

**Estudio de la Transmisión de Calor en Equipo de
Refrigeración para Cristalización de Parafina.**

ISAAC DIAZ DE LEON POSADA

MEXICO, D. F.

1959



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.

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

- Estudio de la Transmisión de Calor en Equipo de Refrigeración para Cristalización de Parafina.

T E S I S

Para optar al título de:
INGENIERO QUIMICO

ISAAC DIAZ DE LEON POSADA

MEXICO, D. F.

1959

A mis padres, Sr. Issac Díaz de León y Sra.
María Teresa Posada de Díaz de León,
con cariño y gratitud.

A mis hermanos, Carlos y Genaro y familiares.

Al Sr. Químico Don Luis M. Verec, director de la
Facultad de Química Berzelius, agradeciendo
el especial empeño que mostró durante el
desarrollo de mi carrera.

Al Sr. Ing. Salvador Cardona F. del Valle, por
haber dirigido el presente trabajo

Al Sr. Ing. José Laris Alanís, agradeciendo la
realización de este trabajo.

A mis maestros, amigos y compañeros.

Mi reconocimiento para Petróleos Mexicanos en la Refinería de Salamanca, por haberme facilitado los medios suficientes para poder efectuar el trabajo presente.

I N D I C E

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

I.- <u>DESCRIPCION DEL PROCESO</u>	1
a) Obtención de la carga procesada en la Planta Desparafinadora	1
b) Operación de la Planta Desparafinadora	4
c) Filtros para la Desparafinación	5
d) Diluciones incrementales	7
f) Recuperación del aceite	7
II.- <u>DESCRIPCION DEL EQUIPO</u>	9
a) Compresor de propano	9
b) Sistema de enfriamiento	9
c) Máquina de enfriamiento (CHILLERS)	11
III.- <u>TEORIA DE LA DESPARAFINACION</u>	17
a) proceso de la Desparafinación.	17
b) Separación de la fase líquida	19
c) Tra bajo experimental	20
IV.- <u>DATOS PRACTICOS DE OPERACION Y DE MATERIALES</u>	26
a) Datos del refinado y del aceite "NUTRO PESADO 95"	26
b) Cálculo de las capacidades caloríficas	27
c) Determinación de densidades de la carga	27
V.- <u>CALCULOS GENERALES</u>	37
VI.- <u>CONCLUSIONES</u>	61
B I B L I O G R A F I A	62

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

La Refinería de Salamanca está dotada de una planta de lubricantes única en su género en el País, en la cual se obtienen diversos tipos de aceites básicos que, mezclados en forma adecuada, resultan en otros aceites de características y propiedades específicas.

Cada tipo de aceite se utiliza en condiciones particulares de trabajo para diferentes piezas mecánicas y motores; siendo la fricción, el calor, la corrosión y otros factores los que determinan el tipo de aceite adecuado para cada uso. Para esto la Refinería de Salamanca cuenta con laboratorios en los que se someten a diferentes pruebas los aceites, de tal manera que reúnan las especificaciones requeridas, a la vez, se mejoran sus propiedades, rendimiento y calidad.

Actualmente se sigue la técnica más avanzada y moderna en la elaboración de los aceites, siendo la Planta de Refinación con Furfural la de Desparafinación con Solventes, la de Mezclas y la de Envasado, la última palabra en refinación, elaboración y envasado.

La Planta Desparafinadora con Solventes es a la que didico especial atención, ya que el objeto de esta tesis es estudiar el equipo de refrigeración para cristalizar parafina.

CAPITULO I

DESCRIPCION DEL PROCESO

Obtención de la carga procesada en la Planta Desparafinadora.- A conti--
nuación se hará una breve descripción de como se separa del crudo la carga
que se procesa en la Planta Desparafinadora, desde la refinación del cru
do para obtener los aceites básicos (de base parafínica), hasta la ex--
tracción y refinación de los mismos por medio de solventes.

Al llegar el crudo a la Refinería se almacena en tanques de gran capaci-
dad, desde donde se bombea a la Planta Primaria para iniciar su refina--
ción. En esta planta el crudo se pasa através de un filtro, con objeto -
de eliminar todas las impurezas que huiera podido adquirir durante su --
traslado a la Refinería. Ya filtrado se precalienta en cambiadores de --
calor aprovechando el calor contenido en las fracciones de la torre - --
fraccionadora, En este paso el crudo alcanza una temperatura de 90°C. -
Una vez precalentado se envía a un desalador, en donde se mezcla con - -
agua y "tretolite" para formar una emulsión. A esta emulsión se le sepa--
ran las sales, por medio de un fenómeno electrolítico originado por una--
diferencia de potencial entre dos electrodos, al diluirse las sales en -
el agua, se eliminan por la parte inferior del desalador por medio de --
unas válvulas que operan automáticamente.

Una vez que ha sido el crudo desalado, se precalienta con los residuos -
de las torres fraccionadora y el de la de alto vacío. Posteriormente se
calienta con vapor y se envía a la torre de despunte en donde se obtiene
la "gasolina de despunte" (materia prima para la elaboración de super--
mexolina)

Ya despuntado el crudo, se calienta y se bombea a la torre fraccionado--
ra, en donde se obtienen las fracciones primarias: gasolina, kerosina, -
gasóleo y un residuo.

La torre fraccionadora trabaja a una presión promedio de 0.6 Kg/ cm.², y a las temperaturas variables a las que se obtienen las fracciones -- primarias. La temperatura del domo varía de 140 a 160°C. y la temperatura del fondo de 300 a 325°C..

Del residuo de la torre fraccionadora, 3000 barriles por día se envían a la Planta Dubbs para ser desintegrados térmicamente y 14000 barriles por día se bombean a la torre de alto vacío.

La torre de alto vacío trabaja a una presión aproximada, en el domo, de 40 mm. de mercurio de vacío y en el fondo varía de 60 a 100mm. mercurio de vacío. Las temperaturas dentro de la torre varían de 300 a 350°C.

En la torre de alto vacío se obtienen dos fracciones según las condiciones de operación; cuando las condiciones son "ligeras" en la primera fracción o corte superior, se obtienen los aceites tipo "transformadores" y "tecnol" y en la segunda fracción o corte inferior se obtienen el aceite tipo "neutro ligero"; cuando las condiciones son "pesadas" en el corte superior se obtiene el aceite tipo "neutro ligero" y en el corte inferior el aceite tipo "neutro"; también se obtiene gasóleo y un residuo.

Del residuo de la torre de alto vacío se bombean 6000 barriles por -- día en la Planta Desasfaltizadora con Propano. El objeto de esta planta es aprovechar la función diluyente del propano sobre los aceites, en un proceso selectivo de dos pasos, quedando un residuo insoluble en el propano llamada "asfalto".

El residuo de alto vacío se introduce a una primera torre, en contra-corriente con propano líquido que fluye por gravedad, a determinadas-

condiciones de operación. Por la parte superior de la torre se obtiene una solución de aceite y propano en la proporción de 15% a 85% - - respectivamente, mientras por el fondo sale un residuo que sirve de carga a una segunda torre en donde se vuelve a añadir más propano - - que también fluye por gravedad y en contracorriente con el residuo.

Por la parte superior de la segunda torre se obtiene una solución de aceite pesado y propano, quedando un residuo insoluble.

En la primera torre se obtiene el aceite "NEUTRO PESADO" y en la segunda torre, los aceites "pesado" o "cilindros".

La solución de aceite y propano se lleva a un proceso de recuperación de solvente (propano) que consiste en un sistema de evaporadores, vaporizadores y agotadores. Una vez quedando el aceite libre de propano se envía a almacenamiento, para servir posteriormente de carga a la Planta de Refinación con Furfural.

En la Planta de Refinación con Furfural se les dá a los aceites un índice de viscosidad adecuado, valiéndose de la propiedad que tiene el furfural de disolver los asfaltenos, gomas, resinas, compuestos cíclicos en general y grupos cromógenos que son fácilmente oxidables los cuales afectan la viscosidad de los aceites con los cambios de temperatura.

En esta planta el aceite fluye a contracorriente con el furfural en unas torres (dos) empacadas con anillos rasching, saliendo por el domo de estas una mezcla de 15% de furfural por 85% de aceite.

Al aceite se elimina el solvente (furfural) por medio de un sistema de vaporización al vacío y de un agotador que también trabaja a vacío. Del agotador sale el aceite refinado a unos tanques de almacenamiento para servir después de carga a la Planta Desparafinadora con Solventes.

Es de especial interés para el desarrollo de esta tésis, el aceite de nominado "BASICO NEUTRO PESADO95", ya que es el aceite de mayor uso - en la elaboración de aceites para motores y para piezas mecánicas. Como se indicó al principio de este capítulo, los aceites son de base parafínica, o sea que están constituidos por hidrocarburos de cadena lineal, saturados y de elevado peso molecular.

En la figura No. 1 se explica un diagrama de las plantas ya mencionadas.

Operación de la Planta Desparafinadora con Solventes.- Los solventes- usados en la operación de desparafinación son la Metil Etil Cetona -- (M.E.K.) y el Tolueno. Estos Solventes se envían por separado en carros-tanques hasta la planta Desparafinadora, para luego descargarlos en un tanque de almacenamiento con tres compartimientos, reservándose dos de ellos para la M.E.K. y el Tolueno, solos, mientras que el otro compartimiento se usa para mezclar porciones de solventes.

Los tanques que contienen el aceite parafinoso tienen por la parte inferior serpentinas de vapor que calientan el aceite a una temperatura de 100° C. para que pueda fluir libremente.

Los solventes se mezclan adecuadamente en el tanque de almacenamiento, variando su proporción según el tipo de aceite.

La mezola de solventes se inyecta después a una temperatura de 50° C. en la tubería que conduce el aceite parafinoso, lográndose una solución del aceite en el solvente que se envía a un calentador con vapor para lograr su homogeneización.

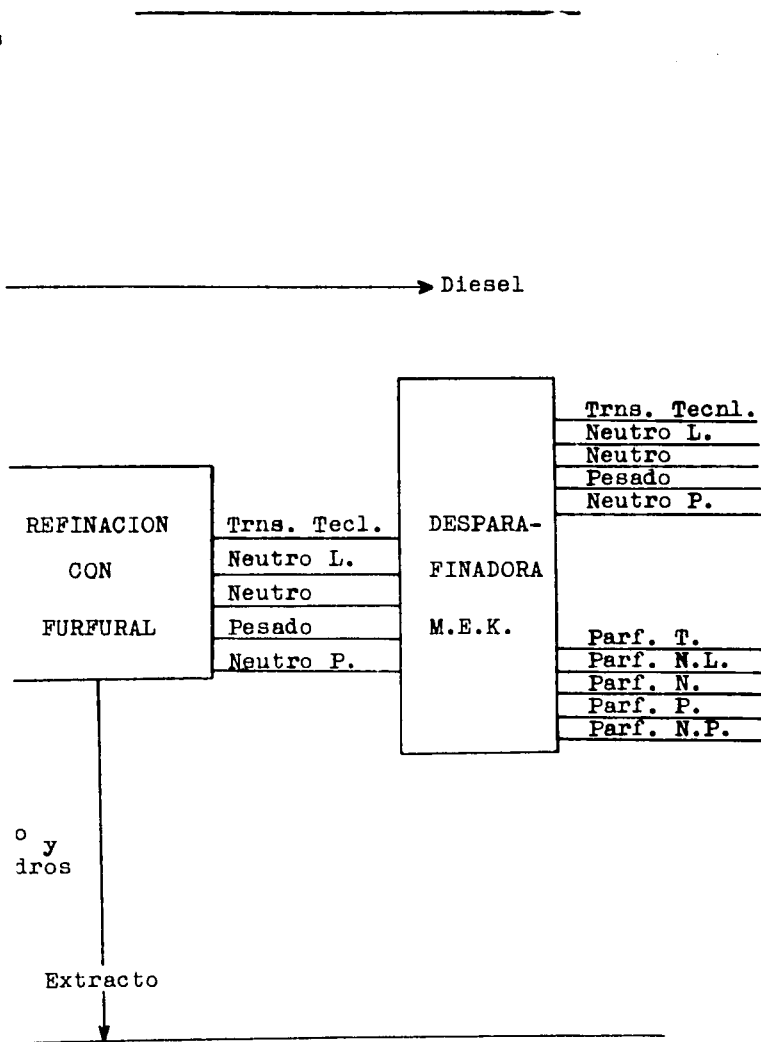
La proporción de solvente a aceite varía según el tipo de aceite, así para los aceites ligeros la proporción varía entre 0.3:1 y 1.5:1 y para los aceites pesados de 3.5:1 a 4:1.

FIG N° 1.

DIAGRAMA DE FLUJO.

Obtención de la carga procesada
en la Planta Desparafinadora.

