

2ej  
2



**Universidad Nacional Autónoma de México**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES**

**"CUAUTITLAN"**

**INGENIERIA BASICA PARA LA INSTALACION DE  
UNA UNIDAD DESPARAFINADORA CON  
SOLVENTES DE ACEITES LUBRICANTES**

**TESIS PROFESIONAL**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A**

**GILBERTO ATILANO AMAYA VENTURA**

**CUAUTITLAN IZCALLI. EDO. DE MEX.**

**JULIO 1986**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

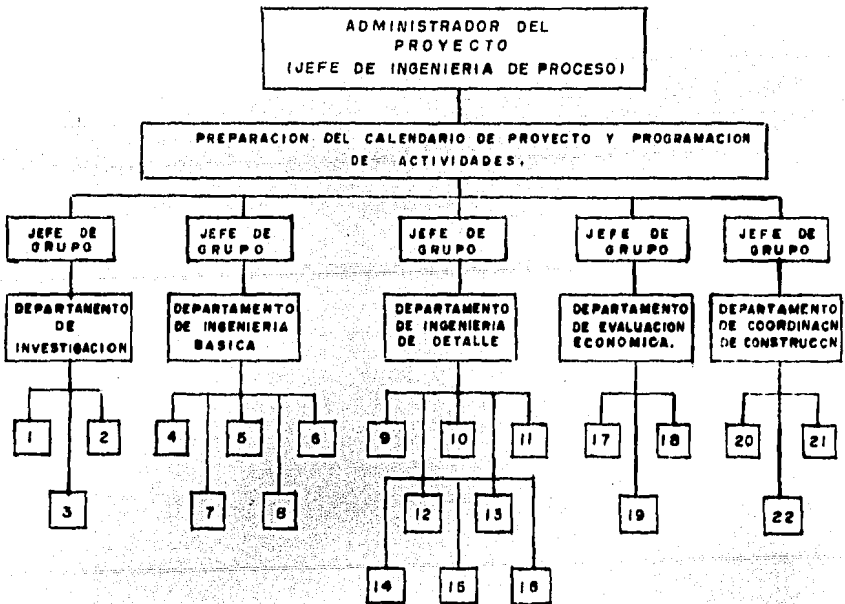


Presentación.-

La instalación de una planta para refinación de derivados del petróleo requiere de la participación de un conjunto de personas (investigadores, químicos, ingenieros mecánicos, diseñadores de tuberías, ingenieros civiles, ingenieros eléctricos, arquitectos, economistas, etc), guiadas por un jefe de proyecto que coordine las actividades de cada uno de sus elementos .

Para proyectos largos, es conveniente dividir al grupo de profesionistas con que se cuenta asignándoles funciones específicas.

En una compañía petroquímica es muy frecuente encontrar un esquema organizacional del siguiente tipo :



Donde las responsabilidades de cada departamento se citan señalándolas con números arábigos y corresponden a :

**Departamento de Investigación :**

- 1.- Estudio de mercado.- donde se hace un estudio preliminar - de la viabilidad económica del proyecto .
- 2.- Evaluación técnico-económica sobre diferentes alternativas para llevar a cabo el proceso industrial, y selección de - la mejor opción .
- 3.- Determinación de propiedades físicas y termodinámicas de - materias primas y productos, mediante experimentación a es- cala de laboratorio .

**Departamento de Ingeniería Básica:**

El grupo de ingeniería básica se responsabiliza de la prepara- ción de los siguientes documentos que especifican las característi- cas principales del proceso a escala industrial :

- 4.- Diagrama de flujo de proceso con balances de materia y e- nergía .
- 5.- Diagrama de tubería e instrumentación .
- 6.- Diagrama de balance de servicios auxiliares .
- 7.- Plano de localización general de equipo .
- 8.- Hojas de datos de equipos de proceso (edición preliminar) .

Esta información se manda a los grupos de ingeniería de detalle que realizan :

**Departamento de Ingeniería de Detalle :**

- 9.- Diseño mecánico de los equipos industriales (recipientes, - intercambiadores, etc).
- 10.- Diseño de bombas y equipos motrices.
- 11.- Diseño de las redes de distribución de servicios auxiliares.
- 12.- Diseño hidráulico de las redes de tubería de proceso (elab- oración de planos isométricos).
- 13.- Diseño del rack de tuberías .
- 14.- Especificación de los instrumentos de control, instrumentos de medición y accesorios .
- 15.- Diseño de la red de energía eléctrica .
- 16.- Diseño de cimentaciones y estructuras arquitectónicas .

**Departamento de Evaluaciones Económicas :**

- 17.- Pedir cotizaciones y hacer las requisiciones para la adqui- sición de los equipos industriales .
- 18.- Hacer un estudio sobre los costos de construcción de cimen- tación y estructuras básicas.
- 19.- Hacer un estudio sobre los costos de instalación .

Departamento de Coordinación de Construcción:

- 20.- Programar y vigilar construcción de cimentaciones.
- 21.- Programar adquisición, recepción e instalación de equipos de proceso.
- 22.- Programar pruebas de equipo y de arranque general de la planta.

En este trabajo de tesis profesional se cubren las actividades - relacionadas con las etapas de investigación e ingeniería básica para un proceso de refinación de aceites lubricantes.

En la actualidad, México cuenta con un solo tren de procesamiento de aceites lubricantes parafínicos, instalado en Salamanca, Gto. En dicha refinería se procesan crudos de base mixta-parafínica y de ahí se obtiene la totalidad de aceites de alto índice de viscosidad de producción nacional, los cuales no alcanzan a satisfacer la demanda interna de nuestro país, teniéndose que recurrir a importaciones.

Es en vista del déficit en la producción de este tipo de derivados del petróleo, y con la esperanza de abatirlo en la mejor manera posible, que surge la necesidad de construir una nueva planta para procesamiento de aceites minerales de naturaleza parafínica.

Petróleos Mexicanos ha considerado instalar en una de sus refinerías ya existentes, un segundo tren de recuperación y acondicionamiento de aceites lubricantes. Conforme a la tecnología de que se dispone, se tiene pensado construir las siguientes unidades industriales.

- Planta de Destilación a Vacío.
- Planta de Desasfaltado.
- Planta de Desaromatizado.
- Planta de Desparafinado con Disolventes.
- Planta de Decoloración y Acabado de Aceites.

Aunque nuestra atención estará enfocada a la caracterización de las condiciones de operación en el proceso de eliminación de ceras, también se discutirán algunos aspectos importantes de la forma de operación de las restantes plantas industriales.

El trabajo consta de diez capítulos.

En los tres primeros se describen los fundamentos del proceso de desparafinado, las formas en que esta operación de refinación ha sido llevada a cabo desde el descubrimiento de la acción lubricante de los aceites minerales, y la influencia de la variación de las condiciones de operación sobre el rendimiento y calidad de los productos finales.

En el último inciso del capítulo III se hace la selección del agente desparafinante más adecuado para el procesamiento de lubricantes básicos recuperados a partir de los aceites de petróleo que se producen en nuestro país.

En el capítulo IV, y con base en ensayos experimentales que se describen brevemente, se selecciona la carga de alimentación (aceite crudo) al nuevo tren de lubricantes parafínicos; mientras que en el quinto capítulo se citan algunas de las propiedades más importantes de la materia prima para la unidad desparafinadora, a la vez que se aprovechan las observaciones empíricas logradas durante las operaciones realizadas a escala laboratorio para establecer (como predicciones, y con fundamento en las características del procesamiento actual de lubricantes parafínicos en la Refinería de Salamanca) las condiciones de operación en cada una de las tres etapas de filtración que componen la sección de tratamiento de la planta industrial.

En el capítulo VI se asientan las bases de diseño de proceso, y se presentan los modelos termodinámicos útiles para la caracterización de equilibrios líquido-vapor en mezclas bifásicas de sistemas multicomponentes que se trabajan en la sección de recuperación de productos de la planta de proceso, incluyéndose las gráficas de correlación para la estimación de las propiedades físicas que requieren para su aplicación los citados modelos termodinámicos.

En el capítulo VII, después de la elaboración del diagrama de bloques, se presenta una descripción del flujo de las corrientes de proceso dentro de la unidad desparafinadora, y de los servicios auxiliares reclamados por ella. También se citan los factores más importantes considerados en la síntesis heurística de las redes de intercambio de calor.

En el capítulo VIII se detallan los procedimientos de cálculo para la resolución de los balances de materia y energía que llevan finalmente a la especificación de cada una de las corrientes de proceso dentro de la unidad desparafinadora, información que constituye el primer documento de ingeniería básica que se presenta en el capítulo IX, donde se exhiben también los diagramas de tubería e instrumentos, el plano de localización general de equipo, los diagramas de balance de servicios auxiliares y las hojas de datos de los principales equipos industriales, los cuales, junto con los diagramas de flujo de proceso, y el diagrama de bloques, conforman el paquete de ingeniería básica que se presenta en esta tesis profesional.

Las bases para el desarrollo de este trabajo fueron :

- Los experimentos a nivel laboratorio realizados en la Subdirección de Refinación y Petroquímica del Instituto Mexicano del Petróleo, probándose con diferentes condiciones de operación para cada uno de los procesos de refinación de lubricantes de base parafínica.

- Una descripción literal del flujo de corrientes de proceso y servicios auxiliares de la planta que opera actualmente en la Refinería de Salamanca.

- Investigaciones bibliográficas desarrolladas en las bibliotecas del Instituto Mexicano del Petróleo, Fes-Cuautitlán, y Facultad de Química de Ciudad Universitaria.

INDICE :

	pág.
0.- Objetivos .....	0.p-1
alcance .....	0.p-1
Capítulo I.- Introducción .	
i.1.- Aceites Lubricantes y Ceras Parafínicas .....	1.p-3
i.1.1.- Aceites Lubricantes Básicos. Características y - Clasificación .....	1.p-3
i.1.2.- Usos de Aceites Lubricantes .....	1.p-6
i.1.3.- Ceras Parafínicas .....	1.p-9
i.2.- Panorama General Sobre el Mercado y Producción de Acei- tes Lubricantes Básicos en Nuestro país .....	1.p-11
i.3.- Lugar de Ubicación para la Construcción del Nuevo Tren de Recuperación y acondicionamiento de Aceites Lubri- cantes de Base Parafínica .....	1.p-21
i.4.- Capacidad de Producción de la Unidad a Instalar .....	1.p-24
Capítulo II.- Antecedentes.	
ii.1.- Métodos de Refinación .....	ii.p-3
ii.2.- Ubicación del Desparafinado dentro del Conjunto de O- peraciones de Tratamiento de Aceites Lubricantes en - las Refinerías Modernas .....	ii.p-4
ii.2.1.- Destilación a Vacío .....	ii.p-5
ii.2.2.- Desasfaltado .....	ii.p-7
ii.2.3.- Refinado con Solventes .....	ii.p-8
ii.2.4.- Desparafinación con Disolventes .....	ii.p-8
ii.2.5.- Decoloración y Acabado .....	ii.p-8
ii.3.- Desarrollo Histórico de los Métodos de Desparafinado .	ii.p-9
ii.3.1.- Reposamiento en Frío .....	ii.p-9
ii.3.2.- Prensado y Centrifugación .....	ii.p-9
ii.3.3.- Desparafinado con Nafta .....	ii.p-10
ii.3.4.- Desparafinación con Disolventes .....	ii.p-11
ii.3.4.1.- Desparafinado con Propano .....	ii.p-12
ii.3.4.2.- Desparafinado con Benceno-Acetona .....	ii.p-14
ii.3.4.3.- Desparafinado con Metil-etil-cetona .....	ii.p-16
ii.3.5.- Alternativas Futuras para el Desparafinado.....	ii.p-16
ii.4.- Procesamiento Actual de Lubricantes Parafínicos en - Nuestro País .....	ii.p-17
ii.4.1.- Descripción Gráfica del Proceso .....	ii.p-17

ii.4.1.1.- Destilación a presión reducida .....	ii.p-19
ii.4.1.2.- Desasfaltado del Residuo de Vacío .....	ii.p-22
ii.4.1.3.- Refinado con Furfural .....	ii.p-24
ii.4.1.4.- Hidrodesulfuración de Lubricantes Desaromatizados .....	ii.p-25
ii.4.1.5.- Eliminación de Ceras Parafínicas .....	ii.p-27
ii.4.1.6.- Tratamiento Final para Aceites y Parafinas ...	ii.p-33

