de procesamiento de Alquitrán con respecto a su consumo esperado en el año 2000 :
 $158\ 335 - 134\ 825 = 23\ 510$ ton.

y existiría un exceso en mayor proporción con respecto al consumo esperado en antraceno y naftaleno.

$158\ 335 \times .225 - 16\ 200 = 35\ 467$ ton. de Antraceno

$158\ 335 \times .12 - 9\ 167 = 9\ 833.2$ ton. de Naftaleno.

La opción C considera procesar la capacidad total de producción de Alquitrán, es decir las 132 000 ton./año, lo que significa tener la necesidad de tener otra planta para procesar alquitrán en :

$132\ 000 - 47\ 500 = 79\ 300$ ton./año.

esta opción presenta las siguientes ventajas:

No es necesario incrementar la capacidad de producción de coque,-

las plantas actuales de naftaleno y creosota no tienen problemas de capacidad ya que no sería necesario ampliarlas y no se tendrían equipos sobre diseñados.

Las desventajas que presenta es la capacidad de procesar brea, -- que podría ser

por ampliación = $79\ 300 \times 0.6 = 47\ 580$ ton./año.

capacidad actual = 47 500 ton./año.

capacidad total 95 080 ton./año.

consumo estimado 95 000 ton./año.

Lo cual implica otra planta para procesar brea de diferentes grados para una capacidad de 47 500 ton./año.

De estas opciones, la 3a. es la que presenta mejores perspectivas y tomando en cuenta el consumo de alquitrán, se tienen las siguientes conclusiones

SUSTANCIAS	CAPACIDAD DE PLANTA NUEVA TON./AÑO.
Alquitrán	82 135
Brea	49 275
Naftaleno	no es necesaria
Antraceno	no es necesaria

5 - DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACION DE ALQUITRAN.

A.- El Alquitrán crudo es bombeado de los tanques de almacenamiento que operan a presión atmosférica y temperatura de 65°C pasando a través de --

cambiadores de calor para aumentar su temperatura y es llevado a un tanque de separación que opera a presión de 8.0 Kg./cm^2 y temperatura de 150°C , que son las condiciones óptimas para separar el agua del Alquitrán (Ver Diagramas 1 y 2).

B.- Una vez eliminada el agua, el Alquitrán es llevado a un horno para elevar su temperatura hasta $(300-350)^\circ\text{C}$, para que sea alimentado a la columna de destilación, la cual opera a presión atmosférica.

C.- En esta columna son separados los siguientes compuestos :

 Aceite Ligero

 Aceite Naftalénico

 Aceite Caliente

D.- El aceite ligero es condensado y después es recirculado una parte y la otra es almacenado.

E.- El aceite naftalénico pasa a través de una columna auxiliar, para eliminar todo el aceite ligero y se almacena para su posterior refinación.

F.- El aceite caliente, ya sin aceite ligero, ni naftalénico sale por el fondo de la columna; para aprovechar su calor se pasa a través de la columna auxiliar y después intercambia calor con el Alquitrán de alimentación.

G.- El aceite caliente sale a 220°C de los intercambiadores y es bombeado a otra sección del horno para que se eleve su temperatura hasta $(360-400)^\circ\text{C}$.

H.- Una vez que se ha calentado el aceite caliente, entonces pasa a una -

segunda columna de destilación que opera a una presión de vacío de 600 mm Hg. donde se obtienen las siguientes sustancias:

Aceite de Lavado

Aceite Antraoénico

Brea

I.- El aceite de lavado que sale por el cabzal, es condensado, va al tanque de vacío y posteriormente al tanque de reflujó para formar el sello, - la línea de vacío llega al tanque de vacío, pasando por una trampa para los condensables.

J.- El aceite antraoénico también se utiliza para calentar el Alquitrán, - pasa en seguida al tanque de sello, luego se enfría para finalmente ir al tanque de almacenamiento.

K.- La brea que sale por el fondo, cede calor al alquitrán en un intercambiador de calor, pasa hacia el tanque de sello y después al tanque colector, para finalmente ir al tanque de almacenamiento.

L.- La creosota es una mezcla de aceite de alquitrán (aceite antraoénico y brea primordialmente) y su producción estará en función de la demanda a cumplir.

6 - DESCRIPCION DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE BREA.

Esta planta tiene como finalidad obtener el grado de brea deseado, que consiste en elevar el punto de ablandamiento por eliminación de antraoeno. (Ver Diagramas 3 y 4).

A.- La brea se encuentra en los tanques de almacenamiento a una temperatura de 150°C y una presión atmosférica de donde es alimentada a un reactor por bombeo.

B.- Este reactor trabaja en operación Batch, la brea es calentada hasta 450°C (según tipo de brea que se requiera) y a una presión de vacio de 600 mmHg.

C.- Los vapores que se desprenden son llevados a una columna de rectificación donde la parte inferior (líquida) es recirculada y la fase vapor se condensa utilizando un aceite termoconductor, en seguida es llevado al tanque de sello y finalmente a un tanque de almacenamiento.

D.- Una vez terminada la operación, es descargada la brea por gravedad hacia los tanques de almacenamiento de brea tratada.

E.- En los tanques de almacenamiento la brea es mantenida a una temperatura de 250°C y presión atmosférica hasta que se pastilla, para salir a la venta en forma sólida.

7 - CARACTERISTICAS DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS.

Materias Primas :

Alquitrán.- Debido a que el alquitrán es un subproducto en la coquización del carbón, el análisis que pueda presentar es muy diverso, ya que hay -- factores que intervienen como el tipo de carbón hasta la operación y el -- tiempo de coquizado; aunque sus características difieren un poco, sólo en la operación de la planta se logran compensar éstos cambios. Un análisis generalizado es el siguiente:

Gravedad específica	25°C = 1.2
Viscosidad :N	20°C = 9 634 SSU
	50°C = 1 152 SSU
	60°C = 595 SSU
	70°C = 309 SSU
	80°C = 209 SSU

$$\text{Para viscosidad; } \log N = a - f \log T \text{ (Cts)}$$

$$T = \text{temperatura (} ^\circ\text{K)}$$

$$f = \frac{\log N_1 - \log N_2}{\log T_2 - \log T}$$

$$\log N = 58.01 - 21.90 \log T$$

$$\% \text{ sólidos suspensión} = 10.36$$

$$\text{Humedad : } 3 \%$$

$$\text{Insolubles en quinolina (2-5) \%}$$

$$\text{Insolubles en benceno (5-10) \%}$$

	% peso	Temp. 1er. gota	Temp./% composición
Aceite ligero	.5	(70-80)	180/95
Aceite naftaleno	12	200	240/95
Aceite lavado	5	(240-250)	290/95
Aceite Antraceno	22.5	290	360/60
Brea	60		

Productos:

Aceite Ligero.-

Este producto de la 1er. destilación del Alquitrán, dado que es muy poco, se almacenará y venderá como tal, para que sea procesado en la siderúrgica de Altos Hornos de México, que tiene el equipo y la capacidad necesaria.

Gravedad específica : a 25°C = (0.892 - 0.912)

Viscosidad a 32°C = 8.1 S.S.U.

Temperatura 1er. gota (70-80)°C

Temperatura 95% 180°C

Aceite Naftaleno:

Este producto que se obtiene a partir del Alquitrán, contiene hasta un 11% de carbón seco, este producto se enviará también a la planta de Altos Hornos de México para su refinación, dada la capacidad con que cuenta para este producto

Gravedad específica	a 20°C = 1.05
	a 100°C = 0.88
Punto de fusión	a 80.2°C (naftaleno puro)

Sublima bastante a temperatura superior a su punto de fusión.

Punto de ebullición (Naftaleno puro)	a 760 mm Hg = 217.9°C
	a 400 mm Hg = 193.2°C
	a 260 mm Hg = 167.3°C

Viscosidad	a 25°C = 32.0 S.S.U.
------------	----------------------

Residuo no volátil a 160°C	0.02 %
----------------------------	--------

Materia insoluble en benceno	0.02 %
------------------------------	--------

% Humedad	0.0 %
-----------	-------

Temperatura 1er. gota	200°C
-----------------------	-------

Temperatura 95 %	240°C
------------------	-------

Aceite lavado:

Este aceite se almacenará primero y después se enviará a la planta de AHMSA para la recuperación de aceite ligero a partir de la corriente de gas de los hornos de coquización.

Gravedad específica	a 20°C = 0.871
---------------------	----------------

Viscosidad	a 20°C = 12.4 Cps.
------------	--------------------

	a 100°C = 1.6 Cps.
--	--------------------

Temperatura 1er. gota	(240-250)°C
-----------------------	---------------

Temperatura 95%	(290)°C
-----------------	-----------

Aceite Antraceno:

Este producto saldrá a la venta y cuenta con las siguientes características:

Gravedad específica	a 27°C = 1.1
Punto de fusión (antraceno puro)	= 218°C
Punto de ebullición (antraceno puro)	a 760 mmHg = 342°C
Temperatura 1er. gota	290°C
Temperatura 60%	360°C

Brea:

A este producto, se le almacenará para su venta o para su posterior tratamiento si es que se desea elevar su punto de ablandamiento.

Gravedad específica	a 25°C = 1.3
Viscosidad	a 150°C = 600 S.S.U.
% de humedad	0.0 %
Punto de ablandamiento	= 72.6°C
puede ser entre (40 y 100)°C	
Insolubles en quinolina	13
Insolubles en benceno	30

El grado denominado "calidad de electrodos" debe cumplir con los siguientes parámetros:

Punto de ablandamiento	(107-113)°C
Insolubles en quinolina	(11- 15) %
Insolubles en benceno	(28- 36) %

Creosota:

Este producto es una mezcla de aceites de Alquitrán (60 % aprox. de antraceno) y debe presentar las siguientes características

% humedad	3.0
Gravedad específica a 38° C	(1.03)
Destilación	
0 - 210 °C	(0 - 5) %
0 - 235 °C	(5 - 25) %
0 - 270 °C	20% mínimo
0 - 355 °C	(60-85) %
insolubles en benceno %	0.5 máximo
Coque en el residuo de la destilación %	2.0 máximo
capacidad calorífica	a 70°C = 17 647 Btu/lb

Aceite Termoconductor:

No es un producto, sin embargo este aceite se utiliza en el enfriamiento de los vapores del antraceno en la planta de tratamiento de Brea, y presenta las siguientes propiedades:

Gravedad específica	a 25°C = 0.86
Acidez (ácido oleico)%	1.47
Azufre %	0.33
Calor específico	0.48 K cal/gr°C

Viscosidad	a 25°C = 200.6 S.S.U.
	a 50°C = 84.4 S.S.U.
	a 100°C = 40.2 S.S.U.

Limitante de viscosidad a 180°C = 1.5 centistokes

Tanto para el Alquitrán o la brea de alquitrán, se tienen las siguientes expresiones:

$$C = \frac{1}{D} (0.302 + 0.000656 T)$$

$$\delta \quad C = S (0.321 + 0.000694 T)$$

$$H = \frac{1}{D} (0.302T + 0.000328 T^2 - 19.3)$$

$$\delta \quad H = S (0.321T + 0.000347 T^2 - 20.5)$$

donde: C = calor específico $\frac{BTU}{lb. ^\circ F}$

D = Gravedad específica a 60/60 F

F = temperatura °F

S = fracción de materia soluble en benceno

H = contenido calor = $\frac{BTU}{lb}$

Calor latente de vaporización.

El rango de destilación desde naftas ligeras hasta aceites de antraceno pesados, muestra valores de 8.0 K cal para naftas ligeras a 15 K cal para aceites de antraceno (siendo calores latentes molares).

El calor latente específico que abarca el mismo rango es de 83 -- cal/g a 65 cal/g ó por la relación :

$$Le = d_{20} (116.1 - 0.143 Tb)$$

donde Le = calor latente específico de vaporización al punto de ebullición atmosférico (cal/g)

Tb = punto de ebullición promedio (°K).

8 - MEMORIAS DE CALCULO DE EQUIPOS.

Se procesarán 82 125 ton/año (225 ton/día) = 9.375 ton/hr. de alquitrán y la ubicación de la planta será en Monolova, Coahuila, debido a que la mayor producción de alquitrán es allá (70%), siendo el resto de la Siderúrgica Lázaro Cárdenas, Mich.

Los cálculos están basados en función del proceso de destilación de alquitrán.

SECUENCIA DE CALCULO DE RECIPIENTES.

Para el cálculo de recipientes se consideran los siguientes criterios generales:

- Tipos de Recipientes.

Para esta planta se manejan solo dos tipos: de balance y separadores.

Los recipientes de balance se usan para proporcionar cierta capacidad de almacenamiento de líquidos o también para balance de corrientes líquidas.

Los recipientes asentadores se emplean para separar mezclas de-

Líquidos inmiscibles de diferentes densidades.

- Posición del Recipiente.

La posición del recipiente puede ser horizontal o vertical, dependiendo de las necesidades del proceso, de ser posible se tratará de tener recipientes en posición horizontal, debido a que:

- Se manejan líquidos esencialmente libres de vapor o gas.*
- Se requieren tiempos de residencia amplios.*
- Se quiere tener la relación longitud/diámetro (L/D) grande, ya que si fueran de posición vertical aumentarían su gasto debido a la cimentación y a las plataformas requeridas.*
- Se desea tener recipientes estándares en medidas en función - que lo permitan las condiciones o características del proceso.*

- Tiempo de Residencia Mínimo.

Está dado en minutos entre el nivel máximo y mínimo y está en función del tipo de servicio o bien del proceso.

- Relación Longitud/Diámetro (L/D).

Se tienen los siguientes datos que dan una relación para un L/D para cualquier volumen de recipiente en función de la presión - de operación.

PRESION OPERACION (PSIG)	L/D
100 o menos	3
101 - 300	4
300 - 600	5

- *Diámetro.*

Con la gráfica de Abakians (14), se estima el diámetro, cuidando que la relación L/D quede dentro del rango establecido, donde F, es un parámetro dado por :

$$F = \frac{P}{CSE}$$

donde :

P = Presión de diseño, PSIG

C = Corrosión Permisible, Pulgadas

S = Esfuerzo permisible, PSI

E = Eficiencia de Soldadura

C = 0.02 pulgadas (22)

S = 13700 Psi C.S. S.A. 515

E = 0.85 Juntas circunferenciales, sin limitación de espesor --

(23)

- Dimensiones finales de los Recipientes.

- Para calcular las medidas obtenidas del cálculo se referirán a las medidas establecidas como comerciales.

- La fabricación de las cabezas de los recipientes varían de -- 0.5 ft. en 0,5 ft., por lo que el diámetro del recipiente se redondea según el caso al inmediato superior o inferior comercial.

- Para fijar la longitud del recipiente, es conveniente saber -- que el ancho de las placas comerciales son: 4,6,8,10 y 12 es decir, 1.21, 1.82, 2.43, 3.04 y 3.65 mt. respectivamente.

La longitud se redondea al ancho comercial de alguna de las -- placas o al ancho de una combinación de dos o más placas. -- Las placas más comunes son las de 6 y 8 ft.

- Niveles de Líquido.

- El nivel máximo que se considera es del 80% y un nivel del -- 60% normal cuando se trate de tanques pequeños.

La diferencia entre los niveles máximo y mínimo de líquido no debe ser menor de 15" para proporcionar un buen rango de operación al instrumento de nivel.

- Presión de diseño.

- Los equipos que operan a presión atmosférica no considera sobrediseño en dicha presión.

- Los equipos que operan a una presión mayor que la atmosférica tendrán una presión de diseño del 10% o 2 Kg/cm^2 más, empleándose el valor que resulte mayor.

9 - MATERIAL.

Se considera Acero al Carbón, el cual resiste la corrosión que -- pueden presentar los fluidos manejados.

SECUENCIA DE CALCULO DE RECIPIENTES DE BALANCE.

1.- Condiciones de Operación y Diseño.

Fluido, flujo, temperatura, presión y densidad del fluido.

2.- Características del Recipiente.

Posición, material.

3.- Dimensiones.

TIEMPO DE RESIDENCIA:

Para tanques de almacenamiento se consideran:

- El tiempo de suministro de la materia prima, de la cual se tiene que AHMSA no tiene problemas de suministro ya que trabaja -- los 365 días del año.
- La planta se localiza en el perímetro de AHMSA.
- El tiempo de residencia con que cuentan es de 15 días, por lo -- que se considera un tiempo de residencia de 4 días.

Para los tanques de producto intermedio o de producto terminado - se considera:

- El proceso, el cual es continuo.
- El mercado del producto no tiene problemas para desplazarse, debido a su consumo, ya que actualmente se importa como se observa en la Tabla III.
- Capacidad del tanque al 80% lleno.

Cálculo de Factor F.

Cálculo del diámetro basado en gráfica de Abakians (14) y el factor F.

Estimar L/D en función de la posición del tanque.

Calcular la longitud o altura del recipiente con el diámetro obtenido y - la relación L/D estimada.

$$L = D (L/D)$$

Calcular el volumen del recipiente.

$$V = \pi D^2 L/4$$

$$= 0.785 D^2 L$$

MEDIDAS FINALES.

El número de tanques se calcula con la capacidad a almacenar del tanque (ft^3) y el volumen calculado en el punto anterior (ft^3 /tanque

$$\text{No. Tanques} = \text{Capacidad Total Almacenar}/V$$

Y según el diámetro calculado con la gráfica de Abakians, ---

ajustar la longitud o altura del tanque a la medida comercial con los anchos comerciales de las placas mencionadas.

Con estas nuevas dimensiones, calcular el nuevo volumen (V') y calcular el % de llenado del recipiente, con la capacidad de almacenar y el número de tanques.

$$\% \text{ Llenado} = \text{Capacidad Total a Almacenar} / V' \times \text{No. Tqs.}$$

SECUENCIA DE CALCULO DE RECIPIENTES ASENTADORES.

En la separación por asentamiento de dos fases líquidas de densidades diferentes, la fase pesada tiende a separarse de la fase ligera debido a la influencia de la gravedad.

1.- CONDICIONES DE OPERACION Y DISEÑO,

Fluidos, Flujos, Temperatura y Presión, Viscosidad, Densidades.

donde :

$$V = S.S.U./4.6347$$

$$V = \text{Viscosidad } Q_s \text{ (centistoke)}$$

$$Z = \text{Viscosidad } C_p \text{ (Centipoise)}$$

$$Z = V S$$

$$S = \text{Gravedad específica.}$$

$$d_1 = \text{densidad de liq. pesado; lb/ft}^3$$

$$d_2 = \text{densidad del liq. ligero; lb/ft}^3$$

$$Z_1 = \text{viscosidad la fase pesada, } C_p$$

$$Z_2 = \text{viscosidad de la fase ligera, } C_p.$$

2.- CARACTERISTICAS DEL RECIPIENTE.

Posición y Material.

3.- DIMENSIONES.

Con objeto de lograr una efectiva separación, en un recipiente a. éste tipo, se debe proporcionar un tiempo de residencia para una fase líquida, mayor al tiempo requerido para la separación de ambas fases.

TIEMPO DE RESIDENCIA (θ_r) :

Está dado en minutos entre el nivel máximo y mínimo de líquido, - basado en la velocidad de asentamiento por la siguiente ecuación :

$$V_s = \frac{K_s (d_1 - d_2)}{Z}$$

donde :

V_s = velocidad de asentamiento; pul/min.

K_s = 0.303 (24)

El tiempo de residencia (θ_r) para cada fase debe ser mayor que el tiempo de asentamiento θ_s .

$$\theta_r > \theta_s$$

donde el tiempo de asentamiento está dado por

$$\theta_{st} = \frac{H}{V_s}, \text{ (minutos)}$$

y el tiempo de diseño de asentamiento, se recomienda fijarlo al doble --- del tiempo teórico, con objeto de evitar arrastres. (15).

$$\theta_{sd} = 2 \theta_{st}$$

donde:

d = diseño

t = teórico

El tiempo de residencia en minutos entre el nivel máximo y mínimo de líquido se selecciona de acuerdo a los siguientes servicios:

SERVICIO	θ_r Minutos
Alimentación a un calentador o reactor.....	25
Alimentación a una torre ligada a un cuarto de control separado.....	15
Alimentación a una unidad de proceso, pero recibe el líquido de un equipo fuera de la planta.....	15
Alimentación a una unidad de proceso, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado.....	20

Altura Mínima (H_{min}) :

La distancia mínima de la línea de tangencia al centro de la boquilla es :

$$h_{\text{mín}} = 6'' + \frac{db}{2}, \text{ pulgadas}$$

donde:

db = diámetro de la boquilla en pulgadas.

Con la altura mínima se calcula θ_{st} y θ_{sd} y se comparan los valores obtenidos con los recomendados según el servicio y se selecciona el valor más alto.

VOLUMEN NECESARIO, (V) :

El volumen necesario para separar los líquidos se estima con el tiempo de residencia (θ_r).

$$V = F \times \frac{\theta_r}{60}, M^3$$

donde:

F = flujo en M^3/Hr

θ_r = tiempo de residencia en minutos

El diámetro (D) para separar los líquidos será :

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}$$

se supone $L/D = 5$ y se sustituye para quedar

$$V = \frac{\pi D^2 5D}{4} = \frac{5 \pi D^3}{4}$$

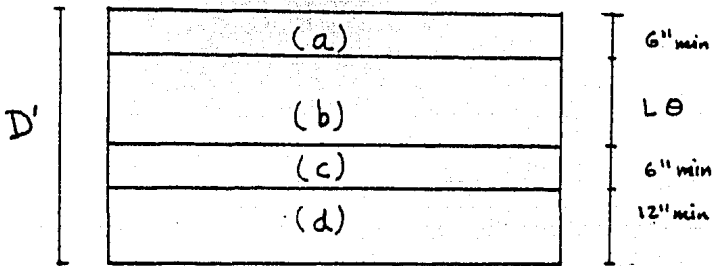
despejando

$$D = \sqrt[3]{\frac{V \times 4}{5 \pi}}$$

El diámetro calculado para separar el líquido más denso deberá --

ser mayor que el calculado, para el líquido menos denso.

Las distancias mínimas en un tanque separador son mostradas en -- el siguiente dibujo.



El diámetro del tanque (D') será entonces:

$$D' = a + b + c + d + e$$

donde $b = D$

Para calcular el diámetro se utiliza la gráfica de Abakians (14)

MEDIDAS FINALES.

con éste diámetro y con los anchos de las placas comerciales se calcula la longitud adecuada para tener el volumen deseado.

PLANTA DE TRATAMIENTO DE ALQUITRAN.

A.- Tanques de Almacenamiento de Alquitrán.

Dada la producción de Altos Hornos de México, S.A. de Alquitrán, se puede tener un tiempo de residencia $t_p = 5 \text{ días}$.

A.1.) Condiciones de operación y diseño.

	Diseño	Operación	Máxima
Temperatura (°C)	45	65	75
Presión (PSIG) Lleno Liq.	$\rho = 1.2$		
Densidad =	1.2		
Flujo =	$9,375/1.2 = 7.8125 \text{ m}^3/\text{Hr.}$		

A.2.) Características.

Tipo de tanque *vertical*
 Material *acero al carbón*

Requiere de calentamiento para mantener la temperatura.

A.3.) Dimensiones.

Tiempo de residencia = 4 días

Capacidad a almacenar = 937 M^3

Factor F = 0.06

de gráfica de Abakians (14)

D = 6.5

dado el tipo de tanque vertical, se considera $\frac{L}{D} = 1.5$

$$L = \frac{L}{D} \times D$$

$$= 1.5 \times 6.5$$

$$= 0.75 \text{ mt.}$$

$$V = 0.785 \times 6.5^2 \times 9.75$$

$$= 323.37 \text{ M}^3$$

MEDIDAS FINALES.

$$\text{No. Tanques} = 937/323.37 = 2.89$$

$$= 3$$

Dado el ancho comercial de las placas, la altura se ajusta a ---
9.72 mt (con dos láminas de 3.65 mt y otra de 2.43).

El volumen V' será :

$$V' = 0.785 \times 6.5^2 \times 9.72$$

$$= 322.37 \text{ M}^3$$

$$\text{No. Tanques} = 3$$

$$\text{Diámetro} = 6.5 \text{ mts.}$$

$$\text{Altura} = 9.72 \text{ mts.}$$

$$\text{Capacidad/tq.} = 322.37$$

B.- Tanque separador a Presión (asentador).

El objetivo de este recipiente, es separar el agua que contenga -
el alquitrán, para lo cual es necesario romper el equilibrio que existe y
ésto se logra cuando se tienen los siguientes parámetros (15):

$$\text{Presión} = (7.6 - 8.0) \text{ Kg/cm}^2 \text{ G}$$

$$\text{Temperatura} = (145 - 155) \text{ }^\circ\text{C}$$

B.1.) Condiciones de Operación y Diseño.

$$\text{Presión operación de } 8.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ G}$$

$$\text{Se separa el } 3\% \text{ de } \text{H}_2\text{O} = 9.0 \times 0.03 = .27 \text{ M}^3/\text{Hr de } \text{H}_2\text{O}$$

Temp. OP = 150°C; Temp. Dis = 165°C

$$S = 1.08 \text{ a } 150^\circ\text{C}$$

$$d_1 = 62.37 \times 1.08 = 67.36 \text{ lb./ft}^3$$

$$Z_1 \text{ a } 150^\circ\text{C} = 10.25 C_p$$

$$Z_1 \text{ a } 150^\circ\text{C} = 44 \text{ S.S.U.}$$

$$Z_2 = 1 C_{ps}$$

B.2.) Características.

Tipo tanque = horizontal

Material = acero al carbón

B.3.) Dimensiones.

1 = fase pesada (alquitrón) 2 = fase ligera (agua).

$$V_{S_1} = 0.303 (67.36 - 57.307) / 10.25 = 0.29 \text{ pulg/min.}$$

$$V_{S_2} = 0.303 (67.36 - 57.307) / 1 = 3.04 \text{ pulg/min.}$$

Altura mínima. (H min).

$$db = 2''$$

$$H_{1min.} = 6'' + \frac{db}{2}$$

$$= 7'' = 17.8 \text{ cm}$$

$$\theta_{S_{t1}} = \frac{1.74}{0.29} = 6 \text{ min.}$$

$$\theta_{S_{d1}} = 2 \times 6 = 12 \text{ min.}$$

$$\therefore \theta_{Sr_1} = 15 \text{ minutos}$$

$$\text{Flujo de alquitrán} = 9.0 \text{ M}^3/\text{Hr}$$

$$\text{Volumen necesario para el alquitrán} = 9 \times 15/60 = 2.25 \text{ M}^3$$

Flujo de agua a separar

$$F = 9.0 \times 0.03 = 0.27 \text{ M}^3/\text{Hr.}$$

Volumen necesario para el agua, se supone $\theta_{r^*} = 5$ minutos

$$= 0.27 \times 5/60 = 0.225 \text{ M}^3$$

$$\theta_{St_2} = \frac{6''}{3.04} = 2 \text{ minutos.}$$

$$\theta_{Sd_2} = 2 \times 2 = 4 \text{ minutos.}$$

$$\theta_{r^*} > \theta_{Sd_2}$$

como: 5 minutos > 4 minutos

entonces θ_{r^*} para el agua esta bien.

$$\text{Si se considera } \frac{L}{D} = 5$$

$$\text{entonces } V = \frac{\pi D^2 5 D}{4} = \frac{5 \pi D^3}{4}$$

despejando:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{5 \times \pi}}$$

para el alquitrán:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2.25}{5 \times 3.1416}} = 0.83 \text{ M.}$$

para el agua

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0.2225}{5 \times 3.1416}} = 0.178 \text{ M.}$$

con los 5 minutos de residencia para el agua se obtiene un diámetro de -

17.8 cm, el cual es mayor que el mínimo de 6 pulg (15.24 cm), por lo --
que el diámetro del tanque calculado es: $a + b + c + d$.

$$a = 17.8 \text{ cm.}$$

$$b = 83.0 \text{ cm.}$$

$$c = 17.8 \text{ cm.}$$

$$d = 30.0 \text{ cm.}$$

$$D = 148.6 \text{ cm.}$$

como $\frac{L}{D} = 5$; $L = (5) (1.48) = 7.4 \text{ M}$

si se considera $\frac{L}{D} = 4$ y $\frac{L}{D} = 3$ se tendrán los siguientes resultados:

$\frac{L}{D}$	D_{total} metros	L_{total} metros
3	1.67	6.24
4	1.56	5.01
5	1.48	7.4

Para estimar el diámetro se hará por la gráfica de Abakians; -

(14)

$$F = P / (c s e)$$

C = corrosión permisible; (pulgadas)

S = esfuerzo permisible (psi)

E = eficiencia de soldadura; (%)

$$P_D = 142.2 \text{ psig}$$

$$C = 0.02 \text{ pulgadas}$$

$$S = 13700 \text{ psi C.S. SA 515}$$

$$E = 0.85$$

$$F = 142.2 / (.02 \times 13700 \times 0.85) = 0.61$$

$$\text{Vol. Total} = \frac{\pi D^2 L}{4} = \frac{\pi 1.67^2}{4} (6.24) = 13.668 \text{ M}^3 (2553.38 \text{ ft}^3)$$

para $F = 0.6$ y este volumen \longrightarrow Se recomienda

$$D = 1.52 \text{ mt.} \longrightarrow \frac{L}{D} = 4 \longrightarrow L = 6.08 \text{ mts.}$$

con lo cual se utilizarían 2 placas de 3.04 mts. de ancho, entonces las medidas serán :

$$D = 1.50 \text{ mt.}$$

$$L = 6.08 \text{ mts.}$$

$$\text{Vol} = 11.032 \text{ mt}^2$$

C.- Tanques de Almacenamiento de Productos.

C.1.) Aceite Ligero.

C.1.1.)	Condiciones	Diseño	Operación
	Flujo lb/hr	130	118
	Temperatura, °C	50	35 - 40
	Presión, psig	lleno liq. $P = 1.0$	Atmosférico
	Densidad	1.0	0.9

C.1.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero al carbón

C.1.3) Dimensiones

Tiempo residencia, días	5
Gasto total; $m^3/día$	1.418
Capacidad real $M^3 (ft^3)$	7.08 (250)
Capacidad total 80% $M^3 (ft^3)$	8.85 (312)

$$F = P/CSE$$

$$= 14.22 / (.02 \times 13\,700 \times 0.85)$$

$$= 0.06$$

Con gráfica de Abakians (14)

$$D = 5.0 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = 4$$

$$L = 5 \times 4 = 20$$

$$V = .785 \times 5^2 \times 15$$

$$= 392 \text{ Ft}^2$$

Medidas finales:

No. de tanques	=	1
Diámetro, Ft	=	5
Longitud Ft	=	20
%	=	80.0

C.2) ACEITE NAFTALENO.

C.2.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	2 662.4	2 420.36
Temperatura	115	100
Presión (PSIG)	Lleno liq. $\rho = 0.95$	Atmosférico
Densidad	0.95	

C.2.2) Características

Tipo	Horizontal
Tapa	plana
Material	acero al carbón

C.2.3) Dimensiones

Tiempo residencia, días	4
Gasto total; $M^3/día$	30.6
Capacidad real M^3 (ft^3)	122.3 (4315.6)
Capacidad total 80% M^3 (Ft^3)	152.875 (5 394.6)

$$F = .12$$

De gráfica de Abakians (14)

$$D = 9 \text{ Ft}$$

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$L = 27$$

$$V = .785 \times 9^2 \times 27$$

$$= 1716.8 \text{ Ft}^3$$

$$\text{Número de tanques} = 5\ 394/1716.8$$

$$= 3$$

Medidas finales:

No. de tanques :	2
Diámetro Ft	10
Longitud Ft	30
%	91.6

C.3) ACEITE LAVADO.