Crudo



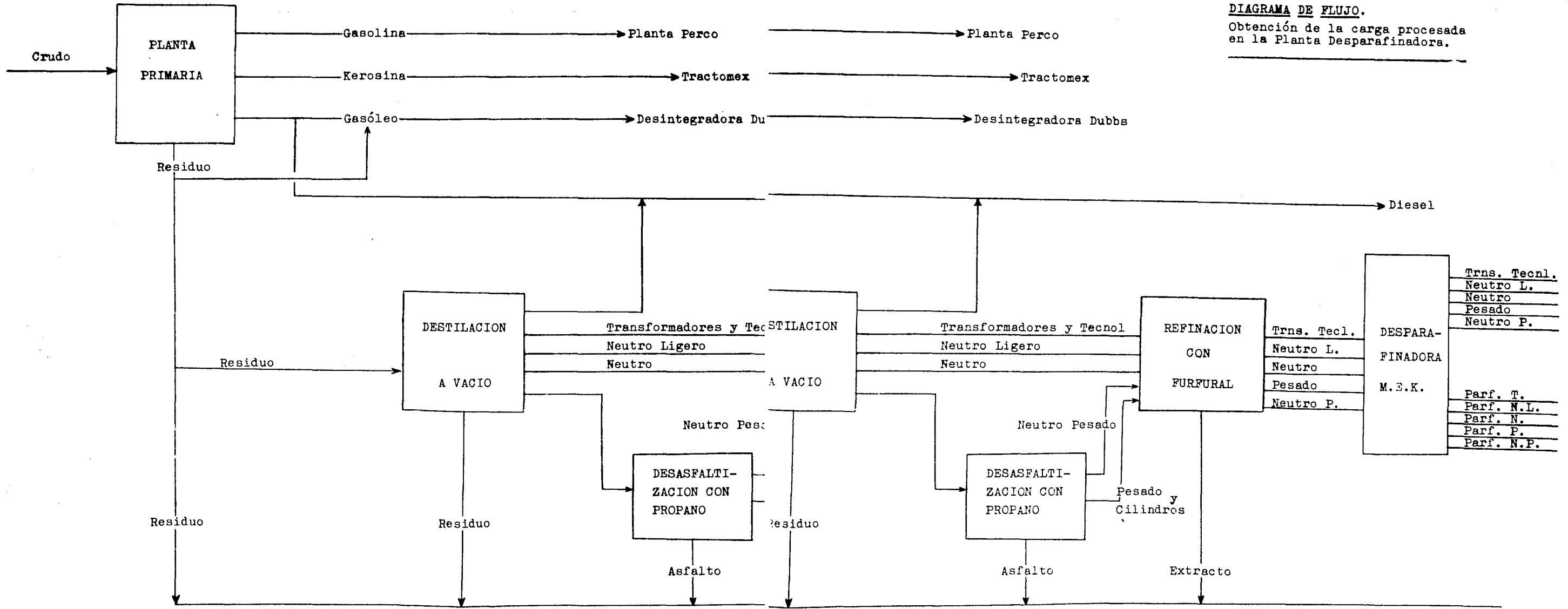


FIG N° 1.
 DIAGRAMA DE FLUJO.
 Obtención de la carga procesada en la Planta Desparafinadora.

posteriormente, en el capítulo referente a la teoría de la Desparafinación, se explicará con más detalle la razón de estas diluciones.

La solución de aceite y solvente ya homogeneizada, se envía a los preenfriadores de carga contra aceite filtrado en donde se aprovecha la baja temperatura del aceite filtrado para enfriar la carga.

La carga fluye a contracorriente con el aceite filtrado.

De los preenfriadores se lleva la carga a los enfriadores con propano en donde tiene lugar la cristalización de la parafina por el fuerte enfriamiento que proporciona el propano líquido a la carga.

Son nueve los preenfriadores divididos en tres grupos de tres cada uno de tal manera que tres preenfriadores corresponden a un banco de dos enfriadores con propano.

En los enfriadores con propano se aprovecha la absorción del calor por parte del propano líquido para enfriar la carga.

Para volver a utilizar el propano como medio de enfriamiento, se cuenta con un compresor de seis pasos que succiona los vapores de propano a la presión de descarga de los enfriadores, para luego comprimirlos sucesivamente hasta que el propano adquiere una presión aproximada de 10 Kg/cm. Posteriormente, el propano pasa a un condensador en donde es condensado, utilizando agua como medio de enfriamiento.

Del condensador, pasa el propano líquido a un acumulador.

Tanto el condensador, como el acumulador se mantienen a la presión de descarga de los vapores del compresor.

Filtros para la desparafinación.- La sección de filtros está formada por diez unidades contínuas que trabajan a vacío, en donde se recibe la carga enfriada que proviene de los enfriadores con propano. Al aplicar el vacío a los filtros, pasa el filtrado (mezcla de aceite y solvente) a través del medio filtrante, quedando la parafina sobre el medio filtrante.

te. La parafina se desprende con gas a presión, cayendo sobre un conductor de tornillo sin fin, para bombearla a la sección de recuperación de solvente.

Recuperación del aceite.- El aceite filtrado que se obtiene durante la operación de desparafinación se lleva a los preenfriadores de carga contra aceite filtrado, tal como se explicó anteriormente, pasando después a una serie de cambiadores para elevar su temperatura antes de que entre a la torre atmosférica de vaporización.

En esta torre se vaporiza la mayor parte del solvente que contiene el aceite, quedando el resto del solvente en el fondo.

Primeramente el aceite se calienta en cambiadores de calor con corriente circulante de gasóleo, pasando después a la torre atmosférica de alta presión para recuperar el solvente. En el fondo queda algo de solvente, para por su propia presión pasar a la torre vaporizadora de baja presión, recuperándose los vapores de esta torre en el acumulador de solvente seco.

El residuo de la torre anterior fluye a la parte superior de la torre agotadora, en donde el aceite se pone en contacto con vapor de agua con el objeto de eliminar las últimas trazas de solvente que el aceite pudiera contener.

Diluciones incrementales.- Mientras más diluida se encuentre la carga -- más grande será el tamaño de los cristales de parafina.

Para todos los aceites básicos que se procesan en la Planta Desparafinadora, el tamaño de cristal debe ser el mismo con el objeto de uniformizar la operación; esto se logra dando a la solución que entra a enfriamiento la misma concentración y viscosidad.

La dilución inicial controla el tamaño de los cristales, mientras la dilución final ajusta la relación de líquidos a sólidos que debe ser de 20:1.

También se efectúan una serie de diluciones incrementales, que desde luego influyen en el tamaño de los cristales, estas diluciones se efectúan en los preenfriadores de carga contra aceite diluido.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL EQUIPO

En el capítulo anterior se explicó como opera el equipo de enfriamiento de la Planta Desparafimadora; para el desarrollo de esta tesis es de vital importancia el estudio detallado de los enfriadores con propano, poniendo especial atención al banco de enfriadores "A".

Compresor de propano.- El compresor es una máquina centrífuga de alta velocidad y de varios pasos, constituyendo una unidad con varias succiones en número de seis que reciben vapores de propano a diferentes presiones y temperaturas.

En la tabla I se dan una serie de datos de la operación del compresor de propano.

En las líneas de succión de todos los pasos, excepto el primero, hay controladores de flujo para mantener las condiciones de operación adecuadas. Estos controladores de flujo permiten la mayor o menor entrada de vapores de propano abriendo sus válvulas para admitir la carga que proviene de los acumuladores de refrigerante.

El compresor descarga gas propano caliente de alta presión (sobrecalentado) que se condensa en el condensador de propano.

El compresor de propano debe estar en constante vigilancia, pues si llegara a fallar traería como consecuencia que no hubiera enfriamiento de carga para poder desparafimar. Es por esto por lo que se hace necesario llevar un control muy estricto de la operación del compresor.

El costo de mantenimiento es bastante bajo en comparación con otros tipos de compresores (en los de pistón es frecuente el cambio de anillos), y la eficiencia se ve compensada por el bajo costo de mantenimiento, además ocupa un espacio reducido permitiendo un control adecuado de la máquina.

TABLA I

H O R A	SUCCION Kg/ cm ² .	2a. ETAPA Kg/cm. ²	3a. ETAPA Kg/cm. ²	4a. ETAPA Kg/cm. ²	5a. ETAPA Kg/cm. ²	6a. ETAPA Kg/ cm. ²	DESCARGA Kg/cm. ²
16	0.400	1.1	1.7	3.3	5.4	8.2	11.3
18	0.400	1.1	1.7	3.3	5.4	8.1	11.4
20	0.400	1.1	1.6	3.3	5.3	8.0	10.4
22	0.400	1.1	1.7	3.3	5.4	8.1	10.5
24	0.400	1.1	1.6	3.3	5.3	8.0	10.8
2	0.400	1.1	1.6	3.3	5.3	8.0	10.0
4	0.400	1.1	1.5	3.0	5.0	8.0	9.6
6	0.500	1.1	1.5	3.2	5.1	7.8	8.8

La turbina que hace trabajar al compresor trabaja con vapor de agua

suministrado por la línea general de vapor a una presión de 18 Kg/cm.²

La presión de escape del vapor de agua que deja el compresor es de 5.9 Kg/cm.²

Sistema de enfriamiento.- Una vez que el propano ha adquirido su temperatura de saturación, se envía al acumulador de propano.

Del acumulador pasa una parte de propano a cada uno de los acumuladores de refrigerante que se encuentran en la parte superior del cuerpo de los enfriadores con propano ("chillers").

La presión dentro de los acumuladores de refrigerante varía generalmente de 0.5 a 1 Kg/cm², que hace que el propano adquiera una temperatura -- más baja.

En los "Chillers" el propano líquido fluye por el espacio anular a presión constante, de tal manera que la temperatura del propano también es constante.

En el espacio anular tiene lugar la evaporación del propano líquido por una absorción de calor tan fuerte, que trae por consecuencia que el propano cambie al estado gaseoso.

Como la presión debe mantenerse constante en el espacio anular, una válvula controla la salida de los vapores de propano del acumulador de refrigerante para ser succionados por el compresor.

Máquinas de enfriamiento.- Los enfriadores marca Worthington denominados "Chillers" utilizan propano líquido como medio de enfriamiento.

Cada unidad está formada por doce tubos unidos con codos, por donde pasa la carga parafinosa que va a enfriarse; estos tubos son de acero sin costuras de 6 pulgadas de diámetro cédula 40.

Para este tipo de máquinas la tubería empleada debe seguir las normas de la A.S.T.M., siendo sus especificaciones las siguientes:

Acero sin costuras GRADO "C":

C máx.	Mn %	P %	S%
0.25	0.64- 1.06	0.050	0.060

La longitud de cada tubo es de 42.9 pies.

Dentro de cada tubo va un eje con raspadores cuyo objeto es desprender-- la parafina que se pega en las paredes, mejorando la transmisión del calor.

Todos los ejes se mueven por medio de unos engranes que van unidos por -- una cadena, y la cadena es movida por un engrane acoplado a un motor. El motor tiene un reductor de velocidad que suministra al sistema de engranes una velocidad aproximada de 20 r.p.m.

Las cadenas están colocadas verticalmente para prever un excesivo gasto-- de las juntas de las mismas o de los dientes de los engranes.

La lubricación de las cadenas se lleva a cabo por medio de una caja que-- contiene aceite, colocada en la parte inferior del sistema de engranes;-- al pasar la cadena por la caja se impregna de aceite, y el exceso de aceite que pudiera llevar se recoge por gravedad en la misma caja.

Los ejes van montados en una estructura colocada adecuadamente, de tal -- manera que no estorbe el movimiento de las cadenas; cada eje tiene una -- terminal en forma de sección cuadrada que impide se zafe el eje de la -- chumacera.

Todas las chumaceras se lubrican por inyección de grasa que proviene de-- un sistema de tubos delgados, unidos a un engrasador que inyecta la grasa manualmente por medio de una palanca.

El espacio anular está formado por una tubería de 8 pulgadas de diáme---tro cédula 40. En el espacio anular tal como se dijo anteriormente, tie--ne lugar la evaporación del propano; esto implica que este tipo de máquinas estén colocadas en posición inclinada para que los vapores de propa--no salgan de cada sección a un nivel más alto que el que corresponde a-- la alimentación del líquido refrigerante.

Dentro del acumulador de refrigerante hay un flotador que mantiene un ni vel constante, de tal manera que si llega a faltar propano líquido se abre una válvula que es accionada por el flotador permitiendo la entrada de más propano que proviene del acumulador.

Todo el cuerpo de los Chillers está aislado con el objeto de impedir que el medio ambiente cambie calor con la carga parafinosa; el aislante empleado en estas máquinas es corcho comprimido.

El peso total del equipo es de 26.5 toneladas.

En las figuras 3,4 y 5 se muestran diferentes vistas del equipo.



Fig. 3 a
Vista Norte
Motor, reductor de velocidad, cadenas y engranes.



Fig. 3 b
Vista Sur
Tuberia interior y exterior respectivamente.



Fig. 4 a
Vista Lateral
Acumulador de refrigerante y su alimentación .



Fig. 4 b
Vista Lateral
Alimentación de la carga .-

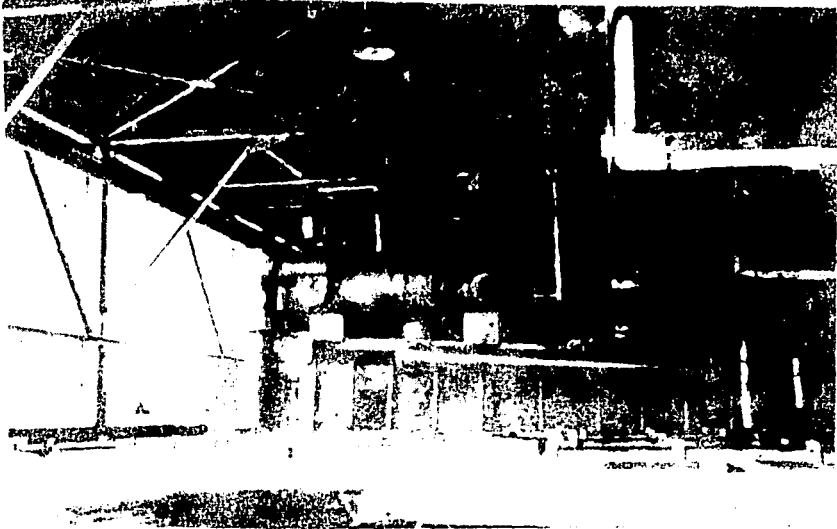


Fig. 5 a
Acumuladores de refrigerante y válvulas de
alimentación de carga y refrigerante.