**Capítulo III.- Fundamentos Teóricos para la Selección - del Agente Desparafinante.**

iii.1.- Características que Debe Reunir el Disolvente Ideal .	iii.p-4
iii.2.- Cetonas Superiores como Agentes Desparafinantes .....	iii.p-9
iii.2.1.- Miscibilidad del Aceite con el Solvente .....	iii.p-9
iii.2.2.- Solubilidad de la Cera en el Disolvente .....	iii.p-14
iii.2.3.- Velocidad de Filtración .....	iii.p-16
iii.3.- Desparafinado Por Asociación de Disolventes .....	iii.p-18
iii.4.- Fundamentos para la Definición de las Condiciones - de Operación en los Procesos Industriales de Desparafinado .....	iii.p-23
iii.4.1.- Efecto de las Características Requeridas en - los Aceites Lubricantes Sobre la Definición - de las Variables de Proceso .....	iii.p-24
iii.4.1.1.- Temperatura de Escurrimiento .....	iii.p-24
iii.4.1.2.- Índice de Viscosidad .....	iii.p-25
iii.4.1.3.- Viscosidad .....	iii.p-27
iii.4.2.- Efecto de las Condiciones de Operación Sobre - las Características de las Parafinas Cristalizadas .....	iii.p-27
iii.4.2.1.- Influencia de la Concentración del Anti-disolvente .....	iii.p-28
iii.4.2.2.- Efecto de la Dilución .....	iii.p-28
iii.4.2.3.- Efecto de la Velocidad de Enfriamiento ..	iii.p-29
iii.4.2.4.- Efecto del Método de Adición del Disolvente .....	iii.p-29
iii.5.- Comparación entre Cetonas Superiores y Mezclas - - Mek/Tol .....	iii.p-31
iii.6.- Selección del Agente Desparafinante para Uso en Refinerías Nacionales .....	iii.p-34

**Capítulo IV.- Materia Prima para el Nuevo Tren de Lubricantes. Selección y Características .**

iv.1.- Selección de la Materia Prima .....	iv.p-2
--	--------

iv.2.- Características de la Materia Prima .....	iv.p-6
Capítulo V.- Características de la Materia Prima para la - Unidad Desparafinadora.	
v.1.- Esquema de Procesamiento para la Mezcla Istmo/Maya ...	v.p-
v.2.- Aceites Lubricantes no Tratados .....	v.p-4
v.3.- Etapa de Desaromatizado .....	v.p-4
v.4.- Condiciones de Operación en la Etapa de Desparafinado y Características de los Productos Recuperados .....	v.p-7
v.4.1.- Lubricantes Básicos en Desparafinado .....	v.p-7
v.4.2.- Características de Parafinas Recuperadas .....	v.p-10
v.5.- Rendimientos por Etapa de Refinación .....	v.p-14
v.6.- Conclusiones .....	v.p-17
Capítulo VI.- Bases de Diseño .	
vi.1.- Especificaciones del Proceso.....	vi.p-2
vi.2.- Estructura de Producción .....	vi.p-3
vi.3.- Bases de Diseño Ambientales .....	vi.p-6
vi.4.- Características de Servicios Auxiliares y Condicio- nes en Límites de Bateria de Materias Primas y Pro- ductos .....	vi.p-8
vi.5.- Propiedades Básicas de Diseño .....	vi.p-12
vi.5.1.- Cálculo de Coeficientes de Equilibrio para - Sistemas Multicomponentes .....	vi.p-13
vi.5.2.- Determinación de las Propiedades Físicas y - Termodinámicas Básicas para la Caracterización de los Equilibrios Líquido/Vapor de Sistemas - Multicomponentes .....	vi.p-17
Capítulo VII.- Descripción del Proceso .	
vii.1.- Construcción del Diagrama de Bloques .....	vii.p-2
vii.1.1.- Operaciones Unitarias en la Sección de Tra- tamiento .....	vii.p-2
vii.1.2.- Operaciones Unitarias de la Sección de Re- cuperación de Productos .....	vii.p-5
vii.1.3.- Síntesis de Redes de Intercambio de Calor ...	vii.p-12
vii.2.- Descripción del Flujo de las Corrientes de Proceso. ....	vii.p-15
vii.2.1.- Preparación del Agente Desparafinante.....	vii.p-15
vii.2.2.- Sección de Enfriamiento de la Carga de Aceite	vii.p-15
vii.2.3.- Filtros de Desparafinado Continuo .....	vii.p-19
vii.2.4.- Sistema de Recristalización-Fraccionamiento - de la parafina primaria .....	vii.p-21



vii.2.5.- Desaceitado de la Parafina Dura .....	vii.p-24
vii.2.6.- Sección de Enfriamiento de Solvente .....	vii.p-24
vii.2.6.1.- Solvente para Dilución Incremental .....	vii.p-26
vii.2.7.- Sistemas de Recuperación de Productos .....	vii.p-28
vii.2.7.1.- Recuperación del Agente Desparafinado ...	vii.p-28
vii.2.7.2.- Recuperación de Parafina Blanda .....	vii.p-32
vii.2.7.3.- Recuperación de Parafina Dura .....	vii.p-35
vii.2.8.- Sistema de Recuperación y Secado del Agente - Desparafinante .....	vii.p-36
vii.3.- Circuitos de Servicios Auxiliares en la Unidad Des- parafinadora .....	vii.p-39
vii.3.1.- Gas Inerte .....	vii.p-39
vii.3.2.- Gasóleo .....	vii.p-41
vii.3.3.- Propano .....	vii.p-42
 Capítulo VIII.- Caracterización de Corrientes de Proceso y Condiciones de Operación en la Unidad - Desparafinadora .	
viii.1.- Balance de Materia para la Sección de Tratamiento...	viii.p-3
viii.2.- Balance de Energía para la Sección de Tratamiento...	viii.p-22
viii.2.1.- Balance Térmico para el Tren de Enfriamiento - de Aceite Ceroso .....	viii.p-36
viii.2.2.- Balance de Energía para los Sistemas de Fil- tración Continua .....	viii.p-55
viii.2.2.1.- Filtración Primaria .....	viii.p-55
viii.2.2.2.- Recristalización-Fraccionamiento de Pa- rafina Primaria .....	viii.p-55
viii.2.3.- Balance de Energía para el Tren de Enfriamien- to del Agente Desparafinante .....	viii.p-86
viii.3.- Resumen de los Balances de Materia y Energía en la - Sección de Tratamiento .....	viii.p-92
viii.4.- Sección de Recuperación de Productos .....	viii.p-93
viii.4.1.- Destilación en Columna de Baja Presión .....	viii.p-93
viii.4.2.- Segunda Etapa de Eliminación de Solvente : Va- porización en Columna de Alta Presión .....	viii.p-141
viii.4.3.- Tercera Etapa de Eliminación de Solvente .....	viii.p-161
viii.4.4.- Columna de Despojamiento del Disolvente Rema- nente en los Hidrocarburos Producto. Destila- ción por Arrastre de Vapor .....	viii.p-173
viii.4.5.- Sistema de Recuperación de Disolvente .....	viii.p-219

viii.5.- Balance de Energía en los Sistemas de Intercambio de Calor de la Sección de Recuperación de productos ..... viii.p-247

Capítulo IX.- Documentos de Ingeniería Básica de - - -  
Procesos.

- ix.1.- Resumen de Balances de Materia y Energía (Datos de Operación)..... ix.p-2
- ix.2.- Diagramas de Tubería e Instrumentación ..... ix.p-63
- ix.3.- Diagramas de Balance de Servicios Auxiliares ..... ix.p-65
- ix.4.- Plano de Localización General de Equipo ..... ix.p-74
- ix.5.- Hojas de Datos de los Principales Equipos de - -  
Proceso ..... ix.p-75

Capítulo X.- Epílogo .

Capítulo XI.- Bibliografía .

**O b j e t i v o s . -**

Desarrollar la Ingeniería Básica de Procesos para la Instalación de Unidad Desparafinadora .

**A l c a n c e . -**

Llegar al establecimiento de los aspectos más importantes para la operación de dicha planta, desde la selección del agente desparafinante y la caracterización de la materia prima, hasta la especificación de los equipos de proceso y la presentación de los documentos de Ingeniería Básica, pasando por la caracterización de las corrientes de proceso en cada punto dentro de la unidad industrial .

## I.- Introducción.-

México, uno de los más importantes países productores y exportadores de petróleo en el mundo, presenta, sin embargo, algunas deficiencias en lo que se refiere a la elaboración de muchos de sus derivados.

A pesar de que nuestro país es autosuficiente en la mayoría de los renglones del mercado de energéticos, en otros campos relacionados con la Industria Petrolera la situación es desafortunadamente distinta, tal es el caso de los aceites lubricantes, varios petroquímicos, etc.

Actualmente la demanda de aceites lubricantes de base parafínica y nafténica es superior a la capacidad de producción de las Refinerías Nacionales, teniendo que estar recurriéndose al consumo de productos de procedencia extranjera, con las desventajas socioeconómicas que ello representa.

Los problemas a los cuales se enfrenta nuestro país para satisfacer la demanda de lubricantes de base nafténica consisten en una baja disponibilidad de materia prima, es decir, crudos constituidos por un alto porcentaje de hidrocarburos cicloparafínicos. En la actualidad se están desarrollando investigaciones en el Instituto Mexicano del Petróleo evaluando las características de varios crudos obtenidos en los campos de explotación y plataformas marinas de las costas del Golfo para detectar materia prima que pueda ser incorporada a la producción de aceites lubricantes de base nafténica.

Con los lubricantes parafínicos ocurre algo diferente. En México se dispone de una cantidad muy importante de fuentes petrolíferas cuyos crudos en un momento dado podrían constituir la carga para la recuperación de aceites de base parafínica, pero se carece de las instalaciones industriales en las que pudieran ser procesados.

En las Refinerías Modernas, el procedimiento de obtención de lubricantes parafínicos a partir de la carga (comúnmente crudos -

de base parafínica o mixta) requiere de una operación en la que se eliminan las ceras para disminuir el punto de congelación y aumentar el rango de temperaturas de utilización del producto final, esta operación es conocida como Desparafinado y generalmente se efectúa por cristalización con solventes selectivos.

En el Territorio Nacional solo existe una Unidad Desparafinadora, ubicada en la Refinería de Salamanca, y es precisamente la capacidad de producción de esta planta la que limita la elaboración de los lubricantes parafínicos.

En esta sección de introducción se pretende dar una visión acerca de lo que son los aceites lubricantes, su mercado y producción nacional en el transcurso de los últimos años, y el porqué de la necesidad de instalar un segundo tren de procesamiento. A continuación se presentan los puntos que se cubren en este capítulo:

- Primero (inciso 1.1) se mencionan los aspectos más importantes que caracterizan a los aceites lubricantes y ceras parafínicas (propiedades, clasificación y usos).
- En el inciso 1.2, con base en la presentación de un estudio de mercado simplificado, se intenta dar una visión panorámica sobre las características y predicciones de la demanda y producción de lubricantes parafínicos y nafténicos en nuestro país.
- En 1.3 se citan los factores que decidieron a considerar a la Refinería de Tula como la candidata más viable para la instalación del nuevo tren de recuperación y acondicionamiento de aceites lubricantes de alto índice de viscosidad.
- Finalmente se presenta de manera sintetizada el estudio que llevó a considerar la capacidad de producción de la unidad a instalar, inciso 1.4.

## 1.1.- Aceites Lubricantes y Ceras Parafínicas .

### 1.1.1.- Aceites Lubricantes Básicos . Características y Clasificación .

Los aceites lubricantes son productos que se obtienen a partir del tratamiento de fracciones de petróleo correspondientes a temperaturas de ebullición superiores a 370°C a presión atmosférica. Son de gran importancia comercial debido a su amplia variedad de usos. Su objetivo primordial es evitar el desgaste de las partes en movimiento de motores y máquinas industriales, reduciendo al mismo tiempo la fricción y consecuentemente el consumo de potencia .

Los principales constituyentes de los aceites lubricantes son hidrocarburos de peso molecular elevado, generalmente de 20 a 70 átomos de carbono, lo que da un peso molecular del aceite entre 300 y 1000. Se pueden distinguir tres tipos de hidrocarburos como componentes esenciales de los aceites lubricantes: hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos.

Los primeros son hidrocarburos saturados de cadena abierta - con o sin ramificaciones. Mientras más larga sea la cadena (mayor peso molecular), más alta será la viscosidad y el índice de viscosidad del aceite, pero también será mayor su punto de fusión. Las ramificaciones aumentan la viscosidad y bajan el punto de fusión pero reducen el índice de viscosidad. Tanto esta última propiedad como la misma viscosidad se ven afectadas de manera variable por la posición de las cadenas laterales .

Los hidrocarburos nafténicos son compuestos de naturaleza cicloparafínica, es decir, alcanos de elevado peso molecular con uno o más agregados cíclicos. Estos agregados aumentan la viscosidad pero disminuyen notablemente el índice de viscosidad del aceite .

Los constituyentes aromáticos bajan demasiado el índice de viscosidad y es por eso que deben ser mantenidos en pequeñas concentraciones .

Los requerimientos en cuanto a propiedades de los aceites lubricantes varían de acuerdo al uso a que se destinan, condiciones de operación, estado de conservación de las partes a lubricar, etc., sin embargo, deben presentar algunas características fundamentales como: índice de viscosidad lo más elevado posible, bajo residuo carbonoso, bajo punto de congelación, viscosidad adecuada para cada uso, estabilidad ante la oxidación y larga vida.

En las Refinerías se producen solo unos cuantos cortes por destilación que al seguir siendo procesados dan al final los aceites lubricantes básicos a partir de los cuales, y mediante mezclado, se preparan toda la amplia gama de productos comerciales conocidos. Las mezclas se hacen en base al punto de escurrimiento, viscosidad e índice de viscosidad.