C.3.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	1602.5	1456.81
Temperatura °C	100	60-80
Presión PSIG	Lleno liq. $\rho = 1.0$	
Densidad	1.0	

C.3.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero al carbón

C.2.3) Dimensiones

Tiempo residencia, días	4
Gasto total; $M^3/día$	17.48
Capacidad real $M^3 (Ft^3)$	69.92 (2467.3)
Capacidad total $M^3 (Ft^3)$ al 80%	87.4 (3084.1)

$$F = .12$$

De gráfica de Abakians (14)

$$D = 7.5$$

$$\frac{L}{D} = 3.$$

$$L = 24$$

$$V = .785 \times 7.5^2 \times 24.0$$

$$= 1059.75 \text{ Ft}^3$$

$$\text{No. de tanques} = 3084.1/1059.75 = 2.91$$

Medidas finales:

No. de tanques	=	2
Diámetro, Ft	=	10
Longitud, Ft	=	20
%		78

C. 4) ACEITE ANTRACENO.

C. 4.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	5911.63	5374.21
Temperatura °C	180	80
Presión PSIG	Lleno Liq. $P=1.2$	Atmosférico
Densidad	1.2	

C. 4.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero al carbón

C. 4.3) Dimensiones

Tiempo residencia, días	4
Gasto total $M^3/día$	53.742
Capacidad real $M^3 (Ft^3)$	214.96 (7585.4)
Capacidad total al 80% $M^3 (Ft^3)$	269 (9492.35)

$$F = .12$$

Con gráfica de Abakians (14)

$$D = 10$$

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$L = 10 \times 3 = 30$$

$$V = .785 \times 10^2 \times 30$$

$$= 2355 \text{ Ft}^3$$

Medidas finales.

No. de tanques	4
Diámetro, Ft	10
Longitud, Ft	30
% Llenado	80

C. 5) BREA.

C. 5.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	16 350	14 863.6
Temperatura °C	165	150
Presión	Lleno liq. P=1.3	Atmosférica
Densidad	1.3	

C. 5.2) Características.

Tipo	vertical
Tapa	plana
Material	acero al carbón

C.5.3) Dimensiones

Tiempo de residencia	2 días (Nota. 4)
Gasto total M^3 /día	137.28
Capacidad total M^3 (Ft^3) al 90%	305.06 (10765) (Nota 4)

$$F = .01$$

De gráfica de Abakians (14)

$$D = 15 \text{ Ft}$$

$$\frac{L}{D} = 2$$

$$L = 15 \times 2 = 30$$

$$V = .785 \times 15^2 \times 30$$

$$= 5298.75 \text{ Ft}^3$$

$$\text{Número Tanques} = \frac{10765}{5298}$$

$$= 2.031$$

Méridas Finales.

No. de tanques	2
Diámetro Ft	15
Altura Ft	30
% Llenado	90

C.6) TANQUE DE PURGAS.

C.6.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	593.6	539.6
Temperatura	150	50
Presión	Lleno Liq. $P=1.0$	Atmosférico
Densidad	1.0	

Nota 4.- La capacidad de la planta de brea es de 130 ton/día (11915 lb/hr); cada Batch tarda en promedio 8 hrs.

C.6.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	semiesférica
Material	acero carbón

C.6.3) Dimensiones

Tiempo de residencia;Hr	12.0
Gasto total M^3/hr	0.27
Capacidad real $M^3 (Ft^3)$	3.24 (114.3)
Capacidad total $M^3 (Ft^3)$ al 80%	4.05 (143)

$$F=0.06$$

De gráfica de Abakians (14)

$$D = 4 \text{ Ft}$$

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$L = 12 \text{ Ft}$$

$$V = .785 \times 4^2 \times 12$$

$$= 150 \text{ Ft}^3$$

Medidas finales:

No. tanques	1
Diámetro, Ft	4
Longitud, Ft	12
% llenado	80

D. TANQUES DE SELLO.

D.1) ACEITE ANTRACENO.

D.1.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	5 911.6	5 374.21
Temperatura °C	300	300
Presión mmHg	600	600
Densidad	0.95	
D.1.2) Características		
Tipo		horizontal
Tapa		plana
Material		acero carbón
D.1.3) Dimensiones		
Tiempo de residencia		15 minutos
Gasto total M ³ /hr		2.83
Capacidad real M ³ (Ft ³)		0.7075 (25)
Capacidad total M ³ (Ft ³) al 60%		1.179 (41.6)
F = .06		
D = 3 Ft		
$\frac{L}{D} = 2$		
L = 6 ft		
V = .785 X 9 X 6		
= 42.39 Ft ³		
Medidas finales:		
No. de tanques	1	
Diámetro, Ft	3	

Longitud, Ft	6
% llenado	60
T. residencia min.	15

D.2) ACEITE DE LAVADO.

D.2.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	1 602.5	1 456.81
Temperatura °C	260	250
Presión (mm Hg)	600	600
Densidad	0.9	

D.2.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero carbón

D.2.3) Dimensiones

Tiempo residencia	15 minutos
Gasto total M ³ /hr	0.81
Capacidad real M ³ (Ft ³)	0.2025 (7.145)
Capacidad total M ³ (Ft ³) al 60%	0.3375 (11.90)

$$F = .06$$

Con la gráfica de Abakians (14) no da un diámetro por ser muy pequeño el volumen, entonces se tomará

$$D = 3 \text{ Ft}$$

$$L = 4.0$$

$$V = .785 \times 9 \times 4.0$$

$$= 28.26 \text{ Ft}^3$$

Medidas Finales:

No. de tanques	1
Diámetro, Ft	3
Longitud, Ft	4
%	60
T residencia, min. =	35

D.3) BREA.

D.3.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	16 350	14 863.6
Temperatura °C	300	300
Presión (PSIG)	lleno liq. $P = 1.3$	0 PSIG
Densidad	1.2	

D.3.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero al carbón

D.3.3) Dimensiones

Tiempo de residencia, min.	15
Gasto total M^3 /min.	0.0952797
Capacidad real M^3 (Ft^3)	1.42 (50.5)
Capacidad total M^3 (Ft^3) al 80%	1.78 (63)

$$F = 185 / (.02 \times 13700 \times 0.85)$$

$$= 0.794$$

Con gráfica de Abakians (14)

$$D = 3 \text{ Ft}$$

$$\frac{L}{D} = 3$$

$$L = 3 \times 3 = 9$$

$$V = .785 \times 9 \times 12$$

$$= 63.58 \text{ Ft}$$

Medidas Finales:

No. de tanques	=	1
Diámetro, Ft	=	3
Longitud, Ft	=	9
%	=	80

D.4) BREA. (Tanque de paso)

D.4.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	16 350	14 863.6
Temperatura °C	300	200
Presión	lleno liq. $P = 1.3$	
Densidad	1.2	

D.4.2) Características

Tipo	vertical
Tapa	plana
Material	acero al carbón

D.4.3) Dimensiones

Tiempo de llenado a Hr.	12
Gasto total M^3/hr	5.72
Capacidad real $M^3 (Ft^3)$	68.6 (2422.13)
Capacidad total $M^3 (Ft^3)$ al 90%	76.22 (2689.7)

$$F = .035$$

De gráfica de Abakians (14)

$$D = 10 \text{ Ft}$$

L

$$\bar{D} = 1.5$$

$$L = 10 \times 1.5 = 15 \text{ Ft}$$

$$V = .785 \times 10^2 \times 16$$

$$= 1256 \text{ Ft}^3$$

$$\text{No. de tanques} = 2689.7/1256$$

$$= 2.14$$

Medidas Finales:

No. de tanques	2
Diámetro, Ft	10
Altura, Ft	16
% llenado	95

E) TANQUES DE REFLUJO.

E.1) ACEITE LIGERO.

E.1.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	130	118
Temperatura °C	160	155
Presión	Lleno Liq. $\rho = 1.0$	Atmosférica
Densidad	1.0	

E.1.2) Características

Tipo	horizontal
Tapa	plana
Material	acero carbón

E.1.3) Dimensiones

Tiempo de residencia, min.	3
Gasto total M^3/Hr	0.059
Capacidad real $M^3 (Ft^3)$	0.00295 (0.104)
Capacidad total $M^3 (Ft^3)$ al 60%	0.0049 (0.173)

$$F = 0.06$$

$$D = 3.0 \text{ Ft}$$

$$L = 4.0 \text{ Ft}$$

$$V = .785 \times 9 \times 4$$

$$= 28.26 \text{ Ft}^3$$

Medidas Finales:

No. de tanques	1
Diámetro, Ft	3
Longitud, Ft	4

E.2) ACEITE LAVADO.

E.2.1) Condiciones	Diseño	Operación
Flujo lb/hr	1602.5	1456.8
Temperatura °C	260	250
Presión mmHg	760	600
Densidad	0.8	
E.2.2) Características		
Tipo		horizontal
Tapa		plana
Material		acero carbón
E.2.3) Dimensiones		
Tiempo residencia, min.		3
Gasto total M ³ /hr		0.911
Capacidad real M ³ (Ft ³)		0.0455 (1.6)
Capacidad total M ³ (Ft ³) al 60%		0.0759 (2.67)
F =	0.06	
D =	3.0	
L =	4.0	
V =	28.26 Ft ³	
Medidas Finales:		
No. de tanques	1	
Diámetro, Ft	3	
Longitud, Ft	4	

F.- Calentador a Fuego Directo. (4)

(Fig. B)

Estará calculado en dos partes, ya que la primera suministrará el calor necesario para elevar la temperatura del alquitrán antes de entrar a la 1a. columna de destilación y la segunda parte elevará la temperatura del aceite caliente antes de entrar a la 2a. columna.

Para el cálculo del Calentador a Fuego Directo, se consideran los siguientes criterios (ver nota).

- 1.- La eficiencia global para procesos con calentadores sin aire precalentado, se encuentran en un rango del (70 - 80) %, basado en el calor neto de calentamiento.
- 2.- Un exceso usual de aire para la combustión es del (15 - 25) % cuando se emplea gas y del (25 - 40) % para diésel.
- 3.- Los coeficientes de transferencia por el lado de los tubos está en un rango de (10 000 - 15 000) BTU/Hr/ft² de superficie del tubo.
- 4.- La caída de presión en los quemadores es un dato que generalmente suministra el fabricante de dichos quemadores y depende del tipo de quemador y del combustible.

Un valor normal es el de 0.25 pulg de agua.
- 5.- Para el diseño de la chimenea, se tienen velocidades para el flujo de gas en la chimenea de 30 ft/seg.
- 6.- El calentador se divide en dos zonas: el de convección y el de radiación (Figura B) en la zona de radiación se tiene una absorción del

(65 - 75)%.

- 7.- Para el diseño del calentador se calculan los serpentines por ubicación (convención y radiación).
- 8.- El tipo de calentador a utilizar se escoge de "Llama ascendente doble", el cual está formado por un altar central, donde se pueden colocar dos serpentines en un solo calentador, dado que es para una capacidad mediana o grande y se aprovechará el arreglo que se propone como se observa en la Figura C.
- 9.- El combustible requerido se basa en los aspectos técnicos y económicos de acuerdo a los siguientes criterios:
 - a) Combustible disponible.
 - b) Si se dispone en la cantidad necesaria.
 - c) El precio de dicho combustible.
 - d) El combustible preferido según el tipo de calentador.

Así se tiene que el combustible a utilizar es el gas natural, ya que se encuentra en cantidad suficiente, su precio es de 1.808 pesos/m³ - y que además se recomienda este combustible para el tipo de calentador que se diseña.

SECUENCIA DE CALCULO

- 1.- Datos.
- 2.- Cálculo de la zona de radiación.
- 3.- Proposición de la geometría para la zona de radiación A:H:L.

- 4.- *Convergencia a un valor óptimo A:H:L.*
- 5.- *Verificación térmica para la zona de radiación.*
- 6.- *Cálculo de la zona de convección.*
- 7.- *Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.*
- 8.- *Convergencia en número entero el número de hileras.*
- 9.- *Cálculo de las caídas de presión en el banco de tubos para los gases de combustión y para el fluido en los tubos.*
- 10.- *Cálculo de la Chimenea.*
- 11.- *Cálculo de la emisión del contaminante.*

donde :

- A: *ancho de la cámara, pies.*
- A_{cp} : *área de plano frío, pies².*
- A_f : *superficie total por concepto de aletas por hilera, pies²/hilera.*
- A'_f : *área de flujo de los gases de combustión en la sección de convección, pies².*
- AMA: *límite superior de convergencia de la altura de la caja, - pies.*
- AMI: *límite inferior de convergencia de la altura de la caja, - pies.*
- A_r : *área de absorción de calor en radiación, pies².*
- A_t : *área total de tubos lisos en convección, pies².*

- A'_t : *área de tubos lisos por hilera, pies²/hilera.*
 A_w : *área de refractario, pies²/hilera.*
 B : *inclinación del hombro de la caja, grados.*
 $CATH$: *distancia del cateto horizontal del triángulo del hombro de la caja, pies.*
 CC : *distancia entre centro de quemadores y centro de tubos, - pies.*
 $C_{o\ max}$: *concentración máxima de contaminante, ppm.*
 C_p : *calor específico del fluido, BTU/lb °F*
 D : *diámetro interno de tubos, pies/diámetro chimenea.*
 d_o : *diámetro externo de tubos de convección, pulg.*
 DF : *diámetro de tubo más alata, pies.*
 $DTES$: *distancia entre las dos paredes que limitan la zona de -- convección y los tubos escudo (pies).*
 D_v : *diámetro hidráulico volumétrico (pies).*
 E : *eficiencia de la alata.*
 E_g : *emisividad del gas a la temperatura de radiación de la ca mara de combustión.*
 F : *factor de forma.*
 f : *factor de fricción.*
 FC : *flux térmico en convección, calculado, BTU/Hr. pie².*
 $FLUXMAX$: *flux máximo permisible en la zona de radiación. BTU/Hr, pie².*
 FXP : *flux promedio en radiación, BTU/Hr. pie².*

- FXR: *flux real en radiación, BTU/Hr, pie².*
- FX1: *flux radiante térmico empleado en la convergencia de temperatura de gas, BTU/Hr. pie²*
- FX2: *flux radiante térmico empleado en la convergencia de temperatura de gas, BTU/Hr. pie²*
- g_o : *constante gravitacional, 32.17 lbm pie / lbf seg².*
- G_{max} : *masa velocidad máxima de los gases de combustión, lb / - seg pie².*
- H : *altura total de la cámara de combustión, pies.*
- H: *altura efectiva de emisión.*
- h: *coeficiente de transferencia de calor, BTU/Hr. pie² °F.*
- Subíndices: (h)
- c *convección total*
 - c_g *gas y tubos lisos*
 - f *alata*
 - i *interno*
 - r *radiación*
 - w *pared*
- HC, H_e : *altura efectiva de la chimenea, pies.*
- HCA: *altura de la caja, pies.*
- HH: *altura del hombro, pies.*
- HHV: *poder calorífico total del combustible, BTU/lb*
- HIPH: *distancia del hombro de la caja, pies.*
- k: *conductividad térmica de la alata, BTU/Hr Ft²°F/pie*

$^{\circ}\text{F}/\text{pie.}$

$L:$	longitud de tubos, pies.
$L':$	longitud de trayectoria del gas, pies
$L_c:$	longitud de tubos de la sección de convección, pies.
$LMH:$	longitud media del haz radiante, pies.
$LMI, LMA:$	límites mínimo y máximo de la convergencia de longitud de tubos, pies.
$L_R:$	longitud de tubos de la sección de radiación, pies.
$LMTD:$	diferencia de temperaturas media logarítmica, $^{\circ}\text{F.}$
$M_c:$	peso molecular del contaminante, lb/lbmol.
$NT:$	número de tubos totales, en la zona de radiación.
$NTES:$	número de tubos escudo.
$NTH:$	número de tubos en el hombro.
$NTV:$	número de tubos verticales.
$OD:$	diámetro externo de tubos, pies.
$OD_c:$	diámetro externo de tubos en convección, pies.
$OD_R:$	diámetro externo de tubos en radiación, pies.
$PA:$	número de aletas por pulgada.
$PCH:$	distancia entre centros de tubos, pies.
$P_{\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}}$	presión parcial del CO_2 y H_2O , atm.
$PCR:$	porcentaje de absorción de calor en radiación, %.
$P_v:$	carga velocidad de los gases de combustión, pulg. H_2O .
$q_a:$	calor sensible del aire de combustión, BTU/Hr.
$Q_{\text{abs}}:$	calor absorbido por el CFD, BTU/Hr.
$Q_{\text{ne}}:$	calor neto por transferir, BTU/Hr.

- Q_c : calor absorbido en convección, BTU/Hr.
 Q_{g2} : calor de los gases de combustión, BTU/Hr.
 q_{r1} : calor que se pierde en el CFD, BTU/Hr.
 q_R, Q_r : calor absorbido en radiación, BTU/Hr.
 Q_s : calor en la chimenea, BTU/Hr.
 q_{s1} : pérdidas de calor por radiación, BTU/Hr.
 R_e : número de Reynolds.
 S_t : pitch longitudinal de la sección de convección, pies.
 S_{tc} : pitch transverso de la sección de convección, pies.
 SUL : superficie por unidad de longitud en radiación, pies² / -
 pie.
 $SULC$: superficie por unidad de longitud en convección, pies² / -
 pie.
 T : temperatura, °F.
 T_{BX} : temperatura en el puente.
 T_G, t_g : temperatura promedio de los gases en la cámara
 de combustión.
 T_G : temperatura promedio de los gases en la zona -
 de convección.
 $T_{PF}, T_{av.f}$: temperatura promedio del fluido.
 T_{PT} : temperatura promedio del tubo.
 T_t, T_w : temperatura de la pared del tubo.
 T_s : temperatura de la chimenea.
 $T1$ y $T2$: temperaturas de entrada y salida del fluido.

- u : velocidad del viento, mph.
 U_c, U : coeficiente global de transferencia de calor, BTU/Hr. ---
 pie² °F.
 W_c : gasto de contaminante, lb/Hr.
 W_g : gasto de los gases de combustión, lb/Hr.
 x : altura de la aleta, pulg.
 $XLTT$: longitud total que se tiene que emplear para un determina
 do tipo de tubos, dentro de la zona de radiación, pies.
 Y : altura de la aleta, pulg.

LETRAS GRIEGAS :

- α : factor de efectividad de los tubos.
 β : factor de radiación de la pared en la sección de convec-
 ción.
 ρ_g : densidad de gases, lb/pie³.
 ϵ_g : emisividad de gases.
 σ : constante de Stefan - Boltzman, 0.173×10^{-8} BTU / Hr. --
 pie² °R⁴.
 μ, μ_w : Viscosidad del gas a T y T_w , lb / Hr. pie.
 $\Delta \rho$: tiro producido por diferencia de densidad, pulg. H₂O.
 η : eficiencia total del calentador %.
 ΔP : caída de presión (psi).

F.1) Datos.

Fluido :	Alquitrán
Flujo; ton/Hr (Lb/Hr)	9.375 (20625)
Temperaturas; °C (°F)	entrada = 150 (302) salida = 330 (626)
Calor especifico C_p Btu/lb°F	0.5045
Densidad promedio ρ Lb/Ft ³	66.97
Viscosidad promedio μ c _{ps}	0.77
Flux (Btu/Hr Ft ²)	3 500
Flux máximo; BTU/Hr Ft ²	4 500
Factor de sobrediseño	1.2
ΔP permisible; PSI	70
Condiciones de Combustible	
Tipo	gas natural
% exceso aire	15
Eficiencia propuesta (n), %	77
Pérdidas por radiación, % calor liberado (LHV)	3
Tiro en el puente, pulg. H ₂ O	0.03
Tiro en los quemadores, pulg. H ₂ O	0.20
Temperatura ambiente aire °C (°F)	22.5 (72)
Altura sobre nivel del mar, Ft	1938
Presión atmosférica mmHg (PSIA)	705 (13.62)

F.2) Cálculo de la Sección de Radiación. - (Ver Nota)

Cálculo del área de radiación, A_r

$$Q_{abs} = (WC_p \Delta T + W_{A.Lig} \lambda_{A.Lig} + W_{A.Naf} \lambda_{A.Naf}) 1.2 = 4\,353\,352 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{ne} = Q_{ABS}/n = 4\,353\,352/0.77 = 5\,653\,704 \text{ Btu/Hr}$$

se supone una absorción del 70% en radiación (PCR = 0.7)

$$Q_r = (PCR) Q_{abs} = 0.7 \times 4\,353\,352 = 3\,047\,346 \text{ Btu/Hr}$$

$$A_r = Q_r/Flux = 3\,047\,346/3\,500 = 870.7 \text{ Ft}^2.$$

F.3) Proposición de la Geometría para la Zona de Radiación.

Para proponer la geometría se tienen :

- 1.- Los valores que se manejan de carga térmica, donde el ancho mínimo - (A) es de 8 ft.
- 2.- La relación de las longitudes (A:M:L) con la longitud media del HAZ (LMH) (Tabla 2.1).

Relación A:H:L: en cualquier orden.	Longitud Media del HAZ. L M H
1-1-1 a 1-1-3	
1-2-1 a 1-2-4	2/3 (volumen de CFD) ^{1/3}
1-1-4 a 1-1-∞	1 X dimensión menor.
1-2-5 a 1-2-∞	1.3 X dimensión menor.

- 3.- La relación más conveniente para A:H:L es 1:2:3
Se propone A = 8 ft

Los límites de convergencia son:

Para la altura, H

$$AMI = (1.5)A = 1.5 \times 8 = 12 \text{ Ft}$$

$$AMA = (2.25)A = 2.25 \times 8 = 18 \text{ Ft}$$

para la longitud, L

$$LMI = (2.5)A = 2.5 \times 8 = 20 \text{ Ft}$$

$$LMA = 90 \text{ Ft}$$

Cálculo de parámetros de la caja

$$DTES = (N-TES + 1) (PCH)$$

$$4 < NTES < 8 \quad PCH = (1.5 - 2.25) OD$$

$$OD = 2.875 \text{ pulg}; NTES = 4; PCH = 0.479 \text{ Ft}$$

$$DTES = (4 + 1) (0.479) = 2.4 \text{ Ft}$$

$$CATH = (A - DTES) / 2 = (8 - 2.4) / 2 = 2.8 \text{ Ft}$$

se supone $B = 45^\circ$

$$HH = (CATH) \text{TANG } B = 2.8 \times 1 = 2.8 \text{ Ft}$$

$$HIPH = (HH^2 + CATH^2)^{1/2} = (2.8 + 2.8)^{1/2} = 3.95 \text{ Ft}$$

superficie por unidad de longitud. $SUL = 0.753 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$

longitud total, en la zona de radiación, $XLTT$; Ft

$$XLTT = A_p/SUL = 870.7/0.753 = 1156.3 \text{ Ft}$$

$$NTH = HIPH/PCH = 3.95/0.479 = 8.26 = 9 \text{ tubos}$$

F.4) Convergencia a un Valor Óptimo A:H:L.

Primera Iteración.

$$NT = XLTT/LMI = 1156.2/20 = 57.8 = 58 \text{ tubos,}$$

$$NTV = (NT - 2NTH - NTES) / 2 = (58 - 18 - 4) / 2 = 18 \text{ tubos}$$

$$HCA = (NTV + 1) PCH = (18 + 1) 0.479 = 9.1 \text{ Ft}$$

$$H = HH + HCA = 2.8 + 9.1 = 11.9 = 12 \text{ Ft}$$

Las dimensiones serán :

$$A = 8 \text{ Ft}$$

$$H = 12 \text{ Ft}$$

$$L = 20 \text{ Ft}$$

F.5) Verificación térmica de la zona de radiación.

cálculo de los parámetros geométricos

$$A_{cp} = NT (L) PCH 58 \times 20 \times 0.479 = 555.7 \text{ Ft}^2$$

$$A_w = 2 (H) L + 2 (A) H + 2 (HIPH) L + 4 (CATH^2 / 2) + 2 (DTES) H - A_{cp}$$

$$A_w = 2 \times 12 \times 20 + 2 \times 8 \times 12 + 2 \times 3.95 \times 20 + 4 \times 2.8 \times 2.8 / 2 + 2 \times 2.4 \times 12 - 555.7$$

$$A_w = 347.58 \text{ Ft}^2$$

cálculo del factor de efectividad, α (Fig. 3.6)

$$PCH/OD = 5.75/2.875 = 2$$

$$= 0.88$$

cálculo del área equivalente de plano frío, αA_{cp} :

$$\alpha A_{cp} = \alpha (NT - NTES) PCH (L) + NTES (L)$$

$$= 0.88 (58 - 4) 0.479 \times 20 + 4 \times 20$$

$$= 535.24 \text{ Ft}^2$$

$$A_w / \alpha A_{cp} = 347.58 / 535.24 = 0.649$$

cálculo de la presión parcial del CO y H_2O (Fig. 3.8)

$$\% \text{ exceso de aire} = 15$$

$$P_{CO + H_2O} = 0.25 \text{ ATM}$$

cálculo de la longitud media del Haz (Tabla 2.1.)

$$LMH = 2/3 (\text{volumen CFD})^{1/3}$$

volumen CFD, V

$$V = A (HCA) L + (2CATH^2 / 2) L = 8 \times 9.1 \times 20 + 2.8 \times 2.8 \times 20 = 1612.8 \text{ Ft}^3$$

$$LMH = 2/3 (1612.8)^{1/3} = 7.818 \text{ Ft}$$

$$LMH (P) = 7.818 \times 0.25 = 1.9545 \text{ ATM - Ft}$$

Cálculo de Temperaturas

T_{BX} : temperatura en el puente

T_{AVF} : temperatura promedio del fluido

T_w : temperatura de la pared del tubo

T_1 : 302°F

$T_{BX} = T_2 - PCR (T_2 - T_1) = 626 - 0.7 (626 - 302) = 400^\circ\text{F}$

$T_{AVF} = (T_{BX} + T_2) / 2 = (400 + 626) / 2 = 513^\circ\text{F}$

$T_w = T_{AVF} + 100 = 513 + 100 = 613^\circ\text{F} (1073^\circ\text{R})$

para checar los fluxes se hace con las siguientes ecuaciones

$$\left[\frac{Q_r}{\alpha_{A_{cp}^F}} \right]_1 = \left[1 + \frac{q_a}{Q_{ne}} + \frac{q_f}{Q_{ne}} - \frac{q_e}{Q_{ne}} - \frac{Q_{g2}}{Q_{ne}} \right]$$

$$\frac{Q_{ne}}{\alpha_{A_{cp}^F}} \dots \text{FXI}$$

$$\left[\frac{Q_r}{\alpha_{A_{cp}^F}} \right]_2 = \sqrt[4]{T_g^4 - T_w^4} + \gamma (T_g - T_w) \dots \text{FX2}$$

T_g °F (°R)	E_g	F	$\frac{Q_{g2}}{Q_{ne}}$	FXI	FX2
900 (1360)	0.45	0.53	0.225	14 847.9	5634.1
1000 (1460)	0.44	0.52	0.250	14 625.7	8276.4
1200 (1660)	0.425	0.515	0.305	13 639.6	14952.2

donde :

$q_a = q_f = 0$ pues el aire y el combustible no son calentados

$q_e = 0.3$ (DATO)

Q_{g2}/Q_{ne} (Fig. 311)

$Q_{ne}/\Delta A_{cp} = 5\ 653\ 704/535.24F = 10\ 563/F$

$E_g =$ EMISIVIDAD DEL GAS (Fig. 3.9)

$F =$ factor de forma (Fig. 312)

$T_g, T_w =$ Temperatura en $^{\circ}R$

$\sigma =$ Cte. de Stefan-Boltzman = 0.173×10^{-8} Btu/HrFt² $^{\circ}R^4$

De la Tabla anterior se obtiene lo siguiente :

$TG = 1170^{\circ}F$

$F = 0.516$

$$\frac{Q_r}{\Delta A_{cp} F} = 13818$$

Cálculo del calor real absorbido por la zona de radiación, Q_r

$FXP =$ FLUX promedio de radiación

$FXR =$ FLUX Real en radiación

$Q_r = FXP (\Delta A_{cp}) F = 13\ 818 \times 535.24 \times 0.516 = 3\ 816\ 308$ Btu/H_r

$FXR = Q_r/A_r = 3\ 816\ 308/870.7 = 4\ 383$ Btu/H_rFt²

calor por absorberse en la zona de convección, Q_c

$Q_c = Q_{ABS} - Q_r = 4\ 353\ 352 - 3\ 816\ 308 = 537\ 044$ Btu/H_r

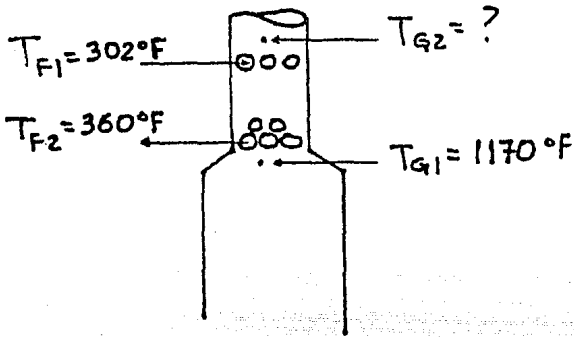
F.6) Cálculo de la Sección de Convección.

Cálculo de la LMTD (Temperatura media logarítmica)

$T_{f1} = 302^{\circ}F$

$T_{G1} = 1170^{\circ}F$

$$T_{F2} = 360^{\circ}\text{F} \quad T_{G2} = ?$$



para calcular T_{G2} , se calcula Q_s/Q_{ne}

$$\frac{Q_s}{Q_{ne}} = 1 + \frac{Q_a}{Q_{ne}} + \frac{Q_f}{Q_{ne}} - \frac{Q_r + Q_c}{Q_{ne}}$$

$$Q_a = Q_f = 0$$

$$\frac{Q_s}{Q_{ne}} = 1 - (3\,816\,308 + 537\,044) / 5\,653\,704 = 0.23$$

con Fig. (3.11)

$$T_{G2} = 900^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 1170 - 360 = 810$$

$$\Delta t_1 = 900 - 302 = 598$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{810 - 598}{\ln \frac{810}{598}} = 698.6^{\circ}\text{F}$$

$$T_{avf} = (T_{F1} + T_{F2}) / 2 = (302 + 360) / 2 = 331^{\circ}\text{F}$$

$$T_w = T_{avf} + 100 = 331 + 100 = 431^{\circ}\text{F}$$

$$T_{avg} = T_{Avf} + LMTD / 2 = 331 + 698 / 2 = 680^{\circ}\text{F}$$

$$T_g = T_{Avf} + LMTD = 331 + 698 = 1029^{\circ}\text{F}$$

Parámetros Geométricos.=

Se seleccionan aletas anulares de acero con las siguientes dimensiones :

Altura de aleta, X = 1 pulg.

Ancho de la aleta, Y = 0.05 pulg.

Aletas por pulgada, PA = 2

Tipo de tubos utilizados en convección :

OD = 2.875 pulg.

L = 20 Ft.

Tipo de superficies extendidas: aletas anulares.