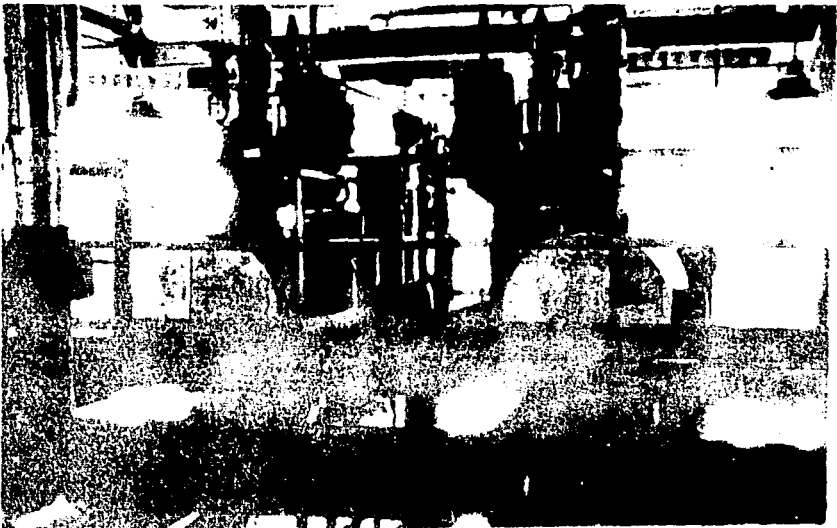


Fig. 5 b
Vista Lateral
Acumuladores de refrigerante y alimentación
de refrigerante y carga.

C A P I T U L C III

TEORIA DE LA DESPARAFINACION

Proceso de la desparafinación.- El proceso de la desparafinación con - - solventes, sirve para la separación de las parafinas que normalmente se encuentran en las fracciones del petróleo. Básicamente incluye la dilución del aceite parafinoso en el solvente escogido, enfriado de la solución resultante a la temperatura de congelación que se desea obtener, filtración de la parafina precipitada, y recuperación del solvente por destilación. En esta forma, la función del solvente es retener todo el aceite a la temperatura de desparafinación, y precipitar únicamente la parafina. El proceso de desparafinación con solvente emplea un solvente mixto que asegura la solubilidad total del aceite a la temperatura de desparafinación, sin que haya acción solvente excesiva sobre la parafina, asegurando la precipitación de la parafina que es necesaria para obtener una temperatura de congelación del aceite deseada. La composición adecuada del solvente, por tal motivo, implica un equilibrio entre la precipitación de la parafina y la solubilidad del aceite.

Puede variarse la composición del solvente para satisfacer requisitos - tales como la solubilidad del aceite y de la parafina, las velocidades de filtración y los rendimientos de la desparafinación.

Los solventes empleados en la desparafinación son la Metil Etil Cetona - (M.E.K.) y el Tolueno, variando su proporción según la viscosidad del - - aceite por desparafinar; así para los aceites ligeros la proporción, de M.E.K.-Tolueno es de 50% a 50% respectivamente y para los aceites pesados de 45% a 55%.

El Tolueno actúa como solvente del aceite, mientras que la M.E.K. actúa - como antisolvente de la parafina asegurando su precipitación.

TABLA II

METIL ETIL KETONA

PRUEBAS DE LABORATORIO

1.- Pureza.	98 % máx.
2.- Peso específico 20/20	0.805 - 0.809
3.- Color saybolt.	no más obscuro que - 25
4.- Agua, prueba cualitativa.	ninguna turbiedad al diluir en gasolina.
5.- Acidez como acético, %	0.003 máx.
6.- Materia no volátil, %	0.005 máx.
7.- Acidez de la materia no volátil.	nada.
8.- Destilación:	
Azoje de 76°C.	nada
Arrita de 82°C.	nada.
Entre 78 y 81°C.	90% mín.

TABLA III

TOLUENO PURO INDUSTRIAL

PRUEBAS DE LABORATORIO:

1.- Color	No más obscuro que una solución — con 3.0 mg. de bicromato de potasio en un litro de agua.
2.- Destilación	Debe destilar desde el principio hasta sequedad, dentro de los límites — que difieren entre 2°C e incluyen la temperatura de 110.6°C.
3.- Lavado ácido.	No más obscuro que el No. 4 de la escala colorimétrica Barret.
4.- Acidez.	nada
5.- Peso específico a 15.15°C.	0.862 - 0.874
6.- Compuestos de azufre (H ₂ S y SO ₂)	nada.
7.- Corrosión lámina de cobre.	nada.

En las tablas II y III se describen las especificaciones de los solventes Metil Etil Cetona y Tolueno que son necesarias, para que puedan ser -- utilizados los solventes en la operación de desparafinación.

Separación de la fase líquida. -- En forma general, es de desearse que no haya ninguna clase de separación a la temperatura de desparafinación, como no sea la cristalización de la parafina.

A la temperatura de desparafinación tiende a precipitar tanto el aceite como la parafina, dependiendo esencialmente esta tendencia del carácter del aceite disuelto y de la composición del solvente. El "aceite" es en realidad, una fase líquida que puede ser rica en aceite o rica en solvente.

El efecto de la separación del líquido sobre las operaciones de desparafinación, depende del tipo de separación que se obtiene. La separación del tipo rico en "aceite" puede ser perjudicial, ya que produce una fase de viscosidad relativamente alta, lo que ocasiona una disminución en la velocidad de filtración y en el rendimiento del aceite desparafinado. -- Un grado relativamente alto de separación de aceite rico en solvente, -- se puede aceptar frecuentemente, debido al hecho de que ambas fases contienen un alto porcentaje de solvente y sólo hay un ligero aumento en la viscosidad total.

Un punto muy importante de tomarse en consideración, es el llamado diferencial de desparafinación, entendiéndose por diferencial de desparafinación la diferencia que existe entre la temperatura de desparafinación y la temperatura de congelación del aceite.

En la determinación del diferencial de desparafinación interesan las parafinas de solubilidad relativamente alta, que permanecen en solución a la temperatura de desparafinación.

Frecuentemente se confunden los términos "temperatura de escurrimiento"

o "punto de escurrimiento", con la temperatura de congelación del aceite, entendiéndose por temperatura de escurrimiento la temperatura mínima a la cual puede escurrir el aceite, siendo 5°F arriba del punto de congelación del aceite.

La separación de la parafina de la solución de un aceite en el solvente se observa como una nube traslúcida, que es un precipitado fino en forma de copos de parafina cristalina, la cual sólo vuelve a disolverse después de un calentamiento considerable arriba de la temperatura de precipitación. Las parafinas pueden ser de dos tipos: microcristalinas y macrocristalinas, perteneciendo las primeras a los aceites pesados y las segundas a los aceites ligeros.

Al aceite NEUTRO PESADO 95 corresponde el tipo de parafina microcristalina, que por sus propiedades tiende a tapan los filtros; es por esto que se hace necesario efectuar una serie de diluciones variando la relación de líquidos a sólidos, tal como se explicó en el capítulo primero, para aumentar el tamaño de los cristales.

Para tener una idea más completa de la desparafinación, efectuó una serie de desparafinados en el laboratorio a diferentes temperaturas de carga parafinosa llamada NEUTRO PESADO 95.

TRABAJO EXPERIMENTAL

Proceso de laboratorio para la desparafinación de refinados.- La carga parafinosa que se agrega caliente sobre el solvente, se refrigera en un congelador hasta obtener una temperatura de desparafinación adecuada según el tipo de aceite. La mezcla debe agitarse frecuentemente durante la operación de refrigeración.

Cuando se ha alcanzado la temperatura de filtración, se saca el vaso del congelador y se sumerge la hoja de filtración (que está conectada a la botella de succión) dentro del vaso.

Se aplica vacío a la botella de succión, pasando el aceite através de la -- hoja de filtración y se recoge en el matraz de succión. Cuando se suspende la operación debido a que los cristales de parafina tapan la hoja de filtración, se interrumpe la operación quitando la torta de parafina por medio de un agitador mecánico; si la temperatura sube demasiado, es necesario meter el vaso al congelador, hasta lograr la temperatura de filtración requerida.

El filtrado que se encuentra en el matraz de succión se pasa a un matraz de destilación provisto de una chaqueta de calentamiento y un refrigerante para poder recuperar el solvente que contiene el aceite.

Con el objeto de que el aceite no llegue a quemarse durante el calentamiento, se burbujea dentro del matraz un gas inerte como el CO₂.

En la tabla IV se dan una serie de datos de los aceites desparafinados en el laboratorio.

Las temperaturas escogidas para las desparafinaciones son las de entrada y salida de los enfriadores A₁ y A₂ de la Planta Desparafinadora con Solventes.

Las temperaturas escogidas son las siguientes:

- a).- Temperatura de salida del preenfriador A₃ o entrada al enfriador A₁; promedio = -9°C.
- b).- Temperatura de salida del enfriador A₁, promedio = -18°C.
- c).- Temperatura de salida del enfriador A₂, promedio = -23°C.

1a.- DESPARAFINACION:

Temperatura de desparafinación.	-13 a -9°C.
Peso de carga parafinosa.	155 gr.
Volumen de aceite obtenido.	146 c.c.
Peso específico del aceite.	0.875
Porcentaje de aceite en parafina.	2.27 %
Temperatura de congelación del aceite.	-3°C.

TABLA IV.

ACEITES DESPARAFINADOS
DESPARAFINACION EN EL LABORATORIO

TIPO DE ACEITE.	TEMP. DE FILTRACION °C	TEMP. DE CONGELACION °C	REL. Sol.- Aceite.
PARAFINOSO			
TECNOL 90	-17	-12	3:1
TRANSFORMADORES.	-32	-30	3:1
HUSOS 95	-26	-15	3:1
HUSOS 90	-26	-15	3:1
NEUTRO LIGERO 85 - 90	-26	-15	3:1
NEUTRO LIGERO 98 - 105	-26	-15	3:1
NEUTRO 95 - 80	-22	-15	3:1
<u>NEUTRO PESADO</u> 95	-23	-15	4:1
NEUTRO PESADO 80	-23	-12	4:1
CILINDROS 600 - 650 - 700	-7.2	4	4:1
PESADO 95 - 80	-18	-10	4:1

Temperatura de fusión de la parafina. 67°C.

Rendimiento de la desparafinación:

BASE: 100 %

Porcentaje de aceite obtenido libre de parafina. 83 %

Porcentaje de parafina libre de aceite. 17 %

100 %

2a. DESPARAFINACION:

Temperatura de desparafinación. -22 a -18°C.

Peso de carga parafinosa 120.3gr.

Volumen de aceite obtenido. 111 c.c.

Peso específico del aceite. 0.863

Porcentaje de aceite en parafina. 4.53 %

Temperatura de congelación del aceite. -6°C.

Temperatura de fusión de la parafina. 68°C.

Rendimiento de la desparafinación.

BASE : 100 %

Porcentaje de aceite obtenido libre de parafina. 80.18 %

Porcentaje de parafina libre de aceite. 19.82 %

100.00 %

3a. DESPARAFINACION:

Temperatura de desparafinación. -27 a -23°C.

Peso de carga parafinosa. 174.3 gr.

Volumen de aceite obtenido. 120 c.c.

Peso específico del aceite. 0.872

Porcentaje de aceite en parafina. 3.24 %

Temperatura de congelación del aceite. -14°C.

Temperatura de fusión de la parafina. 74°C.

Rendimiento de la desparafinación:

BASE: 100 %

Porcentaje de aceite obtenido libre de parafina. 73.29 %

Porcentaje de parafina libre de aceite. 26.71 %

100.00 %

Porcentaje de parafina precipitada en el enfriador A₁:

$$PA_1 = 19.82 - 17 = 2.82 \%$$

Porcentaje de parafina precipitada en el enfriador A₂:

$$PA_2 = 26.71 - 19.82 = 6.89 \%$$

Nota.- Los resultados de rendimientos ya calculados con las posibles pérdidas, no son sino una aproximación a los rendimientos que se podrían obtener en una planta desparafinadora si trabajara en condiciones -- ideales, pero como los errores de manipulación en el equipo de laboratorio, tales como control de temperatura tapada de filtros y recuperación del aceite, son frecuentes, no es posible obtener datos muy exactos sino sólo aproximaciones en los rendimientos de la desparafinación.

Todo el material empleado en las desparafinaciones, lo mismo que el método -- están de acuerdo con las especificaciones de la A.S.T.M.

Nota.- Se procura dar un margen de 4 C abajo de la temperatura real de desparafinación para poder controlar fácilmente la temperatura y evitar pérdidas por la parafina que podría pasar el filtro.

Si llegara a pasar la parafina el filtro y logra mezclarse con el aceite, -- aumentaría notablemente el punto de congelación del aceite; entonces sería -- necesario emprender una nueva desparafinación que sería prácticamente inco--
nveniente por las condiciones que requiere la Planta Desparafinadora con solven--
tes.