Las condiciones de operación en el tren de procesamiento de aceites lubricantes dependen de las características del crudo que se utilice como materia prima y de las propiedades requeridas en los aceites terminados.

Los crudos son clasificados de manera general en tres grupos de acuerdo a la proporción de cada uno de los hidrocarburos mencionados en la página anterior, dicha clasificación es la siguiente:

- Crudos de base parafínica constituidos esencialmente por compuestos de cadena abierta.
- Crudos de base nafténica con un porcentaje elevado de sustancias nafténicas y aromáticas.
- Crudos de base mixta que contienen cantidades importantes de hidrocarburos cicloparafínicos y aromáticos pero que no llegan a sobrepasar el contenido parafínico.

Comercialmente los aceites lubricantes básicos son catalogados en dos categorías, atendiendo como en el caso de la materia prima al tipo de compuestos que los constituyen, esta clasificación es la que sigue:

- Aceites lubricantes parafínicos constituidos por un por --

centaje de alrededor del 75% de hidrocarburos parafínicos, siendo el 25% restante compuestos nafténicos y aromáticos. Los lubricantes de base parafínica presentan índices de viscosidad elevados, alta estabilidad ante la oxidación, bajo residuo carbonoso y larga vida. Estos aceites son elaborados a partir de crudos de base parafínica o mixta.

- Aceites lubricantes nafténicos que contienen un alto porcentaje de compuestos cicloparafínicos. El contenido de cera es bajo, estando esencialmente constituidos por sustancias de naturaleza nafténica y, en menor proporción, por compuestos aromáticos. Presentan como ventajas bajos puntos de escurrimiento y congelación, buena fluidez a temperaturas bajas, buena detergencia y bajo residuo carbonoso, sin embargo exhiben índices de viscosidad muy pequeños, lo que implica variaciones muy marcadas de su viscosidad ante cambios de temperatura.

Los procedimientos para la obtención a nivel industrial de estas dos clases de aceites difieren en gran medida.

Para la elaboración de lubricantes nafténicos se usan crudos de base nafténica casi exclusivamente, aunque en algunas ocasiones se llega a considerar la incorporación de ciertos crudos que caen dentro de la especificación de base mixta como carga para recuperar aceites nafténicos. Debido a que el bajo contenido de cera no castiga mucho a la temperatura de escurrimiento y si en cambio ayuda a mejorar el índice de viscosidad, la operación de desparafinado no se lleva a cabo. En cambio, para producir los lubricantes parafínicos básicos, los crudos en procesamiento, sean de base parafínica o mixta, necesitan ser desencerados para obtener un producto de temperatura de escurrimiento suficientemente baja que permita su uso en épocas de frío.

A partir de los crudos nafténicos se producen en las Refinerías Nacionales cuatro tipos de lubricantes básicos, siendo las especificaciones de estos productos las presentadas en la tabla



i.1.1.-1 donde también podemos observar las propiedades típicas de los aceites básicos parafínicos que se producen en la Refinería Ing. Antonio M. Amor (Riama) de Salamanca, Gto.

#### i.1.2.- Usos de Aceites Lubricantes .

El constante incremento en la aplicación de aceites minerales para la resolución de una gran variedad de problemas técnicos ha resultado en el desarrollo de un alto número de productos comerciales cada uno de los cuales debe comportarse satisfactoriamente bajo ciertas condiciones de servicio. Toda esta serie de productos puede obtenerse de la combinación de los aceites lubricantes básicos anteriormente mencionados.

Alrededor del 79 % del consumo de lubricantes en los Estados Unidos está relacionado con los producidos a partir de crudos parafínicos, en tanto que únicamente el 21 % corresponde a lubricantes de base nafténica .

Los aceites parafínicos son utilizados como lubricantes para motores de aviación y de automóviles, donde se necesita una gran estabilidad ante variaciones de temperatura, en la casi totalidad de máquinas industriales, en turbinas de vapor y dinamos, etc .

Casi todos los aceites automotivos y fluidos de transmisión automática son aceites lubricantes parafínicos, a pesar de que pequeñas cantidades de lubricantes nafténicos pueden ser mezclados con dichos aceites para inferirles ciertas propiedades especiales. Con respecto a los servicios automotivos, los lubricantes de base nafténica son usados para fluidos absorbedores de choques y en la mayoría de las vaselinas. Los aceites nafténicos son ampliamente usados como aceites para transformadores, en servicios de refrigeración y como aceites de proceso debido a sus excelentes características de solubilidad con polímeros elastómeros. También se usan como agentes para transferencia de calor, y eventualmente, en máquinas industriales y marinas .



i.1.- Aceites Lubricantes y Ceras  
Parafínicas .

i.p-7 .

**1.1.1-1a.- PROPIEDADES TÍPICAS DE ACEITES LUBRICANTES PARAFÍNICOS  
PRODUCIDOS EN LA REFINERÍA DE SALAMANCA**

LUBRICANTE BÁSICO PROPIEDADES *	HUSOS	TECNOL	NEUTRO LIGERO	NEUTRO	NEUTRO	PESADO	CILINDROS
GRAVEDAD ESPECÍFICA *API	-	31.9	31.9	28.4	27.3	24.0	21.3
COLOR ASTM	2.0 máx	1.0 máx	1.5 máx	3.5 máx	4.5 máx	7.0 máx	Dil. 4.5 máx
VISCOSIDAD, SSU							
o 37.8 °C	55 / 60	85 / 95	145/155	250/270	337	3 226	5 465
o 98.9 °C	34.6	39.0	43.5	49.8	80 / 90	185/ 200	200/ 240
INDICE DE VISCOSIDAD	90/92	100 mín	105 mín	90/92	90 / 92	90 / 92	85, 87
TEMPERATURA DE (°C) ESCURRIMIENTO	-10 máx	-10 máx	-10 máx	-10 máx	-10 máx	-7 máx	+ 4 máx
TEMPERATURA DE INFLAMACION, °C	145 mín	180 mín	200 mín	215 mín	250 mín	280 mín	280 mín
TEMPERATURA DE ANILINA, °C	-	92	100	103	104	112	115
CARBON RAMSBOTTOM % Peso.	-	0.1 máx	0.1 máx	0.2 máx	0.2 máx	0.5 máx	0.6 máx
FACTOR KUOP DE CARACTERIZACION	12.3	12.2	12.4	12.3	12.4	12.3	12.1
* SOLO CARACTERÍSTICAS QUE SE TOMAN COMO ESPECIFICACIONES DE CALIDAD.							

Fuente de Información:  
I M P  
Subdirección de Tecnología  
de Procesos de Refinación y Pe-  
troquímica.



**1.1.1-1.- CARACTERÍSTICAS Y CLASIFICACION  
DE ACEITES LUBRICANTES BÁSICOS.**



1.1.t-1b.- PROPIEDADES TÍPICAS DE ACEITES LUBRICANTES NAFTÉNICOS  
OBTENIDOS EN LAS REFINERÍAS DE MINATITLÁN Y CD. MADERO.

<b>Aceite Lubricante propiedades</b>	<b>HUSOS 60</b>	<b>HUSOS 100</b>	<b>NEUTRO</b>	<b>NEUTRO PESADO</b>
<b>GRAVEDAD ESPECÍFICA • API</b>	25.2	23.5	21.0	19.4
<b>VISCOSIDAD, SSU...</b>				
• a 37.8 °C	de 55 a 60	de 95 a 105	de 400 a 410	1800 aprox.
• a 98.9 °C	34 aprox	38 aprox.	40 aprox.	de 80 a 100
<b>ÍNDICE DE VISCOSIDAD</b>	55	30	40	40
<b>TEMPERATURA DE ESCURRIMIENTO, °C</b>	-25 máx.	-20 máx.	-10 máx.	-5 máx.
<b>TEMPERATURA DE ANILINA, °C</b>	55	60	75	80
<b>CARBÓN RAMSBOTTOM % Peso</b>	0.10 máx	0.15 máx	0.20 máx	0.20 máx

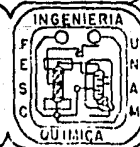
Fuente de Información:  
IMP  
Subdirección de Tecnología de  
Procesos de Refinación y Petroquímica.

1.p-8



i.1.- Aceites Lubricantes y Ceras  
Parafínicas .

i.1.t-1- CARACTERÍSTICAS Y  
CLASIFICACIÓN DE  
ACEITES LUBRICANTES  
BÁSICOS.



### 1.1.3.- Ceras Parafínicas .

La presencia de la cera en los aceites lubricantes es generalmente considerada objeccionable debido a que ella cristaliza en el seno del aceite a temperaturas relativamente altas causando pérdida de fluidez e impidiendo la circulación normal del aceite en la máquina.

Las parafinas que se encuentran en la carga para aceites lubricantes se separan para bajar el punto de escurrimiento del aceite terminado y a la vez, para recuperar las parafinas, ya sea para su venta o como materia prima en la misma Refinería.

Las ceras parafínicas se extienden a través del intervalo total de ebullición de los materiales que se emplean para elaborar aceites lubricantes y no pueden ser separadas de los mismos por destilación.

Actualmente se dividen las ceras del petróleo en dos grupos: parafinas cristalinas y parafinas microcristalinas, siendo la diferencia entre ellas el tamaño de los cristales, ambas son hidrocarburos saturados de cadena larga, teniendo las últimas un peso molecular más elevado (entre 560 y 700).

Las parafinas cristalinas son principalmente alcanos no ramificados con relativamente pequeña proporción de hidrocarburos saturados con cadenas laterales. Contienen de 23 a 30 átomos de carbono y comúnmente son los componentes esenciales de los destilados ligeros (abajo de 460°C a 1 atm.). Este tipo de ceras puede separarse del aceite por enfriamiento y filtro prensas sin presentar grandes problemas técnicos (antiguamente el empleo de filtro prensas era el más utilizado para la eliminación de cera de los lubricantes ligeros y el de exudado para lubricantes pesados, ver desarrollo histórico de los métodos de desparafinado -capítulo II).

Las parafinas microcristalinas constituidas por hidrocarburos de 30 a 65 átomos de carbono presentan más cadenas laterales e inclusive, también llegan a contener algunos compuestos monocíclicos parafínicos, es decir, sustancias de naturaleza nafténica; las fracciones que destilan a temperaturas superiores a los 460°C contie-

neu parafina microcristalina que en algunos casos se aglomera - dando la apariencia de una masa amorfa a la que los refinadores denominan petrolatum .

Las parafinas cristalinas presentan bajos puntos de fusión, entre 48 y 60°C, y cristalizan como placas, cristales deformados o agujas grandes. En cambio, las parafinas microcristalinas exhiben puntos de fusión entre 62 y 104°C y precipitan como agujas - muy pequeñas con una longitud máxima de cuatro micras .

Como se menciona arriba, la parafina cristalina puede cristalizar en tres formas. Si se halla presenta un solo tipo de cristal, este mantendrá su estructura independientemente de ciertos factores tales como cantidad y clase de disolvente. Sin embargo, si los distintos tipos de cristales se encuentran mezclados y - las relaciones de solubilidad son tales que más de uno de ellos precipitan simultáneamente, tanto la aguja como el cristal deformado pueden imprimir su forma sobre las placas. A pesar de todo, si hay suficiente cantidad de disolvente para mantener las agujas y cristales deformados en solución hasta que las placas se - hayan formado, aquellos pueden depositarse sobre las placas y - tomar así su estructura .

La presencia de impurezas como sustancias asfálticas y compuestos sintéticos influyen sobre la cristalización. Algunos refinadores añaden este último tipo de sustancias (ejemplo: parafflow) con el fin de tener control sobre la forma en que cristalizan las parafinas, lo cual es conveniente para las operaciones de exudación y prensado. Los cristales en forma de placas son preferibles para el prensado, en tanto que para la exudación resulta más fácil trabajar con estructuras aciculares .

La parafina cristalina se emplea en la manufactura de cerillos, en la industria textil (encerado de hilados), para la fabricación de lustradores de calzado, papel y envases encerados - para la industria alimenticia, como aislante eléctrico, para impermeabilizar tapones y en la elaboración de algunos cosméticos .

La parafina microcristalina se emplea, oxidándola, para lustradores de pisos donde reemplaza a la cera natural, como lustrador de superficies metálicas, en la fabricación de tintas de imprenta y papeles laminados, etc.

#### i.2.- Panorama General sobre el Mercado y Producción de Aceites Lubricantes Básicos en Nuestro País .

Como se ha venido mencionando, existe un marcado déficit entre la producción de lubricantes básicos en nuestras refinerías y la demanda de los mismos en el mercado nacional .

Durante la década de los setentas, los requerimientos de aceites lubricantes se vieron incrementados en una razón promedio del 8.37% anual, pasando de una cantidad de 6 008 barriles por día (BPD) en el año de 1970 a 12 700 BPD en 1980. Este rápido crecimiento puede ser explicado si se considera la intensa actividad económica alcanzada durante este periodo, la cual se vio reflejada en un notable aumento del producto interno bruto, cuyas tasas anuales llegaron a los valores del 9.2% en 1979 y de 8.3% en el año de 1980 .