Cálculo de la superficie de aletas por hilera;

$$A_f = \left[\frac{\pi}{4} \left(\frac{DF^2 - OD^2}{144} \right) 2 \right] PA \times 12 \times L \times NTC$$

DF ; Diámetro de tubo más aleta, Ft = 2.875 + 2 = 4.875

$$\begin{aligned} A_f &= 3.1416/4 (4.875^2 - 2.875^2)/144 \times 2 \times 2 \text{ aletas} \times 12 \text{ pul/} \\ &\text{Ft} \times 20 \text{ Ft/tubo} \times 4 \text{ tubos/hilera} = \\ &= 324.6 \text{ Ft}^2/\text{hilera} \end{aligned}$$

El área de refractario de una hilera de tubos es :

$$A_w = PCHC (\cos 30^\circ) L = 5.75/12 \times 0.866 \times 20 = 8.3 \text{ ft}^2/\text{hilera}$$

A'_f = área de flujo de los gases de combustión

A_w = área de refractario

$$A'_f = L (AC - (NTES) PA')$$

$$PA' = \left[OD + 2 (Y / PA) \right] / 12 = (2.875 + 2 \times 0.05 \times 2) / 12 =$$

$$= 0.256 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$AC = (NTES + 0.5) PCHC = 4.5 \times 5.75/12 = 2.156 \cdot \text{Ft}$$

$$A'_f = 20 (2.156 - 4 \times 0.256) = 22.64 \text{ Ft}^2$$

$$SULC = 0.753 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$A'_t = NTES (L) SULC = 4 \times 20 \times 0.753 = 60.24 \text{ Ft}^2$$

$$A_w/A'_t = 8.3/60.24 = 0.137$$

Cálculo de la masa velocidad del gas.

$$W_g \text{ (Fig. 3.10) } = 940 \frac{\text{Lb}}{\text{MMBtu}}$$

$$W_g = 940 \times 5.653704 = 5314.5 \text{ lb/Hr} = 1.47625 \text{ lb/seg.}$$

$$G_{max} = W_g/A'_f = 1.47625/22.64 = 0.0652053 \text{ lb/seg.Ft}^2$$

Cálculo del calor de radiación que se fuga a la sección de convección, --

$$q_{s1} \text{ (Fig. 4.5)}$$

$$T_g = 1029^\circ\text{F}$$

$$T_w = 431^\circ\text{F}$$

$$q_{SL}/(1 - \alpha)/A_{cp} F = 7.5 \text{ MBTU/H}_p \text{ Ft}^2$$

$$q_{SL} = 7500 (1 - 0.88) 555.7 \times 0.516 = 258067 \text{ Btu/H}_p \text{ Ft}^2$$

Cálculo del coeficiente aparente de película del gas.-

Coeficiente de película, hcg Btu/H}_p \text{ Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}

$$hcg = 2.14 T_f^{0.28} G_{max}^{0.6} / OD^{0.4}$$

$$hcg = 2.14 (680 + 460)^{0.28} (0.0652053)^{0.6} / (2.875)^{0.4}$$

$$hcg = 1.95 \text{ Btu/H}_p \text{ Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Coeficiente de película para tubos aletados

Eficiencia de la aleta

calcular la siguiente ecuación $X \sqrt{\frac{2h}{ky}}$

K : conductividad térmica de la aleta, $\text{Btu}/\text{HrFt}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Ft}$

h : coeficiente de película = h_{cg}

$$X \sqrt{\frac{2h}{ky}} = \frac{1}{12} \sqrt{\frac{2 \times 1.95}{31 \times .05/12}} = 0.45$$

$$DF/OD = 4.875/2.875 = 1.69$$

(de la Fig. 4.8)

$$E = 0.89$$

$$h_f = h_{cg} (EA_f + A't) / A't = 1.95 (0.89 \times 324.6 + 60.24) / 60.24 \\ = 11.29 \text{ Btu}/\text{HrFt}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

F.7) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor.

Coeficiente de transferencia de calor por radiación, Wimpres R., -
"Rating Fired Heaters", Hydrocarbon Processing, October 1963, vol.-
42 No. 10. Fig. 10, pág. 121.

$$T_g = 1029^\circ\text{F}$$

$$T_w = 431^\circ\text{F}$$

$$h_r = 1.7 \text{ Btu}/\text{Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coeficiente de radiación de la pared, h_w

$$h_w = 9.46 \left[\frac{T_t}{1000} \right]^3$$

$$T_t = ^\circ\text{R} = 431 + 460 = 891$$

$$h_w = 9.46 (891/1000)^3 = 6.69 \text{ Btu}/\text{Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fración del calor transferido por radiación, β

$$\beta = \frac{h_w}{h_f + h_r + h_w} \frac{A_w}{A't} = \frac{6.69}{11.29 + 1.7 + 6.69} (0.137) =$$

$$= 0.0465$$

Coefficiente aparente de película del gas

$$h_c = (1 + \beta) (h_f + h_r) = 1.04657 (11.29 + 1.7) = 13.59$$

$$h_c = 13.59 \text{ Btu/Hr Ft}^\circ\text{F}$$

El coeficiente interno calculado a partir de los datos de proce--

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_h \frac{k}{D_e} \left[\frac{C \mu}{R} \right]^{1/3}$$

$$R_e = \frac{DG}{\mu}$$

$$\mu = 0.77 \times 2.42 = 1.8634 \text{ lb/Hr Ft}$$

$$A'_p = \pi D^2/4 = \pi (2.469/12)^2/4 = 0.03324 \text{ ft}^2$$

$$G_p = W/A'_p = 20625/0.03324 = 620\,487.36 \text{ lb/Hr Ft}^2$$

$$D_e = \pi (D_2^2 - D_1^2)/4 = 0.785 (2.875^2 - 2.469^2) = 1.70$$

$$R_e = \frac{2.469/12 \times 620\,487.36}{1.8634} = 6.85 \times 10^4$$

$$k = .08 \text{ Btu/HrFt}^2 \text{ }^\circ\text{F/Ft}$$

$$J_h = 190 \text{ (Fig. 24 Kern "Transferencia de calor" 9a. edición. (1974), pág. 939).}$$

$$h_i/\phi_t = 190 \times .08/1.7 \times 12 \left(\frac{.5045 \times 1.8634/.08}{6.85 \times 10^4} \right)^{1/3}$$

$$h_i/\phi_t = 244$$

$$h_{io}/\phi_t = h_i/\phi_t (D_I/D_e) = 244 (2.469/2.875) = 209$$

$$\phi_t = 1.0$$

$$h_{io} = 209$$

Coefficiente global de transferencia de calor, U_c

$$U_c = \frac{h_c h_{io}}{h_c + h_{io}} = \frac{13.59 \times 209}{13.59 + 209} = 12.76 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Superficie total de tubo plano, A_t

$$A_t = 31.29 \text{ Ft}^2$$

Número de hileras, N_h

$$N_h = A_t / A'_t = \frac{31.29}{60.24} = 0.519 = 1 \text{ hilera}$$

F.8) Convergencia en Número Entero el Número de Hileras.

Al converger en número entero el número de hileras, el área de transferencia será:

$$A_{nt} = 1(A'_t) = 1(60.24) = 60.24 \text{ Ft}^2, \text{ que es mayor que } 31.29 \text{ Ft}^2$$

$$A'_t = \text{NTES} (L) \text{ SULC} = 4 \times 0.753 (L) = 3.012 (L)$$

La nueva longitud de tubos es :

$$N_h = A_t / A'_t = A_t / 3.012 L$$

$$L_c = A_t / 3.012 (1) = 31.29 / 3.012 \times 1 = 10.4 \text{ Ft}$$

Los valores de A'_t y A_f para esta nueva longitud

$$A'_t = 4 \times 10.4 \times 0.753 = 31.32$$

$$A_f = 324.6 \times 10.4 / 20 = 168.79$$

El Flux térmico en convección FC , será

$$FC = Q_c / A_c$$

donde $A_c = A_t = 31.29$

$$FC = 537\,044 / 31.29 = 17\,163.4 \text{ Btu/Hr Ft}^2$$

F.9) Cálculo de las Caídas de Presión.

Cálculo de la ΔP a través del banco de tubos

S_{to} ; PITCH en la sección de convección

$$S_t = 5.75 / 12 = 0.479$$

$$OD_c = OD_r = 2.875 / 12 = 0.239 \text{ Ft}$$

$$L_c = 10.4 \text{ ft}$$

$$L_r = 20 \text{ Ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen libre neto} &= 0.866 S_{tc}^2 - \pi/4 OD_c^2 - \pi/4 (DF^2 - \\ & \quad OD_c^2) YPA \\ &= 0.866 \times 0.479^2 - 0.785 \times 0.239^2 - .785 \\ & \quad (0.40625^2 - 0.2395833^2) .05 \times 2 \\ &= 0.1986959 - .0448399 - .00844965 \\ &= 0.1454 \text{ Ft}^3/\text{Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Superficie de fricción} &= \pi/12 \times do + \pi/4 (DF^2 - OD^2) (2) \\ & \quad (12 PA) \\ &= \frac{\pi}{12} (2.875) + .785 \times .107638 \times 2 \times 12 \times 2 \\ &= 0.7526732 + 4.0558338 \\ &= 4.8 \text{ Ft}^2/\text{Ft} \end{aligned}$$

Diámetro hidráulico volumétrico, D_v .

$$D_v = 4 (\text{volumen libre neto}) / \text{superficie de fricción}$$

$$D_v = 4 \times 0.1454 / 4.8 = 0.1211 \text{ Ft}$$

Masa velocidad (G_{max})

$$a_f = L (AC - NTES \times PA')$$

$$\begin{aligned} PA' &= (OD + 2YPA) / 12 = (2.875 + 2 \times 0.05 \times 2) / 12 \\ &= 0.256 \text{ Ft}^2/\text{Ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= (NT/Hilera + 0.5) (PCH_o) = 4.5 \times 0.479 \\ &= 2.16 \text{ Ft} \end{aligned}$$

$$af' = 10.4 \times (2.18 - 4 \times 0.256) = 12.02 \text{ Ft}^2$$

$$G_{max} = W/af' = 1.47625/12.02 = 0.122 \text{ lb/seg Ft}^2$$

Número de Reynolds :

$$\mu = .035 C_{ps}$$

$$R_e = (D_v) G_{max} / \mu = 0.1211 \times 0.122 \times 3600 / (.035 \times 2.42)$$

$$= 627$$

Factor de fricción = 1.77

Longitud de flujo del gas, L'

$$L' = \text{No. hileras (PCH}_c) \cdot 0.866$$

$$L' = 1 \times (5.75/12) \times 0.866 = 0.4149 \text{ Ft}$$

Densidad de los gases (Fig. 4.9)

$$T_g = 1029^\circ\text{F}$$

$$\rho_g = .0257 \text{ lb/Ft}^3 \text{ a } T = 1030^\circ\text{F y nivel del mar.}$$

Corrección por presión barométrica

$$\rho_g = .0257 \times 13.8/14.7 = .0241 \text{ lb/Ft}^3$$

Caída de presión a través del banco de tubos

$$\Delta p = \frac{.003 (f) G_{max}^2 L'}{v_g D_v} (D_v/S_t)^{0.4}$$

$$= .003 \times 1.77 \times (0.122)^2 \times 0.4149 / (.0241 \times .1211) \times$$

$$(.1211/5.75/12)^{0.4}$$

$$= .0064 \text{ pulg H}_2\text{O}$$

Caída de presión del fluido en los tubos

$$R_e = 6.85 \times 10^4 \quad \frac{E}{D} = .0007 \quad f = .0225$$

$$\Delta P_t = \Delta P_c + \Delta P_r$$

$$\Sigma F = f v^2 L / (2 G \rho D)$$

$$\Delta P = \frac{\Sigma F (P)}{144}$$

$$v = Q/S = 20625/3600/66.97/0.03324 = 2.57 \text{ ft/seg.}$$

$$L \text{ Radiación} = (NT) L = 58(20) = 1160 \text{ Ft}$$

$$L \text{ Convección} = (NTES) L_c = 4(10.4) = 41.6 \text{ Ft}$$

$$D_c = D_r = 2.469/12 = 0.20575$$

$$\Sigma F_r = .0225 \times 2.57^2 \times 1160 / (2 \times 32.2 \times .20575)$$

$$= 13.01 \text{ Ft lb}_f/\text{lbm}$$

$$\Delta P_r = 6.05 \text{ PSI}$$

$$\Sigma F_c = .0225 \times 2.57^2 \times 41.6 / (2 \times 32.2 \times .20575)$$

$$= 0.465 \text{ Ft lb}_f/\text{lbm}$$

$$\Delta P_r = 0.21 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{total} = 6.26 \text{ PSI}$$

2a. P A R T E.

DATOS :

FLUIDO: (Alquitrán sin A. Naftaleno;
ni Aceite Ligero) ACEITE CALIENTE

Flujo	(lb/Hr)	(18 047)
Temperaturas °C (°F)		Entrada: 220°C (428°F) Salida : 400°C (752°F)
Calor específico, BTU/lb °F		0.525
Densidad promedio, lb/Ft ³		81.6
Viscosidad promedio, Cps		0.75
FLUX, BTU/Hr Ft ²		3 500
FLUX MAXIMO, BTU/Hr Ft ²		4 500

Factor de sobrediseño	1.2
ΔP permisible	70 PSI
<i>Condiciones de Combustible.</i>	
Tipo	Gas Natural
% exceso aire	15
Eficiencia propuesta (n)	77 %
Pérdidas por radiación, % calor liberado (LHU)	3
Tiro en el puente recomendado, Pulg. H ₂ O	0.03
Tiro en los quemadores, pulg. H ₂ O	0.20
Temperatura ambiente aire °C (°F)	22.5 (72)
Altura sobre nivel del mar, Ft	1938

F.2) Cálculo de la Sección de Radiación.-

Cálculo del área de radiación, A_R

$$Q_{ABS} = (WC_p \Delta T + W_{A.lavado} \lambda_{A.lavado} + W_{A.antraceno} \lambda_{A.antraceno})$$

1.2

$$= 4\ 273\ 950\ \text{Btu}$$

$$Q_{ne} = 4\ 273\ 950 / 0.77$$

$$= 5\ 550\ 584\ \text{Btu/Hr}$$

Absorción del 70% en radiación (PCR = 0.7)

$$Q_R = 0.7 \times 5\ 550\ 584 = 3\ 885\ 409\ \text{BTU/Hr}$$

$$A_R = 3\ 885\ 409 / 3\ 500 = 1\ 110.12\ \text{Ft}^2$$

F.3) Proposición de la Geometría para la Zona de Radiación.

Se propone ancho, $A = 10\ \text{Ft}$

Se tratará que el largo y la altura sean las mismas que el de la-

la. parte, con el fin de tener una pared común a las cajas (Ver Figura C)

Cálculo de los parámetros de la caja.

$$NTES = 6 OD = 2.875 PCH = 5.75/12 = 0.479 \text{ Ft}$$

$$DTES = (6 + 1) 0.479 = 3.353$$

$$CATH = (10 - 3.35) / 2 = 3.325$$

Se supone $B = 30^\circ$

$$HH = 3.325 \times 0.577 = 1.918$$

$$HIPH = (1.918^2 + 3.325^2)^{1/2} = 3.83$$

$$SUL = 0.753 \text{ Ft}^2 / \text{Ft}$$

$$XLTT = 1110.1 / 0.753 = 1474.2 \text{ Ft}$$

$$NTH = 3.83 / 0.479 = 7.99 = 8 \text{ tubos}$$

F.4) Convergencia a un Valor Optimo A:H:L.

Primera Iteración

$$NT = 1474.2 / 20 = 73.7 \text{ 74 tubos}$$

$$NTV = (74 - 2 \times 8 - 6) / 2 = 26 \text{ tubos}$$

$$HCA = (26 + 1) 0.479 = 12.93 \text{ Ft}$$

$$H = 1.91 + 12.93 = 14.84$$

Las dimensiones serán:

$$A = 10 \text{ Ft}$$

$$H = 15 \text{ Ft}$$

$$L = 20 \text{ Ft}$$

F.5) Verificación térmica de la zona de radiación.

Cálculo de los parámetros geométricos.

$$A_{cp} = 74 \times 20 \times 0.479 = 708.92 \text{ Ft}^2$$

$$A_w = 2 \times 15 \times 20 + 2 \times 10 \times 15 + 2 \times 3.83 \times 20 + 4 \times 3.325 \times 3.325/2 + 2 \times 3.353 \times 15 - 708.92 = 466.98 \text{ Ft}^2$$

Cálculo del factor de efectividad, α (Fig. 3.6)

$$PCH/OD = 5.75/2.875 = 2$$

$$\alpha = 0.88$$

Cálculo del área equivalente de plano frío, αA_{cp}

$$\alpha A_{cp} = 0.88 (74 - 6) 0.479 \times 20 + 6 \times 20 = 693.26 \text{ Ft}^2$$

$$A_w / \alpha A_{cp} = 466.98 / 693.26 = 0.67$$

Cálculo de la presión parcial del CO y H_2O (Fig. 3.8)

$$\% \text{ exceso aire} = 15$$

$$P_{CO} + H_2O = 0.25 \text{ ATM.}$$

Cálculo de la longitud media del HAZ, LMH (Tabla 2.1)

Volumen CFD, V

$$V = 10 \times 12.93 \times 20 + 2 \times 3.325^2/2 \times 20 = 2807.1 \text{ Ft}^3$$

$$LMH = 2/3 (2807.1)^{1/3} = 9.4 \text{ Ft}$$

$$(P) (LMH) = 0.25 \times 9.4 = 2.35 \text{ ATM - Ft}$$

Cálculo de temperaturas

$$T_1 = 428^\circ F$$

$$T_{BX} = 752 - 0.7 (752 - 428) = 525.2^\circ F$$

$$T_{AVF} = (525 + 752) / 2 = 638.5^\circ F$$

$$T_w = 638.5 + 100 = 738.5^\circ F (1198.5^\circ R)$$

T_g °F (°R)	E_g	F	$\frac{Q_{g2}}{Q_{ne}}$	FX I	FX 2
1000 (1460)	0.475	0.56	0.25	10 294	6 122
1200 (1660)	0.46	0.54	0.305	9 860	12 798
1400 (1860)	0.448	0.535	0.37	8 979	21 767

$$\left[\frac{Q_r}{\alpha A_{cp} F} \right]_1 = \left(1 + \frac{q_a}{Q_{ne}} + \frac{q_f}{Q_{ne}} - \frac{q_e}{Q_{ne}} - \frac{Q_{g2}}{Q_{ne}} \right) \frac{Q_{ne}}{A_{cp} F} \dots\dots FXI$$

$$\left[\frac{Q_r}{\alpha A_{cp} F} \right]_2 = (T_g^4 - T_w^4) + \gamma (T_g - T_w) \dots\dots\dots FX2$$

$$q_a = q_f = 0$$

$$q_e = .03$$

$$Q_{g2}/Q_{ne} \text{ (Fig. 3.11)}$$

$$Q_{ne}/A_{cp} = 5\,550\,584/693.26 = 8\,006.5$$

$$E_g \text{ (Fig. 3.9)}$$

$$F \text{ (Fig. 3.12)}$$

$$T_g, T_w \text{ en } ^\circ R$$

$$\nabla = .173 \times 10^{-8}$$

De la Tabla anterior

$$T_g = 1125^\circ F$$

$$F = 0.55$$

$$\frac{Q_r}{\alpha A_{cp} F} = F X P = 9950$$

Cálculo del calor real absorbido en la zona de radiación, Q_r

$$Q_r = 9950 \times 693.26 \times 0.55 = 3\,793\,865 \text{ BTU/Hr}$$

$$EXR = Q_r/A_r = 3\,793\,865/1110.12 = 3417.54 \text{ BTU/Hr Ft}^2$$

Calor por absorberse en la zona de convección, Q_c

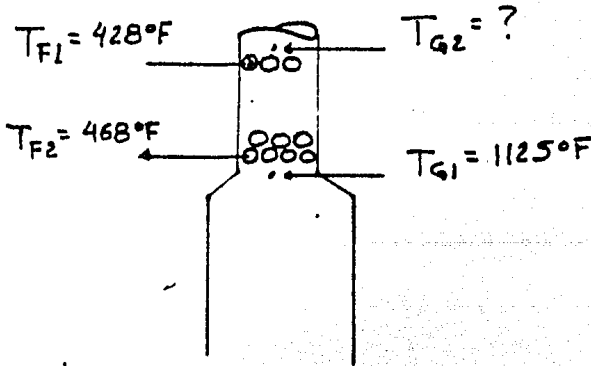
$$Q_c = 4\,273\,950 - 3\,793\,865 = 480\,085 \text{ BTU/Hr}$$

Cálculo de la sección de convección.

Cálculo de la LMTD

$$T_{f1} = 428^\circ\text{F} \quad T_{g1} = 1125^\circ\text{F}$$

$$T_{f2} = 468^\circ\text{F} \quad T_{g2} = ?$$



Cálculo de T_{g2}

$$\frac{Q_s}{Q_{ne}} = 1 + \frac{Q_a}{Q_{ne}} + \frac{Q_f}{Q_{ne}} - \frac{Q_r + Q_c}{Q_{ne}}$$

$$Q_a = Q_f = 0$$

$$\frac{Q_s}{Q_{ne}} = 1 - (3\,793\,865 + 480\,085) / 5\,550\,584$$

$$= 0.23$$

De gráfica 3-11

$$T_{G2} = 900^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta_{t2} = 1125 - 468 = 657$$

$$\Delta_{t1} = 900 - 428 = 472$$

$$\text{LMTD} = \frac{657 - 472}{\ln \frac{657}{472}} = 559.4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{avf} = (428 + 468)/2 = 448^{\circ}\text{F}$$

$$T_w = 448 + 100 = 548^{\circ}\text{F}$$

$$T_{avg} = 448 + 559.4/2 = 728^{\circ}\text{F}$$

$$T_g = 448 + 559 = 1007^{\circ}\text{F}$$

Parámetros geométricos.

Se seleccionan aletas anulares de acero con las siguientes dimensiones :

Altura de aleta, $X = 1$ pulg.

Ancho de aleta, $Y = 0.05$ pulg.

Aletas por pulgada, $PA = 2$

Tipo de tubos usados en convección:

$$OD = 2.875$$

$$NTES_c = 4$$

$$L = 20 \text{ Ft}$$

Tipo de superficies extendidas: aletas anulares

Cálculo de la superficie de aletas por hilera:

$$A_f = 3.1416/4 (4.875^2 - 2.875^2) / 144 \times 2 \times 2 \text{ aletas} \times 12 \text{ pulg/Ft} \\ \times 20 \text{ Ft/tubo} \times 6 \text{ tubos/hilera} = 324.6 \text{ Ft}^2/\text{hilera}$$

El área de refractario de una hilera de tubos es:

$$A_w = 0.479 \times 0.866 \times 20 = 8.3 \text{ Ft}^2/\text{hilera}$$

$$PA' = (2.875 + 2 \times .06 \times 2) / 12 = 0.256 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$A_s = (4 + 0.5) \times 0.479 = 2.155 \text{ Ft}$$

$$A'_f = 20 (2.155 - 4 \times 0.256) = 22.64 \text{ Ft}^2$$

$$\text{SULC} = 0.753 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$A'_t = 4 \times 20 \times 0.753 = 60.24 \text{ Ft}^2$$

$$A_w/A'_t = 8.3/60.24 = 0.1377$$

Cálculo de la masa velocidad del gas (Fig. 3.10)

$$W_g = 940 \text{ lb/MMBtu}$$

$$W_g = 940 \times 5.550 \text{ 589} = 5 \text{ 217.55 lb/Hr} = 1.4493 \text{ lb/seg.}$$

$$G_{max} = 1.4493/22.64 = 0.064015 \text{ lb/Ft}^2 \text{ seg.}$$

Cálculo del calor de radiación que se fuga a la sección de convección,

q_{s1} (Fig. 4.5)

$$T_g = 1 \text{ 007}^\circ\text{F}$$

$$T_w = 548^\circ\text{F}$$

$$q_{s1} / (1 - \alpha) / A_{cp}^F = 5 \text{ M Btu/Hr Ft}^2$$

$$q_{s1} = 5 \text{ 000} \times (1 - 0.88) \times 693.26 = 415 \text{ 956 Btu/HrFt}^2$$

Cálculo del coeficiente aparente de película del gas.

Coeficiente de película, h_{cg}

$$h_{cg} = 2.14 (728 + 460)^{0.28} (.064015)^{0.6} / (2.875)^{0.4}$$

$$h_{cg} = 1.95 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente de película para tubos aletados, h_f

Eficiencia de aleta

$$D \sqrt{\frac{2h}{ky}} = \frac{1}{12} \sqrt{\frac{2 \times 1.6}{31 \times 0.05/12}} = 0.41$$

$$DF/OD = 4.875/2.875 = 1.69$$

(de Fig. 4.8)

$$E = 0.90$$

$$h_f = 1.95 \times (0.94 \times 324.6 + 60.24) / 60.24$$

$$= 11.29 \text{ Btu/Hr Ft}^2$$

F.7) Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor.

Coefficiente de transferencia de calor por radiación, h_r

$$T_g = 1007 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_w = 548 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_r = 1.8 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente de radiación de la pared, h_w

$$h_w = 9.46 \left[(548 + 460) / 1000 \right]^3 = 9.68$$

$$h_w = 9.68 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fracción del calor transferido por radiación,

$$\beta = \frac{9.68}{11.29 + 1.8 + 9.68} (.1377) = 0.0585391$$

Coefficiente aparente de película del gas

$$h_c = (1 + 0.0585391) (11.29 + 1.8) = 13.85$$

$$h_c = 13.85 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente interno calculado a partir de los datos de proce-

so.

$$\mu = 0.75 \times 2.42 = 1.815 \text{ lb/Hr Ft}^2$$

$$A'_p = 0.03322 \text{ Ft}^2$$

$$G_p = 18\,047 / 0.03322 = 543\,257 \text{ lb/Hr Ft}^2$$

$$D_e = 1.7$$

$$k = .08 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Ft}$$

$$Re = 2.469/12 \times 543\,257 / 1.815 = 6.15 \times 10^4$$

$$J_h = 170 \text{ (Fig. 24 Kern "Transferencia de calor", 9a. edición, (1974), pág. 939).}$$

$$h_i/\phi_t = 170 \times .08 / 1.7 \times 12 \text{ (}.525 \times 1.815 / .08 \text{)}^{1/3}$$

$$= 219$$

$$h_{i0}/\phi_t = 219 \text{ (} 2.469 / 2.875 \text{)} = 188$$

$$\phi_t = 1.0$$

$$h_{i0} = 188$$

Coefficiente global de transferencia de calor, U_c

$$U_c = \frac{13.85 \times 188}{13.85 + 188} = 12.89 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Superficie total de tubo plano, A_t

$$A_t = (480\,085 - 415\,956) / (12.89 \times 559.4) = 8.89$$

Número de hileras, NH

$$NH = \frac{8.89}{60.24} = 0.147 \rightarrow 1 \text{ hilera}$$

F.8) Convergencia en Número Entero el Número de Hileras.

Al converger en número entero, el número de hileras, el área de transferencia será :

$$A_{nt} = 1 \times 60.24 = 60.24 \text{ que es mayor que } 8.89 \text{ Ft}^2$$

$$A'_t = 4 \times 0.753 (L_c) = 3.012 L_c$$

La nueva longitud de tubos es :

$$NH = A_t / A'_t = A_t / 3.012 L_c$$

$$L_c = A_t / (1 \times 3.012) = 9.89 / 3.012 = 2.95 \text{ Ft}$$

Los valores de A'_t y A_f para esta nueva longitud es

$$A'_t = 4 \times 3 \times 0.753 = 9.036$$

$$A_f = 324.6 \times 3 / 20 = 48.69$$

El FLUX térmico en convección FC, será:

$$FC = Q_c / A_c$$

$$A_c = A_t = 8.89$$

$$FC = 480\,085 / 8.89 = 54\,002.8 \text{ Btu/Hr Ft}^2$$

F.9) Cálculo de las caídas de Presión.

Cálculo de la ΔP a través del banco de tubos.

$$S_t = 0.479$$

$$OD_c = O_{dr} = 2.875 / 12 = 0.239 \text{ Ft}$$

$$L_c = 3 \text{ Ft}$$

$$L_r = 20 \text{ Ft}$$

$$\text{Volumen libre neto} = 0.1454 \text{ Ft}^3 / \text{Ft}$$

$$\text{Diámetro hidráulico volumétrico, } D_u$$

$$\text{Superficie de fricción} = 4.8 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$D_u = 4 \times 0.1454/4.8 = 0.1211 \text{ Ft}$$

Masa velocidad (G_{\max})

$$A'_f = L \times (AN - NTES \times PA')$$

$$PA' = 0.256 \text{ Ft}^2/\text{Ft}$$

$$AC = (4 + 0.5) \times 0.475 = 2.16 \text{ Ft}$$

$$A'_f = 3 \times (2.16 - 4 \times 0.256) = 3.408 \text{ Ft}^2$$

$$G_{\max} = 1.4493/3.408 = 0.425 \text{ lb/seg Ft}^2$$

No. de Reynolds

$$\mu = 0.035 \times 2.42 = 0.0847$$

$$RE = 0.1211 \times 0.425 \times 3600/0.0847 = 2187.5$$

Factor de fricción, $F = 0.67$

Longitud de flujo del gas, L'

$$L' = 1 \times 0.479 \times 0.866 = 0.4149 \text{ Ft}$$

Densidad de los gases (Fig. 4.9)

$$T_g = 1007^\circ\text{F}$$

$$\rho_g = .0261 \text{ lb/Ft}^3 \text{ a nivel del mar}$$

Corrección por presión barométrica

$$\rho_g = .0261 \times 13.8/14.7 = .0245 \text{ lb/Ft}^3$$

Caída de presión a través del banco de tubos.

$$\Delta P = .003 \times 0.67 \times (0.425)^2 \times 0.4149 / (0.0245 \times 0.1211) \times (.1211/0.479)^{0.4}$$

$$= .0292 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

Caída de presión del fluido en los tubos

$$Re = 61\,500 \frac{E}{D} = .0007 \quad f = .023$$

$$V = 18\,047/3\,600 / 81.6 / .03322 = 1.85 \text{ Ft/seg}$$

$$L_{\text{radiación}} = 74 \times 20 = 1480 \text{ Ft}$$

$$L_{\text{convección}} = 4 \times 3 = 12 \text{ Ft}$$

$$D_c = D_r = 0.2057 \text{ Ft}$$

$$\begin{aligned} \Sigma F_r &= .023 \times 1.85^2 \times 1480 / 64.4 / .2057 \\ &= 8.79 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = 8.79 \times 81.6 / 144 = 4.98 \text{ PSI}$$

$$\begin{aligned} \Sigma F_o &= .023 \times 1.85^2 \times 12 / 64.4 / .2057 \\ &= .071 \text{ Ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\Delta P_o = .071 \times 81.6 / 144 = .04 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 5 \text{ PSI}$$

F.10) Cálculo de la Chimenea.

Se propone colocar una chimenea común A las dos cajas y el flujo total será la suma de los dos flujos para las pérdidas de fricción en la chimenea.

CALCULO DEBIDO AL TIRO DE LA CHIMENEA.-

Altitud Ft	1938
Temp. aire °F	72
Temp. promedio °F	1170

Tiro en la chimenea (Fig. 4.10)

$$\text{Tiro} = 0.95 \text{ pulg } H_2O / 100 \text{ Ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tiro} &= \text{tiro}_{100 \text{ Ft}} \times \text{altura}/100 \\ &= 0.95 \times 15/100 = 0.1425 \text{ pulg. H}_2\text{O} \end{aligned}$$

Los quemadores requieren 0.20 pulg. H₂O de tiro;

Los tubos escudo tienen un tiro de:

$$\Delta P_c = \text{tiro T.E.} = \text{tiro quem.} \text{ --- Tiro chimenea}$$

$$\Delta P_c = 0.20 - 0.1425 = 0.0575 \text{ pulg H}_2\text{O}$$

CALCULO DE LAS PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA SECCION DE CONVECCION.

$$G_{\text{conv.}} = 0.425 \text{ lb/seg. ft}^2$$

$$\rho_{\text{gas}} = 0.0245 \text{ lb/ft}^3$$

La carga de velocidad, P_v es

$$P_v = 0.003 \times G^2 / \rho_{g_2}$$

$$= 0.003 \times 0.425^2 / 0.0245$$

$$= 0.0221 \text{ pulg. de H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_c = NH \times P_v / 2$$

$$= 1 \times 0.0221 / 2$$

$$= 0.01105 \text{ pulg. de H}_2\text{O}$$

CALCULO DE PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA CHIMENEA.