En el capítulo IV referente a datos prácticos de operación y de materiales, se dan una serie de tablas en donde se explican las propiedades físicas del aceite y parafina para el aceite NEUTRO PESADO 95.

CAPITULO IV

DATOS PRACTICOS DE OPERACION
Y DE MATERIALES

Como datos prácticos de operación se van a tomar en consideración todos - aquellos obtenidos para el día 2 de febrero de 1959, desde las 16 horas - del día siguiente. Durante todo este periodo de tiempo permanecieron más- o menos constantes la mayoría de todos los datos más importantes neces- rios para los cálculos generales, tomando todos aquellos datos registra- dos en los instrumentos del tablero general de la Planta Desparafinadora con solventes, anotandose en hojas especiales durante todas las guardias. En la tabla V se describen todos los datos referentes a las cargas.

Datos para el REFINADO NEUTRO PESADO 95 :

A.P.I.	29.8
Peso específico.	0876
Vis. universal.	76 (a 98.9°C.)
Vis cinemática.	14.5 (a 98.9°C.)

Destilación al vacío:

Punto inicial de ebullición:	447
	446 10 %
	486 20 %
	493 30 %
	500 40 %
	507 50 %
	504 60 %
	520 70 %
Punto final de ebullición.	no hay.
Temperatura de fusión.	54°C.
Porcentaje de parafina.	17.19 %

En la Fig. No. 6 se muestra una gráfica en donde se grafican los datos -- de densidad contra temperatura para el refinado N.P. 95.

Factor de caracterización:

$$K = \frac{\sqrt[3]{Pb. ab. R}}{S \ 60/60^{\circ} F.} = \frac{\sqrt[3]{1386}}{0.878} = 12.7$$

Datos para el aceite NEUTRO PESADO 95:

A.P.I.	29.3
Peso específico.	0.889
Vis. S.S.U./37.7° C.	930.2
Vis. S.S.U./98.8° C.	84.3
Temperatura de congelación.	-15° C.
Color unión.	2 $\frac{1}{2}$ a 3
Temp. Inflamación °C.	272° C.
Temperatura de ebullición inicial.	466° C.
" " " final.	520° C.

Factor de caracterización:

$$K = \frac{\sqrt[3]{Pb. eb. R}}{S \ 60/60^{\circ} F.} = \frac{\sqrt[3]{1340}}{0.889} = 12.4$$

Cálculo de las capacidades caloríficas:

Formula general para aceites parafinosos.

$$C_p = 0.6811 - 0.308 S - t (0.000815 - 0.000306 S) (0.55 K - 0.35).$$

$$\text{Para el REFINADO NEUTRO PESADO 95; } C_p = 0.4142 - 0.000368 t$$

$$\text{Para el ACEITE NEUTRO PESADO 95; } C_p = 0.4072 - 0.00056 t$$

Datos para la METIL ETIL KETONA:

En la tabla VI se dan una serie de datos acerca de las constantes físicas más importantes para la Metil Etil Ketona.

TABLA V

H O R A	CARGA ACEITE TOTAL	SOLVENTE INICIAL ANTES.	SOLVENTE INICIAL DESPUES.	TEMP. SUCCION P-301	DILUCION FIL."A" ACIRC. 321 A-1	DILUCION FIL."A" ACIRC. 320 A-2
	301	302	303	C	A-1	A-2
16	6.6	9.5	4.6	101	2.0	3.6
18	6.6	9.5	4.6	101	2.0	3.6
20	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0
22	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0
24	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0
2	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0
4	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0
6	6.6	9.5	4.6	101	2.0	4.0

T E M P E R A T U R A S .

A.- Temperatura de salida preenfriador A₃ o entrada a banco A₁: T₂ = -9 C.

B.- Temperatura filtrado por válvula FRC-321B a banco A₁ : T'₂ = -20 C.

C.- Temperatura salida banca A₁ : T₁ = -18 C.

D.- Temperatura entrada banco A₂: misma T₁

E.- TEMPERATURA solvente seco por válvula ER-321 a banco A₂ o entrada por válvula FRC-320: T₄ = -24 C

F.- Temperatura salida enfriador A₂ = -23 C.

Todos estos datos fueron tomados del tablero general de la Planta

Desparafinadora con Solventes.

En la Fig. No. 7 se muestra una gráfica de las capacidades caloríficas - para la Metil Etil Ketona (Cp vs. T^oC.).

Datos para el TOLUENO.

En la tabla VII se describen una serie de constantes físicas para el Tolueno.

En la Fig. No. 8 se muestra una gráfica de las capacidades caloríficas para el Tolueno.

En las Figs. 9 y 10 se muestran gráficas de densidades vs. Temperaturas - de la carga parafinosa con el solvente, y del solvente como tal.

En la tabla VIII se describe las condiciones de volumen y temperatura --- que deus de ~~unbr~~ el propano para una pureza de 99%.

TABLA VI

METIL ETIL KETONA O BUTANONA 2

CONSTANTES FISICAS.

Peso molecular.			72.1
Punto de fusión.			-85.9 °C.
Flash.			-5.6 °C.
<hr/>			
T°C	peso específico	T°C	peso específico.
0	0.8255	30	0.7947
10	0.8153	40	0.7838
20	0.8051	50	0.7737
<hr/>			
Calor específico a 20°C.			0.498 cal/gr.
"	"	a 25°C.	0.5311 "
Calor latente de vaporización.			106 cal gr.
"	"	" fusión.	24.7 cal. gr.
Viscosidad a 20°C.			0.534 centipoises
"	a 14.1°C.		0.452 "
"	a 21.3°C		0.417 "
"	a 35.4°C		0.359 "
Tensión superficial a 0°C			26.9 dinas/cm.
"	"	a 20°C	24.6 "
"	"	a 40 °C	22.3 "
Relación de vaporización (eter = 1)			6.3
Coefficiente de expansión cúbica.			0.00076
Indice de refracción a 20°C			1.3788
"	"	" a 25°C	1.3761
Relación de dilución (tolueno)			4.5
Contenido de calor			8076.cal/gr.

TABLA VII

TOLUENO, TOLUOL, METIL BENCENO.
CONSTANTES FISICAS

Peso molecular	92.13
Punto de ebullición a 760 mm. Hg.	110.6°C
Punto de fusión.	-95°C
Flash.	4°C
Calor específico a 20°C	0.392 cal/gr.
Calor latente de vaporización.	86 cal/gr.
Viscosidad a 20°C	0.58 centipoises.
" a 25°C	0.552 "
Relación de vaporización (eter = 1)	6.1
Presión de vapor a -26.7°C.	1 mm. Hg.
" " " a 6.4°C	10 " "
" " " a 31.8°C	40 " "
" " " a 69.5°C	200 " "
Índice de refracción.	1.499
Tensión superficial a 26.7°C	30 dinas/cm.
Temperatura crítica a	320.6°C
Presión Crítica.	41.6 atm.
Densidad crítica.	0.292 gr/cm ³ .

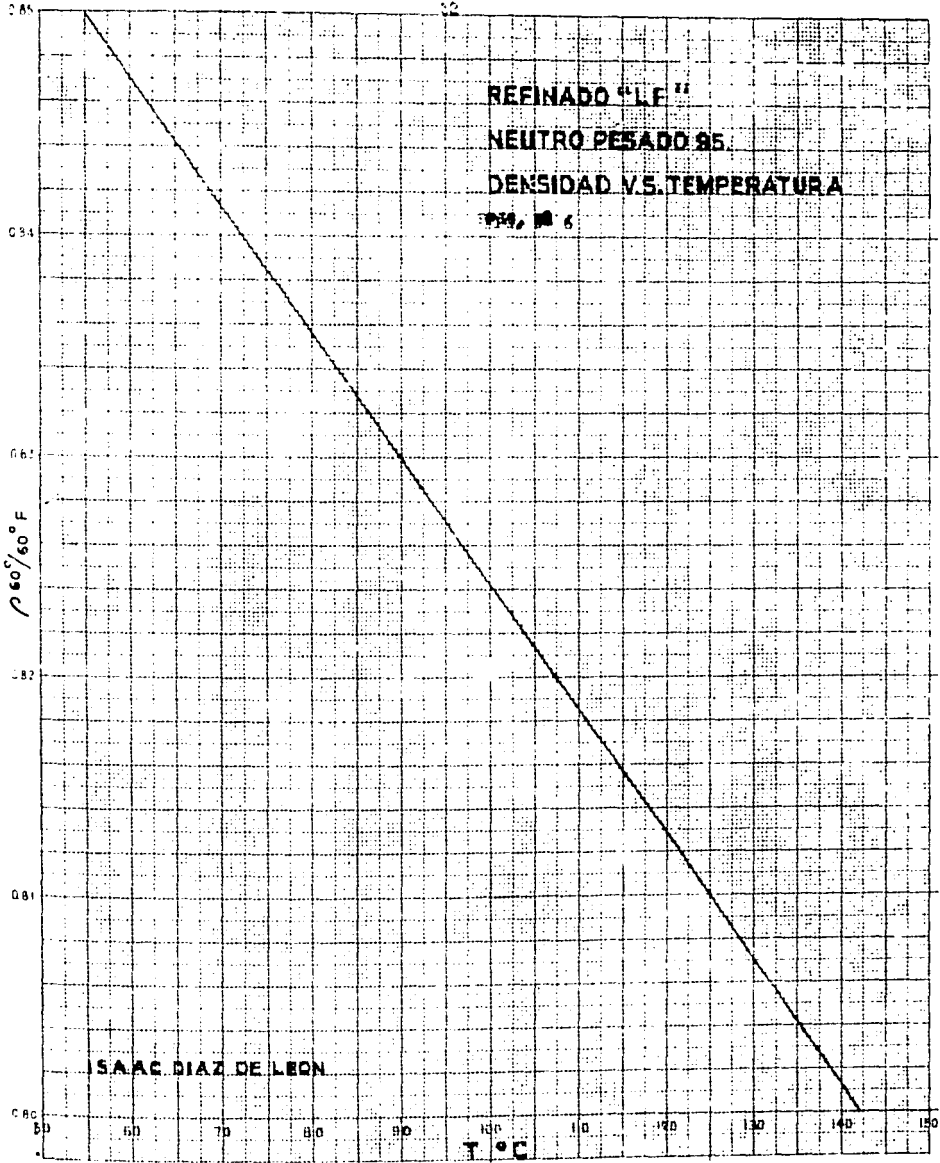
TABLA VIII
PROPANO

PROPANO 99% de pureza.

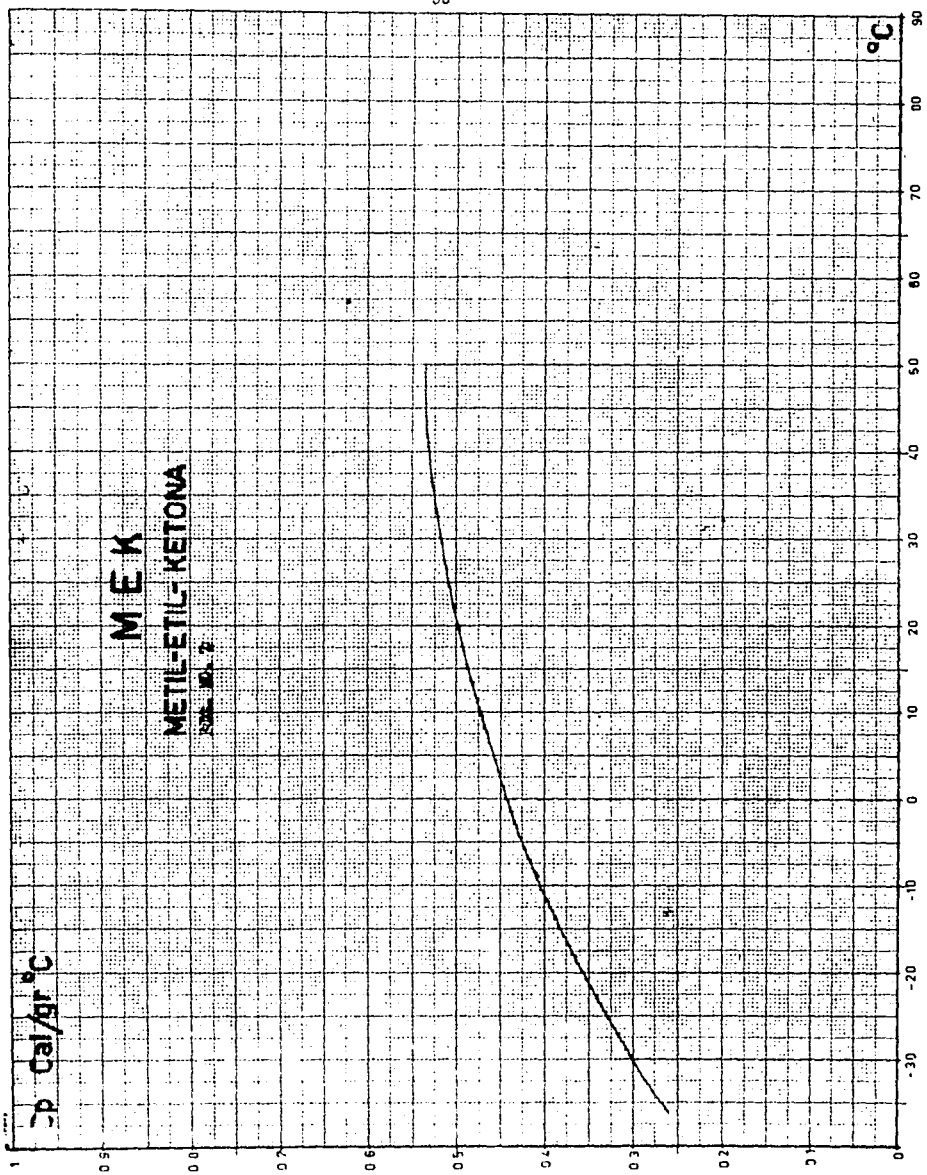
Temperatura inicial	- 55°C
Volumen 50%	- 52°C
Volumen 15%	- 52°C
Volumen 5%	- 50°C