Sin embargo, la crisis económica de los últimos años propició que a partir de 1981 se tuviera un decrecimiento en la demanda de aceites minerales al pasar de un promedio de 12 753 BPD en 1981 a 12 010 BPD en 1983. Estos efectos pueden ser visualizados en la tabla i.2.t-1 donde se presenta la demanda histórica de aceites lubricantes básicos correspondiente al periodo comprendido entre 1970 y 1983, además en este cuadro podemos encontrar los datos relativos a la tasa de crecimiento anual en los requerimientos de estos productos. Se puede observar, también, que al término de cada administración sexenal se tiene un descenso importante en la demanda de estos derivados del petróleo. Los datos que se exhiben en esta tabla fueron obtenidos de las memorias de labores de Pemex .

Petróleos Mexicanos se ha visto en la necesidad de realizar -



1.2.- Panorama General Sobre el Mercado y  
Producción de Aceites Lubricantes -  
Básicos en Nuestro País .

i.p-12.

i.2.t-1.- Demanda Histórica de Aceites Lubricantes Parafínicos .

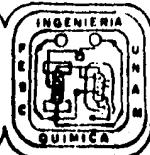
Año	Demanda Nacional ( B.P.D.)	Crecimiento Anual ( % )
1970	6 008	-
1971	5 584	- 7.06
1972	6 327	13.31
1973	6 543	3.41
1974	7 661	17.09
1975	9 229	20.47
1976	8 837	- 4.25
1977	8 133	- 7.97
1978	9 770	20.13
1979	10 397	6.42
1980	12 700	22.15
1981	12 753	0.42
1982	11 644	- 8.54
1983	12 010	2.97

Fuente de Información :  
Memorias de Labores de Pemex  
Marzo de 1984 .



1.2.t-1.- DEMANDA HISTORICA DE ACEITES -  
LUBRICANTES PARAFINICOS .

PERIODO 1970 - 1983 .



fuertes importaciones de lubricantes básicos para solventar los requerimientos del mercado nacional ya que actualmente solo cuenta con un tren de procesamiento de lubricantes parafínicos cuya capacidad de producción se ha mantenido virtualmente constante durante los últimos diez años. En el cuadro de la tabla 1.2.t-2 podemos observar la evolución tanto de la producción de aceites lubricantes de alto índice de viscosidad así como de sus importaciones desde 1970 hasta el año de 1983.

La producción de lubricantes parafínicos ha fluctuado alrededor de 7 500 BPD, a excepción del año de 1981 en que Pemex, mediante algunas modificaciones en el tren de procesamiento de aceites, pretendió aumentar el volumen de los productos, sin embargo, el incremento alcanzado se obtuvo a costa de producir parafinas con un alto contenido de aceite, por lo que se decidió suspender su operación para no afectar el mercado de parafinas.

Hasta este momento solo se ha presentado, tanto en la tabla 1.2.t-1 como en el cuadro de la tabla 1.2.t-2, la demanda, producción e importaciones de aceite de base parafínica sin mencionar a los de base nafténica. En este punto diremos que la demanda de estos últimos aceites también ha tenido aumentos importantes, pero la producción en las Refinerías de Cd. Madero y Minatitlán ha logrado equilibrar dicho incremento, manteniéndose controlada la cantidad de este tipo de productos que se traen del extranjero; esto lo veremos un poco más a fondo al analizar, más adelante, la composición de las importaciones de lubricantes básicos.

A pesar de que la demanda de lubricantes parafínicos disminuyó durante los últimos tres años, como puede verse en la tabla 1.2.t-2, las importaciones de estos derivados del petróleo se incrementaron, debido, principalmente, al descenso en la producción de los mismos en la Refinería de Salamanca. Así, durante 1983, llegó a registrar esta última, su nivel más bajo al contabilizar únicamente 6 581 BPD, mientras que las importaciones se alzaron arriba de los 5 400 BPD.





**i.2.- Panorama General sobre el Mercado  
y Producción de Aceites Lubrican-  
tes Básicos en Nuestro País .**

i.p-14

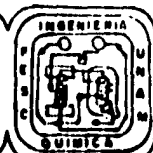
<b>AÑO</b>	<b>PRODUCCION NACIONAL ( BPD )</b>	<b>IMPORTACIONES ( BPD )</b>
1970	5 262	726
1971	5 326	258
1972	6 053	274
1973	6 296	247
1974	7 332	329
1975	8 110	1 119
1976	8 352	474
1977	7 482	651
1978	7 820	1 990
1979	7 581	2 836
1980	7 644	5 056
1981	9 467	3 286
1982	7 818	3 646
1983	6 581	5 429

*Fuente: Gerencia de Comercio Exterior.  
Memorias de Labores de Pemex.*



**1.2.1-2.- DATOS HISTORICOS DE PRODUCCION  
E IMPORTACIONES DE ACEITES LUBRI-  
CANTES PARAFINICOS.**

**PERIODO 1970 - 1983 .**



Es de hacerse notar, también, que el volumen de importaciones de lubricantes parafínicos tiende a alcanzar el valor de la capacidad de producción actual de la Refinería de Salamanca .

En el renglón de las importaciones un muy alto porcentaje lo constituyen la de los lubricantes de base parafínica, por ejemplo, en 1982 llegaron a alcanzar el 92.02% de las importaciones totales. Un cuadro en el que podemos observar esto es presentado en la tabla i.2.t-3 donde se presenta la composición de las importaciones realizadas en 1982 y 1983, así como el programa preparado por Pemex para 1984 .

En i.2.t-3a podemos notar el aumento registrado entre 1982 y el año de 1983 en la importación de lubricantes de alto índice de viscosidad, y, en contraste, la virtualmente constante demanda de aceites nafténicos de procedencia extranjera. En esta tabla se presentan los requerimientos de cada uno de los diferentes tipos de aceites lubricantes que se importan. A pesar de que no se reportan los datos a cerca de los volúmenes correspondientes a 1981, debemos mencionar que durante este año, las importaciones de lubricantes nafténicos alcanzaron un valor de 120 000 barriles anuales, cantidad muy similar a la observada durante 1983.

El cuadro de la tabla i.2.t-3b muestra el programa de importaciones de aceites de base parafínica que presenta Petróleos Mexicanos para cada tipo de lubricantes. Puede observarse aquí que para 1984 se piensa disminuir el consumo de aceites de alto índice de viscosidad de procedencia extranjera, esto se hará en base a un incremento en la producción de la Refinería de Salamanca, - buscándose no volver a caer en un descenso de productividad como al que se vió arrastrado durante 1983; aquí cabe señalar que la capacidad de producción nominal del tren de procesamiento instalado en Ríama corresponde al volumen de 7833 BPD y que durante 1983 estuvo trabajando a más de mil barriles por día abajo de ella .

También se han llevado a cabo estudios económicos para la estimación de la demanda de aceites lubricantes proyectada hacia -



1.2.- Panorama General sobre el Mercado  
y Producción de Aceites Lubrican-  
tes Básicos en Nuestro País .

1.p-16

1.2.1-3a.1.- IMPORTACIONES - 1982

PARAFINICOS	BPD	BPA	%
SOLVENT LIGHT NEUTRAL (NEUTRO LIGERO)	1 042	380 330	24.93
SOLVENT NEUTRAL (NEUTRO)	1 195	436 175	28.59
BRIGHT STOCK (PESADO)	1 609	567 265	36.80
Total Lubricantes Parafínicos	3 846	1 403 790	92.02
<b>NAFTENICOS</b>			
GOLDEN - 90 (HUSOS 100)	81	29 565	1.94
GOLDEN - 93 (NEUTRO)	13	4 745	0.31
PALE OIL (NEUTRO PESADO)	239	87 235	5.42
Total Lubricantes Nafténicos	333	121 545	7.97
Importaciones Totales	4 179	1 525 535	99.99

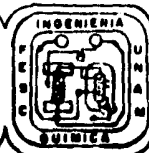
1.2.1-3a.2.- IMPORTACIONES - 1983

PARAFINICOS	BPD	BPA	%
SOLVENT LIGHT NEUTRAL (NEUTRO LIGERO)	1 491	544 215	25.89
SOLVENT NEUTRAL (NEUTRO)	1 670	609 550	29.00
BRIGHT STOCK (PESADO)	2 286	827 820	34.39
Total Lubricantes Parafínicos	5 429	1 981 585	94.28
<b>NAFTENICOS</b>			
GOLDEN - 90 (HUSOS 100)	76	27 740	1.32
GOLDEN - 93 (NEUTRO)	15	5 475	0.26
PALE OIL (NEUTRO PESADO)	238	86 870	4.13
Total Lubricantes Nafténicos	329	120 085	5.71
Importaciones Totales	5 785	2 101 670	99.99

Fuentes de Información: Gerencia de Ventas de Pemex. Gerencia de Comercio Exterior de Pemex.



1.2.1-3a.- COMPOSICION DE IMPORTACIONES  
DE ACEITES LUBRICANTES  
BASICOS.





1.2.- Panorama General sobre el Mercado y  
Producción de Aceites Lubricantes -  
Básicos en nuestro País .

PAGINA \_\_\_\_\_

i.p-17

1984

PARAFINICOS	BPD	BPA	%
SOLVENT LIGHT NEUTRAL	1 545	527 790	29.08
SOLVENT NEUTRAL	1 039	355 145	18.89
BRIGHT STOCK	2 566	876 730	46.64
TOTAL LUBRICANTES PARAFINICOS	5 150	1 759 665	93.61

Fuentes de Información:

Gerencia de Ventas de Pemex.  
Gerencia de Comercio Exterior de Pemex.

1.2.1-3.5.- PROGRAMA DE IMPORTACIONES DE LUBRICANTES DE BASE PARAFINICA.

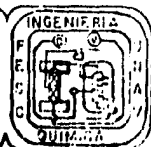
1984.

AÑO	DEMANDA INTERIOR BPD	CONSUMO PEMEX BPD	TOTAL BPD
77	7 806	327	8 133
78	9 127	643	9 770
79	9 785	602	10 387
80	10 661	2 039	12 700
81	11 289	1 464	12 753
82	11 101	563	11 663
83	10 800	1 210	12 010
84	11 380	1 270	12 650
85	12 550	1 340	13 890
86	13 300	1 400	14 700
87	14 360	1 480	15 840
88	15 020	1 550	16 570
89	15 680	1 640	17 320
90	16 500	1 720	18 220

FUENTE DE INFORMACION: MEMORIAS DE LABORES DE PEMEX.



1.2.1-4.- COMPOSICION DE LA DEMANDA  
NACIONAL DE ACEITES LUBRICANTES  
(Recuento Histórico y Proyección)  
1977 - 1990.



los siguientes siete años, en estos estudios se ha considerado - conveniente dividir los requerimientos de tales productos en dos grupos que representan en términos generales sus mercados de consumo. El primer grupo comprende el volumen de aceites que se utilizan en México, exceptuando aquellos que emplea Pemex, a este primer grupo se le denomina Demanda Interior o Ventas Interiores; en tanto que el segundo grupo corresponde al consumo de las Refinerías y Plantas de Procesamiento de Petróleos Mexicanos (Demanda Pemex). Para obtener una mejor panorámica sobre las expectativas de los requerimientos de aceites lubricantes conforme a la situación económica que vive el país, se elaboró una proyección de la demanda de cada uno de estos grupos.

Para la proyección de la Demanda Interior se tomaron en cuenta la correlación existente entre esta y las ventas de gasolina y diesel, el crecimiento del volumen de la producción industrial y las tasas de crecimiento del producto interno bruto.

El consumo de Pemex se predijo en función de la construcción de las nuevas instalaciones industriales que se tienen en proyecto y de los programas de producción de crudo, refinados y petroquímicos del Plan Nacional de Desarrollo.

En la tabla 1.2.t-4 se presenta tanto la información histórica como las proyecciones de la demanda de lubricantes parafínicos para el periodo comprendido entre los años de 1977 y 1990 arreglados conforme a los dos grupos citados arriba. De acuerdo con los resultados, se espera que tal demanda crezca a un ritmo de 6.1% anual durante los próximos siete años.

Con respecto a los aceites lubricantes de base nafténica, la producción nacional durante 1983 se incrementó hasta 870 BPD, habiendo sido 527 BPD el volumen registrado durante 1982; esto se consiguió gracias a la incorporación de varios pozos de los Distritos El Plan y Agua Dulce, Ver. como carga a las Refinerías de Minatitlán y Cd. Madero. A partir de 1984 se ha pensado aumentar esta cantidad hasta 1 400 BPD con lo que se cree posible abatir las importaciones si la demanda se mantiene bajo control como en

el transcurso de los últimos años; evidentemente, todo depende de la localización de fuentes de crudos nafténicos nuevas en los distritos mencionados y algunos otros lugares de la Costa del Golfo. Actualmente el Instituto Mexicano del Petróleo se encarga de la evaluación de las características de los crudos producidos por varios pozos de dicha zona, con el objeto de incorporarlos a la corriente nafténica.