Temperatura en la chimenea.

$$T_s = T_{g2} - 72 = 900 - 72$$

$$= 828^\circ\text{F}$$

$$\rho_g = 0.030 \text{ lb/ft}^3 \text{ a nivel del mar a } T_s = 800^\circ\text{F}$$

$$\rho_g = 0.030 \times 13.8 / 14.7$$

$$= 0.028 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = W_t / \rho$$

$$W_t = 1.47625 + 1.4493$$

$$= 2.92555 \text{ lb/seg.}$$

$$G = 2.92555 / 0.028$$

$$= 105 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Diámetro aproximado de la chimenea, tal que la velocidad no exceda de 30 ft/seg.

$$D = (4 \times G / (30 \times \pi))^{1/2}$$

$$= (4 \times 105 / (30 \times 3.1416))^{1/2}$$

$$= 4.45 \text{ ft}$$

La carga de velocidad en la chimenea será:

$$P_{v2} = 0.003 \times v^2 \times \rho_g$$

$$= 0.003 \times 30^2 \times 0.028$$

$$= 0.0756 \text{ pulg. de H}_2\text{O}$$

se supone altura de 100 ft.

$$P_{SD} = (3 + HC/50 \times OD) P_{v2}$$

$$= 0.526 \text{ pulg. de H}_2\text{O}$$

LA CARGA TOTAL ES LA SUMA DE LAS CARGAS CALCULADAS

$$\Delta P_T = \Delta P_{cc} + \Delta P_{PC} + \Delta P_{SD}$$

$$= 0.01105 + 0.0575 + 0.526$$

$$= 0.5945 \text{ pulg. de H}_2\text{O}$$

CALCULO DEL TIRO DE LA CHIMENEA POR CONCEPTO DE DIFERENCIA DE --
DENSIDADES.

$$\Delta \rho = 0.187 \times HC \times (\rho_a - \rho_g)$$

$$\rho_a = 0.075$$

$$\Delta \rho = 0.187 \times 100 \times (0.075 - 0.028)$$

$$= 0.8789 \text{ pulg. de H}_2\text{O/ 100 ft}$$

ALTURA DE LA CHIMENEA DESDE LOS TUBOS ESCUDO.

$$\text{Altura} = \Delta P_T / \Delta \rho =$$

$$= 0.5945 / 0.8789 \times 100$$

$$= 67.64 \text{ ft}$$

La altura desde el piso es :

Altura tubos escudo	67.64
Altura de caja	14.85
Altura de elevación	<u>7.50</u>
	89.99
Altura desde el piso	90 ft.

F.11) Cálculo de Emisión de Contaminante.

La fracción mol del SO_2 en los gases de combustión es :

$$M^c = 0.763 \times 10^{-6}$$

Gasto del contaminante, W_c

$$W_c = 10532 \times 0.763 \times 10^{-6}$$

$$= 0.00803 \text{ lb/Hr}$$

El criterio para el control de contaminación de SO_2 máxima en 8 -
Hrs. de exposición es :

$$\begin{aligned}
 C_{omax.} &= 10 \text{ ppm} \\
 C_{max.} &= 1.55 \times 10^4 \times (W_o / (U \times HC^2 \times Me)) p/q \\
 W_o &= 0.00803 \text{ lb/Hr} \\
 U &= 1 \text{ mph (velocidad del viento)} \\
 HC &= 90 \text{ ft} \\
 Me &= 64 \text{ lb/lb-mol} \\
 p/q &= 0.63 \\
 C_{max.} &= 0.0001512 \\
 C_{max.} &< C_{o,max.}
 \end{aligned}$$

Como el valor calculado es menor a la concentración máxima permitida, entonces la altura propuesta cumple con los requisitos.

NOTAS: Los criterios de diseño y la secuencia de cálculo se basa en el artículo. Wimpres R., "Rating Fired Heaters", Hydrocarbon Processing, October 1963, vol. 42, No. 10, págs. (115-124).

Las figuras y tablas para el cálculo del calentador a fuego directo a las que se hacen referencia son la de la tesis:

"Análisis y Diseño de Calentadores a Fuego Directo", TESIS, Alvarez Treviño J. Antonio. Fac. de Química, UNAM, (1977), Págs. -- (77, 109, 114, 127, 129, 132, 145-147).

G.- COLUMNA DE DESTILACION ATMOSFERICA. (5)

La columna de destilación se empleará para separar la corriente de alquitrán en sus componentes (Aceite Ligero, Aceite Naftaleno y Aceite Caliente).

Para diseñar ésta torre se consideran los siguientes criterios:

- El tipo de servicio de la torre es de separación, para lo cual se selecciona una torre de platos perforados, ya que es lo recomendable --- (12) para procesos de; presión moderada, corrientes múltiples de entrada y/o salida, columnas con diámetro de 3 a 10 ft, fluidos poco corrosivos, la caída de presión y los costos de instalación son más bajos que en las columnas de válvulas, procedimientos de cálculo conocidos, la capacidad es igual o mayor para una igual a una de válvulas, con un diseño apropiado su eficiencia es buena.
- Las condiciones de operación de torre son :

La Presión de Operación es atmosférica (720 mmHg).

La temperatura de alimentación del alquitrán es a 626 °F, temperatura a la cual hay dos fases (líquido-vapor) con lo cual se requiere de un rehervidor y un condensador menor.

La temperatura de reflujo será a la temperatura de condensación ya que no se justifica subenfriarlo debido a que se incrementaría la relación molar líquido-vapor y de ese modo se incrementa el reflujo interno.

El flujo de diseño se considera un 20% más de flujo de operación.

- La composición de la corriente de alimentación servirá para ubicar dicha alimentación en el plato óptimo para que el número de platos totales sea mínimo.
- Las concentraciones que se desean obtener para los componentes a separar, servirá para establecer el número de platos y la relación de reflujo, los cuales se determinarán con los métodos de Underwood y Thiele-Geddes.

Para diseñar la torre se tienen las siguientes características -- por definir:

- 1.- Número de platos totales.
- 2.- Relación de Reflujo.
- 3.- Relación del Rehervidor.
- 4.- Concentración de los componentes en cada corriente de salida.
- 5.- Relación de flujo de dos componentes del destilado al residuo.
- 6.- Relación de flujo del destilado total al residuo total.

Teniendo fijas 3 de estas características, las otras quedan definidas.

SECUENCIA DE CALCULO

- 1.- Datos de operación (Presión, Temperatura, Flujo, etc.).
- 2.- Determinación de las composiciones de las corrientes de salida.

Las moles de alimentación se calculará por :

$$F = A + B + C$$

$$A = \frac{lb_A/Hr}{PM_A}$$

$$B = \frac{lb_B/Hr}{PM_B}$$

$$C = \frac{lb_C/Hr}{PM_C}$$

La concentración molar (Z) en la alimentación está dado por :

$$Z_{AF} = A/F$$

$$Z_{BF} = B/F$$

$$Z_{CF} = C/F$$

La concentración de los componentes (X) a la salida es calculado con las moles de salida del componente en cuestión y las moles totales en cada corriente.

$$X_{AA} = \frac{\text{moles } A}{\text{moles } AA + \text{moles } BA + \text{moles } CA}$$

$$X_{BA} = \frac{\text{moles } B}{\text{moles } BA + \text{moles } BA + \text{moles } CA}$$

$$X_{CA} = 1 - X_{BA} - X_{AA}$$

y así para cada corriente (X_{AB} , X_{BB} , X_{CB} , X_{AC} , X_{BC} , X_{CC}).

3.- Expresión y datos para cálculo de las presiones de vapor.

4.- Composición al equilibrio en moles.

El componente más volátil es el Aceite Ligero (A).

El componente clave ligero es el Aceite Naftaleno (B) y se denomina LK

El componente clave pesado, es el Aceite Caliente (C) y se denominará HK.

La pendiente m al equilibrio está dado por:

$$m = P/P_T$$

5.- Cálculo del calor para 1 mol de alimentación con la ecuación :

$$q = \frac{B + C}{F} \quad \text{(Treybal, "Mass Transfer Operations", New York, Mc-Graw-Hill, 2a. edición (1968), Capítulo 9, Tabla 9.1, pág. 344).}$$

- 6.- Distribución de los componentes.
- 7.- Cálculo del Reflujo mínimo.
- 8.- Reflujo de Operación.
- 9.- Cálculo del punto de rocío para el destilado.
- 10.- Cálculo del punto de burbuja en el residuo.
- 11.- Localización del plato de alimentación.
- 12.- Balances de materia.
- 13.- Líneas de operación para:
 - Zona de enriquecimiento
 - Zona intermedia
 - Zona de agotamiento
 - Zona de alimentación
- 14.- Cálculo de las temperaturas y composiciones.

15.- Número Total de Platos.

16.- Diseño de La Torre.

17.- Cálculo de la caída de presión.

donde :

A : aceite ligero, moles/Hr.

A' : Cte.

A_a : área de plato efectivo; in

A_c : área seccional libre en la columna; ft^2

A_h : área de perforación; in

B : aceite naftaleno, moles/Hr

B' : Cte

C : aceite caliente; moles/Hr

C_o : coeficiente de orificio

D : diámetro de la columna; ft

F : alquitrán; moles/Hr

F' : factor como función de la caída de presión y el espaciamento en los platos

h_h : caída de presión seca en las perforaciones; in de liq.

h_g : cabeza de líquido aireado; in de liq.

h_{ow} : altura de líquido sobre h_w ; in

h_t : caída de presión por plato; in de liq.

h_w : cabeza de la altura del nivel del plato; in de liq.

L : líquido en la zona de enriquecimiento; moles/Hr

L' : líquido en la zona de agotamiento; moles/Hr

- L'' : líquido en la zona intermedia; moles/Hr
 m : pendiente de la curva de equilibrio
 N_p : número de platos totales
 n : número de plato
 P : presión; mmHg
 PM : peso molecular; lb/lbmol
 P_T : presión total; mmHg
 Q : flujo en G.P.M.
 q : cálculo del calor necesario para convertir una mol de alimenta-
ción de su condición de entalpia a vapor saturado
 R : reflujo
 R_m : reflujo mínimo
 R_{op} : reflujo de operación
 T : temperatura; °C, °F
 t_s : temperatura supuesta; °C
 U_h : velocidad en la perforación; ft/seg.
 V : vapor en la zona de enriquecimiento; moles/Hr
 V' : vapor en la zona de agotamiento; moles/hr
 V'' : vapor en la zona intermedia; moles/Hr
 \bar{v} : velocidad superficial del vapor; ft/seg
 W : flujo de vapor; lb/seg
 X : fracción mol en el líquido
 Y : fracción mol en el gas
 Z : composición en la alimentación

α : volatilidad relativa

β : factor de aereación

ϕ : raíz de la ecuación

ρ_L : densidad líquido; lb/ft³

ρ_v : densidad vapor; lb/ft³

G.1) Datos.

El alquitrán que se va a destilar en ésta columna, presenta las siguientes condiciones :

PRODUCTO	ALQUITRAN
Peso molecular	222
Flujo lb/Hr	23760
Temperatura alim. °F	626
Presión de operación mmHg	720

El destilado tendrá 95% mínimo de A. Ligero (A).

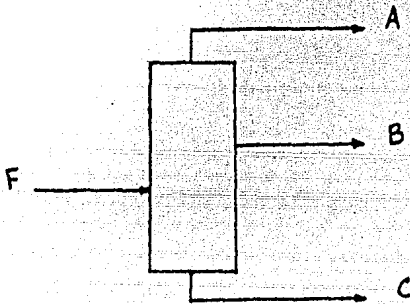
Los fondos tendrán 1% máximo en A. Naftaleno (B).

No hay Aceite Caliente (C) en el destilado.

El destilado es condensado completamente.

Relación de Reflujo 2

Tipo de Torre	Platos Perforados		
	% _w	Lb/Hr	PM
(A) Aceite ligero	0.5	118.8	90
(B) Aceite Naftaleno	12.0	2851.2	130
(C) Aceite Caliente	87.5	20790.0	248



G.2) Determinación de las Composiciones.

$$F = 23760 \times 0.005/90 + 23760 \times 0.12/130 + 23760 \times 0.875/248$$

$$= 1.32 + 21.93 + 83.83$$

$$= 107.08 \text{ moles/Hr}$$

$$Z_{AF} = 1.32/107.08 = 0.0123$$

$$Z_{BF} = 0.204$$

$$Z_{CF} = 0.7837$$

$$X_{AA} = (95/90) / (95/90 + 4.9999/130 + .000095/248) = 0.9648$$

$$X_{AC} = 0.0$$

$$X_{BC} = (1/130) / (1/130 + 99/248) = 0.0189$$

$$X_{CB} = 0.0135712$$

Balace de materia :

$$A + B + C = F = 107.08$$

Balace para el A. Ligero

$$107.08 \times 0.0126 = A \times 0.9648 + B \times 0.0007288$$

Balace para el A. Naftaleno

$$107.08 \times 0.204 = A \times 0.035105 + B \times 0.9857 + C \times 0.0189$$

Resolviendo :

$$A = 1.38 \text{ moles/Hr}$$

$$B = 20.48 \text{ moles/hr}$$

$$C = 85.22 \text{ moles/Hr}$$

G.3) Las Presiones de Vapor se Pueden Calcular por medio de la Siguiete

Expresión.

$$P = \frac{A'}{T} + B'$$

donde :

P = presión de vapor; mm Hg

T = temperatura ebullición; °K

A'B' = constantes para cada compuesto.

Los datos de las constantes A', B' son: (13)

	A'	B'
Acetate Ligero	- 3903.0	18.96
Acetate Naftaleno	- 6292.58	19.1
Acetate Caliente	- 7070.6	18.5
Acetate de Lavado	- 6380.0	18.96
Acetate Antraceno	- 7264.3	18.39

G.4) Composici3n al Equilibrio.

$$FZ_A = CX_A + BX_A + YA$$

como:

$$y_j = m_j x_j$$

sustituyendo :

$$FZ_A = \frac{C Y_A}{m_A} + \frac{B}{m_A} Y_A + A Y_A$$

$$= Y_A \left(\frac{C}{m} + \frac{B}{m} + A \right)$$

$$F = A + B + C$$

$$Y_A = \frac{(A + B + C) Z_A}{\left(\frac{C + B}{m} + A \right)}$$

$$Y_A = \frac{(1 + 75.59) Z_A}{\left(\frac{105.7}{m} + 1\right)}$$

$$Z_B = Z_{LK}$$

$$Z_C = Z_{HK}$$

$$m = \frac{P}{P_T}$$

$$t = 290^\circ\text{C}$$

	<u>m</u>	<u>Y</u>	<u>α</u>
A	29.79	.2071	60.37
LK = B	3.632	.5190	7.36
HK = C	0.4934	.2788	1.06

G.5) Cálculo del calor para 1 Mol de Alimentación.

$$q = \frac{B + C}{F} = \frac{105.7}{107.08} = 0.9871$$

G.6) Distribución de Componentes.

$$\frac{X_{JD}^D}{Z_{JF}^F} = \frac{\alpha_J - 1}{\alpha_{LK} - 1} \cdot \frac{X_{LK}^D}{Z_{LK}^F} + \frac{\alpha_{LK} - \alpha_J}{\alpha_{LK} - 1} \cdot \frac{X_{HKD}^D}{Z_{HKF}^F}$$

$$X_{LKD}^D = 0.0351 \times 1.38 = 0.0484$$

$$X_{HKD}^D = 0.000095 \times 1.38 = 0.00013$$

$$Z_{LKF}^F = 0.204 \times 107.08 = 21.93$$

$$Z_{HKF}^F = 0.7837 \times 107.08 = 83.83$$

Para A :

$$\frac{X_{JD}^D}{Z_{JF}^F} = 0.0205$$

Para B:

$$\frac{X_{JD}^D}{Z_{JF}^F} = 0.0022$$

Para C:

$$\frac{X_{JF}^F}{Z_{JF}^F} = 0.000016$$

G.7) Cálculo del Reflujo Mínimo; R_m

$$\sum \frac{\alpha Z_{JF}^F}{Z - \phi} = F (1 - q)$$

$$\frac{60.37 \times 0.0123 \times 107.08}{60.37 - \phi} + \frac{7.36 \times 0.204 \times 107.08}{7.36 - \phi} +$$

$$\frac{1.0 \times 0.7837 \times 107.08}{1 - \phi} = 107.08 (1 - 0.9871)$$

$$\frac{79.51}{60.37 - \phi} + \frac{160.77}{7.36 - \phi} + \frac{83.91}{1 - \phi} = 1.3813$$

despejando:

$$\phi = 3.181$$

$$\frac{60.37 \times 0.9648 \times 1.38}{60.37 - 3.181} + \frac{7.36 \times 0.0351 \times 1.38}{7.36 - 3.181} +$$

$$\frac{1.0 \times 0.000095 \times 1.38}{1 - 3.181} = D (R_m + 1)$$

$$R_m = 1.079$$

G.8) Reflujo de Operación; R_{op}

$$R_{op} = 2 \times R_m$$

$$= 2 \times 1.079$$

$$= 2.158$$

Se considera que puede aumentar la cantidad de -
Aceite Ligero a separar en el Alquitrán, ya que
es función del carbón empleado.

G.9) Cálculo del Punto de Rocío para el Destilado.

$$t_s = 158^\circ\text{C}$$

Componente	$\frac{Y_D}{D}$	Y_D	$\frac{Y_D}{\alpha}$	X_0
A	1.331424	.9648	.0094175	.7372
B	0.048576	.0352	.0352	.2628
	1.38		.0446175	1.0000

$$m_B = .0446175$$

$$t = 157^\circ\text{C}$$

El componente C es despreciable.

G.10) Cálculo del punto de Burbuja en el Residuo.

$$t = 319^\circ\text{C}$$

Componente	X_{wW}	X_w	αX_w	Y_{Np}
B	1.610658	.0189	.1296271	.1167047
C	83.609342	.9811	.9811	.8832953
	85.22		1.1107271	1.0000

$$m_C = \frac{1}{1.11072} = 0.9003 \quad t = 318^\circ\text{C}$$

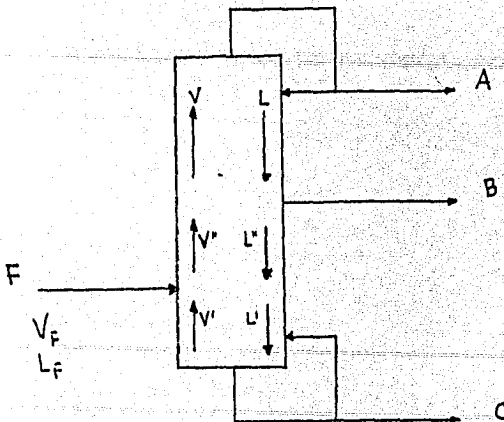
R	$\frac{R}{R+1}$
	1.0
2.158	0.6833
1.079	0.5189

G.11) Localización del Plato de Alimentación.

$$\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK \text{ inter}}} \right) = \frac{z_{LFK} - X_{LKD} \cdot (1 - q) / (R + 1)}{z_{HKF} - X_{HKF} (1 - q) / (R + 1)}$$

$$= \frac{.204 - .035105 (1 - .9871) / 3.158}{.7837 - .000095 (1 - .9871) / 3.158}$$

$$= 0.2601$$



L: líquido

V: vapor

G.12) Balances de Materia.

$$VY_A = LX_A + AX_{A,A} \dots\dots\dots I$$

$$V''Y_A = L''X_A + AX_{A,A} + BX_{A,B} \dots\dots\dots II$$

$$(V-V'')Y_A = (L-L'')X_A - BX_{A,B} \text{ (intersección)}$$

$$V'Y_A = L'X_A - CX_{B,C} \dots\dots\dots III$$

$$V_F Y_F + L'' X_n + L_F X_F + V' Y_{m+1} = V'' Y_{n+1} + L X_M \dots\dots IV$$

$$L'' = L - B$$

$$V'' = V' + V_F$$

$$V_F + L'' + L_F + V' = V'' + L'$$

$$L' = L'' + L_F$$

$$V' = L' - C$$

$$A = 1.38$$

$$L = RA + B$$

$$= 2.158 \times 1.38 + 20.48$$

$$= 23.45804$$

$$V = L + A$$

$$= 23.45804 + 1.38$$

$$= 24.83804$$

$$L'' = L - B$$

$$= 23.45804 - 20.48$$

$$= 2.97804$$

$$a T = 330^\circ C$$

$$V_F = 1.32 + 21.93 + 10.06$$

$$= 33.31$$

$$L_F = 83.83 - 10.06$$

$$= 73.77$$

$$L' = L'' + L_F$$

$$= 2.97804 + 73.77$$

$$= 76.74804$$

$$V'' = L' - C + V_F$$

$$= 76.74804 - 85.22 + 33.31$$

$$= 24.83804$$

$$V' = -8.47196 \text{ (no hay flujo de los fondos hacia la zona intermedia)}$$

$$V = V'' = 24.83804$$

G.13) Líneas de Operación.

$$L/V = 23.45804/24.83804$$

$$= 0.94444$$

$$A/V = 1.38/24.83804$$

$$= 0.0555599$$

$$L''/V'' = 2.97804/24.83804$$

$$= 0.1198983$$

$$B/V'' = 20.48/24.83804$$

$$= 0.8245417$$

$$C/L' = 85.22/76.74804$$

$$= 1.1103867$$

$$V'/L' = -8.47196/76.74804$$

$$= -0.1103866$$

ZONA DE ENRIQUECIMIENTO (DE ECUACION I)

$$Y_{n+1} = \frac{L}{V} X_n + \frac{A}{V} X_{i,A} \dots\dots\dots ec.1$$

$$\begin{aligned} \text{PARA A: } Y_{n+1} &= 0.94444 X_n + 0.055559 X 0.9648 \\ &= 0.94444 X_n + 0.0536041 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PARA B: } Y_{n+1} &= 0.94444 X_n + 0.055559 X 0.035105 \\ &= 0.94444 X_n + 0.0019504 \end{aligned}$$

PARA C: La fracción de C es tan pequeña que no se considera su influencia.

ZONA INTERMEDIA (DE ECUACION II)

$$Y_{n+1} = \frac{L''}{V''} X_n + \frac{A}{V''} X_{i,A} + \frac{B}{V''} X_{i,B} \dots\dots\dots ec. 2$$

$$\begin{aligned} \text{PARA A: } Y_{n+1} &= 0.1198983 X_n + 0.0555599 X 0.9648 + 0.8245417 X \\ & \quad 0.0007288 \\ &= 0.1198983 X_n + 0.0542051 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PARA B: } Y_{n+1} &= 0.1198983 X_n + 0.0555599 X 0.035105 + \\ & \quad 0.8245417 X 0.9857 \\ &= 0.1198983 X_n + 0.8147011 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PARA C: } Y_{n+1} &= 0.1198983 X_n + 0.0555599 X 0.000095 + \\ & \quad 0.8245417 X 0.0135712 \\ &= 0.1198983 X_n + 0.0111953 \end{aligned}$$

ZONA DE AGOTAMIENTO (DE ECUACION III)

$$X_m = \frac{C}{L'} X_{i,C} + \frac{V'}{L'} Y_{m+1} \dots\dots\dots ec. 3$$

PARA A: No hay concentración de A en C.

$$\begin{aligned} \text{PARA B: } X_m &= 1.1103867 X - 0.0189 - 0.1103866 Y_{m+1} \\ &= 0.0209863 - 0.1103866 Y_{m+1} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PARA C: } X_m &= 1.1103867 X - 0.9811 - 0.1103866 Y_{m+1} \\ &= 1.0894004 - 0.1103866 Y_{m+1} \end{aligned}$$

ZONA DE ALIMENTACION (DE ECUACION IV)

$$X_m = \frac{V_F Y_F + L'' X_n + L_F X_F + V' Y_{m+1} - V'' Y_{n+1}}{L'}$$

$$\text{PARA B: } X_m = 0.1538916 - 0.1103867 Y_{m+1}$$

$$\text{PARA C: } X_m = 0.9563533 - 0.1103967 Y_{m+1}$$

G.14) Cálculo de las Temperaturas y Composiciones.

$$t_s = 165^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	X_0	$Y_1, ec. 1; n=0$	Y_1/α 165	X_1
A	.7372843	.7356838	.0267127	.6304184
B	<u>.2627157</u>	<u>.2643162</u>	<u>.2643162</u>	<u>.3695816</u>
	1.0000	1.0000	.2910289	1.0000

$$m_B = .2910289 \quad t = 167^\circ\text{C}$$

$$t_s = 180^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_2, ec. 1; n=1$	Y_2/α 180	X_2
A	.6489965	.0282296	.5559798
B	<u>.3510035</u>	<u>.3510035</u>	<u>.4440202</u>
	1.0000	.3792331	1.0000

t_s : temperatura supuesta.

$$m_B = .3792331 \quad t = 180.5^\circ\text{C}$$

$$t_s = 185^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_3, ec. 1; n=2$	$Y_3/\alpha \quad 185$	X_3
A	.5786937	.0266646	.4964567
B	<u>.4213063</u>	<u>.4213063</u>	<u>.5035433</u>
	1.0000	.4479709	1.0000

$$m_B = .4479709 \quad t = 188^\circ\text{C}$$

$$t_s = 195^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_4, ec. 1; n=3$	$Y_4/\alpha \quad 195$	X_4
A	.5224777	.0269139	.4431023
B	<u>.4775223</u>	<u>.4775223</u>	<u>.5568977</u>
	1.0000	.5044363	1.0000

$$m_B = .5044362 \quad t = 194.7^\circ\text{C}$$

$$t_s = 200^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_5, ec. 1; n=4$	$Y_5/\alpha \quad 200$	X_5
A	.4720876	.025668	.3967372
B	<u>.5279124</u>	<u>.5279124</u>	<u>.6032628</u>
	1.0000	.5535804	1.0000

$$m_B = .5535804 \quad t = 199^\circ\text{C}$$

$$t_s = 203^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_6, ec. 1; n=5$	$Y_6/\alpha \quad 203$	X_6
A	.4232986	.0245497	.3555638
B	<u>.5717014</u>	<u>.5717014</u>	<u>.6444362</u>
	1.0000	.5962511	1.0000

$$m_B = .5962511 \quad t = 203^\circ\text{C}$$

$$t_s = 206^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_7, ec. 1; n=6$	Y_7/α_{206}	X_7
A	.3894128	.022555	.3199399
B	<u>.6105817</u>	<u>.6105817</u>	<u>.6800601</u>
	1.0000	.6331422	1.0000

$$m_B = .6331422 \quad t = 206^\circ\text{C}$$

$$t_s = 210^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_8, ec. 1; n=7$	Y_8/α_{210}	X_8
A	.3557681	.0214754	.2876804
B	<u>.6442319</u>	<u>.6442319</u>	<u>.7123196</u>
	1.0000	.6657073	1.0000

$$m_B = .6657073 \quad t = 209^\circ\text{C}$$

$$t_s = 213^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_9, ec. 1; n=8$	Y_9/α_{213}	X_9
A	.3253009	.0202452	.2585482
B	<u>.6746991</u>	<u>.6746991</u>	<u>.7414518</u>
	1.0000	.6949443	1.0000

$$m_B = .6949443 \quad t = 212.5^\circ\text{C}$$

$$t_s = 215^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_{10}, ec. 1; n=9$	Y_{10}/α_{215}	X_{10}
A	.2977874	.0189102	.232325
B	<u>.7022126</u>	<u>.7022126</u>	<u>.767675</u>
	1.0000	.7211228	1.0000

$$m_B = .7211228 \quad t = 214^\circ\text{C}$$

$$t_s = 218^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_{11}, ec.1, n=10$	Y_{11}/α 218	X_{11}
A	.2730211	.017864	.0239836
B	<u>.7269789</u>	<u>.7269789</u>	<u>.9760164</u>
	1.0000	.7448429	1.0000

$$m_B = .7448429 \quad t = 218.5^\circ\text{C}$$

$$t_s = 223^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_{12}, ec.1, n=11$	Y_{12}/α 223	X_{12}
A	.0762552	.0052403	.0056409
B	<u>.9237448</u>	<u>.9237448</u>	<u>.9943591</u>
	1.0000	.9289852	1.0000

$$m_B = .9289852 \quad t = 224^\circ\text{C}$$

$$t_s = 225^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_{13}, ec.1, n=12$	Y_{13}/α 225	X_{13}
A	.0589316	.0041297	.0043691
B	<u>.9410684</u>	<u>.9410684</u>	<u>.9956309</u>
	1.0000	.9451981	1.0000

$$m_B = .9451981 \quad t = 225.5^\circ\text{C}$$

$$t_s = 227^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$Y_{14}, ec.1, n=13$	Y_{14}/α 227	X_{14}
A	.0577305	.0041232	.0043568
B	<u>.9422695</u>	<u>.9422695</u>	<u>.9956432</u>
		.9463927	

$$m_B = .9463927 \quad t = 227^\circ\text{C}$$

Como se puede observar en éste plato se obtiene el producto B --
(Aceite Naftalénico).

PLATO : 14 $X = .9956432$

$t_s = 230^\circ\text{C}$

COMPONENTE	$Y_{15}, ec. 2, n=14$	Y_{15}/α_{230}	X_{15}
A	.054727	.0004626	.0038634
B	.9340775	.1074353	.8972387
C	<u>.0118421</u>	<u>.0118421</u>	<u>.0988984</u>
	1.0000	.1197403	1.0000

$m_C = .1197403$ $t = 230.5^\circ\text{C}$

$t_s = 235^\circ\text{C}$

COMPONENTE	$Y_{16}, ec. 2, n=15$	Y_{16}/α_{235}	X_{16}
A	.0546683	.0004917	.003745
B	.9222785	.1077315	.8235138
C	<u>.023053</u>	<u>.023053</u>	<u>.1756069</u>
	1.0000	.1312762	1.0000

$m_C = .1312762$ $t = 234^\circ\text{C}$

$t_s = 238^\circ\text{C}$

COMPONENTE	$Y_{17}, ec. 2, n=16$	Y_{17}/α_{238}	X_{17}
A	.05465	.0005184	.0036727
B	.913439	.1083823	.7678465
C	<u>.0322503</u>	<u>.0322503</u>	<u>.2284808</u>
	1.0000	.141151	1.0000

$m_C = .141151$ $t = 238^\circ\text{C}$

$$t_s = 241$$

COMPONENTE	$Y_{18}, ec. 2, n=17$	Y_{18}/α_{241}	X_{18}
A	.0546454	.0005415	.0036684
B	.9067846	.108482	.7349076
C	<u>.0385898</u>	<u>.0385898</u>	<u>.261424</u>
	1.0000	.1476137	1.0000

$$m_C = .1476137$$

$$t = 241^\circ C$$

$$t_s = 244^\circ C$$

COMPONENTE	$Y_{19}, ec. 2, n=18$	Y_{19}/α_{244}	X_{19}
A	.0546449	.0005545	.0036544
B	.9028153	.1086473	.7160028
C	<u>.0425396</u>	<u>.0425396</u>	<u>.2803427</u>
	1.0000	.1517414	1.0000

$$m_C = .1517414$$

$$t = 243^\circ C$$

Composición en los fondos :

$$t_s = 318^\circ C$$

COMPONENTE	Y_{Np}	$X_{Np-1}, ec. 3, m=Np-1$	αX_{Np-1}	Y_{Np-1}
B	.1167047	.0081037	.0562095	.0536396
C	<u>.8832953</u>	<u>.9918963</u>	<u>.9918964</u>	<u>.9463704</u>
	1.0000	1.0000	1.0481059	1.0000

$$m_C = \frac{1}{1.0481059} = .9541$$

$$t = 318^\circ C$$

$$t_g = 315^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$X_{Np-2}, ec. 3, m=Np-2$	αX_{Np-2}	Y_{Np-2}
B	.0152103	.1055033	.096766
C	<u>.9847897</u>	<u>.9847897</u>	<u>.903234</u>
	1.0000	1.0902931	1.0000

$$m_C = \frac{1}{1.0902931} = .9171 \quad t = 315.5^\circ\text{C}$$

Composición en la zona de alimentación.

$$t_g = 290^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$X_{Np-4}, ec. 4, m=Np-4$	αX_{Np-4}	Y_{Np-4}
B	.1433027	1.0547794	.5518139
C	<u>.8566973</u>	<u>0.8566973</u>	<u>.4481861</u>
	1.0000	1.9114767	1.0000

$$m_C = \frac{1}{1.9114767} = .52315 \quad t = 288.5^\circ\text{C}$$

$$t_g = 300^\circ\text{C}$$

COMPONENTE	$X_{Np-3}, ec. 4, m=Np-3$	αX_{Np-3}	Y_{Np-3}
B	.0929787	0.6678971	.4240836
C	<u>.9070213</u>	<u>0.9070213</u>	<u>.5759164</u>
	1.0000	1.5749184	1.0000

$$m_C = \frac{1}{1.5749184} = .6349 \quad t = 301^\circ\text{C}$$

G.15) Número Total de Platos; Np

$$N_p - 2 = 19 + 2$$

$$N_p = 23 \text{ platos.}$$

Plato de Alimentación: 21

Plato de Producto B (Aceite Naftalénico): 13

G.16) Diseño de La Torre.

$$F = v \sqrt{P_v}$$

$$A_c = W/F \sqrt{P_v}$$

Espaciamiento entre platos = 16" (0.4064 mt.) En base a la caída de presión Fig. 5 (NOTA 2)

donde :

v : velocidad superficial vapor; ft/seg.