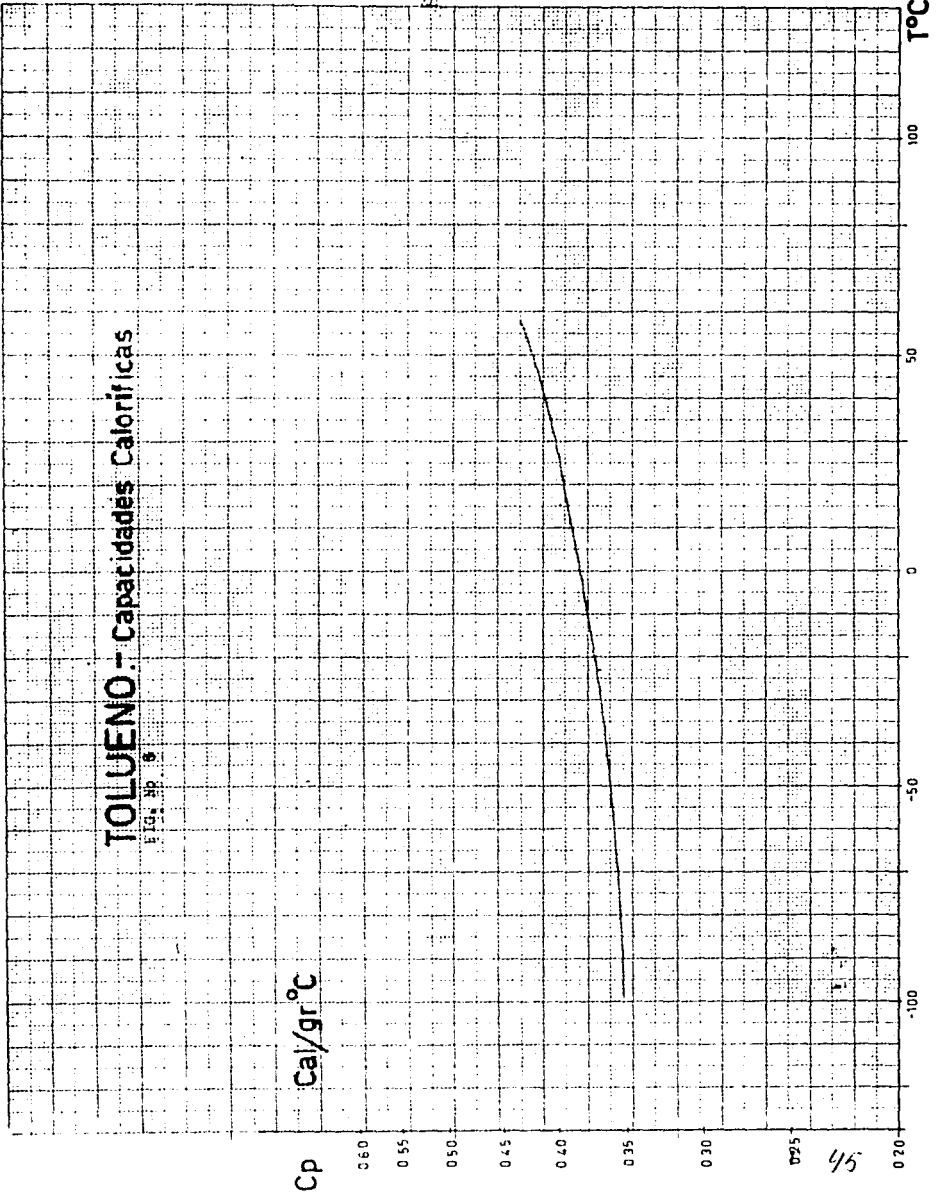
REFINADO "L.F."
NEUTRO PESADO 95
DENSIDAD V.S. TEMPERATURA

1944, No. 6



SAAC DIAZ DE LEON





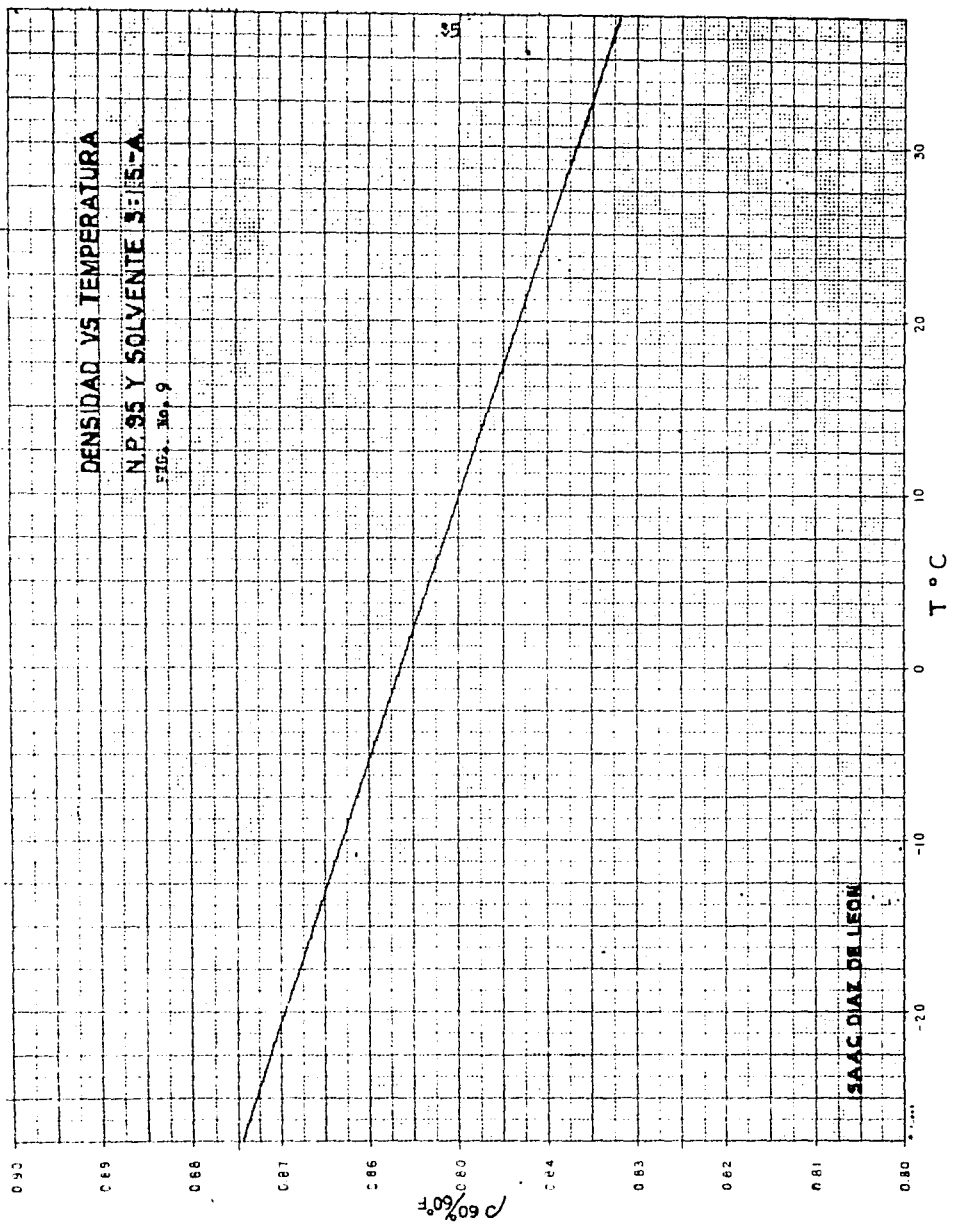
45

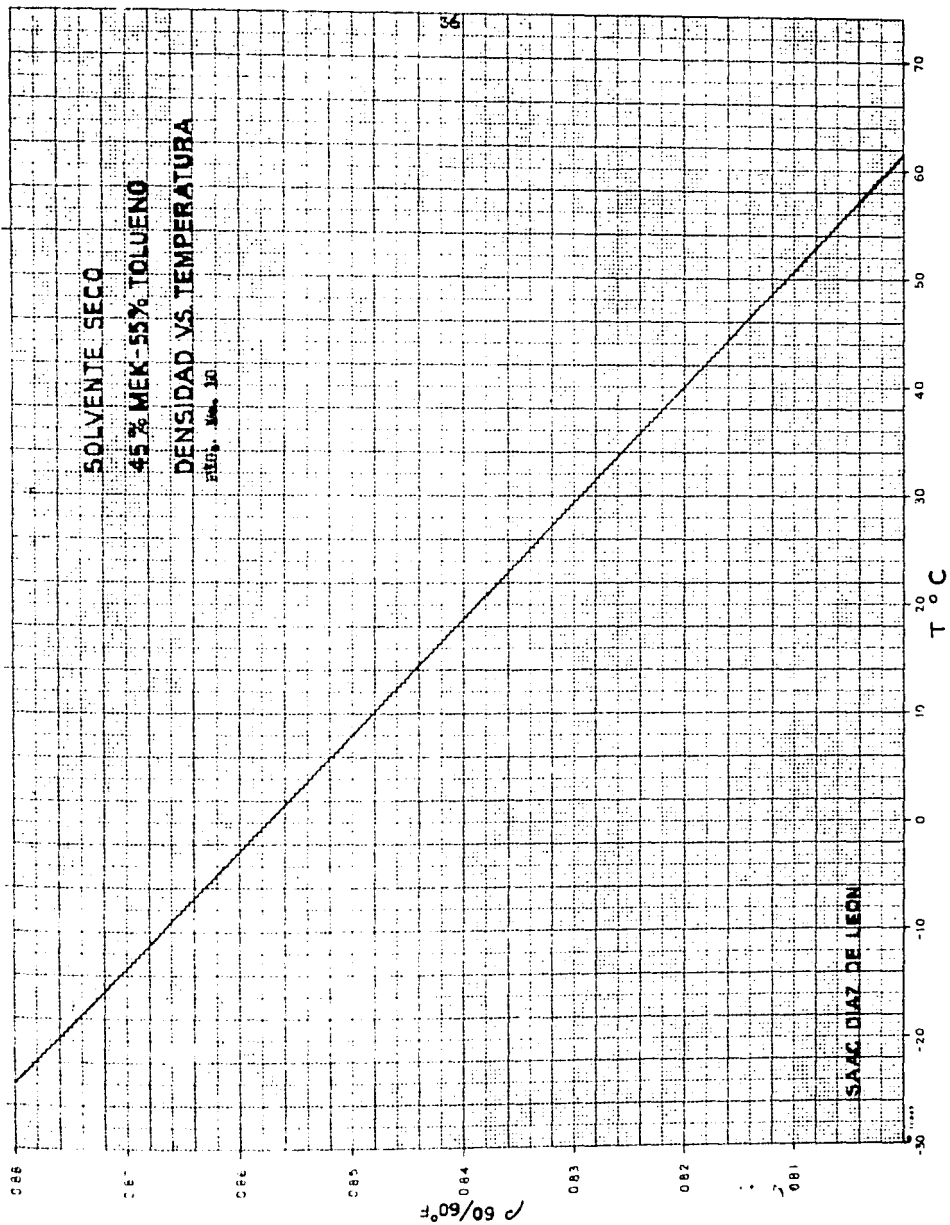
DENSIDAD VS TEMPERATURA

N.P. 95 Y SOLVENTE S: S-A.

FIG. 30.9

SAAC DIAZ DE LEON





CAPITULO V

CALCULOS GENERALES.

Para efectuar los cálculos de transmisión de calor en los enfriadores con propano denominados "Chillers" se tomaron en consideración los siguientes puntos:

- a).- Para llevar a cabo el balance de calor es necesario simplificar el balance de materiales, considerando la carga parafinosa como tal; es decir, como conjunto de aceite y parafina a la vez, pues a pesar de que hay datos suficientes para el aceite no los hay para la parafina.
- b).- El calor de cristalización de la parafina es insignificante en comparación con la cantidad de calor que cambian los materiales, por lo tanto no es necesario tomarlo en consideración para los cálculos de transmisión de calor.
- c).- Todas las unidades se darán en el sistema inglés por que las condiciones de diseño de los enfriadores están dadas en unidades inglesas, lo mismo sucede con las gráficas que van a servir de base para efectuar los cálculos de transmisión de calor. Tomados del Process Heat Transfer, Kern
Como la mayoría de los datos están dados en unidades s.g.s. es necesario efectuar su conversión al sistema inglés.

A continuación se da la serie de fórmulas empleadas para el cálculo de la transmisión de calor en los enfriadores con propano. (Chillers).

- 1)..... $Q = M C_p (T_2 - T_1)$
- 2)..... $\Delta T_m = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \log. \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$
- 3)..... $Q = U_D A \Delta T_m$
- 4)..... $Q = M_c \lambda$
- 5)..... $u = u' p. 2.54$
- 6)..... $T_o = T_1 + F_c (T_2 - T_1)$

6a)..... K_o = factor coeficiente de transmisión de calor entre terminal fría y terminal caliente.