Así mismo, Petróleos Mexicanos ha contemplado dentro de sus proyectos prioritarios, el de incrementar su capacidad de producción de lubricantes de base parafínica. A este respecto, tanto el IMP como Pemex se encuentran trabajando en el diseño de la primera etapa del nuevo tren de aceites lubricantes con capacidad de 7 500 BPD, mismo que se instalará en la Refinería de Tula y que se estima iniciará su operación durante el año de 1983. Con la misma finalidad, se está estudiando la factibilidad de la implementación del proceso "Hidrodewaxing IMI" que consiste en una modificación a una hidrodeseintegradora de naftas para producir lubricantes, gasolina y gas. Mediante este proceso que se piensa podría arrancar en 1985, se espera obtener 3 000 BPD de lubricantes de alto índice de viscosidad.

En la tabla 1.2.t-5 se presenta un balance de la demanda nacional de aceites lubricantes, considerando los incrementos previstos en la capacidad de producción y descritos en las líneas anteriores. De realizarse los incrementos de acuerdo a lo planeado se podrán echar por tierra las importaciones de básicos parafínicos durante el año de 1988. Sin embargo, para 1990 se volvería a tener un déficit de 220 BPD. Para la resolución de este problema se recurriría entonces a la segunda etapa del tren de procesamiento de Tula y/o a los procesos de re-refinación de lubricantes usados (proyectos Relub y Lorex). Con respecto a este último caso, tanto Pemex como el Instituto del Petróleo se encuentran trabajando en estudios de Logística de decolección de aceites usados y en el diseño de las plantas industriales para re-refinación.

AÑO	( 1 ) PROYECCION DE LA DEMANDA	( 2 ) PRODUCCION ESTIMADA	( 1 ) - ( 2 ) IMPORTACIONES
'84	12 650	7 500	5 150
'85	13 890	10 500 *	3 390
'86	14 700	10 500	4 200
'87	15 840	10 500	5 340
'88	16 570	18 000 **	(- ) 1 430
'89	17 320	18 000	(- ) 680
'90	18 220	18 000	220

DATOS EN BARRILES  
POR DÍA .

**Notas:**

\* Incremento de 3 000 BPD por inicio de operación del proceso "Hidrodewaxing".

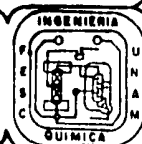
\*\* Inicia operación Tren de Lubricantes de Tula. Capacidad nominal de 7 500 BPD.

Fuente de Información:  
Gerencia de Refinación -  
Superintendencia de Apoyo Técnico.  
Pemex.



1.2.- Panorama General sobre el Mercado  
y Producción de Aceites Lubrican-  
tes Básicos en Nuestro País .

1.2.1-5.- BALANCE DE LA -  
DEMANDA NACIONAL DE ACEI-  
TES LUBRICANTES PARAFINICOS.  
(1984 - 1990).



A continuación se presentan los precios de los lubricantes básicos de importación :

Solvent Light Neutral 150	=	51.53 dólares/barril .
Solvent Neutral 300	=	55.67 dólares/barril .
Bright Stock	=	67.39 dólares/barril .
Pale Oil (Nafténico)	=	53.31 dólares/barril .

De acuerdo a estos valores y tomando en consideración los datos del esquema de proyección de importaciones de aceites parafínicos de la tabla i.2.t-3b podemos obtener el gasto total destinado a tales importaciones correspondiente al año de 1984. Dichas compras al extranjero alcanzarán un presupuesto aproximado de ochenta y cinco millones de dólares (85 031 969 para ser exactos). Por otra parte, una estimación del costo aproximado de construcción de una planta recuperadora y acondicionadora de aceites lubricantes parafínicos es de aproximadamente doscientos cincuenta millones de dólares para una capacidad de producción de ocho mil barriles diarios .

Como se ve, la inversión resulta atractiva desde el punto de vista de lograr autosuficiencia en la satisfacción de la demanda interna de estos derivados del petróleo, además de que, desde el punto de vista social, se crearían nuevas fuentes de trabajo para muchos mexicanos .

### 1.3.- Lugar de Ubicación Para la Construcción del Nuevo Tren de Recuperación y Acondicionamiento de Aceites Lubricantes Parafínicos .

El objetivo de la construcción del segundo tren de procesamiento de aceites lubricantes de alto índice de viscosidad es abatir las importaciones de estos enseres para lograr la independencia económica en el consumo de dichos derivados del petróleo .

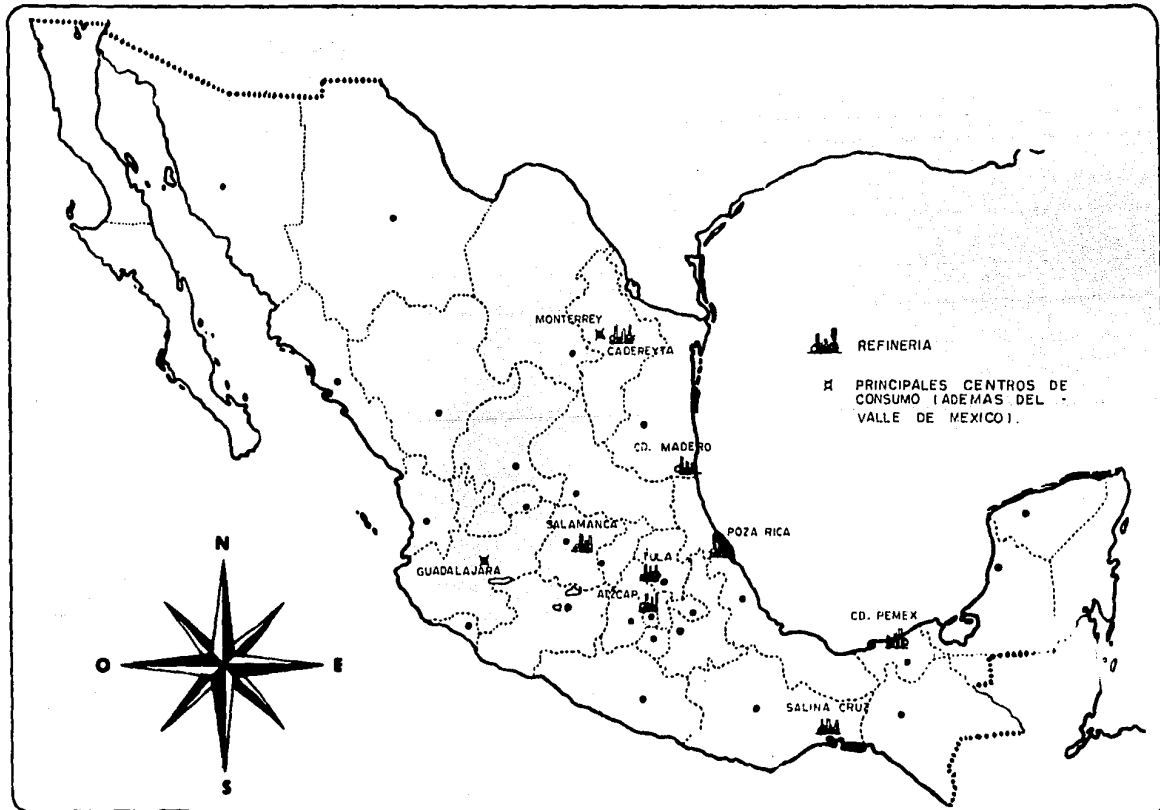


Como se citó en el final del inciso anterior, la instalación de esta planta representa una inversión atractiva desde el punto de vista económico para la resolución del problema del déficit - en la producción de aceites lubricantes a que nos enfrentamos actualmente. Pemex y el IMP han realizado estimaciones del punto - de equilibrio en estudios de factibilidad, y han llegado a la - conclusión de que resulta un proyecto económicamente factible. - Por otra parte, también tendrá influencia en el aspecto social - al crearse nuevas alternativas para el problema ocupacional de - los habitantes de la región .

La elección del sitio donde habrían de hacerse las instalaciones industriales se basó en los siguientes aspectos :

Las fuentes de materia prima para lubricantes parafínicos se encuentran ubicadas en la zona sur de la costa del Golfo, en los estados de Veracruz y Tabasco, en tanto que los principales centros de consumo los constituyen las zonas más industrializadas - del Territorio Nacional, que son, el Valle de México y las ciudades de Guadalajara y Monterrey. Tomando en cuenta esto, se buscó un lugar localizado entre los campos productores y los principales focos consumidores, figura 1.3.f-1 .

La Refinería de Azcapotzalco fue descartada debido a consideraciones de área de expansión y urbanísticas, en tanto que para la Refinería de Salamanca se tienen otros planes como el de la - construcción de la Unidad de Hidrodesparafinado y quizá alguna - planta de re-refinación de lubricantes gastados (procesos Lorex, Lorex de Vacío o Delub). Además, ya se tenía en mente hacer algunas obras de expansión en Tula gracias a que se dispone de espacio adecuado para la construcción de este tipo de instalaciones. Adicionalmente, en la Refinería "Miguel Hidalgo" se cuenta con - toda la infraestructura necesaria, con suficientes servicios auxiliares disponibles, personal capacitado, adecuadas vías de comunicación y condiciones climatológicas y sísmicas favorables.



1.3.- Factores Socioeconómicos que Favorecen la Construcción del Nuevo Tren de Lubricantes en la Refinería de Tula, Hgo.

1.3.1.- LOCALIZACION DE LAS REFINERIAS CONSIDERADAS PARA LA INSTALACION DEL NUEVO TREN DE PROCESAMIENTO DE LUBRICANTES PARAFINICOS.



#### 1.4.- Capacidad de Producción de la Unidad a Instalar .

Dentro de los proyectos de Pemex para incrementar la producción de lubricantes parafínicos, se ha considerado el de la construcción de la segunda unidad desparafinadora con solventes en el país. Este proyecto piensa llevarse a cabo en dos etapas. La primera de ellas deberá estar terminada en 1988 y las instalaciones industriales para recuperación de lubricantes de alto índice de viscosidad alcanzarán en ese entonces una capacidad de producción de 18 000 BPD, cantidad suficiente para abatir importaciones a partir de dicho año y hasta 1990. De esos 18 000 barriles, 7 500 corresponderán a la Refinería de Tula .

Para solventar los requerimientos que en 1990 ya serán mayores a la producción nacional y evitar importaciones, se recurrirá a la segunda etapa del proyecto de la unidad procesadora de Tula y a algunos proyectos de regeneración de lubricantes gastados. Al término de esta segunda fase, la Refinería Hidalguense deberá producir quince mil barriles por día .

Las instalaciones de la primera etapa operarán con metil-etil-cetona y tolueno como agente desparafinante, en tanto que para la segunda etapa se están realizando estudios para la sustitución de la metil-etil-cetona que requiere de materia prima de importación para su preparación, por otros disolventes que se producen en México tales como la metil-isobutil-cetona y el alcohol isopropílico .

En este trabajo vamos a considerar la instalación de una de estas dos etapas y trataremos de encontrar (capítulo III) el mejor solvente para la eliminación de ceras parafínicas de lubricantes básicos de producción nacional .

## II.- Antecedentes .

Desde los primeros procesos de refinación acabado de aceites lubricantes a escala industrial (desarrollados en Europa y - Norteamérica) hasta los que actualmente se llevan a cabo en las Refinerías Modernas han ocurrido cambios radicales. El gran avance tecnológico, resultante de investigaciones promovidas por las compañías que se dedican a la explotación y refinación del petróleo, ha llevado a un progresivo mejoramiento, tanto técnico como económico, de los procesos de obtención y acondicionamiento de - sus derivados .

El tratamiento convencional con ácido sulfúrico y el posterior desparafinado con nafta que constituían los procedimientos básicos para la recuperación de aceites lubricantes, desarrollados en los inicios de este siglo, y que estuvieron siendo utilizados de manera generalizada en las primeras refinerías que se - instalaron en el mundo, han sido completamente desplazados por - los procedimientos de refinación y desparafinado con solventes . Y aún dentro de los métodos de tratamiento con disolventes, se - han estado logrando consecutivamente, significativos avances en la optimización de las condiciones de operación, rendimiento y - costo para la producción de lubricantes parafínicos .

La tecnología de que actualmente se dispone para el procesamiento de las fracciones del petróleo de las cuales se obtienen finalmente los aceites lubricantes de base parafínica contempla las siguientes etapas :

- Destilación a presión reducida del residuo atmosférico .
- Desasfaltado del residuo de vacío .
- Eliminación de los compuestos aromáticos de los cortes laterales de la columna de vacío y de los productos desasfaltados .
- Desparafinado con solventes de las fracciones desaromatizadas .
- Decoloración y Acabado .

En ocasiones, cuando el contenido de azufre en el aceite crudo es alto, se realiza, después del refinado con agentes desaromatizantes, una operación de desulfuración que generalmente consiste en un tratamiento con hidrógeno en presencia de catalizadores, eliminándose esta impureza en la forma de ácido sulfhídrico mezclado con gas combustible.

En este capítulo se pretenden cubrir los siguientes aspectos:

- Presentar en forma concisa las características generales y clasificación de los distintos métodos para recuperación y tratamiento de aceites lubricantes, inciso ii.1.
- Establecer los fundamentos teóricos de cada una de las etapas que se siguen en el procesamiento de los lubricantes y visualizar la importancia de la operación de desparafinado en el acondicionamiento de tales productos, inciso ii.2.
- Exponer en forma breve el desarrollo histórico de los procedimientos de eliminación de cera de las fracciones que se utilizan para la elaboración de lubricantes de base parafínica, inciso ii.3.
- Finalmente, en el inciso ii.4 se presenta, a manera de información, las características más importantes del proceso de desparafinado que se realiza actualmente en la Refinería de Salamanca.