P_v : densidad del vapor; lb/ft³

A_c : área seccional libre de la columna; ft²

W : flujo de vapor; lb/seg.

F : 1.378 Fig. 5 (Nota 2)

$$P_v = 0.845 \text{ lb/ft}^3$$

$$W = 15.18 \text{ lb/seg.}$$

$$F = 1.5 \times \sqrt{0.845}$$

$$= 1.378$$

$$A_c = 15.18 / 1.378 \times \sqrt{0.845}$$

$$= 11.98 \text{ ft}^2$$

NOTA 2.- Otto Frank, "For Both Batch and Continuous Distillations...", -- Chem. Eng., March 14, (1977), Figs. (4,5,12,13), Págs. 115, - 116, 121).

$$D = \sqrt{11.98/0.785}$$

$$= 3.9 \text{ ft.}$$

$$D = 4.0 \text{ ft}$$

G.17) Cálculo de la Caída de Presión en la Torre; ΔP_t

Tipo de plato: perforado

Diámetro de perforación: 3"

Pitch: triangular

$$h_t = h_h + h_1$$

donde :

h_t = caída de presión por plato; in. de liq.

h_h = caída de presión seca en las perforaciones; in. de liq.

h_1 = cabeza de líquido aerado; in. de liq.

$$h_h = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2$$

donde:

ρ_v : densidad del vapor; lb/ft³

ρ_l : densidad del líquido; lb/ft³

U_h : velocidad en la perforación; ft/seg.

C_o : coeficiente de orificio seco Fig. 12 (Nota 2)

h_1 : $\beta (h_w + h_{ow})$

h_w : cabeza de la altura del nivel del plato; in. liq.

h_{ow} : altura de líquido sobre h_w ; in.

h_{ow} : $0.5 (Q/L_w)^{0.67}$

Q : flujo; GPM.

$L_w = h_w$; in.

β = factor de aireación, fig. 13 (Nota 2)

Cálculo de h_{ow}

$Q = 49$ GPM.

$h_w = L_w = 2''$

$h_{ow} = 0.5 (49/2)^{0.67}$

= 4.2629

Cálculo de h_1

de gráfica 13, para $F = 1.378$

$\beta = 0.62$

$h_1 = 0.62 (2 + 4.263)$

= 3.883

Cálculo de h_h

$P_v = 0.845$

$P_1 = 52.95$

$U_h = 1.5$

$A_a = 0.7$

$\frac{A_h}{A_a} = 0.07$

$Co = 0.72$

$h_h = 0.186 \times 0.845/52.95 (1.5/0.72)^2$

= 0.0128 in.

$h_t = 3.883 + 0.0128$

= 3.896 in de líquido por plato

$$\Delta P_t = 3.896 \times 23$$

= 89.605 in (2.75 psi)

Hi- TORRE DE DESTILACION A VACIO. (5), (12), (16).

A esta columna se alimenta el aceite caliente que sale por el fondo de la 1a. columna de destilación, una vez que ha sido calentado hasta 380°C.

Se consideran los siguientes criterios.

- El aceite caliente que se destilará en esta columna, es un producto -- que se puede coquizarse si se emplean temperaturas altas durante un tiempo prolongado (1, 20).
- La operación a vacío en la columna se debe a que se recomienda (16)- para :
 - a) Separar azeótropos que se forman a presión atmosférica.
 - b) Para incrementar la volatilidad relativa.
 - c) Separar compuestos que se descomponen o polimerizan a sus temperaturas de ebullición atmosféricas.
 - d) Reducir la temperatura de ebullición de los diferentes compuestos.
- Las condiciones de operación de la torre serán a una presión a las cuales se obtienen presiones de vapor que ayuden a su separación (13).- y será de 600 mm Hg.
- Se selecciona una columna empacada, porque es lo más recomendado (12)

para sistemas:

- a) Columnas de diámetro pequeño,
- b) Fluidos viscosos (Aceite Antraceno y Brea).
- c) Presiones Bajas.
- d) Para cajas caídas de presión.

El tipo de empaque se selecciona para tener:

- a) Una baja caída de presión
- b) bajo costo
- c) durabilidad
- d) alta relación del área efectiva del área total
- e) alto porcentaje de espacio libre
- f) debido a las altas temperaturas de operación y a que es más ligero que el metal se usan anillos raschig de cerámica.

SECUENCIA DE CALCULO

- 1.- Datos y condiciones de operación (Presión, Temperatura, Flujo, etc.)
- 2.- Determinación de las composiciones de las corrientes de salida.

$$\frac{\text{Moles}}{\text{hr.}} : \frac{\text{lb/hr}}{\text{PM}}$$

- 3.- Balance de Materia.
- 4.- Cálculo de las corrientes en la zona de enriquecimiento.
- 5.- Cálculo de las corrientes en la zona intermedia.
- 6.- Cálculo de las corrientes en la zona de agotamiento.

- 7.- Altura en la zona intermedia y de agotamiento.
- 8.- Cálculo del diámetro de la torre.
 - 8.1.- Cálculo de la masa velocidad.
 - 8.2.- Cálculo de los coeficientes.
- 9.- Altura de la zona intermedia.
- 10.- Altura de la zona de agotamiento.
- 11.- Altura de la zona de enriquecimiento.
- 12.- Altura Total.
- 13.- Cálculo de la caída de presión.

donde :

- A : factor de absorción = \bar{L}/mV ; adimensional
- A_A : área interfacial efectiva para destilación; $\text{ft}^2/\text{volumen empaque-}$
 ft^3
- A_{AW} : área interfacial efectiva para agua para destilación; $\text{ft}^2/\text{volu-}$
 $\text{men empaque } \text{ft}^3$
- a : área efectiva de empaque; $\text{ft}^2/\text{volumen empaque } \text{ft}^3$
- C : aceite caliente.
- C_f : factor de caracterización de empaque, flujo a dos fases
- D_L : difusión molecular del líquido; ft^2/Hr .
- d : diámetro de la torre; ft
- d_s : diámetro de una esfera de una área similar a un empaque en parti-
cular; ft
- F : aceite lavado

- F_V : coeficiente de transferencia de masa del vapor; lb mol/Hr ft^2
 F_L : coeficiente de transferencia de masa del líquido; lb mol/Hr ft^2
 G : aceite antraceno
 G' : masa velocidad del gas; lb/Hr ft^2
 $g'c$: cte conversión; $4.18 (10^8) \text{ lb ft}/(\text{lb}^2 \text{ Hr}^2)$
 H : Brea
 H' : factor de corrección; adimensional.
 H_{tL} : altura de una unidad de transferencia; ft
 H_{TOL} : altura total de la unidad de transferencia; ft
 $K'L$: coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida; $\text{lb -- mol/Hr ft}^2 \times \text{lb mol/ft}^3$
 K'_X : coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida; $\text{lb -- mol}/(\text{Hr. ft}^2 \times \text{fracc. mol})$
 L : flujo del líquido en la zona de enriquecimiento; moles/Hr.
 L' : flujo del líquido en la zona intermedia; moles/Hr.
 \bar{L} : flujo de líquido en la zona de agotamiento; moles/Hr.
 m : pendiente de la curva de equilibrio
 Nt : número de unidades de transferencia
 Nto : número total de unidades de transferencia
 n : constante empírica
 $\frac{\Delta P}{Z}$: caída de presión por unidad de longitud; in $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$.
 PM : peso molecular

- p : constante empírica
 R : reflujó
 S : área de la columna; ft^2
 Sc_v : número de Schmidt de vapor; adimensional
 V : flujo del vapor en la zona de enriquecimiento; moles/Hr.
 V' : flujo del vapor en la zona intermedia; moles/Hr.
 \bar{V} : flujo del vapor en la zona de agotamiento; moles/Hr.
 w' : masa velocidad del líquido lb/Hr ft^2
 X : concentración
 Z : Altura de empaque
 ϵ : volumen fraccional vacío en una cama empacada seca; $\text{ft}^3/\text{volumen-empaque ft}^3$
 ϵ_0 : volumen fraccional vacío en el empaque irrigado; $\text{ft}^3/\text{volumen empaque ft}^3$
 μ'_L : viscosidad de líquido; centipoise
 μ''_V : viscosidad de vapor; lb/ft Hr .
 ρ_L : densidad de líquido; lb/ft^3
 ρ_V : densidad de vapor; lb/ft^3
 ρ_w : densidad de agua; lb/ft^3
 ϕ : líquido retenido en la columna como películas; $\text{ft}^3 \text{ liq./volumen-empaque ft}^3$
 ϕ_0 : líquido de operación; $\text{ft}^3 \text{ liq./volumen empaque ft}^3$

- Φ_{ow} : líquido de operación para agua; ft^3 liq./volumen empaque ft^3 .
 Φ_s : líquido estático; ft^3 liq./volumen empaque ft^3
 Φ_{sw} : líquido estático para agua; ft^3 liq./volumen empaque ft^3
 Φ_t : líquido total retenido en la columna; ft^3 liq./volumen empaque --
 ft^3
 Φ_{tw} : líquido total retenido en la columna para agua; ft^3 liq./volu---
men empaque ft^3

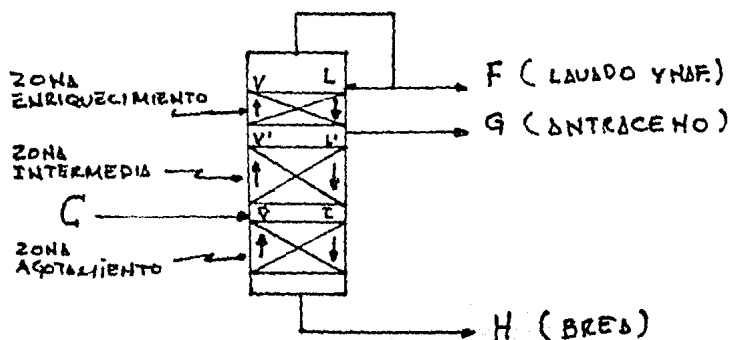
H.1) Datos.

A esta columna se alimentará el aceite caliente que sale por el fondo de la 1a. columna de destilación, una vez que ha sido calentado hasta $380^\circ C$ y su composición es :

	% peso
aceite naftaleno	1.00 (máximo)
aceite lavado	5.21
aceite antraceno	25.21
brea	68.58

Condiciones :

flujo (lb/Hr)	20 790
temperatura $^\circ C$ ($^\circ F$)	380 (716)
presión operación	600 mmHg abs
tipo de torre	empacada
empaque	anillo raschig 2"
material (empaque)	cerámica



aceite caliente: 20 790 lb/hr. (85.22 lb mol/Rr)

$$PM = 244$$

	%w	lb/hr	PM	lb mol/hr	%mol= $X_{i,c}$
aceite naftaleno	1	207.9	130	1.599	0.021
aceite lavado	5.21	1083.16	224	4.835	0.065
aceite antraceno	25.21	5241.14	235	22.302	0.298
brea	68.58	14257.78	310	45.992	0.615

Se recuperará el 98% de aceite lavado en el destilado, y el 1% -- se irá por los fondos, a 380°C de temperatura de alimentación, hay dos fases: vapor (aceite naftaleno, aceite lavado, aceite antraceno) y líquido (brea).

H.2) Determinación de Composiciones.

$$X_{FF} = (98/224) / (98/224 + 1/130 + 1/235)$$

$$= 0.9734$$

$$X_{naf,G} = 0.0171$$

$$X_{G,F} = 0.0095$$

$$\overline{PM}_F = 100/.449 = 222.5$$

$$X_{F,G} = (1/224) / (1/224 + 98/235 + 1/310)$$

$$= .0105$$

$$X_{G,G} = 0.9818$$

$$X_{H,G} = 0.0077$$

$$\overline{PM}_G = 100/.4247 = 235.45$$

$$X_{GH} = (1/235) / (1/235 + 99/310)$$

$$= 0.0131$$

$$X_{HH} = 0.9869$$

$$\overline{PM}_H = 100/0.323 = 309$$

H.3) Balance de Materia.

$$F + G + H = 85.22$$

Balance para el aceite de lavado

$$X_{F,F}^F + X_{F,G}^G = X_{F,C}^C$$

$$.9734F + .0105G = 5.5393$$

Balance para el aceite de antraceno

$$X_{G,F}^F + X_{G,G}^G + X_{G,H}^H = X_{G,C}^C$$

$$.0095F + .9818G + .0131H = 25.3955$$

Balance para la brea

$$X_{H,G}^G + X_{H,H}^H = X_{H,C}^C$$

$$.0077G + .9869H = 52.4103$$

resolviendo se tiene

$$F = 7.2022 \text{ lb mol/hr}$$

$$G = 25.1078 \text{ lb mol/hr}$$

$$H = 52.91 \text{ lb mol/hr}$$

H.4) Zona de Enriquecimiento.

$$F = 7.2022 \text{ (} 1602.4895 \text{ lb/hr)}$$

$$R = 1.5$$

$$L = RF + G$$

$$= 1.5 \times 7.2022 + 25.1078$$

$$= 35.9111 \text{ (} 8315.3658 \text{ lb/hr)}$$

$$\overline{PM}_L = 231.55$$

$$V = L + F$$

$$= 35.9111 + 7.2022$$

$$= 43.1133 \text{ (} 9917.8553 \text{ lb/hr)}$$

$$\overline{PM}_V = 230$$

H.5) Zona Intermedia.

$$L' = L - G$$

$$= 35.9111 - 25.1078$$

$$= 10.8033 \text{ (} 2403.7343 \text{ lb/hr)}$$

$$V' = V = 43.1133 \text{ (} 9917.8553 \text{ lb/hr)}$$

$$V_o = 28.736 \text{ (} 6532.218 \text{ lb/hr)}$$

$$\overline{PM}_{V_o} = 227.32$$

H.6) Zona de Agotamiento.

$$\overline{V} = V' - V_o$$

$$= 43.1133 - 28.736$$

$$= 14.3773 \text{ (} 3385.6373 \text{ lb/hr)}$$

$$\overline{PM}_V = 235.48$$

$$\overline{L} = L' + L_c$$

$$= 10.8033 + 45.992$$

$$= 56.7953 \text{ (} 16\,661.516 \text{ lb/hr)}$$

H.7) Altura zonas intermedias y de Agotamiento.

$$P_V = 3385.6373 \text{ (} 492/1032 \text{) / (} 359 \times 14.3773 \text{)}$$

$$= 0.3127$$

$$P_L = 49.84$$

$$\overline{L} = 16\,661.516 \text{ lb/hr}$$

$$V = 3385.6373 \text{ lb/hr}$$

$$\frac{\overline{L}}{V} \left[\frac{P_V}{P_L} \right]^{0.5} = \frac{16\,661.56}{3385.6373} \left[\frac{.3127}{49.84} \right]^{0.5}$$

$$= 0.3898$$

Para torres empacadas se recomienda:

$$\frac{AP}{Z} = (0.5 - 0.6) \text{ in } H_2O/\text{ft}$$

De Fig. 6.26 (Nota 3)

$$(G')^2 C_f C_{u'L}^{0.2} / g'c \rho_g \rho_L (\rho_w / \rho_L) = 0.03$$

de Tabla 6.2 (Nota 3)

$$C_f = 65$$

Nota 3.- Treybal "Mass Transfer Operations", New York, Mc-Graw-Hill, 2a.-
edición, (1968), págs. (160,162,166,168,252).

$$\epsilon = 0.74$$

$$\alpha = 28$$

$$\begin{aligned} G' &= (0.03 \times G'_C \times \rho_g \times \rho_{L^2/C_F} \times (\mu'_L)^{0.2} \times \rho_w)^{0.5} \\ &= (0.03 \times 4.18 (10^8) \times 0.3127 \times 49.84^2/65 \times (3.01)^{0.2} \times \\ &\quad \times 62.3)^{0.5} = \\ &= 1390 \text{ lb/hr Ft}^2 \end{aligned}$$

H.8) Cálculo del Diámetro, para el 60% de Inundación.

$$G'' = 0.6 \times 1390 = 834 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$S = \frac{3385.6373}{834} = 4.612 \text{ Ft}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4.612 \times 4}{\pi}} = 2.42 \text{ Ft}$$

$$d = 2.5 \text{ ft}$$

$$S = 4.9 \text{ ft}^2$$

H.8.1) Cálculo de la Masa de Velocidad.

$$G' = 3385.6373/4.9 = 690.94 \text{ lb/ft}^2\text{hr}$$

$$W' = 16.661.516/4.9 = 3400.30 \text{ lb/hr ft}^2$$

H.8.2) Cálculo de los Coeficientes.

Tabla 6.3 (Nota 3)

$$m = 0.95$$

$$n = 0.0$$

$$p = 0.362$$

$$A_{AW} = 0.95 \times 690.94^\circ \times 3400.3^{0.362}$$

$$= 18.035$$

De Tabla 6.4 (Nota 3)

$$ds = 0.236$$

$$\beta = 0.5625$$

$$\phi_{sw} = 0.0059$$

$$\phi_{tw} = 0.0385$$

$$\phi_{ow} = 0.0326$$

$$\phi_s = 0.001186$$

$$H = 2.16$$

$$\phi_o = 0.0704$$

$$\phi_t = 0.0716$$

$$A_A = A_{AW} \times \phi_o / \phi_{ow}$$

$$= 18.035 \times 0.0704 / 0.0326$$

$$= 38.94$$

$$\epsilon_o = \epsilon - \phi_t$$

$$= 0.74 - 0.0716$$

$$= 0.6684$$

$$S_{cv} = 0.115 \times 2.42 / (.3127 \times 2.27)$$

$$= 0.392$$

$$V = 14.3773 / 4.9$$

$$= 2.9341$$

$$\mu''_{v'} = 0.276 \text{ lb/ft hr}$$

$$\frac{F_v S_{cv}^{2/3}}{V} = 1.195 \left[\frac{dsV'}{\mu''_{v'} (1 - \epsilon_o)} \right]^{-0.36}$$

$$K'_V = F_V = 1.195 \times 2.9341 / (0.392)^{2/3} \times \left[\frac{0.238 \times 690.94}{0.276 \times (1 - 0.6684)} \right]^{-0.36}$$

$$F_V = 0.440$$

$$D_L = 2.94 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$S_{cl} = 3 \times 2.42 / (49.84 \times 2.94 \times 10^{-5}) = 4955$$

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L}{\mu^n L} \right]^{0.45} S_{cl}^{0.5}$$

$$K = 25.1 \times 2.94 \times 10^{-5} / 0.238 \times \left[\frac{0.238 \times 3400.3}{3 \times 2.42} \right]^{0.45} \times 4955^{0.5}$$

$$K_L = 1.82$$

$$F_L = K'_x$$

$$= K_L \times \sqrt{v}$$

$$= 1.82 \times 0.169$$

$$= 0.307$$

$$H_{tv} = V / K'_y a$$

$$= 2.9341 / 0.44 \times 18.035$$

$$= 0.3697$$

$$H_{tL} = \bar{L} / K_x a$$

$$= 11.5908 / 0.307 \times 18.035$$

$$= 2.093$$

$$m = K_y / K_x$$

$$= 0.44 / 0.307 = 1.433$$

$$A = \bar{L} / mV$$

$$= 11.5908 / 1.433 \times 2.9341$$

$$= 2.756$$

$$\begin{aligned} 1/A &= 1/2.756 \\ &= 0.3627 \end{aligned}$$

$$(Y - Y')_1 = .4285$$

$$(Y - Y')_2 = .00866$$

$$(Y - Y')_M = 0.107$$

$$\begin{aligned} N_{tog} &= (Y_1 - Y_2) / (Y - Y')_M \\ &= (.9897 - .02) / .107 \\ &= 9.062 \end{aligned}$$

$$(1 - Y_i)_M = 0.1142$$

$$X_1 = .9818$$

$$X_2 = 0.0131$$

$$(1 - X)_1 = .0182$$

$$(1 - X)_2 = .9869$$

$$(1 - X)_M = 0.2425$$

$$\begin{aligned} H_{tov} &= H_{tv} + \frac{mV}{L} H_{tL} \frac{(1 - X)_M}{(1 - Y)_M} \\ &= .03697 + 1.433 \times 2.9341 / 11.5908 \times 2.093 \times 0.2425 / \\ &\quad 0.1142 \\ &= 0.3697 + 1.6122 \\ &= 1.9819 \end{aligned}$$

H.9) Altura de la Zona Intermedia.

$$\begin{aligned} Z_{intermedia} &= N_{tog} \times H_{tov} \\ &= 9.062 \times 1.9819 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{X_1 - Y_1/m}{X_2 - Y_1/m} = 0.3$$

De gráfica 8.20 (Nota 3)

$$N_{to\bar{L}} = 1.3$$

$$\begin{aligned} H_{to\bar{L}} &= H_{tL} + \frac{L}{mG} \frac{(1-Y)m}{(1-X)m} \\ &= 2.093 + \frac{11.5908}{2.756 \times 2.9541} \left(\frac{0.1142}{0.2425} \right) \\ &= 2.093 + 0.675 \\ &= 2.768 \end{aligned}$$

H.10) Altura de la Zona de Agotamiento.

$$\begin{aligned} z_{\text{agotamiento}} &= N_{TO\bar{L}} \times H_{TO\bar{L}} \\ &= 1.3 \times 2.768 \\ &= 3.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

H.11) Altura Zona de Enriquecimiento.

$$\begin{aligned} P_g &= 9917.8553 \times (492/460 + 500) / (43.1153 \times 359) \\ &= 0.32 \end{aligned}$$

$$P_L = 43.5$$

$$\begin{aligned} \frac{L}{V} \left[\frac{P_g}{P_L} \right]^{0.5} &= \frac{8315.3658}{9917.8553} \left[\frac{0.32}{43.5} \right]^{0.5} \\ &= 0.0719 \end{aligned}$$

Fig. 6.26 (Nota 3)

$$\begin{aligned} \frac{(G')^2 c_f (\mu' L)^{0.2}}{g'_c P_g P_L} \frac{P_w}{P_L} &= 0.053 \\ G' &= \frac{0.053 \times g'_c \times P_g \times P_L^2}{c_f (\mu' L)^{0.2} P_w} \\ &= \frac{0.053 \times 4.18 \times 10^8 \times .32 \times 43.5^2}{65 \times (1.5)^{0.2} \times 62.3} = \end{aligned}$$

$$= 1748 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$G' = V$$

$$\text{Para un } d = 2.5 \quad S = 4.9 \text{ Ft}^2$$

H. 9.1) Cálculo de la Masa Velocidad.

$$G' = 9917.8553/4.9 = 2024.1$$

$$W' = 8315.3658/4.9 = 1697$$

H. 9.2) Cálculo de los Coeficientes.

De la Tabla 6.3 (Nota 3)

$$m = 0.95$$

$$n = 0.0$$

$$p = 0.362$$

$$A_{Aw} = 0.95 \times 2024.1^0 \times 1697^{0.362}$$

$$= 14.023$$

De Tabla 6.4 (Nota 3)

$$d_s = 0.28$$

$$\beta = 0.5625$$

$$\phi_{sw} = 0.0059$$

$$\phi_{tw} = 0.026$$

$$\phi_{ow} = 0.0201$$

$$\phi_s = 0.00095$$

$$H = 1.243$$

$$\phi_o = 0.025$$

$$\phi_t = 0.2595$$

$$\begin{aligned}
 A_A &= A_{Aw} \times b_o / \phi_{ow} \\
 &= 14.023 \times .025 / .0201 \\
 &= 17.44
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_o &= E - \phi_t \\
 &= 0.74 - 0.02595 \\
 &= 0.714
 \end{aligned}$$

$$S_{cG} = 2.51$$

$$\begin{aligned}
 V &= 43.1133 / 4.9 \\
 &= 8.7986
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 35.9111 / 4.9 \\
 &= 7.3287
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu^{wV} &= 0.103 \times 2.42 = \\
 &= 0.249
 \end{aligned}$$

$$\frac{F_v S_{cv}^{2/3}}{V} = 1.195 \left[\frac{dsV'}{\mu^{wV} (1 - E_o)} \right]^{-0.36}$$

$$\begin{aligned}
 k'_y = F_v &= \frac{1.195 \times 8.7986}{(2.51)^{0.666}} \left[\frac{0.238 \times 2024.1}{0.249 (1 - 0.714)} \right]^{-0.36} \\
 &= 0.238
 \end{aligned}$$

$$D_L = 4.769 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$\begin{aligned}
 S_{cL} &= 1.5 \times 2.42 / (43.5 \times 4.76 \times 10^{-5}) \\
 &= 1738
 \end{aligned}$$

$$\frac{K'_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds \times L'}{U''L} \right]^{0.45} S_{cL}^{0.5}$$

$$K_L = 25.1 \times 4.76 \times 10^{-5} / 0.238 \times \left[0.238 \times 1697 / \right]$$

$$\begin{aligned} & / (1.5 \times 2.42)]^{-0.45} \times 1738^{0.5} \\ & = 1.744 \end{aligned}$$

La densidad molar de L'

$$\begin{aligned} \bar{\rho} &= 43.5 / 231.55 \\ &= 0.187 \text{ lb mol/Ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_L &= K'x = K_L \times \bar{\rho} = 0.187 \times 1.744 \\ &= 0.326 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{tv} &= 8.7986 / (.238 \times 14.023) \\ &= 2.63 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{tL} &= 7.3287 / (0.326 \times 14.023) \\ &= 1.603 \end{aligned}$$

$$m = 0.73$$

$$\begin{aligned} A &= L/mG \\ &= 7.3287 / (0.73 \times 8.7986) \\ &= 1.14 \end{aligned}$$

$$\frac{Y_2 - mX_2}{Y_1 - mX_2} = .11$$

De gráfica 8.20 (Nota 3)

$$N_{tov} = 6.0$$

$$\begin{aligned} (1 - Y_1)^m &= (1 - .976) - (1 - .013) / 1n [(1 - .976) / \\ & \quad (1 - .913)] \\ &= .2591 \end{aligned}$$

$$X_1 = .9734$$

$$X_2 = .0105$$

$$(1-X)_1 = .0266$$

$$(1-X)_2 = .9895$$

$$(1-X)_m = (0.0266 - .9895) / \ln (.0266 / .9895)$$

$$= 0.2662$$

$$H_{tov} = H_{tv} + \frac{m G}{L} H_{tL} \frac{(1-X)_m}{(1-Y')_m}$$

$$= 2.63 + 0.73 \times 8.7986 / 7.3287 \times 1.603 \times 0.2662 / 0.2591$$

$$= 2.63 + 1.44$$

$$= 4$$

$$Z_{ENRIQ} = H_{tov} \times N_{tov} =$$

$$= 4 \times 6$$

$$= 24 \text{ ft}$$

$$H.12) \text{ Altura Total. } = Z_{agotam.} + Z_{int.} + Z_{enriq.}$$

$$= 3.5 + 18 + 24$$

$$= 45.5 \text{ ft.}$$

$$H.13) \Delta P_{total} = .6 \times 45.5$$

$$= 27.3 \text{ in } H_2O$$

$$= 0.98 \text{ lb/in}^2$$

CALCULO DE BOMBAS.

Para estimar la potencia de la bomba se tiene las siguientes consideraciones :

- Condiciones de operación (temperatura, presión)
- Capacidad total de los tanques (Ft³) V_T
- Tiempo de vaciado de tanques (hrs.) 2
- Velocidad recomendada (Ft/seg.) 4 - 8
- AP Válvula (lb/in²) 30
- AP equipo (lb/in²) 0
- Presión de entrega (lb/in²) 0-21.33
- Altura de entrega (Ft) 10-50

$$AP_{\text{Altura}} = \frac{\text{Altura entrega}}{144/R_f} \quad (\text{lb/in}^2)$$

$$- AP_{\text{fluido}} = AP_{100H_2O} \left(\frac{\mu_f}{\mu_{H_2O}} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_f}{\rho_{H_2O}} \right)^{0.8} \times \frac{L_T}{100}$$

donde :

$$AP_f, AP_{100H_2O} \quad (\text{pérdidas fricción } H_2O) \quad \text{PSI}$$

Tabla B-14, Nota 5

$$\mu_f, \mu_{H_2O} \quad (\text{viscosidad}) \quad C_{ps}$$

$$\rho_f, \rho_{H_2O} \quad (\text{densidad}) \quad \text{lb/Ft}^3$$

$$L_T \quad (\text{Longitud total}) \quad \text{Ft}$$

Nota 5.- Crane, "Flow of Fluids", New York, Crane Co., pág. B-14.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{válvula} + \Delta P_{equipo} + \Delta P_{altura} + P_{entrega} + \Delta P_{fluido}$$

$$= 20 + \frac{10 \times \rho_f}{144} + \Delta P_{fluido} + \Delta P_{equipo} + P_{entrega}$$

$$P_{descarga} = \Delta P_{total} + 13.62 \text{ (PSIA)}$$

$$P_{succión} = P_1 + (H_1 - h_s) \rho_f / 144 - \Delta P_{fluido \text{ succión}}$$

s : succión

h : altura

$$- H P_{bomba} = \frac{\Delta P_B \times Q}{1714 \times N}$$

donde :

$$\Delta P_B = P_{desc.} - P_{succ.} \quad \text{PSI}$$

$$Q = \text{GPM}$$

$$Q = \frac{V_T}{2 \times 3600} \times 448$$

$$N = \text{Eficiencia} \quad 0.7$$

$$- \text{No. Bombas/servicio} \quad 2$$

(Una en operación y otra en espera).

K - 1 BOMBAS DE ALIMENTACION.