7)..... $\Delta T_o = \frac{\Delta t_o}{\Delta t_h}$

8)..... $W = A_t \cdot v \cdot P$

9)..... $F = v \cdot A_t$

10)..... $a_t = \frac{N_t \cdot A_t}{n}$

11)..... $G_t = \frac{W}{a_t}$

12)..... $R_o = \frac{G \cdot D}{u}$

13)..... $ni = \frac{jH K}{D} \left(\frac{cu'}{K} \right)^{1/3} \cdot t$

13a)..... $\theta_t = \left(\frac{u'}{u_w} \right)$

14)..... $\frac{-hio}{\theta_t} = \frac{ni}{\theta_t} \frac{\text{Diam. Int.}}{\text{Diam. Ext.}}$

15)..... $t_w = \frac{hio.}{hio \cdot rho.} (T_o - t_o)$

16)..... $U_o = \frac{hio \times no}{hio + no}$

17)..... $R_D = \frac{\frac{U - U}{c} \cdot D}{U_o \times U_D}$

18)..... $\Delta P_t = \frac{4 \times f (Gt)^2 \times L \times n}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times u \times D \times \theta_t}$

19)..... $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{v^2}{2g}$

20)..... $\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$

Q = Cantidad de calor cambiado.

M = masa de la carga.

C_p = capacidad calorífica de la carga.

T_2 = temperatura entrada fluido caliente.

T_1 = temperatura salida fluido frío.

ΔT_m = media logarítmica de las temperaturas.

ΔT_2 = Diferencia de temperaturas entre entrada fluido caliente y medio enfriante (propano)

ΔT_1 = diferencia de temperaturas entre salida fluido frío y medio enfriante (propano)

U_D = coeficiente total de transmisión de calor.

A = Área real de cambio de calor.

M_c = masa medio enfriante (propano)

= calor latente de vaporización del medio enfriante (propano)

μ = viscosidad de la carga.

μ' = viscosidad de la carga en centipoises.

P = densidad de la carga.

T_c = Temperatura calórica.

F_c = fracción calórica.

ΔT_0 = relación entre diferencia de temperatura terminal fría y terminal caliente.

Δt_0 = diferencia de temperaturas entre salida fluido frío y medio enfriante (propano)

Δt_n = diferencia de temperatura entre entrada fluido caliente y medio enfriante (propano)

W = suma masa de las cargas.

A_t = área sección real de flujo.

v = velocidad de la carga.

p = densidad de la carga.

F = flujo de la carga.

a_t = área de flujo

N_t = número de tubos.

n = número de pasos.

G_t = gastos en masa.

R_o = número de Reynolds.

D = Diámetro interior.

h_i = coeficiente de película referido al interior del tubo.

jH = factor de transmisión de calor.

K = constante de equilibrio entre el cambio de estado vapor-líquido

c = calor específico del fluido frío.

μ' = viscosidad a la temperatura calorífica.

Θ = relación de viscosidades.

μ_w = viscosidad a la temperatura de la pared del tubo.

h_o = coeficiente de película referido al exterior del tubo.

t_o = temperatura del medio enfriante.

U_o = coeficiente de transmisión de calor al estado líquido.

R_D = factor de ensuciamiento.

ΔP_t = presión dentro del tubo.

f = coeficiente de fricción.

L = longitud de un tubo

ΔP_r = pérdida de presión en el retorno de los tubos.

s = peso específico de la carga.

V = velocidad.

g = aceleración de la gravedad.

ΔP = caída de presión.

Cálculo del área de cambio de calor. - Para efectuar el cálculo del área

real se procedió a medir la longitud de los tubos, a la vez que el espe sor y diámetro de los mismos; los datos encontrados fueron los siguientes:

Longitud de un tubo = 42.888 ft (Esta longitud equivale únicamente a la longitud en que tiene lugar la transmisión del calor).

No. de tubos = 12

Diámetro interior = 6.065 in.

Cédula 40

Para acero inoxidable cédula 40 las áreas laterales son:

Area lateral exterior = 1.734 ft²/ft.

Area lateral interior = 1.590 "

Cálculo de la longitud total:

$$L_{tot} = 42.888 \times 12 = 514.656 \text{ ft.}$$

Cálculo del área interior total:

$$A_{int.} = 514.656 \times 1.590 = 818 \text{ ft}^2.$$

Cálculo del área exterior total:

$$A_{ext.} = 514.656 \times 1.734 = 892 \text{ ft}^2.$$

CALCULOS PARA EL ENFRIADOR A1

Balance de materiales:

$$\text{Entra} \left\{ \begin{array}{l} M \text{ (carga, solvente).} \\ \text{aceite.} \\ M \text{ filtrado} \\ \text{solvente.} \end{array} \right.$$

$$\text{sale} \left\{ \begin{array}{l} M(\text{aceite, solvente}) \end{array} \right.$$

Balance de calor:

$$Q = M C_p (T_2 - T_1)$$

$$Q_{tot} = Q_A + Q_t + Q_M + Q_{FM} + Q_{FT} + Q_{FA}$$

Q_{tot} calor total cambiado.

Q_A calor que cambia el aceite carga.

Q_t calor que cambia el tolueno del solvente.

Q_M calor que cambia la M.E.K. del solvente.

Q_{FM} calor que cambia la M.E.K. que entra con el filtrado.

Q_{FT} calor que cambia el tolueno que entra con el filtrado.

Q_{FA} calor que cambia el aceite que entra con el filtrado.

$$Q_{tot} = M_A C_{PA} (T_2 - T_1) + M_T C_{PT} (T_2 - T_1) + M_M C_{PA} (T_2 - T_1)$$

$$+ M_{FM} C_{PM} (T_2 - T_1) + M_{FT} C_{PT} (T_2 - T_1)$$

$$+ M_{FA} C_{PFA} (T_2 - T_1).$$

M_A masa del aceite

C_{pA} capacidad calorífica del aceite carga (ver. pag. 27)

M_T masa del tolueno que entra con el solvente.

C_{pT} capacidad calorífica del tolueno (ver fig. 3)

M_M masa de la M.E.K. que entra con el solvente.

C_{pM} capacidad calorífica de la M.E.K. (ver fig. 7)

M_{FA} masa de la M.E.K. que entra con el filtrado.

M_{FT} masa del tolueno que entra con el filtrado.

M_{FA} masa del aceite que entra con el filtrado.

Para poder calcular las masas de cada uno de los materiales que entran a cambiar calor, es necesario tomar en consideración fórmulas empíricas de diseño de la Planta Desparafinadora con solventes; tales fórmulas son las siguientes:

Masa del aceite carga = 6.6 (LM-FRC-301)

Masa del solvente = 9.5 (LM-FRC-302) 4.3 (LM-FRC-303)

Masa del filtrado = 2 (FRC-321 b)

(LM-FRC-301) = 550

(LM-FRC-303) = 305

(LM-FRC-302) = 551

(FRC-321 b) = 352

Para calcular las masas se multiplica la lectura correspondiente de la tabla V por un factor propio para cada material, dando la masa en barriles por día.

Cálculo de M_A :

Temperatura de entrada del aceite carga = 101°C.

Temperatura de entrada del solvente = 60°C.

Nota. - Estas temperaturas equivalen a las temperaturas de entrada en la homogeneización (Ver capítulo I)

Densidad del aceite carga a 101°C = 0.827 (ver fig. 6)

$$M_A = 6.6 \times 550 \times 0.823 \times \frac{159}{24} = 19742 \text{ Kg/hr.}$$

Cálculo de Q_A :

$$Q_A = 19742 \times 0.45 \left[-9 - (-18) \right] = 80127 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo del volumen del solvente:

$$V = \left[(9.5 \times 651) + (4.6 \times 905) \right] \frac{159}{24} = 68552 \text{ Lt/hr.}$$

Relación de solvente (en volumen):

$$M.E.K. = 45\%; \text{ TOLUENO} = 55\%$$

Cálculo de M_T y M_M :

Densidad del solvente a 50 C 0.8107 (Ver Fig. 10)

Densidad de la M.E.K. a 50 C 0.784 (Dato de laboratorio)

Masa total del solvente. = 68552 x 0.8107 = 55527 Kg/hr.

$$M_M = 68552 \times 0.45 \times 0.784 = 24185 \text{ Kg/hr.}$$

$$M_T = 55527 - 24185 = 31342 \text{ Kg/hr.}$$

Cálculo de Q_T :

$$Q_T = 31342 \times 0.405 \left[-9 - (-18) \right] = 114237 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q_M :

$$Q_M = 24185 \times 0.532 \left[-9 - (-18) \right] = 115794 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo del volumen del filtrado:

$$V = 2 \times 362 \times \frac{159}{24} = 4796 \text{ Lt/hr.}$$

Relación en peso del filtrado:

$$\text{Solvente} = 86.27\%$$

$$\text{Aceite} = 13.73\% \text{ (Datos de laboratorio)}$$

Densidad del solvente a -20 °C = 0.876 (Ver Fig. 10)

Densidad del aceite. a -20°C = 0.885 (Dato del laboratorio)

Cálculo de la masa del solvente que entra con el filtrado (M_S)

Base: 100 Kg/hr.

$$\frac{86.27}{0.876} + \frac{13.73}{0.885} = \frac{113.99}{\text{Kg/hr.}}$$

$$\frac{113.99}{100} = \frac{4796.5}{M_s}$$

$$M_s = 4209 \text{ Kg/hr.}$$

Cálculo de M_{FD} , M_{FT} , M_{FA} :

Densidad de la M.E.K. a $-20^\circ\text{C} = 0.846$ (Dato de laboratorio)

Masa solvente del filtrado = $4209 \times 0.862 = 3631 \text{ Kg/hr.}$

$$M_{FA} = 4209 \times 0.1373 = 578 \text{ Kg/hr.}$$

$$M_{FM} = \frac{3631}{0.876} \times 0.415 \times 0.846 = 1578 \text{ Kg/hr.}$$

$$M_{FT} = 3631 - 1578 = 2053 \text{ Kg/hr.}$$

Cálculo de Q_{FM} , Q_{FT} , Q_{FA} :

$$Q_{FM} = 1578 \times 0.356 [-20 - (-18)] = -1123 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q_{FT} = 2053 \times 0.354 [-20 - (-18)] = -1453 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q_{FA} = 578 \times 0.407 [-20 - (-18)] = -469 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo del calor total:

$$Q_{tot} = 80127 + 114237 + 11579 - 1123 - 1453 - 469$$

$$Q_{tot} = 307113 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q_{tot} = 307113 \times 3.968 = 1219000 \text{ B.T.U./hr.}$$

Cálculo del área de la sección real (A_t):

Diámetro interior = 6.065 in.

Diámetro del eje = 2.32 in.

Cálculo del área de la sección total (A)

$$A = 3.1416 \times \frac{(6.065)^2}{4} = 28.9 \text{ in.}^2$$

Cálculo del área de la sección de resistencia (A'):

$$A' = 3.1416 \times \frac{(2.32)^2}{4} = 4.98 \text{ in.}^2$$

$$A_t = 28.9 - 4.98 = 23.92 \text{ in.}^2$$

$$A_t = \frac{23.92}{1.14} = 0.166 \text{ ft}^2$$

Cálculo de la media logarítmica de las temperaturas (T_M):

FLUIDO FRIO	FLUIDO CALIENTE	T F	
-21	15.8	36.8	T_2
-21	-0.4	20.6	T_1
0	16.2	16.2	

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.3 \log T_2 / T_1}$$

$$\Delta T_m = \frac{36.8 - 20.6}{2.3 \log 36.8/20.6} = 27.7 \text{ F.}$$

Cálculo del coeficiente de transmisión de calor Total (U_D):

$$U_D = \frac{Q}{A T_m}$$

$$U_D = \frac{1219000}{892 \times 27.7} = 48.9 \text{ B.T.U./ft}^2 \text{ F.}$$

Cálculo de la masa de propano evaporado. (M_o):

$$M_o = \frac{Q}{\lambda}$$

$$M_o = \frac{1219000}{176.5} = 6890 \text{ lb/hr.}$$

D lb/gal.	P lb/in ²	P lb/in ² abso.	λ B.T.U./lb	M_o lb/hr.	T F
4.72	0.7	21.64	176.5	6890	-21

Cálculo de la viscosidad de la carga (u):

$$u = u' p^{2.54}$$

$u' = 1.31$ centipoises (aceite carga solvente; dato de laboratorio)

$p = 0.868$ (a -18 C, ver fig. 9)

$$u = 1.31 \times 0.868 \times 2.54 = 2.89 \text{ lb/ft hr.}$$

Cálculo de la temperatura calorífica (T_o) y (ΔT_o)

$$T_c = T_1 + F_c (T_2 - T_1)$$

A.P.I. de la carga (aceite carga solvente) = 29.5 (corregido a 60 C);

Según la figura no. 11, $K_c = 0.23$

$$\Delta T_c = \frac{-\Delta T_c}{\Delta T_h} = \frac{-0.4 - (-21)}{15.8 - (-21)} = 0.559 F.$$

Según la fig. No. 11, $F_c = 0.465$

$$T_c = -0.4 + 0.465 [15.8 - (-0.4)] = 7.1 F.$$

Cálculo de la velocidad de la carga dentro de los tubos (v)

$$W = A_t v p$$

$$W = 19742 + 24185 + 31342 + 4279 = 79478 \text{ Kg/hr.}$$

$p = 0.862$ (a \rightarrow C, ver fig. 9)

$$v = \frac{79478 \times 2.2}{0.166 \times 0.862 \times 52.3 \times 3600} = 5.32 \text{ ft/sec.}$$