## ii.1.- Métodos de Refinación.-

El objetivo general de las operaciones de refinación de aceites lubricantes es el mejoramiento de las propiedades del aceite para convertirlo en un producto que se comporte adecuadamente bajo ciertas condiciones de servicio previamente especificadas. Las características del aceite pueden ser modificadas mediante una gran variedad de formas a las cuales se ha considerado conveniente clasificar las dentro de tres grupos distintos atendiendo a la metodología empleada por cada una de ellas, dichos procedimientos son los siguientes:

- Eliminación de los constituyentes indeseables contenidos en los cortes en procesamiento.
- Conversión de sustancias perjudiciales en compuestos inofensivos o aún benéficos por neutralización de su acción mediante la introducción en el aceite de varios inhibidores y sustancias protectivas similares.
- Transformación de las sustancias indeseables en compuestos deseables por medio del cambio de su estructura química a través de hidrogenación, condensación u otros procesos de naturaleza química. Mediante estos procedimientos se puede obtener un mayor rendimiento de la materia prima aunque generalmente los costos de producción se ven algo incrementados.

El tercer método no puede ser tomado en cuenta apropiadamente como un método de refinación sino que entra en el campo de la petroquímica. Actualmente tiene uso práctico limitado, excepto en países deficientes en reservas petrolíferas que, por varias razones, desean mantener su independencia en el consumo de derivados del petróleo. Es de esperarse, sin embargo, que con el agotamiento de nuevas actuales reservas petroleras, esta forma de producir aceites lubricantes llegue a adquirir gran importancia comercial a medida que el valor incrementado del crudo resultará en suficientes argumentos para justificar el gasto adicional de garantizar más altos rendimientos de la materia prima.

En la eliminación de los constituyentes indeseables de los aceites lubricantes se consideran tres clases mayoritarias de compuestos: cuerpos asfálticos, ceras y sustancias de bajo índice de viscosidad o químicamente inestables.

Es difícil que los tipos anteriores de compuestos cubran adecuadamente todos los constituyentes perjudiciales que pudiera contener un aceite, tal es el caso de ciertos cuerpos coloridos, componentes ácidos, etc, pero estas últimas sustancias son generalmente retiradas, más o menos en su totalidad, cuando las clases mayoritarias anteriormente mencionadas son separadas, y solamente en casos excepcionales presentan problemas reales en la Refinería.

Los viejos métodos de refinación empleaban ácido sulfúrico, hidróxido de sodio y arcilla como los reactivos principales para la remoción de los cuerpos asfálticos y los componentes de bajo índice de viscosidad. De estos reactivos, el ácido sulfúrico era, por mucho, el más importante, debido a su remarcable capacidad para sepa-

rar efectivamente la mayoría de los compuestos indeseables. La acción del ácido sulfúrico es, sin embargo, muy compleja, y es aparentemente tanto de naturaleza física como química. Modificando las condiciones de tratamiento era posible ejercer algún control sobre el predominio de estos dos efectos, aunque resultaba imposible eliminar completamente alguno de ellos. Por esta razón, los aceites refinados con ácido sulfúrico podían contener ciertas cantidades de sustancias producidas en el curso de la refinación, tales como compuestos sulfonados o productos de reacciones de polimerización y condensación, los cuales no necesariamente son de naturaleza deseable. Además, la distribución de los lodos ácidos y la degradación del aceite a lodo durante el tratamiento, introducían otros problemas de orden técnico.

Contrariamente a la acción del ácido sulfúrico, los nuevos métodos de refinación con solventes son de naturaleza únicamente física y permiten recuperar en su estado original tanto a los constituyentes deseables como a los indeseables. Sin embargo, estos procedimientos son ineficientes para la separación de asfaltos, debido a la naturaleza coloidal de los mismos, por lo que la remoción de tales partículas constituye un fenómeno coloidal y no de solubilidad. Es por esto que para la eliminación de los cuerpos asfálticos se requiere de la incorporación de agentes desasfaltantes o precipitantes, y la refinación con ácido es entonces sustituida por dos operaciones que se complementan entre sí: Desasfaltado que frecuentemente es sinónimo de extracción, y el refinado con solventes propiamente dicho.

La eliminación de la cera de los aceites de petróleo ha sido siempre considerada como una operación de refinación separada. Los métodos modernos aprovechan fenómenos de cristalización selectiva a partir de solventes.

De la anterior discusión se sigue que los actuales métodos de refinación por los cuales los constituyentes indeseables de los aceites minerales son separados, pueden ser divididos en: Desasfaltado, Refinado (Desaromatizado) con solventes, y métodos de Desparafinación.

Todos los procedimientos que emplean solventes corresponden a la primera categoría de métodos de refinación que se citaron al principio de este inciso. Se han hecho intentos para la implantación a nivel industrial de técnicas que caerían dentro de la segunda categoría pero se ha visto que la utilización de sustancias neutralizadoras no reportan resultados económicamente atractivos, en tanto que ejerciendo acción química sobre la estructura de los compuestos indeseables (tercera clasificación) se han obtenido mejores resultados. Actualmente ya se tienen en operación plantas de Hidrodesaromatizado o Hidrodesparafinado donde se aprovechan reacciones de cracking catalítico para la obtención de los productos deseados.

#### 11.2.- Ubicación del Desparafinado dentro del Conjunto de Operaciones de Tratamiento de Aceites Lubricantes en las Refinerías Modernas.

En los procesos actuales de recuperación de aceites lubricantes de base parafínica, el crudo reducido que se obtiene de la destilación del petróleo a presión atmosférica, constituye la carga para el tren de procesamiento. Este residuo atmosférico se destila a vacío pa

ra obtener fracciones de diferente viscosidad de las cuales, por - tratamiento posterior, se recuperan los lubricantes básicos.

De la unidad de destilación a vacío se obtiene gas oil, destilados laterales y un residuo o fondo. Los productos laterales de la columna de fraccionamiento sirven como materia prima para la elaboración de lubricantes ligeros. El residuo contiene gran cantidad de aceites de alta viscosidad mezclados con asfalto que puede alcanzar elevadas concentraciones, esta impureza puede ser eliminada por medio de tratamiento con agentes extrayentes como el propano en la unidad desasfaltadora.

El residuo desasfaltado y los cortes laterales aún contienen - sustancias perjudiciales tales como compuestos nafténicos y aromáticos que tienden a reducir el índice de viscosidad y que por lo tanto deben ser eliminados. Esta separación se logra mediante extracción con disolventes selectivos durante el proceso conocido como Refinado con Solventes o Desaromatizado.

El producto de la unidad de refinado contiene una cantidad importante de ceras parafínicas que impiden un adecuado comportamiento de los aceites a baja temperatura, estos constituyentes indeseables son retirados por medio de procesos que emplean solventes con el fin de disminuir el punto de congelación de los lubricantes en la operación conocida como Desparafinado.

El aceite desencerado y las parafinas se decoloran con arcillas adsorbentes, procedimiento por el cual también adquieren estabilidad ante la oxidación .

Los aceites lubricantes básicos producidos de esta manera se mezclan entre sí en distintas proporciones y cuando se requiere, se les agrega aditivos para la obtención de las especificaciones comerciales de los productos terminados .

Un resumen gráfico de lo anteriormente expuesto se presenta en el esquema general de procesamiento de lubricantes parafínicos correspondiente a la figura ii.2.f-1 .

#### ii.2.1.- Destilación a Vacío.-

En las refinerías modernas, la alimentación que entra al tren de recuperación y tratamiento de aceites lubricantes ha pasado ya por dos etapas de destilación. En la primera de ellas, destilación a presión, se obtienen gasolinas ligeras del petróleo crudo, mientras que en la segunda, a presión atmosférica, se produce nafta pesada, keroseno y gas oil, además de un crudo reducido por el fondo de la columna de fraccionamiento al que se le denomina residuo atmosférico y es el que sirve como carga a la unidad de destilación a vacío. En la columna de vacío se evita la descomposición de los hidrocarburos de peso molecular elevado, que son los componentes esenciales de los aceites lubricantes, mediante la rectificación de las fracciones con despojadores internos de vapor sobrecalentado y empleo de presiones abajo de la atmosférica. De esta unidad se puede producir gasóleo pesado para carga a cracking catalítico, fracciones de destilado para aceites lubricantes y residuos pesados.





El fondo de la columna de fraccionamiento puede operar en cuatro formas :

- a).- Cuando se parte de crudos de base parafínica o mixta con muy bajo contenido de asfalto, menor al 5 %, se puede obtener carga para aceite de Cilindros como producto de fondo (los aceites de Cilindros son los más pesados que se recuperan).
- b).- Si la cantidad de sustancias asfálticas es mayor al 5 % en volumen, la carga para aceite de Cilindros se obtiene como un corte lateral, mientras que el asfalto pasa a ser la corriente del fondo de la torre.
- c).- Una segunda alternativa para el tratamiento de crudos asfálticos consiste en la obtención por el fondo de la columna de un residuo que es una mezcla de asfaltos y carga para lubricantes pesados. Este residuo pasa a una serie de unidades desasfaltadoras en las que se recuperan los aceites pesados eliminándoseles el asfalto por extracción con disolventes. En este caso se trabaja la unidad de destilación a baja presión con vacío menos drástico que cuando se tiene asfalto en la corriente del fondo únicamente, sin la presencia de aceites pesados. Además, trabajando como en (b) se pierde mucho de los lubricantes pesados por la corriente residual de asfalto.
- d).- Una cuarta opción que contempla el tratamiento de crudos con concentraciones de cuerpos asfálticos superiores al 5 por ciento, consiste en dejar en el último corte lateral, parte de la carga para lubricantes pesados; esta fracción es conocida como corte número tres y se encuentra fuera de especificación como carga para lubricantes básicos, pero constituye la clave estratégica para lograr las características requeridas en las demás fracciones de lubricantes, tanto ligeros como pesados. Mediante variaciones de flujo del corte número tres, se logran ajustar las propiedades de las demás fracciones a los valores especificados, independientemente de las fluctuaciones que se registren en la calidad de la materia prima alimentada. En este caso el residuo de fondo recibe el mismo tratamiento indicado en (c).

En la figura 11.4.f-2 se puede observar una Unidad de Destilación a vacío típica .

#### 11.2.2.- Desasfaltado .

Las sustancias asfálticas en los aceites minerales son generalmente consideradas como constituyentes indeseables debido a que ejercen efectos perjudiciales sobre el residuo carbonoso y el color del aceite. Son así mismo, responsables de la carbonización e inestabilidad de los aceites en servicio y por lo tanto su eliminación es necesaria.

El asfalto se encuentra en concentraciones de 0 a 60 % del pe-

tróleo crudo. Los compuestos asfálticos forman soluciones coloidales y de ahí que el problema de su separación o mantenimiento en suspensión apropiada, sea concerniente a la química coloidal.

Anteriormente se usaba ácido sulfúrico para eliminar asfaltos, como se indicó en ii.1, pero en la actualidad este método se emplea poco. Ahora su remoción se consigue por métodos de extracción con disolventes, entre los cuales el propano parece ser el más adecuado. Esta sustancia, cerca de su temperatura crítica, disuelve a los hidrocarburos y rechaza a los materiales asfálticos.

Mediante extracción líquido-líquido a contracorriente con propano como solvente, se separan asfalto y materiales resinosos como extractos del producto refinado que es una mezcla de propano y lubricantes pesados. Posteriormente el propano es removido del aceite por evaporaciones sucesivas y el uso de una columna despojadora con vapor. También las trazas de propano que pudieran estar presentes en el asfalto son eliminadas de éste por evaporación instantánea y rectificación en otra columna despojadora con vapor para obtener los productos finales: carga desasfaltada para aceites lubricantes y asfalto libre de solvente. En la figura ii.4.f-3 se presenta una Unidad Desasfaltadora con Propano.

### ii.2.3.- Refinado con Solventes.

El procedimiento con ácido sulfúrico y arcillas decolorantes para la separación de los compuestos aromáticos, asfálticos y otras impurezas, ha sido completamente suplantado por el empleo de disolventes selectivos. Todas las fracciones, tanto cortes ligeros como los aceites desasfaltados son consideradas para ser procesadas en la Unidad de Refinado con Solventes; en ella se mejora el índice de viscosidad de los mismos por sustracción de sustancias que tienden a reducirlo, de las cuales, los compuestos nafténicos y aromáticos son las más importantes.

El desaromatizado es un proceso de extracción en el que los hidrocarburos que constituyen la carga son separados por sus diferencias de solubilidad en el solvente de extracción. El producto refinado es disolvente saturado en hidrocarburos parafínicos y nafténicos, mientras que el extracto consiste de disolvente en el que se hallan disueltos los compuestos perjudiciales: sustancias de naturaleza aromática, hidrocarburos no saturados, trazas de azufre y compuestos inorgánicos que acompañaban al aceite.