RELACION DE BOMBAS * (11)

FLUIDO	GASTO	T	ρ	μ	L_{TOTAL}	ΔP_{ALT}	$P_{ENT.}$	ΔP_F	$\Delta P_{EQ.}$	ΔP_V	P_D	P_S	ΔP_B	HP	TIPO	
	GPM	°C	Lb/Ft ³	Cps	Ft	PSI	PSI	PSI	PSI	PSI	PSIA	PSIA	PSI			
ALQUITRAN	-	40	45	81.0	40	-	21.33	1.13	-	-	39.08	24.37	21.31	1	HORIZONTAL COMBA AYUDA	
ALQUITRAN	-	40	172	74.76	20	150	6.81	12.8	4.28	20	193	14.37	180	71/2	HORIZONTAL	
A. CALIENTE	-	50	200	51.0	20	100	3.54	14.32	1.98	8	58.36	13.2	45.14	2	HORIZONTAL	
BREA		35	150	81.0	40	70	12.91	-	1.89	-	20	48.42	18.99	29.42	1	HORIZONTAL

K - 2 BOMBAS DE EMBARQUE.

FLUIDO	CAP. TQ.	GASTO	T	ρ	μ	$\Delta P_{L_{TOTAL}}$	ΔP_{ALT}	$P_{ENT.}$	ΔP_F	$\Delta P_{EQ.}$	ΔP_V	P_D	P_S	ΔP_B	HP	TIPO
	Fe ³	GPM	°C	Lb/Ft ³	Cps	Ft	PSI	PSI	PSI	PSI	PSI	PSIA	PSIA	PSI		
A. LIGERO	392	25	40	62.3	0.9	500	4.32	-	2.44	-	20	47.38	6.13	42	1	VERTICAL
A. NAFTALENO	4710	300	100	59.2	0.9	500	4.11	-	2.91	-	20	47.34	6.48	42	10	VERTICAL
A. LAVADO	3140	195	60	62.3	0.9	500	4.32	-	4.71	-	20	42.68	6.53	37	71/2	VERTICAL
A. ANTRACENO	9420	590	80	74.76	2.0	500	5.19	-	6.27	-	20	45.58	4.83	41	20	VERTICAL

K - 3 BOMBAS DE RECIRCULACION DE TORRES.

FLUIDO	GASTO	T	ρ	μ	L_{TOTAL}	ΔP_{ALT}	$P_{ENT.}$	ΔP_F	$\Delta P_{EQ.}$	ΔP_V	P_D	P_S	ΔP_B	HP	TIPO
	GPM	°C	Lb/Ft ³	Cps	Ft	PSI	PSI	PSI	PSI	PSI	PSIA	PSIA	PSI		
A. LIGERO	10	157	37.2	0.2	75	12.91	21.35	1.075	-	20	69.94	10.93	58.01	1	HORIZONTAL
A. LAVADO	20	280	52.95	0.4	75	18.38	14.22	0.70	-	20	53.3	17.09	36.21	1	HORIZONTAL

L) INTERCAMBIADORES DE CALOR.

L.1) ARREGLO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Para saber el orden de los intercambiadores de calor para aumentar la temperatura de Alquitrán, utilizando las corrientes que salen de las columnas de destilación, es necesario comparar sus temperaturas y sus cargas térmicas totales.

Fluido	Gasto lb/hr	$T_{inicial}$ oF	T_{final} oF	Q BTU/Hr
A. caliente	20790	606	428	1 995 840
A. antraceno	5911.6	572	176	938 397
Brea	16350	602	302	2 697 750
Alquitrán	23760	113	306	1 877 040

Si se grafican las temperaturas y las cargas térmicas, se puede observar que para aprovechar al máximo estas corrientes y evitar cruces en las temperaturas quedan arreglados como sigue :

- 1er. intercambiador : Alquitrán-A. Antraceno
- 2o. intercambiador : Alquitrán- A. caliente
- 3er. intercambiador : Alquitrán-brea

	T_1 (oF)	T_2 (oF)	T_{final} (oF)	Observaciones
A. Antraceno	572	482	176	Se empleará agua - para disminuir temp. Antraceno
Alquitrán	113	134	--	
A. caliente	491	428	428	
Alquitrán	134	203	--	
Brea	662	512	302	No es necesario dis- minuir temp. con -- agua
Alquitrán	203	306	306	

L.2) SECUENCIA DE CALCULO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR. (?)

L.2.1) Balance de calor $Q = W C_p (T_1 - T_2) = W C_p (t_2 - t_1)$

L.2.2) $MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$

L.2.3) F_t (según arreglo)

L.2.4) Area de flujo: a

$$a_s = \frac{DI \times C' \times B}{144 \times P_t} \quad a_t = \frac{N_t \times A'_t}{144 \times N_{pt}}$$

L.2.5) Masa velocidad: G

$$G_s = W/a_s \quad G_t = W/a_t$$

L.2.6) Reynolds: Re

$$Re_s = De G_s / \mu \quad Re_t = D G_t / \mu$$

L.2.7) J_H fig. 28 y 24

L.2.8) Coeficiente de transferencia calor: h

$$h_o = J_H \times \frac{k}{D} (Pr)^{1/3} \phi_s \quad h_{io} = J_H \frac{k}{D} (Pr)^{1/3} \phi_t$$

L.2.9) Coeficiente total limpio: U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

L.2.10) Coeficiente total de diseño: U_d

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta t}$$

$$A = a'' \times L \times N_t$$

$$\Delta t = MLDT \times Ft$$

L.2.11) Factor de obstrucción: R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

L.2.12) Caída de presión: ΔP

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

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

$$A_{P_r} = \frac{4N_p V^2}{32g'} \times \frac{62.4}{144}$$

$$A_{P_T} = A_{P_t} + A_{P_r}$$

$$N + 1 = 12 \times L/B$$

S : Shell o. coraza

t : tubos

L.3) INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Fluido	Alquitrán	Antraceno
Características		
Tipo	doble tubo	
Diámetros; (in)	2 1/2 X 1 1/4	
Localización de fluidos	anulo	tubo interno
Longitud; L (ft)	16	
Flujo; W,w, (lb/Hr)	23760	5911.6
Temp. entrada; T_1, t_1 ($^{\circ}$ F)	113	572
Temp. salida; T_2, t_2 ($^{\circ}$ F)	134	482
Caída presión; ΔP_p (Psi)	5	5
Carga térmica; Q (btu/Hr)	212817.6	
LMTD; ($^{\circ}$ F)	402	
Area; A (ft^2)	13.88	
Masa velocidad; G ($lb/Hr-ft^2-^{\circ}$ F)	1300928	567514
Reynolds; Re	322	14485
Coef. Transf. Calor; h ($Btu/Hr-ft^2-^{\circ}$ F)	84.58	95.99
Coef. Total Limpio; U_c ($Btu/Hr-ft^2-^{\circ}$ F)	48.81	
Coef. Total Diseño; U_d ($Btu/Hr-ft^2-^{\circ}$ F)	39.24	
Longitud total; (ft)	32	
Número de horquillas	2	
Caída de presión	4.59	0.474

L.4) INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Fluido	Alquitrán	A. Caliente
Características		
Tipo	Tubos y coraza	
Diámetro; D_s, d_i (in)	13.25	1", 16BWG, en □
Localización de fluidos	Coraza	tubos
Número de tubos; N_t	---	56
Número de pasos; N_p	1	2
Longitud; L (ft)	---	16
Espaciamiento; B (in)	5	--
Flujo; W, w , (lb/hr)	23760	20790
Temp. entrada; T_1, t_1 (°F)	134	491
Temp. salida; T_2, t_2 (°F)	203	428
Caída de Presión; ΔP_p (Psi)	5	f
Factor de obstrucción; Rdp		.05
Carga térmica; Q (Btu/lb)	644407	
LMTD (°F)		291
Area; A (ft ²)		235
Masa velocidad; G (lb/Hr-ft ²)	258261	180000
Reynolds; Re	35	3595
Coef. Transf. Calor; h (Btu/Hr-ft ² -°F)	73.75	23.29
Coef. Total Limpio; U_c (Btu/°F-Hr-ft ²)		17.98
Coef. Total Diseño; U_d (Btu/Hr-ft ² -°F)		9.63
Factor de obstrucción; Rd		0.048
Caída de presión; ΔP_c (Psi)	4	
F_t		0.98

L.5) INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Fluido	Alquitrán	Brea
Características		
Tipo	Tubos y Coraza	
Diámetro; Ds.di (in)	15.25	1", 16BWG, en <input type="checkbox"/>
Localización de fluidos	coraza	tubos
Número de tubos; Nt	---	76
Número de pasos; Np	1	2
Longitud; L (ft)	---	16
Espaciamento; B (in)	5	---
Flujo; W, w (lb/Hr)	23760	16350
Temp. entrada; T_1, t_1 ($^{\circ}$ F)	203	602
Temp. salida; T_2, t_2 ($^{\circ}$ F)	306	512
Caída de presión; ΔP_p (Psi)	5	5
Factor de obstrucción; Rdp		.005
Carga térmica; Q (btu/Hr)	1120854	
LMTD ($^{\circ}$ F)		332
Ft		0.985
Area; A (ft^2)		342
Masa velocidad; G (lb/Hr- ft^2)	224363	104307
Reynolds; Re	435	4006
Coef. transf. Calor; h (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}$ F)	92.14	24.5
Coef. Total Limpio; Ue (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}$ F)		19.35
Coef. total Diseño; Ud (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}$ F)		10.76
Factor de obstrucción; Rd		0.0041
Caída de presión; ΔP_c (Psi)	.12	.03

L. 6) INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Fluido	Antraceno	Agua
Características		
Tipo	tubos y coraza	
Diámetros; D_o, d_i (in)	13.25	1", 16BWG, en \square
Localización de fluidos	coraza	tubos
Número de tubos; N_t	--	56
Número de pasos; N_p	1	2
Longitud; L (ft)	--	16
Espaciamento; B (in)	5	--
Flujo; W, w (lb/Hr)	5911.6	25325.3
Temp. entrada; T_1, t_1 ($^{\circ}F$)	482	80
Temp. salida; T_2, t_2 ($^{\circ}F$)	176	110
Caída de presión; ΔP_p (Psi)	10	10
Factor de obstrucción; R_{dp}		.02
Carga térmica; Q (Btu/Hr)	759759	
LMTD ($^{\circ}F$)	204	
Ft		.955
Area; A (ft^2)		235
Masa velocidad; G (lb/Hr- ft^2)	64257	219267
Reynolds; Re	14.6	8758
Coef. Transf. Calor; h (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}F$)	25.56	270
Coef. Total Limpio; U_c (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}F$)		23.34
Coef. Total Diseño; U_d (Btu/Hr- ft^2 - $^{\circ}F$)		16.57
Factor de obstrucción; R_{dc}		.0175
Caída de presión; ΔP_c (Psi)	1.01	.1178

L.7) CONDENSADOR, SUBENFRIADOR.

Fluido	A. Ligero	Agua
Características		
Tipo	tubos y coraza, vertical	
Diámetros; D_s, d_i (in)	8	1", 16BWG, en □
Localización de fluidos	coraza	tubos
Número de tubos; N_t	--	14
Número de pasos; N_p	1	4
Longitud; L (ft)	--	6
Espaciamiento; B (in)	2	--
Flujo; W, w (lb/Hr)	270	2463.2
Temp. entrada; T_1, t_1 (°F)	315	80
Temp. salida; T_2, t_2 (°F)	90	110
Caída de presión; ΔP_p (Psi)	2	10
Factor de obstrucción; R_{dp}		.025
Carga térmica; Q (Btu/Hr)	73895	
LMTD _{cond.} = $(\Delta T)_c$ (°F)	214	
LMTD _{sub.} = $(\Delta T)_s$ (°F)	69	
ΔT (°F)	122	
Masa velocidad; G (lb/Hr-ft ²)	74	335572
Reynolds; Re	638	12567
Coef. Transf. Calor; h_c (Btu/Hr-ft ² -°F)	135	383
Coef. Limpio Cond.; U_c (Btu/Hr-ft ² -°F)		99.8
Sup. Limpia Cond.; A_c (ft ²)		.2.21
Coef. Transf. Calor; h_s (Btu/Hr-ft ² -°F)	26.22	383
Coef. Limpio Sub.; U_s (Btu/Hr-ft ² -°F)		24.56
Sup. Limpia Sub.; A_s (ft ²)		15.72
Area Total; A (ft ²)		17.93
Coef. Total Limpio; U_c (Btu/Hr-ft ² -°F)		33.88
Coef. Total Diseño; U_d (Btu/Hr-ft ² -°F)		27.5
Factor de obstrucción; R_{dc}		.0068
Caída de presión; ΔP_c (Psi)	.274	.335

L. 8) CONDENSADOR, SUBENFRIADOR.

Fluido	A. Lavado	Agua
Características		
Tipo	tubos y coraza, vertical	
Diámetros; Ds, di (in)	10	1". 16BWG, en □
Localización de fluidos	coraza	tubos
Número de tubos; Nt	--	32
Número de pasos; Np	1	2
Longitud, L (ft)	--	10
Espaciamiento; B (in)	4	--
Flujo; W, (lb/Hr)	2500	25100
Temp. entrada; T ₁ , t ₁ (°F)	500	80
Temp. salida; T ₂ , t ₂ (°F)	140	110
Caída de presión; ΔPp (Psi)	2	10
Factor de obstrucción; Kdp		.02
Carga térmica; Q (Btu/Hr)		753000
LMTDe = (ΔT) _e (°F)		398
LMTDs = (ΔT) _s (°F)		180
ΔT (°F)		248
Masa velocidad; G (lb/Hr-ft ² -°F)	299	748013
Reynolds; Re	3068	29012
Coef. Transf. Calor; h _c (Btu/Hr-ft ² -°F)	110	700
Coef. Limpio Cond; U _c (Btu/Hr-ft ² -°F)		95
Sup. Limpia Cond; A _c (Btu/Hr-ft ² -°F)		9.81
Coef. Transf. Calor; h _s (Btu/Hr-ft ² -°F)	52	700
Coef. Limpio Sub.; U _s (Btu/Hr-ft ² -°F)		48.4
Sup. Limpia Sub.; A _s (Btu/Hr-ft ² -°F)		43.88
Area Total; A (ft ²)		53.2
Coef. Total Limpio; U _c (Btu/Hr-ft ² -°F)		57
Coef. Total Diseño; U _d (Btu/Hr-ft ² -°F)		36.1
Factor de obstrucción; Kdc		.01
Caída de presión; ΔPc (Psi)	1.45	.591

9. PLANTA DE TRATAMIENTO DE BREA.

En la planta de brea se le aumenta el punto de ablandamiento de la misma desde 70°C hasta 110°C .

El consumo esperado al año 2000 en (Ton/Año) es de 95 000, la capacidad de procesamiento actual es de (Ton/Año) 47500 por lo que la capacidad de la nueva planta será también de 47500 (Ton/Año) y los equipos serán respectivamente del mismo tamaño.

A.) Reactores

Dimensiones:

Tipo	vertical
Diámetro; D (ft)	8
Altura; H (ft)	14
Capacidad Total; V (ft ³)	706
Capacidad Real; (ft ³)	565
Número de reactores	2

Características del reactor:

Con chaqueta para el calentamiento de la brea desde 150°C hasta 450°C con gas natural.

Con agitador:

RPM	125
HP motor	7 1/2

Condiciones de operación:

Presión; P (mm Hg)	600
Temperatura; T (°F)	842

B.) Columna de destilación.

Diámetro; D (ft)	1.64
Longitud; L (ft)	6.56
Número de platos; Np	6
Espaciamiento; (ft)	1
Número de columnas	2

C.) Tanques de Almacenamiento.

C.1) Brea

Diámetro: D (ft)	5
Longitud; L (ft)	16
Volumen total; V (ft ³)	314
Número de tanques	3
Temperatura de op. (°F)	356
Presión de op. (Psia.)	Atmosférica

Aceite Antraceno

Diámetro: D (ft)	5
Longitud; L (ft)	16
Volumen total; V (ft ³)	314
Número de tanques	2
Temperatura de op. (°F)	176
Presión de op. (Psia)	Atmosférica

C.3) Aceite termoconductor

Diámetro; D (ft)	5
Longitud; L (ft)	16
volumen total; V (ft^3)	314
Número de tanques	1
Temperatura de op. (°F)	122
Presión de op. (Psia)	Atmosférica
% de llenado	87.5

D.) CONDENSADOR-SUBENFRIADOR DE ANTRACENO

Fluido	A. Antraceno	A. Termoconductor
Características		
Tipo	Tubos y coraza, horizontal	
Número de equipos	2	
Diámetro; D_s, d_i (in)	10	1", 16BWG, en <input type="checkbox"/>
Localización de fluidos	coraza	tubos
Número de tubos; N_t	--	32
Número de pasos; N_p	1	2
Longitud; L (ft)	--	8
Espaciamiento; B (in)	4	--
Flujo; W, w (lb/Hr)	2288	58789
Temp. entrada; T_1, t_1 (°F)	716	68
Temp. salida; T_2, t_2 (°F)	176	122
Caída de presión; ΔP (Psi)	2 - 4	10
Factor de obstrucción; R_{dp}		.02

Carga térmica; Q (Btu/Hr)	761904	
LMTDcond. = $(\Delta T)_c$ ($^{\circ}F$)	596	
LMTDsub. = (ΔT) ($^{\circ}F$)	286.5	
ΔT ($^{\circ}F$)	350	
Masa velocidad; G (lb/Hr-ft ²)	273	1751990
Reynolds; Re	3120	7056
Coef. Transf. Calor; h_c (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)	80	1464
Coef. Limpio Cond.; $U'c$ (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		75.85
Sup. cond. Limpia; A_c (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		5.92
Coef. Transf. Calor; h_s (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)	63.25	1464
Coef. Limpio Sub.; U_s (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		60.64
Sup. Limpia Cond.; A_s (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		28.45
Sup. Total Limpia; A (ft ²)		35
Coef. Total Limpia; U_c (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		63.25
Coef. Total Diseño; U_d (Btu/Hr-ft ² - $^{\circ}F$)		32.49
Factor de obstrucción; R_{dc}		0.0149
Caída de presión; ΔP_c (Psi)	3.29	9.26

E.) TOLVA

Esta tolva sirve para llenar los camiones con brea ya solidificada.

Características:

Diámetro máximo; D_1 (ft)	11.5
Diámetro mínimo; D_2 (ft)	2.63
Altura total; H (ft)	16.4
Angulo de inclinación; θ	70

RELACION DE BOMBAS DE PLANTA DE BREA *(12)

F.) BOMBAS.

Fluido	Q GPM	T °C	ρ lb/ft ³	μ Cps	L ft	ΔP_{ALT} Psi	P_{ENT} Psi	ΔP_F Psi	$\Delta P_{EQ.}$ Psi	ΔP_V Psi	P_d Psi	P_s Psi	HP	Tipo
A. Term.	325	68	53.58	15	200	18.3	---	7.5	10	60	10	10	15	vert.
A. Antr.	125	80	74.76	2	300	8.5	---	18.7	--	10	51	?	5	vert.
Brea	125	180	81	40	200	27.6	5	8.3	10	10	61	?	7 1/2	vert.

Bombas de Vacío.

	Lb/Hr.		CFM	Vacío in	HP	Tipo y Tamaño
A. Antr.	2288	0.5	76.2	25	15	L - 5

10.- SERVICIOS AUXILIARES.

Los servicios auxiliares para el funcionamiento de las plantas -- de destilación de alquitrán y de tratamiento de brea son:

- A.) Agua de Enfriamiento
- B.) Aire
- C.) Gas Natural
- D.) Vapor

A.) Agua de Enfriamiento. (8), (9)

A.1) Flujo

Los equipos que requieren de agua de enfriamiento son:

Servicio	gasto (lb/Hr)
Enfriamiento de Antraceno	25325.3
Enfriamiento de A Ligero	2463.2
Enfriamiento de A. Lavado	25100.0
Enfriamiento Compresor	<u>24965.5</u>
	77854.0

$$Q_{\text{real}} = 77854 \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{62.0} \times 448.3 = 156$$

$$Q_{\text{diseño}} = 180 \text{ GPM}$$

A.2) Cálculo del agua de reposición (Agua r) a torre de enfriamiento.

$$\text{Agua r.} = \text{Purgas} + \text{Pérdidas por Arrastre} + \text{Pérdidas por Evaporación.}$$

$$Q \text{ torre} = 125 \text{ GPM}$$

$$\Delta T = 30^\circ \text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Purgas} &= .3\% \times Q \times \Delta T / 10 \\ &= .003 \times 180 \times 30 / 10 \\ &= 1.62 \text{ GPM} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P. Arrastre} &= .2\% \times Q \\ &= .002 \times 180 \\ &= .36 \text{ GPM} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P. Evap.} &= .01 \times Q \times \Delta T / 10 \\ &= .01 \times 180 \times 30 / 10 \\ &= 5.45 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua r.} &= 1.62 + 0.36 + 5.4 \\ &= 7.38 \text{ GPM} \end{aligned}$$

A.3) Torre de Enfriamiento.

Gasto de agua (GPM)	180
Make Up (GPM)	7.38
Temp. entrada (°F)	110
Temp. salida (°F)	80
ΔT (°F)	30
Densidad agua (lb/ft ³)	62.3
Viscosidad agua (Cps)	1
Temp. bulbo seco prom. (°F)	71.6
Temp. bulbo húmedo prom. (°F)	60
Temp. bulbo húmedo dis. (°F)	68
% de humedad relativa	57

A.4) Bombas para el manejo del Agua de Enfriamiento.

Gasto de agua Q (GPM)	180
Temperatura media (°F)	95
ΔP altura (Psi)	26
ΔP equipo (Psi)	10
ΔP válvula (Psi)	20
ΔP fluido (Psi); L = 1000ft	30
Pdesc. (Psia)	86
Psucc. (Psia)	8.9
ΔP bomba (Psi)	77.1
HP bomba	15
Número de bombas	2

B.) Aire.

El aire se clasifica primordialmente en :

aire de planta

aire de instrumentos

en éste caso no se requiere de aire de planta.

B.1) Consumo de aire de instrumentos (flujo)

El consumo de aire es de : (.3 - 1) ft^3 Std./min/instrumento

Número aproximado de instrumentos = 200

El consumo será = 1 X 200

= 200 ft^3 Std./min.

B.2) Cálculo del tanque de almacenamiento de aire comprimido.

Tiempo de residencia; (min) (1 - 10)

Presión de operación; (Psig) 50

Temperatura de operación (°F) 95

Volumen a condiciones Std. = 200 X 2 = 400

Volumen a condiciones de operación; V'

$$V' = 400 \text{ ft}^3 \left[\frac{14.7}{14.7 + P} \right] \left[\frac{460 + T}{520} \right]$$

$$= 96.96$$

Considerando L/D = 2

L = 8 ft

D = 4 ft

$$\text{Volumen} = \pi \times 2^2 \times 8$$

$$= 100.53 \text{ ft}^3$$

Tiempo de residencia; θ

$$\theta = 100.53/48.48$$

$$= 2.07$$

Tapas: elípticas

B.3) Compresor

Tipo	Reciprocante, no lubricado
Flujo; Q' (SCFM)	200
Temperatura (°F)	95
Presión (Psig)	50

C.) Gas Natural.

El uso del gas natural como combustible es en:

El calentador a fuego directo

Los reactores de la planta de brea

En la caldera

C.1) Características

Composición:

% metano	87.24
% etano	11.11
% propano	1.51
% isobutano	0.04
% n-butano	<u>0.09</u>
	100.00

Peso molecular: 18.03

Gravedad específica 0.6217

Capacidad calórica (922 - 933) Btu/ft³Std.

Presión de entrega 7.0 Kg/cm²

Temperatura de entrega 20 °C

C.2) Consumo de gas natural; Wt

C.2.1) Consumo de gas en el calentador de fuego directo.

Calor suministrado Q_1 (Btu/Hr) 5653704

Calor suministrado Q_2 (Btu/Hr) 5550584

Calor total suministrado 11204288

$w_1 = Q_{total} / C$

= 11204288/922

= 12152.2 ft³Std/Hr (202.537 ft³Std/min)

C.2.2) Consumo en la planta tratadora de brea; W_2

$$\text{Volumen efectivo del reactor (m}^3 \text{)} \quad 16$$

$$\text{Número de reactores} \quad 2$$

$$\text{Volumen total (m}^3 \text{)} \quad 32$$

$$\text{Masa de brea} = 32 \times 3.28 \times 1.3$$

$$= 1468 \text{ lb}$$

$$\text{Flux térmico } q \text{ (Btu)} = M \times (H_2 - H_1)$$

$$= 1468 \times (292 - 108)$$

$$= 270112$$

La carga térmica será el calor a suministrar en 2 Hrs.

$$Q = q/2$$

$$= 270112/2$$

$$= 135056 \text{ Btu/Hr}$$

$$W_2 = Q/C$$

$$= 135056/922$$

$$= 146.5 \text{ ft}^3 \text{ Std. Hr (2.44 Ft}^3 \text{ Std./min.)}$$

C.2.3) Consumo en la caldera; W_3

$$W_3 = 454 \text{ ft}^3 \text{ Std./min.}$$

$$W_t = 202.5 + 2.5 + 454$$

$$= 659 \text{ SCFM}$$

D.) Vapor. (10)

El calentamiento en los tanques y/o para mantener la temperatura del fluido será suministrada por condensación del vapor con serpentines.

D.1) Características:

Tipo de vapor	saturado
Presión de operación (Psia)	198.5
Temperatura de operación (°F)	381
Densidad (lb/ft ³)	0.4329
Calor latente de evaporación (Btu/Hr)	843.6

D.2) Consumo de vapor; Wv

Para calcular su consumo es necesario considerar:

Cargas térmicas para el calentamiento del fluido (Q)

Pérdidas por convección y radiación (Q')

El tiempo de calentamiento será de 2.5 Hrs'

Ecuaciones :

$$M = V \times P \times N$$

$$Q = m \times C_p \times \Delta T / t$$

$$= m \times (H_2 - H_1) / t$$

$$h_c = 0.3 \Delta T^{0.25}$$

$$h_r = .173 \times \epsilon \left(T_{1a}/100 \right)^4 - \left(T_{2a}/100 \right)^4 / (T_{1a} - T_{2a})$$

$$Q' = (h_c + h_r) \times A \times \Delta T$$

donde :

M : masa a calentar de un fluido en lb

V : volumen del tanque ft³

P : densidad del fluido lb/ft³

N : número de tanques

- Q ; carga térmica total del fluido Btu/Hr
 t : tiempo de calentamiento (2.5) Hr
 hc ; coeficiente transferencia calor para convección libre --
 Btu/Hr-ft²-°F
 ΔT : diferencia de temperaturas (fluido-aire) °F
 hr : coef. transf. calor para radiación Btu/Hr-ft²-°F
 E : emisividad
 T_{1a}, T_{2a} : Temperaturas absolutas. °R
 Q' : carga térmica por pérdidas de convección y radiación Btu/Hr
 A : área de los tanques ft²
 temperatura del aire = 69°F

D.2.1) Cargas Térmicas para Calentamiento.

Planta de Alquitrán

Fluido	T_1 (°F)	T_2 (°F)	M (Lb)	Q (Btu/Hr)
Almto. Alquitrán	68	113	2,492,020	11,961,696
Almto. A. Naftaleno	176	212	278,832	1,726,528
Almto. A. Antraceno	158	176	704,240	2,078,917
Almto. Brea	176	302	858,398	9,957,417

Planta de Brea

Almto. A. Antraceno	158	176	46,950	138,597
Almto. Brea	302	374	76,302	549,375

D.2.2) Cargas Térmicas por convección y radiación.

Planta de Alquitrán

Fluido	Area (Ft ²)	hc	hr	(hc+hr)	Δt °F	Q' (Btu/hr)
Almto. Alquitrán	8417	0.777	0.92	1.697	45	680,947
Almto. A. Naftaleno	1021	1.039	1.21	2.249	144	330,657
Almto. A. Antraceno	4398	0.967	1.1	2.067	108	981,792
Almto. Brea	2592	1.17	1.53	2.7	234	1637,626

<u>Planta de Brea</u>	Area (Ft ²)	hc	hr	(hc+hr)	Δt °F	Q' (Btu/hr)
Almto. A. Antraceno	582	.967	1.1	2.067	144	173,232
Almto. Brea	872	1.25	1.83	3.08	344	923,902

La Carga Térmica total será: Q_t

$$\begin{aligned}
 Q_t &= Q_{\text{almto. Alq.}} + EQ' \\
 &= 11,961,696 + 330,657 + 981,792 + 1,637,626 \\
 &\quad + 173,232 + 923,902 \\
 &= 16,008,905 \text{ Btu/hr.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_u &= 17,008,905 / 843.6 \\
 &= 18,976.891 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

D.3) Características de Caldera.

Capacidad lb/hr A 212°F	20 700
Caballos de vapor	600
Consumo de gas natural a 923 Btu SCFM	453.5
Motor ventilador (Hp)	20
Agua de reposición 20% de W_u (GPM)	8.27

C A P I T U L O

III

III.- ESTUDIO ECONOMICO. (11), (17)

El estudio económico, es de vital importancia para poder decidir sobre la factibilidad técnica y económica para la realización de un proyecto.

Existen varios factores que deben considerarse primordialmente para poder evaluar un proyecto.

PARA FINES DE EVALUACION SE CONSIDERA:

- *Se cuenta con el capital necesario para la inversión en la planta.*
- *Se evalúa la planta en un período de 10 años.*
- *Que la planta empezará a operar al 2o. año, en base a que el equipo lo entregan en un período de 1 a 5 meses, según cotizaciones.*
- *Que el primer año de operación, es del 40% de la capacidad de la planta.*
- *Que el segundo año de operación, será al 60% de la capacidad total.*
- *Que del tercero al décimo año, será al 100%.*
- *Los precios de ventas, así como los costos, se consideran constantes en el período de los 10 años.*
- *El precio del equipo no cambia en el año de erección de la planta.*

1. CAPITAL DE INVERSION.

Esta dado por el Capital Fijo y el Capital de Trabajo.

1.A1. Costo de Equipo. (C.E.)

COTIZACIONES A: (Julio-Agosto/1983)

<u>EQUIPO</u>	<u>COSTO EQUIPO</u>
3 Tanques Almacenamiento de Alquitrán	18,750,000
1 Tanque Separación a Presión	2,480,000
1 Tanque Almacenamiento Aceite Ligero	560,000
2 Tanques Almacenamiento Aceite Naftaleno	4,400,000
2 Tanques Almacenamiento Aceite Lavado	2,900,000
4 Tanques Almacenamiento Aceite Antraceno	8,720,000
2 Tanques Almacenamiento Brea	10,700,000
1 Tanque Purgas	250,000
1 Tanque Sello Aceite Antraceno	170,000
1 Tanque Sello Aceite Lavado	180,000
1 Tanque Sello Brea	260,000
2 Tanques Paso Brea	3,500,000
1 Tanque Reflujo Aceite Ligero	180,000
1 Tanque Reflujo Aceite Lavado	180,000
3 Tanques Almacenamiento Brea (Plta. Brea)	2,850,000
2 Tanques Almacenamiento Aceite Antraceno (Plta. Brea)	1,850,000
1 Tanque Almacenamiento Aceite Termoconductor	960,000
1 Tolva	630,000
1 Banda	120,000
2 Bombas ayuda Alquitrán	376,466
2 Bombas Transferencia Alquitrán	360,800

2 Bombas Transferencia Aceite Caliente	240,000
2 Bombas Transferencia Brea	159,760
2 Bombas Transferencia Aceite Ligero	254,862
2 Bombas Transferencia Aceite Naftaleno	774,758
2 Bombas transferencia Aceite Lavado	499,198
2 Bombas Transferencia Aceite Antraceno	302,942
2 Bombas Recirculación Aceite Ligero	474,840
2 Bombas Recirculación Aceite Lavado	141,026
2 Bombas Para Aceite Termoconductor	374,862
2 Bombas Embarque Aceite Antraceno	135,996
2 Bombas Brea (Plta. Brea)	197,546
2 Bombas Vacío Aceite Lavado	1,274,840
2 Bombas Vacío Aceite Antraceno (Plta. Brea)	955,060
1 Intercambiador Alquitrán-Aceite Antraceno	468,750
1 Intercambiador Alquitrán-Aceite Caliente	304,300
1 Intercambiador Alquitrán-Brea	1,029,000
1 Intercambiador Aceite Antraceno-Agua	305,000
1 Condensador Aceite Ligero-Agua	468,750
1 Condensador Aceite Lavado-Agua	531,250
1 Condensador Aceite Antraceno-Aceite Termoconductor	1,000,000
2 Reactores (Plta. Brea)	18,000,000
1 Calentador a Fuego Directo	10,953,600
1 Columna de Destilación Atmosférica	6,720,000
1 Columna de Destilación a Vacío Empacada	4,900,000
2 Columnas de Rectificación a Vacío (Plta. Brea)	570,000
C.E. (Pesos)	= 112,713,606

1.A.2. Costo de Instalación (C.I.)