Cálculo del flujo dentro del enfriador (F) :

$$F = v A_t$$

$$F = 5.32 \times 3600 \times 0.166 = 3200 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Cálculo de los coeficientes de película:

Para el cálculo de los coeficientes de película, es necesario tomar en consideración que el equipo es un cambiador de calor de tipo evaporador; de tal forma que la carga caliente pone en ebullición al gas propano - (líquido y frío a la vez). Para tal motivo los cálculos efectuados se siguieron tomando como norma que los enfriadores son del tipo de un "CHILLER"

Cálculo de a_t :

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

$$N_t = 12$$

$$a'_t = 0.166$$

$$n = 6$$

$$a_t = 12 \times 0.166/6 = 0.332 \text{ ft.}^2$$

Cálculo de G_t :

$$G_t = \dot{V}/a_t$$

$$G_t = 77478 \times 2.2/0.332 = 52500 \text{ lb/hr. ft.}^2$$

Cálculo del número de Reynolds: (Re)

$$Re = G_t d/\mu$$

$$Re = \frac{52500 \times 0.005/12}{0.03} = 91704$$

Cálculo del coeficiente de película (h_i) , lado interior del tubo:

$$h_i = 0.023 k (C/L)^{1/2} \theta_t$$

Según las gráficas nos. 12 y 13; $\beta = 2.0$; $K (C/L) = 0.2$

$\mu = 1.31 \text{ c.p.}$; $A.P.L. = 2.5$; considerando $\theta_t = 1$

$$h_i/\theta_t = 0.023 \times 0.2/0.905 = 95$$

Coefficiente de película referido al exterior del tubo (h_o) :

$$h_o/G_t = h_i/G_t \frac{\text{Diam. Int.}}{\text{Diam. Ext.}}$$

$$h_o = 95 \times 0.005/0.025 = 19.4$$

Espacio anular (Propano). - Cálculo del coeficiente de transferencia, (h_o)

$$(\Delta T_w) = \frac{h_o}{h_o + h_i} (T_c - T_o)$$

$$(\Delta T_w) = \frac{19.4 d_1}{19.4 d_1 + 160} = 7.1 - (-21)$$

$$(\Delta T_w) = 9.8^\circ \text{F.}$$

El valor supuesto para h_o coincide con el valor de 9.8 para (ΔT_w) en la gráfica no. 14

Cálculo de U_o (coeficiente de transmisión en estado limpio)

$$U_o = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_o = \frac{86.4 \times 160}{86.4 + 160} = 56.1 \text{ B.T.U./hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Factor de ensuciamiento:

$$R_D = \frac{U_o + U_D}{U_o \times U_D}$$

$$R_D = \frac{56.1 + 48.9}{56.1 \times 48.9} = 0.00162.$$

Cálculo de la caída de presión: (P)

$$P_t = \frac{4 \times f \times (G_t) \times l \times n}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times l \times D \times n^3}$$

$$P_t = \frac{4 \times 0.00016 \times (525000)^2 \times 42.88 \times 12}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times 55.5 \times 0.505 \times 1} = 3.87 \text{ lb/in}^2$$

f = 0.00016 (coeficiente de fricción)

G_t = 525000 gasto en masa.

L = 42.88 ft.

n = 12 (número de tubos)

D = 0.505 ft (diámetro interno.)

c = 55.5 lb/ft³ densidad; c = 0.375 x 52.4 = 55.5

Pérdida de presión en el retorno de los tubos.

$$P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g}$$

Según la fig. No. 15; $\frac{V^2}{2g} = 0.036$

$$P_r = \frac{4n}{0.59} = 0.036 \frac{(62.4)}{144} = 0.84 \text{ lb/in}^2$$

$$P = 4P_t + 4P_r$$

$$P = 3.87 + 0.84 = 4.71 \text{ lb/in}^2$$

CALCULOS PARA EL ENFRIADOR A₂.

Balace de materiales:

M (aceite, solvente)

Entra

M(solvente)

Sale

M(aceite, solvente)

Balace de calor:

$$Q = M C_p (T_1 - T_3)$$

$$Q'_{tot} = Q_A + Q_{Ao} + Q_{ST} + Q_{SM} + Q_{TS} + Q_{MS}$$

Q'_{tot} = calor total cambiado.

Q_A = calor que cambia el aceite carga.

Q_{Ao} = calor que cambia el aceite que entró con el filtrado.

Q_{ST} = calor que cambia el tolueno del solvente que entró con la carga.

Q_{SM} = calor que cambia la M.E.K. del solvente que entró con la carga.

Q_{TS} = calor que cambia el tolueno del solvente que entra después de la -
carga.

Q_{MS} = calor que cambia la M.E.K. del solvente que entra después de la -
carga.

$$Q'_{tot} = M_A C_{PA} (T_1 - T_3) + M_{Ao} C_{PAo} (T_1 - T_3) \\ + M_{ST} C_{PT} (T_1 - T_3) + M_{SM} C_{PM} (T_1 - T_3) \\ + M_{TS} C_{PT} (T_4 - T_3) + M_{MS} C_{PM} (T_4 - T_3)$$

M_A = masa del aceite carga.

C_{PA} = capacidad calorífica del aceite carga (Ver. pag. 27)

M_{ST} = masa del tolueno del solvente que entró con la carga.

C_{PT} = capacidad calorífica del tolueno (Ver. fig. 8)

M_{SM} masa de la M.E.K. del solvente que entró con la carga.

C_{PM} capacidad calorífica de la M.E.K. (Ver fig. 7)

M_{TS} masa del tolueno del solvente que entra después de la carga.

M_{MS} masa de la M.E.K. del solvente que entra después de la carga.

Cálculo de Q_A :

$$Q_A = 19742 \times 0.412 [-18 - (-23)] = 40612 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q_{Ac} :

$$Q_{Ac} = 578 \times 0.409 [-18 - (-23)] = 1161 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q_{ST} :

$$Q_{ST} = 24185 \times 0.35 [-18 - (-23)] = 42804 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q_{SM} :

$$Q_{SM} = 31342 \times 0.354 [-18 - (-23)] = 55061 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo del volumen del solvente:

$$V = 4 \times 362 = 1448 \text{ B/d}$$

Densidad del solvente a -20°C : 0.878 (Ver fig. 10)

$$\text{Masa del solvente} = 1448 \times 0.878 \times \frac{159}{24} = 8422 \text{ Kg/hr.}$$

Relación del solvente:

M.E.K. 45%; TOLUENO 55%

$$\text{Volumen de la M.E.K.} = 1448 \times \frac{159}{24} \times 0.45 = 4317 \text{ Lt/hr.}$$

$$\text{Volumen del Tolueno.} = 1448 \times \frac{159}{24} \times 0.55 = 5271 \text{ "}$$

Cálculo de M_{TS} y M_{MS} :

Densidad de la M.E.K. a -24°C : 0.848 (Dato de laboratorio)

$$M_{MS} = 4317 \times 0.848 = 3640 \text{ Kg/hr.}$$

$$M_{TS} = 8422 - 3640 = 4782 \text{ "}$$

Cálculo de Q_{TS} :

$$Q_{TS} = 4782 \times 0.354 [-24 - (-23)] = -1570 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q_{TM}

$$Q_{TM} = 3640 \times 0.352 [-24 - (-23)] = -1284 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo de Q'_T

$$Q'_T = 40612 + 1161 + 42804 + 55061 - 1570 = 1284$$

$$Q'_T = 136784 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q'_T = 136784 \times 3.968 = 541600 \text{ B.T.U./hr.}$$

Cálculo de la media logarítmica de las temperaturas (T'_m)

FLUIDO FRIO	FLUIDO CALIENTE	T F
-24	-0.4	23.6
-24	-9.4	14.6
0	9	9

$$\Delta T'_m = \frac{23.6 - 14.6}{2.3 \log \frac{23.6}{14.6}} = 19.8^\circ F$$

Cálculo del coeficiente de transmisión Total (U'_D)

$$Q'_T = U'_D A T'_m$$

$$U'_D = \frac{541600}{892 \times 19.8} = 31.8 \text{ B.T.U./ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Cálculo de la masa del propano evaporado (M'_0)

$$Q'_T = M'_0 \cdot h$$

$$M'_0 = \frac{541600}{177} = 3064 \text{ lb/hr.}$$

D lb/gal	P lb/in ²	P lb/in ² abs.	1 B.T.U./lb	M'_0 lb/hr.	°F
4.76	0.6	23.22	177	3064	-24

Cálculo de la viscosidad de la carga (μ)

$$\mu = \mu' p^{2.54}$$

$\mu' = 1.35$ centipoises (aceite carga + solvente; dato de laboratorio).

$p = 0.88$ (a $-23^\circ C$, ver fig. 9)

$$u = 1.35 \times 0.88 \times 2.54 = 3.02 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr.}$$

Cálculo de la temperatura calorífica (T'_0) y (T'_c) :

$$T'_0 = T_3 + F_0 (T_1 - T_3)$$

A.P.I. de la carga (aceite carga solvente): 28.5 (Corregido a 60°F).

Según la fig. No. 11, $K'_0 = 0.235$.

$$\frac{\Delta T'_0}{\Delta T'_h} = \frac{-9.4 - (-24)}{-0.4 - (-24)} = 0.619^\circ \text{F.}$$

Según la figura No. 11, $F'_0 = 0.475$

$$T'_0 = -9.4 + 0.470 [-0.4 - (-9.4)] = -5.2^\circ \text{F.}$$

Cálculo de la velocidad de la carga dentro de los tubos (v) :

$$W' = A_c v' p$$

$$W' = 19742 + 578 + 24185 + 31342 + 4782 + 3640 = 84269 \text{ Kg/hr.}$$

p 0.87 (a -23 C, ver fig. 9)

$$v = \frac{84269 \times 2.2}{0.166 \times 0.87 \times 62.3 \times 3600} = 5.68 \text{ ft/sec.}$$

Cálculo del flujo: (F)

$$F' = v' A_c$$

$$f = 5.68 \times 3600 \times 0.166 = 3390 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Cálculo de G'_t :

$$G'_t = \frac{W'}{at}$$

$$G'_t = \frac{84269 \times 2.2}{0.332} = 55800016/\text{hr. ft}^2$$

Cálculo del número de Reynolds (R'_0)

$$R'_0 = G'_t D/u$$

$$R'_0 = \frac{558000 \times 6.065/12}{3.02} = 93100$$

Cálculo del coeficiente de película (hi), lado interior del tubo:

Según las gráficas No. 5, 16 y 13; jH 240; K (°/K)^{1/3} 0.2

u = 1.35 q, p; A.P.I. 29.5, considerando $\theta_t = 1$

$$hi/\theta_t = 240 \times 0.2/0.504 = 95 \text{ (mismo enfriador } A_1)$$

Coefficiente de película referido al exterior del tubo (hio):

$$hio = 86.4 \text{ (mismo para enfriador } A_1)$$

Espacio anular (propano).- Cálculo del coeficiente de transferencia (ho):

$$(\Delta T_w) \frac{hio}{hio + ho} \left[(T_o' - t_o) \right]$$

$$(\Delta T_w) = \frac{86.4}{86.4 + 110} \left[(-5.2 - (-24)) \right]$$

$$\Delta T_w = 8.23 \text{ F.}$$

El valor supuesto para ho coincide con el valor de 8.23 F para (T_w) en la figura No. 14

Cálculo de U' (coeficiente de transmisión al estado limpio)

$$U'_o = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$U'_o = \frac{86.4 \times 110}{86.4 + 110} = 48.5 \text{ B.T.U./hr. ft}^2 \text{ F.}$$

Factor de ensuciamiento (R'D)

$$R'_D = \frac{U'_o - U'_D}{U'_o \times U'_D}$$

$$R'_D = \frac{48.5 - 32.8}{48.5 \times 32.8} = 0.009$$

Cálculo de la caída de presión: (ΔP)

$$\Delta P'_t = \frac{4 \times 0.00016 \text{ (558000)}^2 \times 42.88 \times 12}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times 55.1 \times 0.505 \times 1} = 4.43 \text{ lb/m}^2$$

f 0.00016

$$G_t = 558000$$

$$L = 42.88 \text{ ft.}$$

$$n = 12$$

$$D = 0.505 \text{ ft.}$$

$$C = 0.88 \times 62.4 = 55.1$$

Pérdida de presión en el retorno de los tubos:

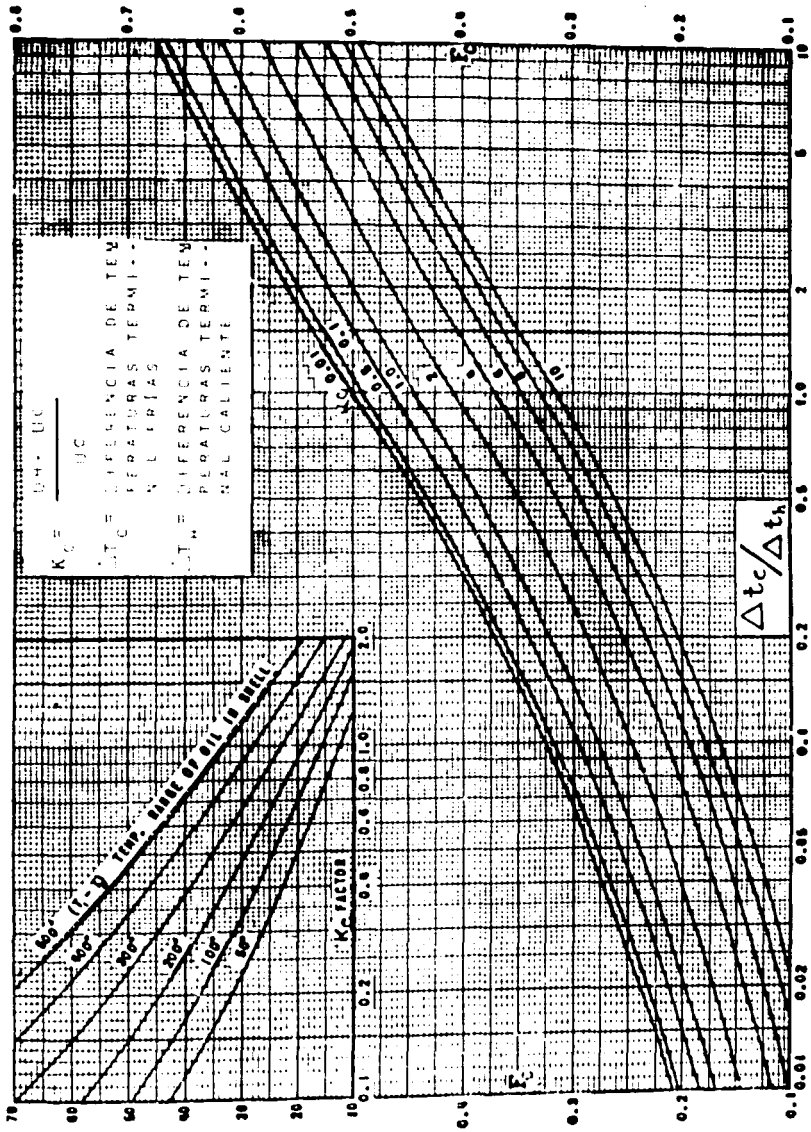
$$\Delta P'_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g}$$

Según la figura No. 15 : $\frac{V^2}{2g} = 0.04$

$$\Delta P'_L = \frac{4 \times 12}{0.895} \times 0.04 \times \frac{(62.4)}{144} = 0.93 \text{ lb/in}^2$$

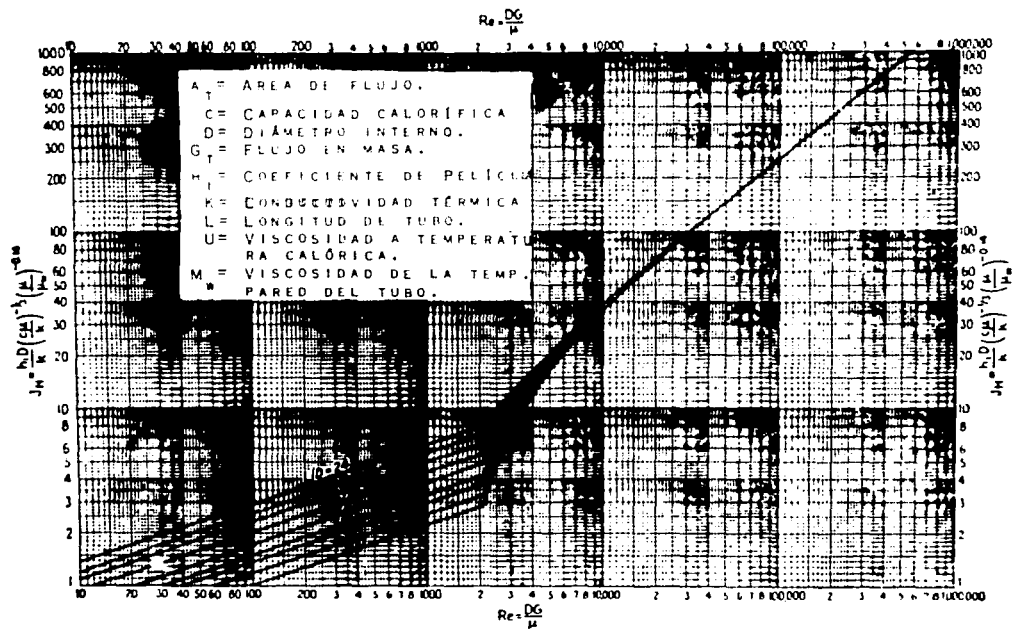
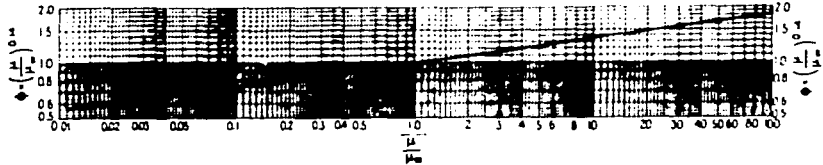
$$\Delta P = \Delta P'_t + \Delta P'_r$$

$$\Delta P = 4.43 + 0.93 = 5.36 \text{ lb/in}^2$$

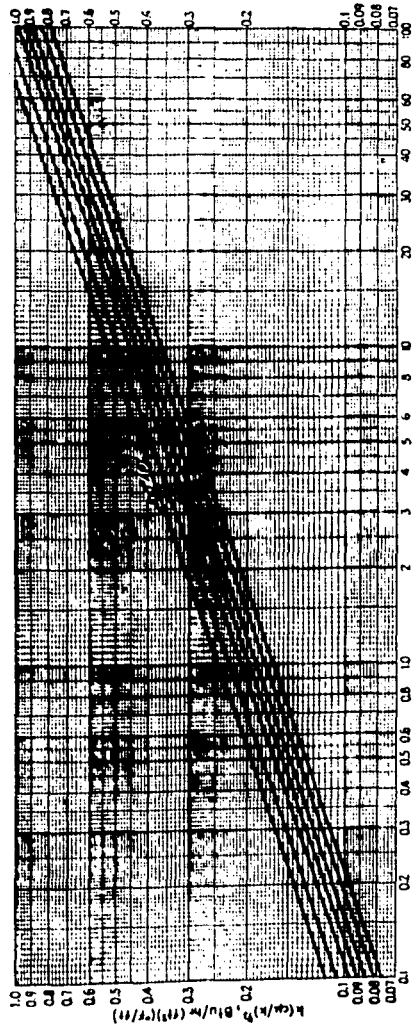


A.P.I. D.F.L. ACETILE.

TEMPERATURA CALORÍFICA. FACTOR F_c

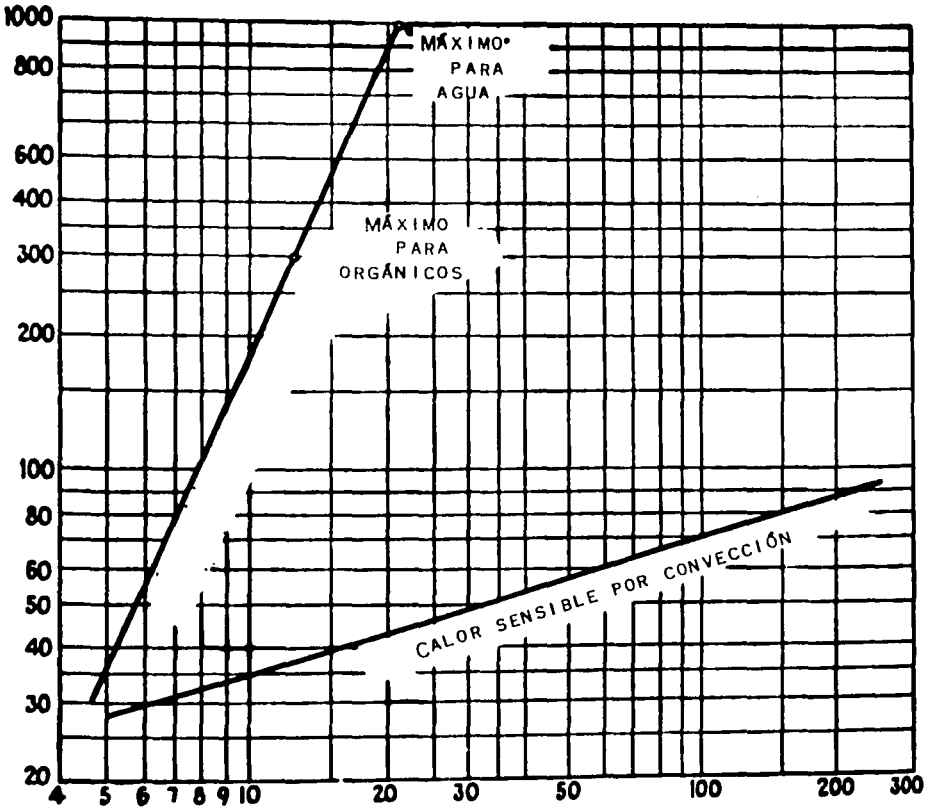


I' CÁLCULO DEL FACTOR DE TRANSMISIÓN DE CALOR JH



VISCOSIDAD C.P.P.

FIG. 13



DIFERENCIA DE TEMPERATURA (ΔT_w) ENTRE LA PARED DEL TUBO Y EL LÍQUIDO.

FIG. 14

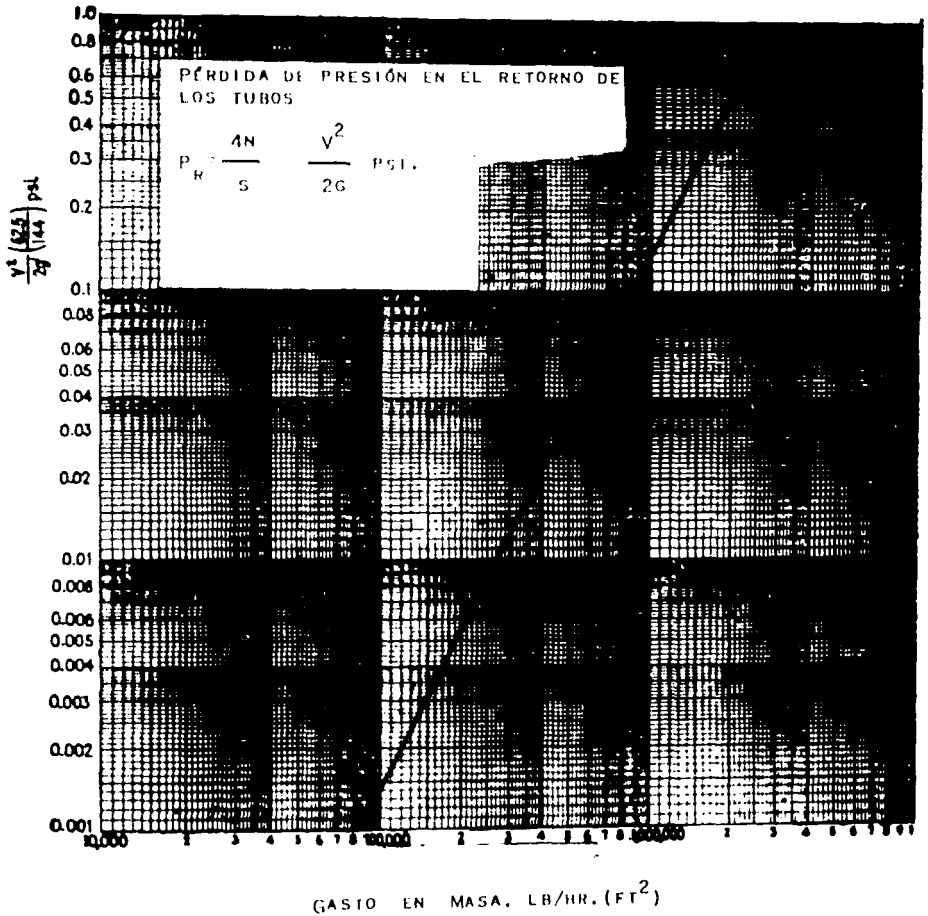


FIG. 15

CAPITULO VI

CONCLUSIONES.

Las conclusiones para los resultados encontrados en los enfriadores con propano son los siguientes:

10.- El flujo máximo permisible para circulación natural es de ---
12,000 B.T.U./hr. ft², para el enfriador A₁ es de 1,360 y para
el A₂ de 605.

20.- El factor de ensuciamiento debe ser igual o mayor que 0.002,--
para el enfriador A₁ es de 0.00262 y para el A₂ de 0.009.

30.- La presión máxima permisible es de 10 psi., para el enfriador-
A₁ es de 4.71 psi. y para el A₂ de 5.36 psi.

40.- El coeficiente de transmisión de calor máximo permisible para
circulación natural es de 300 B.T.U./hr. ft², para el enfriador A₁
es de 160 y para el A₂ de 110.

50.- La eficiencia del enfriador A₁ es de 87% y la del A₂ de 67.8%

Por los resultados anteriores se deduce que los enfriadores con pro-
pano A₁ y A₂ DE LA PLANTA DESPARAFINADORA CON SOLVENTES están den-
tro de especificaciones.

BIBLIOGRAFIA

Proces Heat Transfer	Kern
Chemical Engineer's Handbook	Perry
International Critical Tables.	Mc graw-Hill
Industrial Solvets.	Mellan
A. S.T.M.	
Chemical Engineering Thermodynamics.	Dodge
Power's Practical Refrigeration	Mc graw-hill
Petroleum Refinery Engineering.	Nelson.