Los métodos actuales de Refinado con Disolventes permiten la incorporación de crudos de base mixta a la producción de aceites lubricantes de base parafínica, mientras que en los antiguos procesos con ácido y arcilla solo se trabajaban crudos parafínicos.

Los disolventes empleados con mayor frecuencia son: fenoles y propano (proceso Duo-Sol), furfural, fenol, clorex, dióxido de azufre líquido, nitrobenzeno, ácido sulfúrico/nitrobenzeno, etc.

En todos los procesos el aceite y el disolvente se ponen en contacto a contracorriente en columnas, contactadoras, o bien, en una serie de tanques, separándose el aceite refinado y la capa de ex-

tracto; posteriormente se recupera el aceite y el extracto del disolvente por destilación.

Una Unidad de Desaromatizado con Furfural se representa en la figura ii.4.f-4.

#### ii.2.4.- Desparafinación con Disolventes.

El método más usado actualmente para la eliminación de la cera de los aceites lubricantes es el de desparafinado con disolventes.

Empleando el disolvente adecuado, las parafinas cristalinas y microcristalinas pueden ser separadas en estado sólido por cristalización en la solución de aceite/solvente a bajas temperaturas, y filtración posterior. La selección del disolvente ideal para el desparafinado es de vital importancia para llevar a cabo el proceso bajo las condiciones técnico económicas más favorables. Los factores que deben ser tomados en cuenta para la elección de tal agente desparafinante serán comentados en el capítulo III.

En los procesos de desparafinado con solventes se realizan las siguientes operaciones unitarias: contactamiento de solvente y aceite; enfriamiento de la mezcla resultante; separación por filtración a baja temperatura de la cera cristalizada; y, finalmente, recuperación del disolvente de aceite y parafinas.

En el inciso ii.4 se hace una descripción de estas operaciones tal y como se llevan a cabo en las instalaciones de Salamanca. En el inciso ii.3 se da una breve exposición a cerca de los procedimientos de desparafinado con solventes que se han desarrollado hasta la fecha al tratar los aspectos relacionados con el desarrollo histórico de los métodos de eliminación de cera a escala industrial.

#### ii.2.5.- Decoloración y Acabado.

Para mejorar el color y la estabilidad ante la oxidación de los aceites lubricantes procesados en el transcurso de las operaciones anteriormente citadas, se puede recurrir al tratamiento con ácido sulfúrico y arcillas adsorbentes.

El ácido sulfúrico separa hidrocarburos no saturados, cuerpos asfálticos y sustancias inestables que al contacto con el aire podrían oscurecer al aceite. El procedimiento consiste de: mezclado con el aceite por agitación; centrifugación para separación de sólidos; adsorción con arcillas para neutralizar el aceite; y, finalmente, filtración del aceite.

Sin embargo, los nuevos procesos de refinación con solventes - tratan de no emplear ácido, haciéndose únicamente el tratamiento con tierras adsorbentes para terminar los aceites lubricantes.

Se utilizan arcillas naturales y activadas para mejorar la estabilidad del aceite y eliminar materiales asfálticos y resinosos que imparten coloración. Existen dos formas de llevar a cabo la adsorción con tierras decolorantes: por percolación a través de colum-

nas o por contacto a temperatura controlada con arcilla finamente dividida.

En la figura 11.4.f-8 se exhibe el diagrama de flujo de una unidad de decoloración con arcillas por percolación.

### 11.3.- Desarrollo Histórico de los Métodos de Desparafinado.

#### 11.3.1.- Reposamiento en Frío.

El primer procedimiento que fue aplicado para la eliminación de la cera de los aceites de petróleo consistía en reposamiento a bajas temperaturas. El crudo, o eventualmente, su fracción de aceite lubricante, era puesto en reposo durante los meses de invierno en grandes tanques, y la porción principal de la cera que cristalizaba en el aceite era entonces separada de la capa superior relativamente libre de parafinas. Como un posterior desarrollo de este método, el cual fue normalmente usado para la desparafinación de crudos ligeros, el aceite era diluido con nafta ligera, usualmente al 70 % en volumen, enfriado y reposado. Este procedimiento es desfavorablemente afectado por presencia de humedad en el aceite, sobrecalentamiento del mismo durante el proceso de destilación, deficiente tratamiento ácido e inapropiada velocidad de enfriamiento, debido a esto último a que para buenos resultados se prefiere tener a la cera en estado amorfo que en estado cristalino. La viscosidad y peso específico de los aceites a tratar debe también ser baja para permitir fácil asentamiento de la cera.

#### 11.3.2.- Frensado y Centrifugación.

Los anteriores métodos de asentamiento en frío fueron rápidamente reemplazados por los de prensado en filtros y centrifugación de la cera.

La cera presente en destilados ligeros precipita en cristales suficientemente rígidos y bien definidos, de manera que se favorece su separación del aceite por filtración. Por otra parte, los cortes residuales pesados contienen parafina microcristalina que no puede ser separada del aceite por dicho método, y su eliminación era, por tanto, efectuada por centrifugación. Por esta razón, en la destilación, las fracciones del crudo para aceites lubricantes eran divididas de manera que se obtuvieran destilados presionables y un residuo que pudiera ser desparafinado por centrifugación.

Quando la cera era removida de las fracciones destiladas por filtración, el aceite era primeramente enfriado con o sin nafta disuelta. La dilución es en algunos aspectos indeseables debido a que se requiere destilación adicional para la remoción de la nafta de los productos finales, y porque ocasiona una elevación en la diferencial de temperaturas, necesitándose mayor refrigeración. En este método es de vital importancia ejercer un adecuado control sobre la velocidad de enfriamiento del aceite dentro de un cierto rango de temperaturas alrededor del punto de escurrimiento con el fin de permitir la formación de cristales lo suficientemente grandes (mayores a 4 micras) que faciliten la operación de filtrado. La diferencial de temperaturas, es decir, la distancia entre el punto de es-

currimiento del aceite terminado y la temperatura de filtración - variaba entre 40 y 50 F cuando se hacia la dilución en nafta, pero podía ser tan pequeña como de 5 a 10 F cuando se prescindía de ella. La dilución era necesaria en el tratamiento de destilados de viscosidad elevada para conferirles fluidez.

En la operación de centrifugado el aceite era diluido con nafta al 60 ó 70 %, debido a que la carga para lubricantes pesados - es demasiado viscosa a bajas temperaturas como para centrifugarlas sin dilución. La solución era enfriada en la misma forma que la de un destilado ligero y alimentada a una centrífuga.

Es de hacerse notar que en una unidad típica de recuperación - de lubricantes básicos desparafinados por prensado y centrifugación, se requiere de un conjunto de equipos sobre los cuales sea - posible ejercer un adecuado control sobre la velocidad de enfriamiento, la cual puede ser rápida cerca de la temperatura de centrifugación o filtración, pero conviene mantenerla lenta alrededor de la temperatura de escurrimiento de la fracción refinada para asegurar la formación de cristales que no formen pastas muy difíciles de trabajar.

### ii.3.3.3.- Desparafinado con Nafta .

El uso de estos dos últimos métodos de desparafinación, o sea, el prensado para destilados ligeros y el centrifugado para cargas de aceite de Cilindros, dió lugar a gastos considerables en las refinerías, consecuencia principalmente de los elevados costos de refrigeración resultantes de diferenciales de temperaturas muy grandes, de las bajas velocidades de filtración que limitaban la producción en la planta, y del empleo de dos distintas operaciones para la eliminación de la cera .

Actualmente solo se instalan plantas de desparafinado con disolventes. El proceso Weir con materiales auxiliares para filtrar (filter aids), patentado en 1924, fue el primer procedimiento comercial de este tipo, y estaba basado en la filtración de la solución enfriada nafta/aceite mezclada con filter aids, los cuales eran generalmente tierras de batán o diatomeas .

En las operaciones de desparafinado, los filter aids son utilizados para cumplir dos propósitos : suministrar un material no com-presible para la obtención de pastas de cera de la rigidez requerida que asegurase buena velocidad de filtrado, y el de tener en el medio desparafinante centros de cristalización para las parafinas cuando los tales filter aids eran añadidos a la solución de aceite antes de que la parafina empezara a cristalizar.

El proceso Weir da resultados satisfactorios con todos los grados de aceites de petróleo.

El aceite a ser desparafinado se diluye con nafta, cuya cantidad variaba entre 40 y 75 %, dependiendo de las características de viscosidad del lubricante en procesamiento. La solución era enfriada

da a la temperatura requerida, que fluctuaba entre 25 y 35 F abajo del punto de escurrimiento del producto terminado. La mezcla nafta -aceite fría se transfería después al tanque de mezclado, donde se combinaba con filter aids introducidos directamente desde el sistema de recuperación. La cantidad de estos materiales variaba con el tipo de carga y su naturaleza propia. La mezcla resultante se filtraba usando filtros prensa o filtros de vacío, aunque el uso de -centrífugas también ha sido aplicado. La pasta de cera se lavaba con disolvente frío sobre los filtros, y los filter aids eran entonces recuperados disolviendo la cera depositada con nafta caliente.

El uso del proceso Weir como tal para propósitos de desparafinado ha declinado completamente, pero la utilización de filter - aids para el mejoramiento de velocidades de filtración en conexión con disolventes distintos a la nafta puede encontrar alguna aplicación.

Las elevadas diferenciales de temperatura con que se trabaja - fue el factor que decidió a buscar algunas otras sustancias que - pudieran mejorar las condiciones de operación. Así fue como empezaron a desarrollarse procesos de desparafinado con diferentes a la gasolina.

#### 11.3.4.- Desparafinación con Disolventes.

Existen dos formas mediante las cuales se pueden llevar a cabo los procesos de desparafinado con solventes :

- La cera puede ser separada como un sólido por cristalización a partir de la solución de aceite en solvente a bajas temperaturas,
- o, como un líquido, empleando los métodos de solventes selectivos descritos al discutir el desaromatizado con disolventes.

En el segundo caso debe disponerse de un agente desparafinante capaz de diferenciar entre los hidrocarburos de alto y bajo punto de fusión sobre las bases de miscibilidad preferencial a temperaturas superiores a las del punto de fusión de la cera .

Los presentes métodos comerciales emplean el primero de estos - dos principios, pero se están haciendo intentos a nivel laboratorio y escala planta piloto para obtener la separación deseada del aceite y la cera en fase líquida. Si tales intentos son afortunados, el costo de la operación de desparafinado será grandemente reducido, - debido a la posibilidad de la eliminación del costoso proceso de refrigeración .

El uso de nafta en los procesos convencionales de desparafinado está abierto a una gran variedad de objeciones, una de ellas es la alta solubilidad de la cera a temperaturas en las cuales es separada del aceite. Algunas investigaciones fueron conducidas para determinar si su solubilidad varía con el grado de nafta empleada. Uno - de estos trabajos expuso que la solubilidad de las parafinas se incrementa con el decrecimiento de la gravedad específica de la gasolina utilizada. Estos resultados son ilustrados en la gráfica de la figura 11.3.f-1 ; de esta figura podemos deducir que la nafta pesa

da es preferible a la nafta ligera desde el punto de vista de solubilidad de la cera (la cual debe ser baja), sin embargo, el uso de esta última es deseable para disminuir en lo máximo posible la viscosidad de las soluciones nafta/aceite para una relación de dilución dada. La gasolina empleada en las antiguas refinerías era una que daba un balance apropiado entre estas dos tendencias opuestas.

La anterior investigación, resumida en la figura ii.3.f-1, - cubría, sin embargo, únicamente hidrocarburos que son líquidos a temperatura ordinaria. Posteriores trabajos de tipo similar con hidrocarburos normalmente gaseosos, licuados bajo presión, expusieron que la solubilidad de la cera con el decrecimiento en el peso molecular del disolvente hidrocarburo alcanza un cierto máximo después del cual empieza a decrecer. Este máximo se encuentra aparentemente en un sitio entre butanos y pentanos. Similares comparaciones entre propano y otros disolventes fueron llevadas a cabo (fig. ii.3.f-2), resultando que dicho disolvente presentaba solubilidades más bajas para la cera que la mayoría de las demás sustancias ensayadas a las temperaturas más comunes de filtración ( $T = 20$  F); además, este hidrocarburo en estado líquido ofrece la posibilidad de autorrefrigeración por evaporación de parte del disolvente, la cual puede ser efectuada por simple reducción en la presión del sistema.

En adición, el propano facilita la cristalización de un tipo de parafina muy favorable para los procedimientos de filtración y lavado. Es así como surgió la idea de incorporar al propano como agente desparafinante en instalaciones a nivel industrial. En 1930 se patenta el primer proceso de desparafinado con este disolvente.