El costo de instalación comprende tanto la mano de obra como el material requerido para el montaje del equipo, encontrándose entre el 37% y el 43% del costo del equipo, por lo que se considera el 40% para efecto de estimado.

$$C.I. = 0.4 \times 112,713,606$$

$$C.I. \text{ (pesos)} = 45,085,442.4$$

1.A.3. Costo de Tubería (C.T.)

Para el costo de tubería se tiene un diámetro promedio de 4" y -- una longitud total de 50 km. El precio de la tubería es de \$ 134,530/ - 100 mt; ced. 40, ASTM.

$$C.T. = 134\ 530 \times 50\ 000/100$$

$$C.T. \text{ (pesos)} = 67,265,000$$

1.A.4. Costo de Instrumentación (C. Inst.)

Esta planta no requiere de un sistema de control sofisticado, por lo que el estimado del valor de los instrumentos así como su instalaciones del 5% del valor del equipo.

$$C. \text{ Inst.} = 0.05 \times 112\ 713\ 606$$

$$C. \text{ Inst. (pesos)} = 5,635,683$$

1.A.5. Costo de Aislamientos (C.A.)

Considerando que del total de la tubería, el 30% se tiene que recubrir para protección del personal, teniendo una temperatura promedio de

150°C a 35°C con medias cañas en material de 85% Magnesio y con un espesor de 1". Se tiene que el precio del aislante para tubo de 4" es de --- \$ 450/mt.

$$\text{Tubo aislado} = 0.3 \times 50\,000 = 15\,000 \text{ mt.}$$

$$\text{C.A.} = 450 \times 15\,000$$

$$\text{C.A. (pesos)} = 6,750,000$$

1.A.6. Costo de Instalaciones Eléctricas (C.I.E.)

Puesto que el costo real de las instalaciones eléctricas requiere de planos y diagramas detallados, se considera un dato promedio del 15% del valor del equipo; este dato ya considera subestaciones y equipo, alimentadores primarios y secundarios.

$$\text{C.I.E.} = 0.15 \times 112,713,606$$

$$\text{C.I.E. (pesos)} = 16,907,049$$

1.A.7. Edificios (C. Edif.)

Los costos debido a la construcción de edificios, se evalúan por cotización en compañías constructoras y con planos definitivos a la vista, por estadística este valor se encuentra entre un 25 y 35% del costo del equipo, dado que se trata de estructuras básicamente se tomará el --- 25%.

$$\text{C. Edif.} = 0.25 \times 112,713,606$$

$$\begin{aligned} \text{C. Edif.} \\ \text{(pesos)} &= 28,178,402 \end{aligned}$$

1.A.8. Terreno (C. Terr.)

Se requiere un área aproximada de 8,000 m² que a un valor de ---

\$ 2,500/m², tenemos

$$C. \text{ Terr.} = 8,000 \times 2,500$$

$$C. \text{ Terr. (pesos)} = 20,000,000$$

1.A.9. Costo de Servicios Auxiliares (C.S.A.)

Vapor :

1 Caldera	12,965,100
1 Bomba Caldera	1,531,985
1 Chimenea	80,825
	<hr/>
	14,577,910

Aire : (incluye tq. acumulador)

2 Compresores	4,064,774
---------------	-----------

Agua de Enfriamiento:

1 Torre Enfto.	878,900
2 Bombas	1,055,794
	<hr/>
	1,934,684

Costo Equipo
Servicios = 21,045,260

Costo de Instalación de Servicios Auxiliares.

El costo de instalación de los equipos, es del orden del 50% del valor del equipo.

$$0.5 \times 21,045,260 = 10,522,630$$

$$C.S.A. = 21,045,260 + 10,522,630$$

$$C.S.A. (pesos) = 31,567,890$$

Costo Equipo	112,713,606.0
Costo Instalación	45,085,442.4
Costo Tubería	67,265,000.0
Costo Instrumentación	5,635,683.0
Costo Aislante	6,750,000.0
Costo Instalaciones Eléctricas	16,907,049.0
Costo Edificios	28,178,402.0
Costo Terreno	20,000,000.0
Costo Servicios Auxiliares	<u>31,567,890.0</u>
COSTO FISICO DE LA PLANTA	334,103,072.4

1.A.10. Costo de Ingeniería y Construcción (C.I.C.)

El costo de ingeniería se calcula como un porcentaje del costo físico de la planta, siendo éste del 25%.

$$C.I.C. = 0.25 \times 334,103,072.4$$

$$C.I.C. \text{ (pesos) } = 83,525,768.1$$

Costo Físico de la Planta 334,103,072.4

Costo Ingeniería y Construcción 83,525,768.1

INVERSION DIRECTA DE LA PLANTA
(pesos) = 417,628,840.5

1.A.11. Contingencias (Cont.)

Las contingencias son difíciles de estimar en forma exacta, debido a que los imprevistos varían, sin embargo un dato bastante aproximado se puede lograr considerando el 10% de la Inversión Directa.

Cont. = 0.1 X 417,628,840.5

Cont. (pesos) = 41,762,884.05

La inversión fija está dada por

Inversión Directa de La Planta 417,628,840.50

Contingencias 41,762,884.05

INVERSION TOTAL FIJA (pesos) 459,391,724.55

1.B. CAPITAL DE TRABAJO. (a máxima capacidad de operación)

1.B.1. Costo de Materias Primas en Inventario. (C.M.P.)

El costo de materia prima está dado por el alquitrán solamente.

Se considera un mes de operación.

El precio es de \$ 4.38/lit.

Volumen de alquitrán (30 días) = 5,663,712 Lt.

C.M.P. = 5,663,712 x 4.38

= 24,807,059 pesos

1.B.2. Costo de Materia Prima en Proceso. (C.M.P.P.)

La materia Prima en proceso es: alquitrán y brea.

El tiempo de proceso de alquitrán es: 1 Hr.

El volumen de alquitrán es: 487 070 Lt (al 100% op.)

Costo Alquitrán = 487 070 X 4.38

= 2,133,367

El tiempo de proceso de Brea es: 8 Hr.

Volumen Total Neto Reactores: 32 023 Lt (41,630 kgs.)

$$\begin{aligned} \text{Costo Brea} &= 6.10 \times 41,630 \\ &= 253,943 \end{aligned}$$

$$\text{C.M.P.P.} = 2,387,310$$

1.B.3. Costo de Producto en Inventario. (C.P.I.)

<i>Sustancia</i>	<i>Volumen (Lts)</i>	<i>Precio (\$/Lt)</i>	<i>Valor (\$)</i>
<i>Aceite Ligero</i>	11,128.5	2.50	27 822
<i>Aceite Lavado</i>	89,028.4	2.60	231 474
<i>Aceite Naftaleno</i>	133,542.4	2.80	373 919
<i>Aceite Antraceno</i>	267,084.8	5.85	1 562 446
<i>Brea</i>	34,705	6.80	<u>235 994</u>

$$\text{C.P.I. (pesos)} = 2,431,655$$

1.B.4. Crédito. (Cred.)

El crédito a clientes, es 1 mes de producto terminado.

<i>Aceite Ligero</i>	=	27 822 X 30/5	=	166,932
<i>Aceite Lavado</i>	=	231 474 X 30/4	=	1,736,055
<i>Aceite Naftaleno</i>	=	373 919 X 30/4	=	2,804,393
<i>Aceite Antraceno</i>	=	1,562 446 X 30/4	=	11,718,345
<i>Brea</i>	=	235 994 X 30/6	=	<u>1,179,970</u>

$$\text{Cred. (pesos)} = 17,605,695$$

1.B.5. Efectivo en Caja. (E.C.)

El capital necesario para poder pagar 1 mes de materia prima.

$$\text{E.C. (pesos)} = 24,807,059$$

Costo Materia Prima en Inventario	24 807 059
Costo Materia Prima en Proceso	2 387 310
Costo Producto en Inventario	2 431 655
Crédito	17 605 695
Efectivo en Caja	<u>24 807 059</u>
CAPITAL DE TRABAJO	72 038 778

2.- COSTO DE PRODUCCION Y COSTO TOTAL.

El costo de producción es calculado considerando los Costos Directos, Indirectos y los Cargos Fijos.

(El costo de producción se hace por unidad (pesos/lb producto).

Base : 1 lt. de Brea (1.3 Kg)

Sustancia	Cantidad (lt)	Valor (pesos)
Alquitrón	1.67	7.3146
Aceite Lavado	0.08	0.208
Aceite Ligero	0.01	0.025
Aceite Naftaleno	0.20	0.56
Aceite Antraceno	0.38	2.223
Brea	1.00 (1.3 kg)	8.84

La capacidad de la planta es : 82 125 Ton/año. que equivale a :
68 486 858 Litros/año.

2.A. COSTO DIRECTO DE PRODUCCION.

2.A.1. Materia Prima (C.D.A.)

$$\begin{aligned} \text{C.D.A.} &= 7.3146/11.856 \\ &= 0.617 \text{ pesos/lb.} \end{aligned}$$

2.A.2. Mano de Obra. (C.D.M.O.)

Las plantas de alquitrán y de brea requieren de : 2 obreros por turno c/u, siendo entonces 4 hombres por turno, de los cuales 2 son operadores y los otros 2 son ayudantes, los salarios son de 854 y 730 pesos -- diarios respectivamente.

Horas - Hombre al año (H.H./A.)

$$\begin{aligned} \text{H.H.A.} &= 4 \times 3 \times 24 \times 365 \\ &= 105\ 120 \end{aligned}$$

Costo hora-hombre (C.H.H.)

Operadores	6	854	5 124
Ayudantes	6	730	<u>4 380</u>
			9 504

$$\text{C.H.H.} = 9\ 504 / (4 \times 3 \times 24) = 23$$

$$\text{C.D.M.O.} = 105\ 120 \times 33/180 = 675\ 000$$

$$= 0.0192 \text{ pesos/lb}$$

2.A.3. Supervisión. (C.D.S.)

Cada planta requiere de 1 supervisor.

Horas-hombre de supervisión al año (H.H.S./A.)

$$\text{H.H.S./A.} = 2 \times 24 \times 365$$

$$= 17\ 520$$

El salario de un supervisor es: 1,200 pesos/día

Costo hora-hombre supervisión (C.H.H.S.)

$$C.H.H.S. = 2 \times 1,200 / (2 \times 24)$$

$$= 50$$

$$C.D.S. = 17\,520 \times 50 / 180\,675\,000$$

$$= 0.0048 \text{ pesos/lb.}$$

2.A.4. Costo de Mantenimiento. (C.D.M.)

El costo de mantenimiento puede variar dependiendo principalmente del tipo, tamaño y características de la planta desde un 3% hasta un 10% de la Inversión Fija, se estima del orden del 7%.

$$C.D.M. = .07 \times 459\,391\,725 / 180\,675\,000$$

$$= 0.178 \text{ pesos/lb}$$

2.A.5. Costo de Materiales. (C.D. Mat.)

Un dato aproximado para este costo, es el 15% del costo de mantenimiento, involucra empaques, lubricantes, etc.

$$C.D. \text{ Mat.} = 0.15 \times 0.178$$

$$= 0.0267 \text{ pesos/lb}$$

2.A.6. Costo de Servicios Auxiliares (C.D.S.A.)

Agua de Enfriamiento:

$$\text{Consumo} = 180 \text{ GPM (} 94,608,000 \text{ Gal/Año)}$$

$$\text{Costo} = 17.082 \text{ pesos/1000 Gal}$$

$$\text{Costo agua enfriamiento} = 17.082 \times 94,608,000 / 1000 \times 180\,675\,000$$

$$= 0.0089 \text{ pesos/lb}$$

Agua Filtrada:

Consumo (Agua r.) torre de enfte., caldera y potable = 20 GPM.

= 10 512 000 Gal/Año

Costo = 85.41 pesos/1000 Gal

Costo agua

Filtrada

= 10 512 000 X 85.41/1000 X 180 675 000

= 0.005 pesos/lb

Aire Comprimido:

Consumo = 50 SCFM (26,280,000 SCFY)

Costo = 340.6 pesos/1000 ft³

Costo Aire

Comprimido

= 26,280,000 X 340.6/1000 X 180 675 000

= 0.0495 pesos/lb

Vapor:

Consumo = 4 800 lb/Hr (42,048,000 lb/año)

Costo * = 220 pesos/ton.

Costo Vapor = 220 X 42,048,000/2 200 X 180,675,000

= 0.0232 pesos/lb

Energía Eléctrica:

Consumo = 74.57 kilowatts (653 233 kw-año)

Costo = 7.982 pesos/kw-h

Costo Energía

Eléctrica

= 7.982 X 653 233/180,675,000

= 0.0289 pesos/lb

(*) Dato suministrado por A.H.M.S.A.

Gas Natural:

Consumo	=	320 SCPM (4,766,327 SCMY)
Costo	=	1.808 pesos/m ³
Costo Gas Natural	=	1.808 X 4,766,327 / 180,675,000
	=	0.0477 pesos/lb

Agua Enfriamiento	=	0.0089
Agua Filtrada	=	0.0050
Aire Comprimido	=	0.0495
Vapor	=	0.0232
Energía Eléctrica	=	0.0289
Gas Natural	=	<u>0.0477</u>
C.D.S.A.	=	0.1632 pesos/lb
Costo Directo Materia Prima	=	0.6170
Costo Directo Mano de Obra	=	0.0192
Costo Directo Supervisión	=	0.0048
Costo Directo Mantenimiento	=	0.1780
Costo Directo Materiales	=	0.0267
Costo Directo Servicios Auxiliares	=	<u>0.1632</u>
COSTO DIRECTO DE PRODUCCION		
pesos/lb	=	1.0089

2.B. COSTO INDIRECTO DE PRODUCCION.

2.B.1. Pagos Diversos. (P.D.)

Comprende pensiones, seguro social, impuestos de empleados, seguros de grupo.

Se considera el 15% del costo de mano de obra.

$$\begin{aligned} \text{P.D.} &= 0.15 \times 0.0192 \\ &= 0.0029 \text{ pesos/lb} \end{aligned}$$

2.B.2. Laboratorio. (Lab.)

Los gastos de Laboratorio, no son muy altos para este tipo de industria, el estimado se puede hacer considerando del 10% al 20% del costo de mano de obra, por lo que se considera el 10%.

$$\begin{aligned} \text{Lab.} &= 0.10 \times 0.0192 \\ &= 0.0019 \end{aligned}$$

2.B.3. Gastos Diversos de Planta (G.D.P.)

Abarca Los gastos de diferentes departamentos que actúan indirectamente en la unidad productiva como; enfermería, compras, almacén, departamento técnico entre otros y puede variar del 50 al 100% del costo directo de mano de obra, así que se considerará el 100%.

$$\text{G.D.P.} = 0.0192 \text{ pesos/lb}$$

2.B.4. Empaque.

No hay gastos de empaque, puesto que los productos se venden a --

granel y L.A.B.

Pagos Diversos	=	0.0029
Laboratorio	=	0.0019
Gastos Diversos de Planta	=	<u>0.0192</u>
COSTO INDIRECTO DE PRODUCCION	=	0.0240 pesos/lb

2.C. CARGOS FIJOS DE PRODUCCION.

2.C.1. Seguro de la Planta. (Seg.)

El 1% de la Inversión Fija.

$$\begin{aligned} \text{Seg.} &= 0.01 \times 459\,391\,725 / 180,675,000 \\ &= 0.0254 \text{ pesos/lb} \end{aligned}$$

2.C.2. Depreciación. (Dep.)

Se deprecia el 10% de la Inversión Fija y con la capacidad anual de la planta.

$$\begin{aligned} \text{Dep.} &= 0.10 \times 459\,391\,725 / 180,675,000 \\ &= 0.254 \text{ pesos/lb} \end{aligned}$$

2.C.3. Impuestos. (Imp.)

Como el 1.5% de la Inversión Fija.

$$\begin{aligned} \text{Imp.} &= 0.015 \times 459\,391\,725 / 180,675,000 \\ &= 0.0381 \text{ pesos/lb.} \end{aligned}$$

<i>Seguro de la Planta.</i>	<i>0.0254</i>	
<i>Depreciación</i>	<i>0.2540</i>	
<i>Impuestos</i>	<u><i>0.0381</i></u>	
<i>CARGOS FIJOS DE PRODUCCION</i>	<i>0.3175 pesos/lb</i>	
<i>Costo Directo de Producción</i>	<i>=</i>	<i>1.0089</i>
<i>Costo Indirecto de Producción</i>	<i>=</i>	<i>0.0240</i>
<i>Cargos Fijos de Producción</i>	<i>=</i>	<u><i>0.3175</i></u>
<i>COSTO DE PRODUCCION</i>	<i>=</i>	<i>1.3504 pesos/lb</i>

2.D. GASTOS GENERALES.

En estos gastos estan los de administración, ventas, investigación y finanzas.

2.D.1. Gastos de Administración. (G.A.)

Se consideran sueldos de directivos y empleados, cargos de auditoría, artículos de escritorio, pago de teléfonos, cartas y telegramas. Se puede estimar del 3 al 6% del costo de producción.

$$\begin{aligned}
 \text{G.A.} &= 0.04 \times 1.3504 \\
 &= 0.054 \text{ pesos/lb}
 \end{aligned}$$

2.D.2. Gastos de Ventas. (G.V.)

Debido a que se trata de productos estandarizados que requieren de muy poca promoción para su venta; se considera el 8% del costo de producción.

$$G.V. = 0.08 \times 1.3504$$

$$= 0.1080 \text{ pesos/lb}$$

2.D.3. Gastos de Investigación. (G.I.)

Para estimarse hay un promedio del 3 al 8% del costo de producción, así que se calculará con el 6%.

$$G.I. = 0.06 \times 1.3504$$

$$= 0.081 \text{ pesos/lb}$$

Gastos Administración	=	0.0540
Gastos Ventas	=	0.1080
Gastos Investigación	=	<u>0.0810</u>
GASTOS GENERALES		0.2430 pesos/lb

3. ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

3.1. VENTAS.

<u>Producto</u>	<u>Precio pesos/lb</u>
Aceite Ligero	1.2626
Aceite Lavado	1.3568
Aceite Naftaleno	1.2121
Aceite Antraceno	2.4173
Brea	3.10

3.2. COSTOS.

Se agrupan en 3 grupos:

Costos Fijos.- Son constantes a cualquier nivel de producción, quedando dentro de éstas; la depreciación, los impuestos y seguros.

Costos Variables.- Estos son directamente proporcionales al nivel de producción, siendo éstos; materia prima, empaque, servicios, embarque y regalías.

Costos Generales.- No son directamente proporcionales al nivel de producción y comprenden; mano de obra, gastos diversos de la planta, supervisión, laboratorio, gastos generales, de mantenimiento y de planta.

3.2.1. Costos Fijos Anuales: (C.F.A.)

Depreciación	0.2540
Impuestos	0.0381
Seguros de la Planta	<u>0.0254</u>
	0.3175 pesos/lb

$$C.F.A. = 0.3175 \times 180,675,000$$

$$= 57\,364\,312.5 \text{ pesos/año}$$

3.2.2. Costos Variables Anuales: (C.V.A.)

Materia Prima	0.6170
Servicios Auxiliares	<u>0.1632</u>
	0.7802 pesos/lb

Y : Producción Anual Real.

Año	Producción (lb/año)	C.V.A. (pesos/año)
1	72 270 000	56 385 054
2	108 405 000	84 577 581
3-10	180 675 000	140 962 635

3.2.3. Costos Generales Anuales. (C.G.A.)

Los costos regulados inicialmente son al 30% de la capacidad total de la planta.

Mano de Obra	0.0192
Gastos Mínimos de Operación	0.0192
Supervisión	0.0048
Laboratorio	0.0019
Gastos Generales	0.2430
Mantenimiento	0.1780
Gastos Diversos de Planta	<u>0.0192</u>
	0.4853 pesos/lb

Costo General Anual Inicial. (C.G.A.I.)

Año: 1

$$C.G.A.I. = 0.4853 \times 180,675,000 \times 0.3$$

$$= 26\,304\,474 \text{ pesos}$$

Costo General Anual Final. (C.G.A.F.)

Año: 10

$$\begin{aligned} \text{C.G.A.F.} &= 0.4853 \times 180,675,000 \\ &= 87\,681\,577.50 \text{ pesos} \end{aligned}$$

Dado que los costos regulados son lineales, entonces tenemos para diferentes años:

$$Z = 6\,137\,710.35 \quad X + 26\,304\,474$$

donde :

Z : Costos regulados anuales.

X : Año al que se calculan los costos regulados del 1 al 10.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

CANTIDADES EN MILES DE PESOS ^A(15)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C.F.A.										
COSTOS FIJOS ANUALES	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3	57 364.3
C.V.A.										
COSTOS VARIABLES ANUALES	56 385.1	84,577.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6	140 962.6
C.G.A.										
COSTOS GRALES. ANUALES	32 442.2	38 579.9	44 717.6	50 855.3	56 993.0	63 130.7	69 268.4	75 406.2	81 543.9	87 681.6
COSTOS TOTALES ANUALES	146 191.6	180 521.8	243 044.5	249 182.2	255 319.9	261 457.6	267 595.3	273 733.1	279 870.8	286 008.5
DEPRECIACION	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2
COSTOS REALES	192 130.8	226 461.0	288 983.7	295 121.4	301 259.1	307 396.8	313 534.5	319 672.3	325 810.0	331 947.7
VENTAS ANUALES	189 600.2	284 209.3	474 003.6	474 003.6	474 003.6	474 003.6	474 003.6	474 003.6	474 003.6	474 003.6
- COSTOS REALES	(192 130.8)	(226 461.0)	(288 983.7)	(295 121.4)	(301 259.1)	(307 396.8)	(313 534.5)	(319 672.3)	(325 810.0)	(331 947.7)
UTILIDAD BRUTA	(2 530.6)	57 748.3	185 019.9	178 882.2	172 744.5	166 606.8	160 469.1	154 331.3	148 193.6	142 055.9
42%ISR - IMPUESTOS (TAX) 83U.U.	—	(21 723.7) (4 619.9)	(92 509.9)	(99 411.1)	(86 372.3)	(83 303.4)	80 234.6	77 165.7	74 096.8	71 027.9
UTILIDAD NETA	(2 530.6)	31 404.7	92 509.9	79 471.1	86 372.2	83 303.4	80 234.5	77 165.6	74 096.8	71 027.9
DEPRECIACION	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2	45 939.2
RECURSOS GENERADOS	43 408.6	77 343.9	138 449.1	135 380.3	132 311.4	129 242.6	126 173.7	123 104.8	120 036.0	116 967.1
ROI %	0.55	6.84	20.14	19.47	18.80	18.13	17.47	16.80	16.13	15.46

F L U J O D E C A J A * (16)
CANTIDADES EN MILES DE PESOS

AÑO	15%			20%		
	RECURSOS GENERADOS	FACTOR	VALOR AL AÑO PRESENTE	FACTOR	RECURSOS GENERADOS	
0	(459 392)	1	(459 392)	1	(459 392)	
1	43 408.6	0.8696	37 748.11	0.8333	36 172.38	
2	77 343.9	0.7561	58 479.72	0.6944	53 707.60	
3	138 449.1	0.6575	91 030.29	0.5787	80 120.59	
4	135 380.3	0.5718	77 410.45	0.4823	65 293.91	
5	132 311.4	0.4972	65 785.22	0.4019	53 175.95	
6	129 242.6	0.4323	55 871.57	0.3349	43 283.34	
7	126 173.7	0.3759	47 428.69	0.2791	35 215.08	
8	123 104.8	0.3269	40 242.95	0.2326	28 634.17	
9	120 036.0	0.2843	34 126.23	0.1938	23 262.97	
10	116 967.1	0.2472	28 914.26	0.1615	18 890.18	
	100 908.45				(21 635.93)	

C A P I T U L O

IV

IV.- CONCLUSIONES.

Es importante conocer los resultados que se derivarían de si se instala o no la planta para procesar el alquitrán.

	<u>Miles lb/año</u>	<u>Inversión</u> <u>Miles pesos/año</u>
Capacidad Actual	115 940	---
Capacidad Planta Nueva	<u>180 675</u>	<u>459 392</u>
CAPACIDAD E INVERSION TOTAL	296 615	459 392

Si estos datos se consideran como Brea, el cual es el producto -- principal de la destilación del alquitrán, los consumos estimados, se tendrían entonces los siguientes resultados.

A) Considera: que se instala la planta, que pueden existir exportaciones en la medida que lo permitan los consumos.

<u>AÑO</u>	<u>CAPACIDAD PRODUCCION</u> <u>Miles lb/año</u>	<u>CONSUMOS</u> <u>Miles lb/año</u>	<u>EXPORTACIONES</u> <u>Miles lb/año</u>
1987	177 969	89 428.8	88 540.2
1994	177 969	137 104.3	40 864.7
2000	177 969	177 969.0	---

B) Considera: que no se instala la planta, es necesario importar; el precio actual es de : 0.1335 dolar/lb (130 pesos/lb).

IMPORTACIONES

<u>Año</u>	<u>Miles lb/año</u>	<u>Miles pesos/año</u>
1987	19 864.8	344 753.6
1994	67 540.3	1 172 161.9
2000	108 405.0	1 881 368.8

Como se puede observar para 1988 las importaciones igualarían el capital de la inversión necesaria para instalar la planta.

Inversión (Miles pesos/año)	549 392
Recuperación de Inversión (años)	4.5
Tasa de Interés (%)	19

Como se puede apreciar, esta planta solamente se justifica si tiene la finalidad de evitar las importaciones, ya que no es rentable pues - tiene una tasa del 19% mientras que un banco ofrece una tasa de interés - del 56%.

A P E N D I C E

TABLA I

PROYECTOS DE PRODUCCION DE PEMEX *(1)

Producto	Capacidad Ton/año	Año	Ubicación
Benceno	300 000	1982	Cangrejera, Ver.
	250 000	1984	Laguna Ostión, Ver.
Tolueno	371 000	1982	Cangrejera, Ver.
	371 000	1984	Laguna Ostión, Ver.
o - Xileno	55 000	1982	Cangrejera, Ver.
	50 000	1984	Laguna Ostión, Ver.
p- Xileno	240 000	1982	Cangrejera, Ver.
	240 000	1982	Laguna Ostión, Ver.
Estireno	150 000	1982	Cangrejera, Ver.
	150 000	1984	Laguna Ostión, Ver.

(1) Dirección General de Industrias, "Importaciones de Productos Químicos y sus Materias Primas", México, Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial, (1978-1980), págs. (45, 46.).

TABLA II

IMPORTACION DE PRODUCTOS EN MILES KgB * (3)

PRODUCTO	1978	1979	1980	1981
Brea	13 685.2	17 999.1	35 352.8	30 674.6
Naftaleno (Nota 1)	409.6	709.0	332.8	528.1
Fenol	11.6	1.0	68.0	79.4
Cresol	1 366.0	1 250.9	1 436.0	1 379.7
Piridina	—	197.4	145.6	250.5
Quinolina	—	164.2	151.8	113.5
P-cresol	294.3	494.9	575.3	497.0
O-cresol	130.2	125.3	129.5	171.3
Acsites de Creosota	3 358.9	3 340.0	3 086.2	7 429.7
Coque de brea	5 951.0	10 714.8	11 458.9	10 595.4
Coques y Semi- coques de Hu- lla	80 765.1	126 817.9	110 228.9	146 444.7
Alquitranes de Hulla	354.5	33.0	400.3	

Nota 1.- Estos datos corresponden a las importaciones de Naftaleno Crudo y Refinado.

(3) Dirección General de Industrias, "Importaciones de Productos -- Químicos y sus Materias Primas", México, Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial, (1978-1980) págs. (34, 35, 46, 68, 71).

TABLA III

IMPORTACION DE PRODUCTOS EN EL AÑO DE 1981. * (4)

Producto	Valor en Miles de Dólares.	Cantidad Importada en Miles KgB
Brea	9 009.1	30 674.6
Naftaleno: Crudo	134.7	493.1
Refinado	62.1	35.0
Fenol	66.9	79.4
Cresol	1 698.3	1 379.7
Piridina	1 248.2	250.5
Quinolina	556.1	113.5
P-cresol	1 319.2	497.0
O-cresol	326.9	171.3
Aceites de Creosota	1 916.1	7 429.7
Coque de Brea	989.7	10 595.4
Coques y semicoques de Hulla	17 846.1	146 444.7
TOTAL	35 173.3	198 163.9

(4) Dirección General de Industrias, "Importaciones de Productos Químicos y sus Materias Primas", México, Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial, (1978-1980), págs. (138, 160, 162).

TABLA IV

PORCIENTO DE INCREMENTO EN LAS IMPORTACIONES

Producto/Año	1979	1980	1981
Brea	31.52	96.41	-13.23
Naftaleno	73.09	-53.05	58.66
Fenol	13.32	8	16.64
Cresol	- 8.4	14.79	- 3.92
Piridina	26.51	-26.23	72.08
Quinolina	8.77	- 7.56	-25.23
p-Cresol	69.16	16.22	-13.60
o-Cresol	- 3.74	3.31	32.30
Ac. Creosota	- 0.562	- 7.59	140.73
Coque de Brea	-80.04	6.94	- 7.5
Coques y Semi-coques de Hulla	57.02	-13.08	32.85

2 - CLASIFICACION DE CARBONES Y CARACTERISTICAS DE LOS MISMOS EN MEXICO Y EL MUNDO.

TABLA V

CLASIFICACION GENERAL DEL CARBON * (5)

	% Carbón Fijo (base seca)	Poder calorífico Btu/lb (libre de humedad)
Meta-antracita	98 ó más	(nota 1)
Antracita	92 - 97.9	(nota 1)
Semiantracita	86 - 91.9	(nota 1)
Carbón Bituminoso volátiles bajos	78 - 85.9	(nota 1)
C.B. volátiles medios	69 - 77.9	(nota 1)
C.B. A volátiles altos	menos de 69	14 000 ó más
C.B. B volátiles altos	menos de 69	13 000 a 13 999
C.B. C volátiles altos (nota 3)	menos de 69	12 000 a 12 999
C. Subbituminoso A (nota 3)	menos de 69	11 000 a 11 999
C. Subbituminoso B	menos de 69	9 500 a 10 999
C. Subbituminoso C	menos de 69	8 300 a 9 499
Lignita	menos de 69	menos de 8 300

NOTAS : 1. No hay límites de ASIM.

2. No aglomerado (si es aglomerado se clasifica como carbón bituminoso de volátiles bajos).

3. El carbón bituminoso C de volátiles altos puede ser cualquier aglomerado o no disperso y el carbón subbituminoso es ambos disperso y no aglomerado.

(5) Geomimet, "Reservas y Exploración por Carbón en México", México, Consejo de Recursos Minerales, No. 83 (1974) Cap. IV, pág. 12.

TABLA VI

CARBON Y COQUE RESULTANTE MEXICANO * (6)

CARBON :	<u>1962</u>	<u>1963</u>	<u>1964</u>	<u>1965</u>
% MATERIA VOLATIL	22.43	22.49	22.46	23.07
% CENIZAS	15.60	15.66	17.29	16.93
% CARBON FIJO	61.97	61.85	60.25	60.00
COQUE :				
% MATERIA VOLATIL	0.94	1.03	0.89	0.81
% CENIZAS	19.00	18.87	20.04	20.88
% CARBON FIJO	86.06	80.10	79.07	78.31
% AZUFRE	1.05	1.06	1.10	1.10
INDICE ESTABILIDAD TUMBLER	63.0	62.6	61.3	61.5
INDICE DUREZA ESTABILIDAD	68.3	68.1	67.2	67.6
POROSIDAD %			50.26	49.91
INDICE SHATTER	87.5	87.3	87.0	86.4

(6) Geomimet. "Reservas y Exploración por Carbón en México", México, --
 Consejo de Recursos Minerales, No. 83 (1974) Cap. IV, Pág. 15.

ANÁLISIS DE CARBÓN TODO-UNO DE DIVERSAS PROCEDENCIAS * (7)

PROCEDENCIA	% MATERIA		CARBÓN		F.S.I.- CLASF. RANL
	VOLÁTIL	% CENIZA	FIJO	% AZUFRE	
<i>Mina S. Patricio</i>	27.48	16.91	55.61	0.97	7 1/2-8 Bit. volátil media
MINA MIMOSA	20.65	29.44	49.91	1.09	7 1/2-8 Bit. volátil media
MINA BARROTERAN	18.30	41.20	40.50	1.25	? Bit. volátil media
TAJO ABIERTO MANTO SUPERIOR	24.05	11.31	64.64	1.08	6 1/2 Bit. volátil media
TAJO ABIERTO MANTO INFERIOR	20.78	23.10	56.12	1.03	6 1/2 Bit. volátil media
MINA LA FLORIDA	18.47	35.38	45.95	1.11	8 Bit. volátil media
MINA SAN ADALBERTO	24.34	16.55	59.11	0.95	? Bit. volátil media
MINAS DON EVARISTO (hullera Mexicana)	18.71	30.52	50.77	1.30	6 1/2 Bit. volátil media
MINA # 5 (ASARCO ROSITA)	19.83	31.70	48.47	1.08	6 Bit. volátil media

El término TODO-UNO lo emplean los mineros mexicanos para referirse al carbón tal como se extrae de la mina (bocamina).

(7) Geomimet, "Reservas y Exploración por Carbón en México", México, Consejo de Recursos Minerales, No 83 (1974) Cap. IV, Pág. 13.

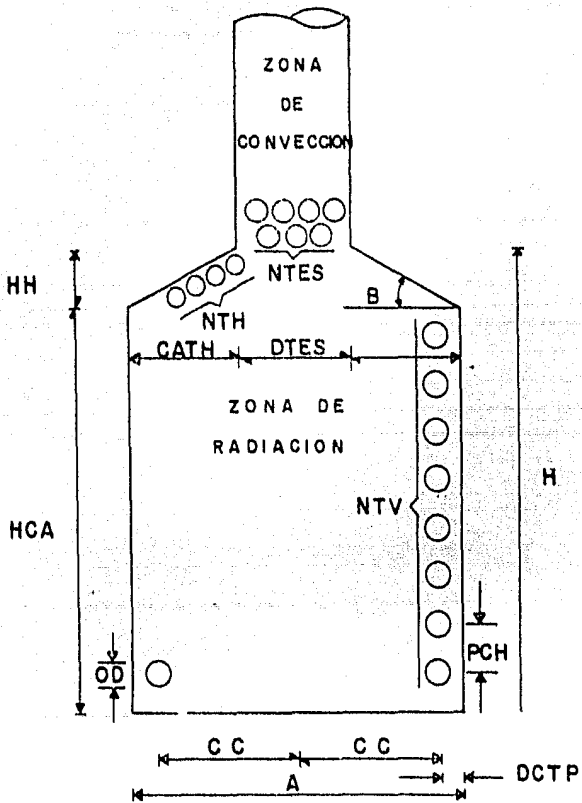
TABLA VIII

ANALISIS DE CARBON LAVADO DE DIFERENTES PROCEDENCIAS. ¹(8)

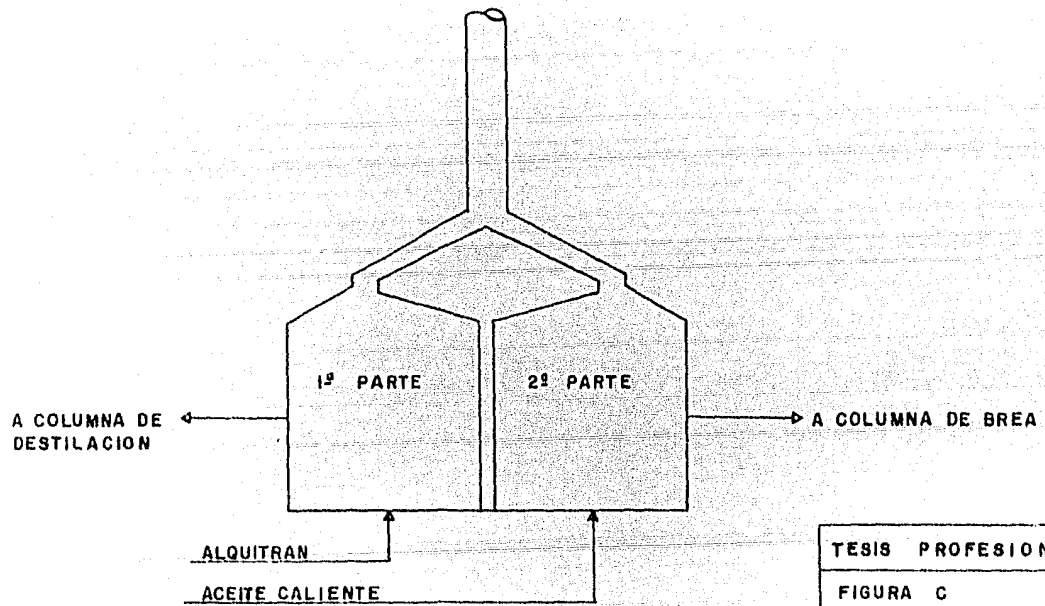
PROCEDENCIA	% MATERIA		CARBON		F.S.I.
	VOLATIL	% CENIZA	FIJO	% AZUFRE	
Lavadora Palau	23.42	15.84	60.74	1.02	
Lavadora Barroteran	22.94	14.43	62.63	0.99	
Lavadora Hullera Mexicana	22.41	11.11	62.48	1.21	
Lavadora Asarco	24.50	16.49	59.01	1.20	7 1/2

TABLA IX

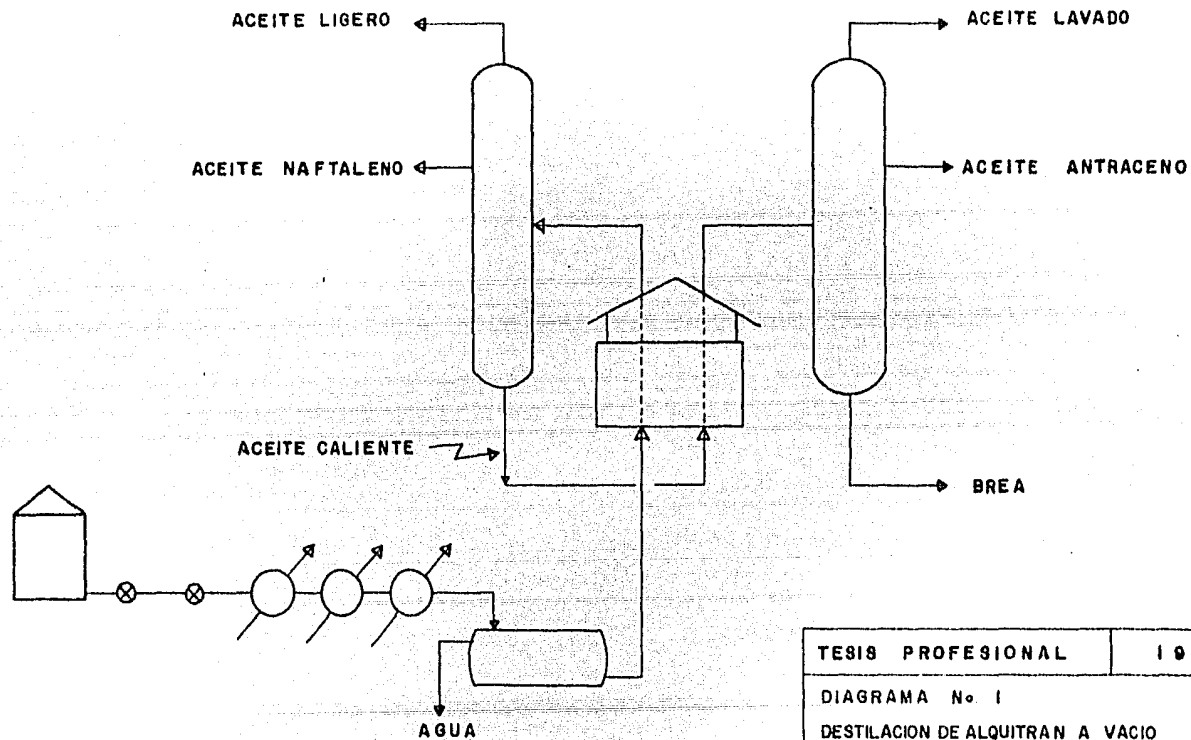
SISTEMA INTERNACIONAL DE CLASES			SISTEMA NACIONAL DE CLASES						
Nº CLASE	PARA METROS		BEGICA	ALEMANIA	FRANCIA	ITALIA	POLONIA	REINO UNIDO	ESTADOS UNIDOS
	CONTENIDO DE MATERIA VOLATIL	PODER CALORIFICO (A UN MEDA ESTANDAR)							
0	0 - 3					ANTRACITA ESPECIAL		META ANTRACITA	META ANTRACITA
1 A	3 - 6.5		ANTRACITA (POBRE)	ANTRACITA	ANTRACITA	ANTRACITA	ANTRACITA	ANTRACITA	ANTRACITA
1 B	6.5 - 10				CARBON POBRE	CARBON POBRE	SEMIANTRACITA		
2	10 - 14		$\frac{1}{4}$ GRASO	CARBON POBRE			CARBON POBRE	G A S SECO	VAPOR (GAS) SECO
3	14 - 20		$\frac{1}{2}$ GRASO $\frac{3}{4}$ GRASO	CARBON DE FRAGUA	SEMI-GRASO	CARBON SEMI-GRASO	CARBON SEMI-GRASO	CARBON SEMI-GRASO	VAPOR (GAS) DE COQUIZADO
4	20 - 28			CARBON GRASO	GRASOSO A FLAMA CORTA	CARBON GRASO A FLAMA CORTO	CARBON GRASO	CARBON GRASO	COQUIZABLE DE VOLATILES
5	28 - 33		GRASO	CARBON GRASO RICO EN	GRASOSO PROPIAMENTE	CARBON GRASO A FLAMA MEDIA	GRASO	CARBON RICO EN	MEDIOS
6	>33					CARBON DE	CARBON DE	CARBON EN	ALTOS
	33 - 40	8450-7750		G A S E S	D I C H O	G A S	G A S	G A S E S	VOLATILES
7	>33			CARBON GRASO PARA QUEMAR		CARBON GRASO DE VAPOR	CARBON GRASO DE VAPOR	CARBON DE VOLATILES ALTOS	DE VOLATILES
	32 - 44	7750-7200							ALTOS
8	>33			PARA	CARBON	CARBON	CARBON	CARBON DE VAPOR	ALTOS
	34 - 46	7200-6100							DE VOLATILES ALTOS
9	>33			QUEMAR	SECO	SECO	SECO	CARBON SECO	SUB-BITUMINOSO
	36 - 48	6100							



TESIS PROFESIONAL	1984
FIGURA B	
CALENTADOR A FUEGO DIRECTO (II)	
NOMBRE	
FERMIN M. TORRES HDEZ.	FAC. DE QUIM.
UNAM	



TESIS PROFESIONAL	1984
FIGURA C	
ARREGLO DEL CALENTADOR A FUEGO DIRECTO	
NOMBRE	
FERMIN M. TORRES HDEZ.	FAC. DE QUIM.
U N A M	



TESIS PROFESIONAL

1984

DIAGRAMA No. 1

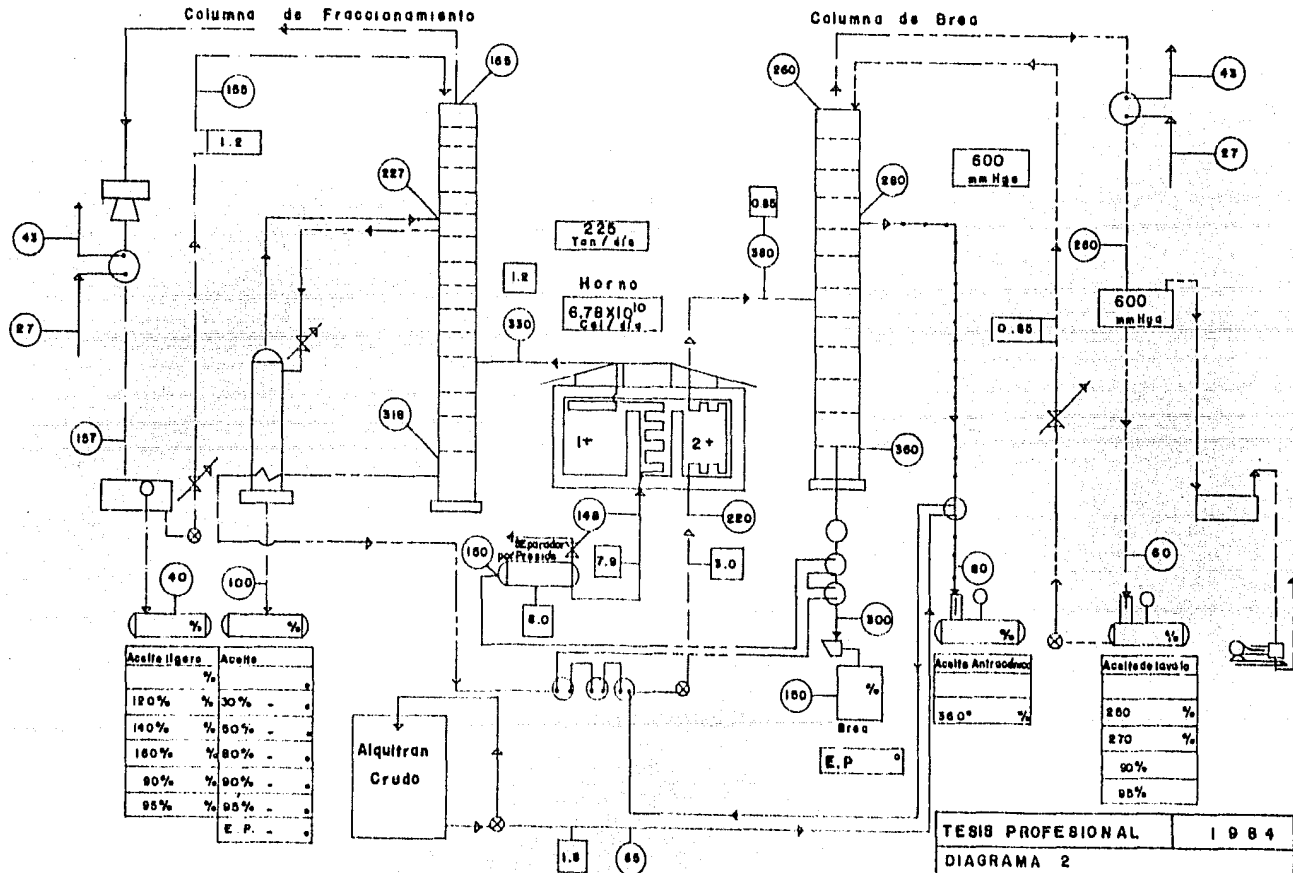
DESTILACION DE ALQUITRAN A VACIO

NOMBRE

FERMIN M. TORRES HDEZ.

FAC. DE QUIM.

U N A M



TESIS PROFESIONAL 1984

DIAGRAMA 2

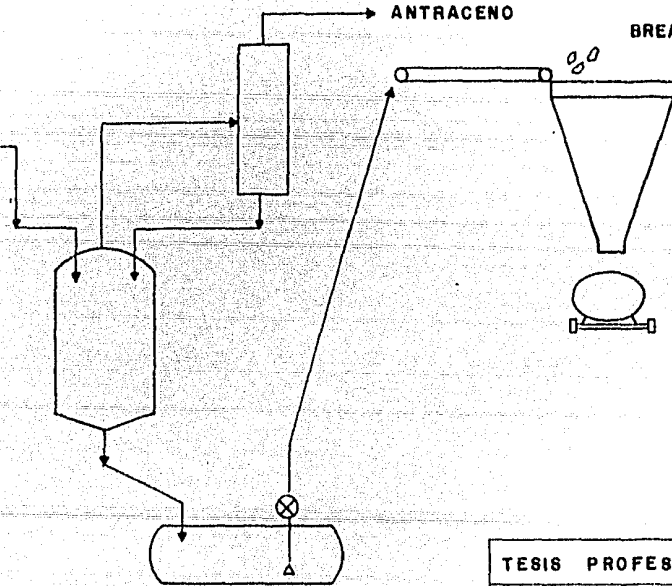
DESTILACION DE ALQUITRAN A VACIO

NOMBRE

FERMIN M. TORRES NDEZ FAC. DE QUIM

U N A M

BREA
LIQUIDA



ANTRACENO

BREA SOLIDA

TESIS PROFESIONAL

1984

DIAGRAMA No. 3

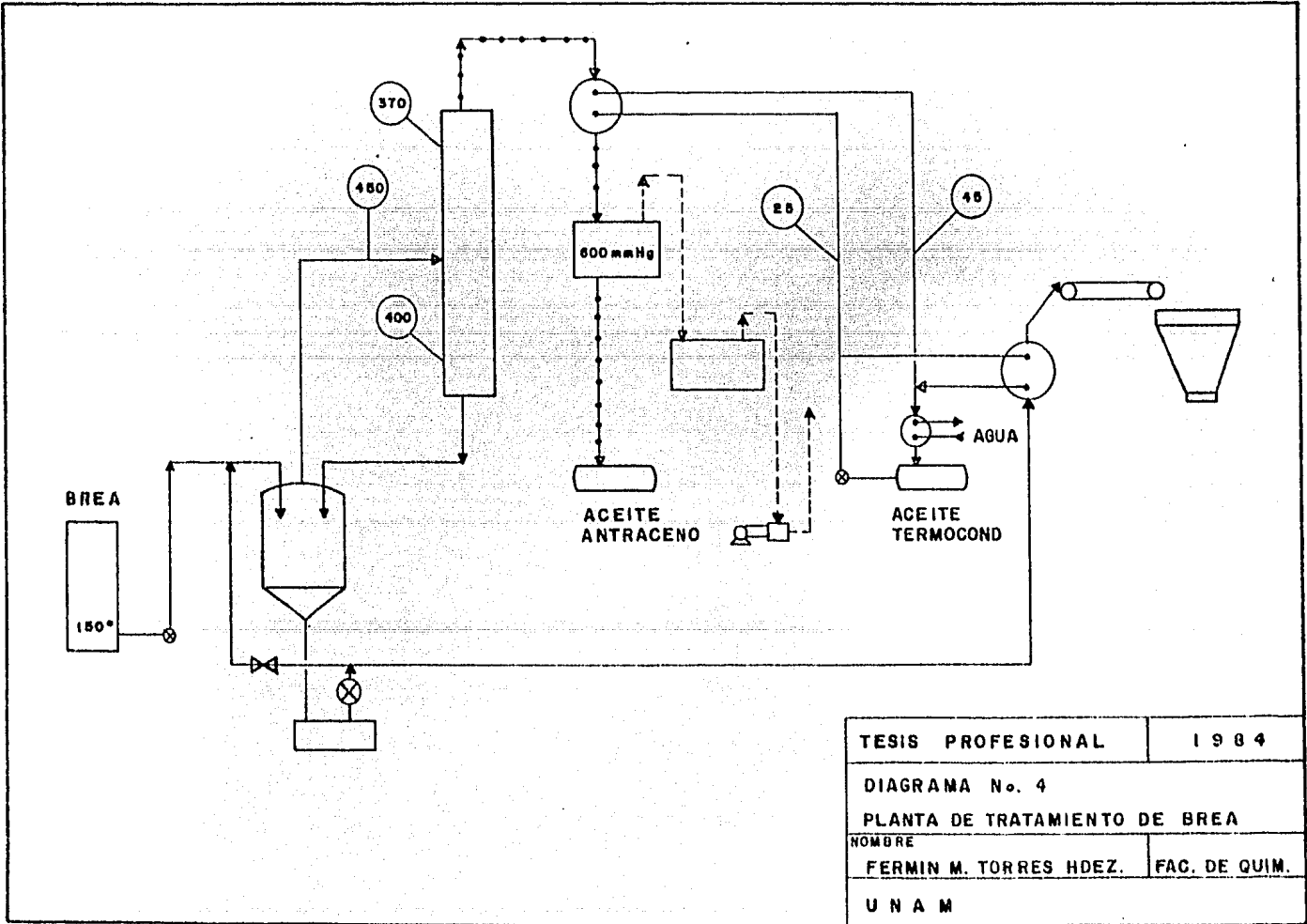
PLANTA DE TRATAMIENTO DE BREA

NOMBRE

FERMIN M. TORRES HDEZ.

FAC. DE QUIM.

U N A M



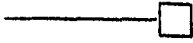
TESIS PROFESIONAL	1984
DIAGRAMA No. 4	
PLANTA DE TRATAMIENTO DE BREA	
NOMBRE	
FERMIN M. TORRES HDEZ.	FAC. DE QUIM.
U N A M	

NOMENCLATURA Y SIMBOLOGIA

T	temperatura (°C)
P	presión (Kg/cm ² m.)
A	agitador
BB	bomba centrífuga
BV	bomba de vacío
CC	compresor centrífugo
CD	columna de destilación
CFD	calentador a fuego directo
EA	intercambiador de calor
GV	generador de vapor
R	reactor
TA	tanque acumulador
TE	torre de enfriamiento
TS	tanque separador



T



P



ALQUITRAN



ACEITE LIGERO



ACEITE NAFTALENO



ACEITE CALIENTE



ACEITE LAVADO



ACEITE ANTRACENO



BREA



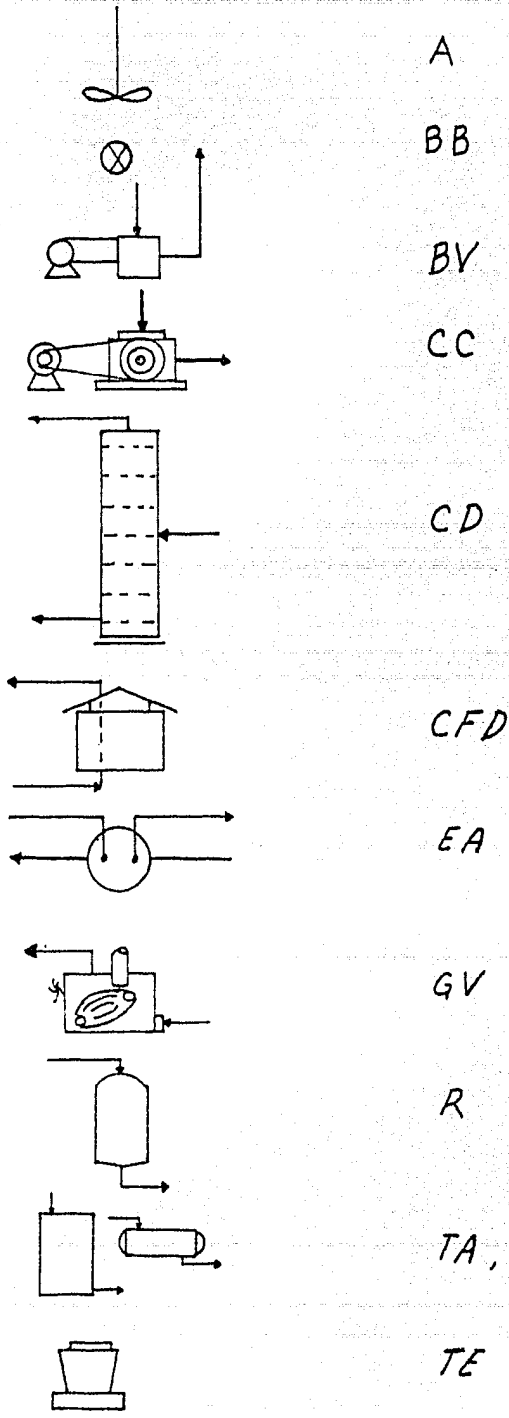
VACIO



VALVULA REGULADORA DE PRESION



VALVULA REGULADORA DE FLUJO



A P E N D I C E D E T A B L A S

<u>TABLAS</u>	<u>REFERENCIA*</u>	<u>TITULO</u>	<u>RELACION BIBLIOGRAFICA</u>	<u>PAGINA</u>
I	(1)	Proyectos de Producción de Pemex	18	204
II	(3)	Importación de Productos en Miles KgB	18	205
III	(4)	Importación de Productos en el Año de 1981	18	206
IV	—	Porcentaje de Incremento en las Importaciones	—	207
V	(5)	Clasificación General del Carbón	19	208
VI	(6)	Carbón y Coque Resultante Mexicano	19	209
VII	(7)	Análisis de Carbón Todo-Uño de Diferentes Procedencias	19	210
VIII	(8)	Análisis de Carbón Lavado de Diferentes Procedencias	19	211
IX	(9)	Sistema Nacional de Clases	20	212
	(11)	Relación de Bombas	—	150
	(12)	Relación de Bombas de Planta de Brea	—	165
	(13)	Producción Anual	—	194
	(14)	Ventas Anuales	—	194
	(15)	Estado de Pérdidas y Ganancias	17	198
	(16)	Flujo de Caja	—	199

CONTINUACION:

FIGURAS

A	(2)	Principales Productos Derivados del Carbón	3	213
B	(10)	Calentador a Fuego Directo	4	214
C		Arreglo de Calentador a Fuego Directo		215

DIAGRAMAS

1		Destilación de Alquitrón a Vacío		216
2		Destilación de Alquitrón a Vacío		217
3		Planta de Tratamiento de Brea		218
4		Planta de Tratamiento de Brea		219

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Philip J. Wilson, "Coal, Coke and Coal Chemicals", New York, Mc- --
Graw-Hill, 1a. Edición (1950). Capítulo II.
- 2.- National Research Council Committee on Chemical Utilization Coal --
(NAS-NRC), "Chemistry of Coal Utilization", New York, Wiley John,
1a. Edición (1963) págs. (601-602), (632-646).
- 3.- Cámara Nacional de la Industria del Hierro y el Acero, "Tercer Con-
greso Nacional de la Industria Siderúrgica", México (1961) págs.-
(7-17).
- 4.- Alvarez Trevit J. Antonio "Análisis y Diseño de Calentadores a Fue-
go Directo", Tesis Profesional, Fac. de Química, UNAM. (1977).
págs. (77, 109, 114, 127, 129-132, 145-147).
- 5.- Treybal R., "Mass Transfer Operations", New York, Mc-Graw-Hill, 2a.
Edición (1968). Capítulos (6, 8, 9) págs. (126-173 , 220-399)
- 6.- Crane, "Flow of Fluids", New York, Crane Co., Pág. B-14.
- 7.- Kern, "Procesos de Transferencia de Calor", México, Continental, --
9a. Edición, (1974). Capítulos (6, 12), págs. (932, 933, 939,
943).
- 8.- Marley, "Cooling Tower Fundamentals and Application Principles", --
Kansas, Marley Co., (1969), Sección II, págs. (7 - 11).
- 9.- Bufete Industrial, "Manual de Diseño Sistemas de Enfriamiento", Mé-
xico, Bufete Industrial, (1970). págs. (2-4).
- 10.- Selmeç, "Manual de Calderas Selmeç", México, Impredit, 2a. Edición,
(1981), págs. (37, 40).
- 11.- Yris N., "Valuación de Proyectos Industriales", México, Consejo de-
Recursos Naturales No Renovables, publicación 18-E, (1971), Capí-
tulo 4.

- 12.- Otto Frank, "For Both Batch and Continuous Distillations", *Chem. -- Eng.*, Vol. 84, No. 3, March 14, págs. (111-128). 1977.
- 13.- Briggs and Popper, "Pressure Vapor Tar Correlations", *Trans. Inst.- Chem. Engrs.*, London, No. 35 (1957), págs. (369-373).
- 14.- Abakians, "Abakians Nomographs Gives Optimum Vessel Size", *Hydrocarbon Processing*, Vol. 50, No. 8 (1971), págs. 71-72.
- 15.- Arriaga Rafael, "Diseño y Especificaciones de Recipientes de Proceso", *I.M.P.*, págs. (1-34).
- 16.- Peters M., "Vacuum Distillation", *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 44, No. 6, págs. (1951 a 1959), 1952.
- 17.- Aries and Newton, "Chemical Engineering Cost Estimation", New York, *Mc-Graw-Hill*, 1974, Caps. (2,3,4,5), págs. (15-188).
- 18.- Dirección General de las Industrias, "Importaciones de Productos -- Químicos y sus Materias Primas", México, *Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial*, (1978-1980), págs. (34,35,45,46,52,68,138, - 160).
- 19.- Geomimet, "Reservas y Exploración por Carbón en México", México, -- Consejo de Recursos Minerales, No. 83, (1974), Caps. IV, V, VI, - págs. (1 a 32).
- 20.- Griswold, "Fuel Combustion and Furnaces", New York, *Mc-Graw-Hill*, - 1950, Cap. I, pág. 26.
- 21.- Wimpres R., "Rating Fired Heaters", *Hydrocarbon Processing*, Vol. - 42. No. 10, October, (1963), págs. (115 a 126).
- 22.- Perry, "Chemical Engineer's Handbook", 5a. Ed. Japón, *Mc Graw - Hill*, 1973, Tabla 23-3, pags 23-26.
- 23.- Rane and Barrow, "Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso" 4a. Ed. México *CECSA*, 1977 pag. 327.
- 24.- Ludwig, "Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants" Houston, *Gulf Publishing Company*, Vol. I , 1964 , Cap 4, Tabla 4-10, pag. 137.

OFICINAS Y SECRETARIAS CONSULTADAS

- 1.- *Dirección General de las Industrias.*
- 2.- *Instituto Mexicano del Comercio Exterior.*
- 3.- *Dirección de Estudios y Proyectos.*
- 4.- *Subdirección de Estudios Económicos y Planeación Industrial del --
IMP.*
- 5.- *Asociación Mexicana de Ingenieros Químicos.*
- 6.- *Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial.
(Depto. de Información y Proyectos).*
- 7.- *Laboratorio Central de Hacienda.*
- 8.- *Comisión Federal de Electricidad (Geología).*
- 9.- *Consejo de Recursos Minerales.*
- 10.- *Srta. de Programación y Presupuesto.
(Dirección Gral. de Estadística).*
- 11.- *Instituto Mexicano de Comercio Exterior.*
- 12.- *Altos Hornos de México, S.A.*
- 13.- *Siderúrgica Lázaro Cárdenas Las Truchas, S.A.*
- 14.- *Cámara Nacional del Acero.*