#### ii.3.4.1.- Desparafinado con Propano.

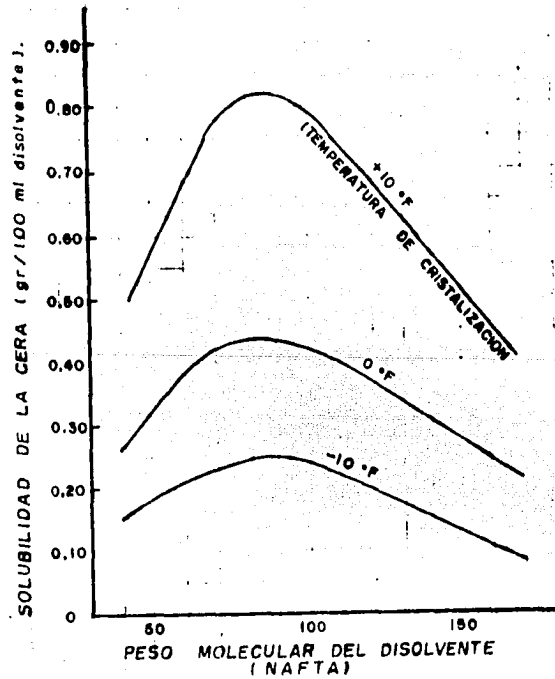
Quizá el proceso de desparafinado con propano sea único ya que permite efectuar la refrigeración de la carga evaporando directamente, en la masa, una parte de disolvente, que sirve así como agente refrigerante; este descenso de temperatura se lleva a cabo en enfriadores especiales, más simples que los que se usan en otros procesos de desparafinado y con mejores coeficientes de transferencia de calor que dan lugar a más rápidas velocidades de enfriamiento.

Con propano se pueden trabajar todas las clases de lubricantes parafínicos ya que proporcionan altas velocidades de filtración - aún para materiales viscosos, y, como consecuencia de su elevada presión de vapor, su recuperación por destilación es relativamente fácil de efectuar.

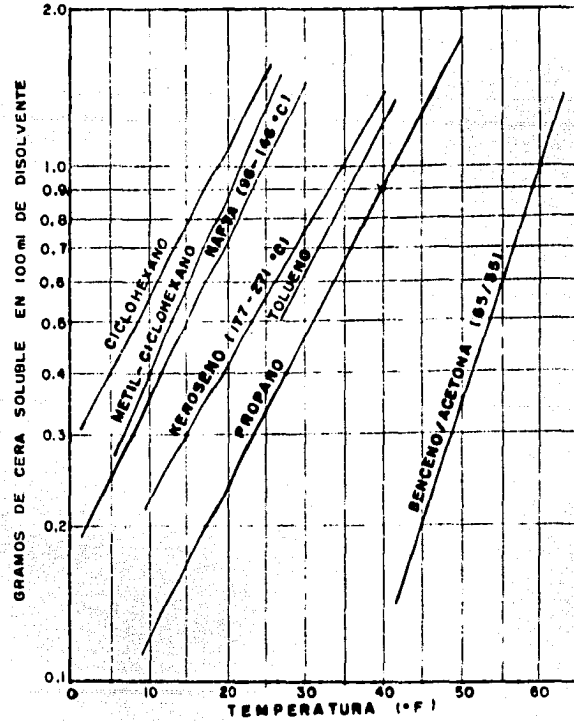
Las desventajas que conlleva el uso de propano consisten en que se necesita disponer de una instalación bajo presión para mantenerlo líquido, además de que la construcción de los filtros es más delicada.

En la práctica comercial, el aceite se combina con dos o tres volúmenes de propano en estado líquido a la temperatura de mezcla que fluctúa entre 90 y 100 F. Después de que una mezcla homogé-

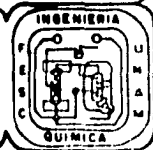




ii.3.1-1.- SOLUBILIDAD DE PARAFINAS DE DISTINTO PUNTO DE FUSION EN GASOLINAS DE DIFERENTE PESO MOLECULAR.



ii.3.1-2.- PRUEBAS DE SOLUBILIDAD DE CERA EN DISTINTOS SOLVENTES.



nea es obtenida, la presión es disminuida y la solución enfriada por evaporación de parte del propano. Luego que la temperatura deseada es alcanzada, la solución con las partículas de cera suspendidas es filtrada a través de filtros de tipo continuo.

La pasta de cera es lavada in situ, con propano frío, el cual es después usado para dilución de carga fresca de aceite. La remoción del propano del aceite y cera se hace por destilación, separándose las últimas trazas por rectificación a presión atmosférica y con uso de vapor.

En la mayoría de los casos la diferencial de temperaturas fluctúa entre 25 y 35 F, la cual es menor que la registrada comúnmente con nafta, aunque sigue siendo un valor muy alto.

La velocidad de enfriamiento de la solución es de menor importancia para la producción del tipo de cristales adecuados que en el caso de la nafta, y puede ser tan alta como varios grados Fahrenheit por minuto, mientras que empleando gasolina la velocidad no excedía de unos cuantos grados por hora.

Después del procedimiento de desparafinado con propano surgieron nuevos métodos de desencerado con solventes como los que veremos a continuación.

#### ii.3.4.2.- Desparafinado con Benceno-Acetona .



El proceso de desparafinado con benceno-acetona fue el primero que utilizó una mezcla de disolventes. Con tecnología desarrollada por la Texas Oil Co., la primera planta industrial de este tipo fue instalada en 1927.

La acetona es usada debido a sus características de solubilidad hacia la cera y los constituyentes del aceite, destacando su remarkable capacidad para precipitar la parafina en cristales bien definidos y fácilmente filtrables, mientras que el benceno es añadido a la solución para suministrar el poder solvente requerido en el agente desparafinante, y para lo cual la acetona es deficiente.

A pesar de que el proceso es referido usualmente como "benzol-ketone process", otros disolventes son frecuentemente empleados como substitutos totales o parciales tanto del benceno como de la acetona. De estas sustancias, el tolueno y la 2-butanona son de gran importancia comercial.

Ajustando la proporción de los disolventes empleados se puede ejercer control sobre las condiciones de operación, así como sobre la calidad del aceite terminado.

Al lado del proceso benceno-acetona otros procedimientos para la eliminación de la cera por medio de solventes fueron desarrollados a finales de la década de los 30's, existiendo en 1938 cuatro tipos de unidades desparafinadoras con disolventes instaladas en el mundo. Las características principales de cada una de ellas se citan en forma concisa en la tabla ii.3.4-1. En aquella época, con el proceso benceno-acetona se producía el 67.2 % de los aceites lubricantes parafínicos en el mundo occidental, correspondiendo a 21 370 BPD dis-

AGENTE DESPARAFINANTE	NAFTA	PROPANO	DISOLVENTES CLORADOS	BENCENO / ACETONA	MEK / TOLUENO
<b>CARACTERISTICAS DEL PROCESO</b>					
<b>VENTAJAS</b>	BAJO COSTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE.	AUTOREFRIGERACION DE LA MEZCLA SOLVENTE-ACEITE POR EVAPORACION DE UNA PARTE DEL AGENTE DESPARAFINANTE. RECUPERACION DEL DISOLVENTE POR DESTILACION RELATIVAMENTE FACIL. EQUIPOS DE ENFRIAMIENTO MUY SIMPLES QUE FAVORECEN ALTAS VELOCIDADES DE REFRIGERACION	ALTA DENSIDAD DEL DISOLVENTE QUE FACILITA LA SEPARACION DE LA CERA POR CENTRIFUGACION.  SE PUEDE MEJORAR EL RENDIMIENTO DEL ACEITE DESPARAFINADO CON CENTRIFUGAS ESPECIALES PARA TRATAMIENTO DE ACEITES VISCOSOS O POR DOBLE CENTRIFUGADO.	BAJA DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS (-10°F). ALTA VELOCIDAD DE ENFRIAMIENTO (100°F EN 1 A 3 HORAS)  ELIMINACION DE LA OPERACION DE CENTRIFUGADO - POR OBTENCION DE CRISTALES DE MEJORES CARACTERISTICAS AUN CON ACEITES DE CILINDROS.	TAMPOCO ES NECESARIA LA OPERACION DE CENTRIFUGADO. SE OBTIENEN CRISTALES ADECUADOS PARA SU SEPARACION POR FILTRACION Y BUENA VELOCIDAD DE FILTRACION Y ADECUADA FLUIDEZ DE LA MEZCLA SOLVENTE-ACEITE. BAJO CONTENIDO DE ACEITE EN CERA, BAJAS PERDIDAS DE DISOLVENTE Y ALTO RENDIMIENTO DE ACEITE. BAJA DIFERENCIAL DE TEMPERATS.
<b>DESVENTAJAS</b>	ELEVADA DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS (30 A 40°F). EMPLEO DE DOS DISTINTAS OPERACIONES (CENTRIFUGADO Y FILTRACION) PARA ELIMINACION DE LA CERA CRISTALIZADA. NECESIDAD DE BAJAS VELOCIDADES DE ENFRIAMIENTO PARA LA OBTENCION DE CRISTALES DE BUENAS CARACTERISTICAS.	ELEVADA DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS (25 A 35°F). INSTALACION BAJO PRESION. NECESIDAD DE EQUIPOS Y MATERIALES ADECUADOS PARA ALTAS PRESIONES DE OPERACION.	EN GENERAL LOS DISOLVENTES CLORINADOS TIENDEN A LIBERAR CLORUROS O HCL DURANTE EL CALENTAMIENTO, LO CUAL RESULTA EN OSCURECIMIENTO DEL ACEITE CUANDO EL DISOLVENTE ES REMOVIDO POR DESTILACION. Y EN LA CORROSION DE LOS EQUIPOS DE PROCESO DEBE TENERSE CUIDADO DE EMPLEAR BAJAS TEMPERATURAS DE DESTILACION CON LAS CUALES LA DEGRADACION DEL ACEITE SEA DESPRECIABLE	SE REQUIERE CALENTAR LA MEZCLA SOLVENTE-ACEITE PARA ADECUADA HOMOGENEIZACION ANTES DE SU ENFRIAMIENTO.  GRANDES PERDIDAS DE DISOLVENTE REQUIRIENDO MAYOR REPOSICION.	CALENTAMIENTO PARA HOMOGENEIZACION.
<b>PRACTICA COMERCIAL</b>					
<b>COMPOSICION SOLVENTE</b>	GASOLINAS DE DIFERENTES GRADOS PRODUCIDAS EN LA MISMA REFINERIA.	PROPANO LIQUIDO	TRICLOROETILENO EN EL PROCESO "SEPARATOR - NOBEL".  TRICLOROETILENO + DICLOROETANO EN EL PROCESO "BARI-SOL".	25 - 40 % ACETONA 12 - 25 % TOLUENO 40 - 60 % BENCENO.	VARIABLE ALREDEDOR DE:  50 % MEK 50 % TOLUENO.
<b>RELACION DE DILUCION SOLVENTE / ACEITE</b>	DE 0.66/10 A 3/1 (Vol/Vol)	-	3/1 A 4/1 (Vol/Vol)	3/1 A 4/1 (Vol/Vol)	1/1 A 4/1 (Vol/Vol)
	ii.3.- DESARROLLO HISTORICO DE LOS METODOS INDUSTRIALES DE DESPARAFINADO		ii.3.1.- CUADRO COMPARATIVO PROCESOS DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES SELECTIVOS		

tribuidos en catorce refincrias; mientras que cinco refineria, utilizando propano como agente desparafinante producian el 22.4 %, dejando el 7.8 % restante al proceso Bari-Sol, y s6lamente el 2.6 % - al proceso "Soparator Nobel".

#### ii.3.4.3.- Desparafinado con Metil-etil-cetona (2-butanona).

Posteriormente vino la incorporaci6n definitiva de las cetonas superiores como agentes desparafinantes para uso industrial. El primer proceso desarrollado utilizaba una mezcla de metil-etil-cetona (Mek) y benceno como solvente, y actualmente se sigue utilizando en una gran parte de las refincrias del orbe, aunque en muchos casos se ha considerado conveniente substituir al benceno por tolueno, como en la Refineria de Salamanca, donde se emplea una mezcla de Mek y tolueno como agente desparafinante.

En 1960 6nicamente la Texaco Development Corporation tenia 78 - unidades de este tipos entre instaladas y en proceso de construcci6n, lo cual nos da una idea de la gran aceptaci6n que ha tenido este proceso. El m6todo es aplicable a toda clase de fracciones para lubricantes b6sicos, desde los cortes ligeros de aceites para husos hasta los viscosos aceites de cilindros.

La metil-etil-cetona da lugar a una buena cristalizaci6n de la cera que permite su f6cil separaci6n por filtrado, en tanto que el tolueno u otro solvente arom6tico que se use (generalmente se emplea tolueno o una mezcla benceno-tolueno) aumenta la capacidad de diluci6n hacia el aceite.

Las ventajas que se consiguen con la utilizaci6n de la metil-etil-cetona son : buena velocidad de filtraci6n, buena fluidez de la mezcla solvente/aceite, bajo contenido de aceite en la cera, buen rendimiento de aceite y poca p6rdida de disolvente, producci6n de un aceite desparafinado con un punto de escurrimiento igual o dentro de muy pocos grados a la temperatura de filtraci6n, es decir, la diferencial de temperaturas tiende a cero.

En general, la proporci6n arom6tico/mek llega a ser grande (alrededor del 70 %), aunque esta relaci6n varia con el grado de aceite que ha de ser tratado. Por otra parte, la relaci6n solvente/aceite varia con la viscosidad de la carga, desde 1:1 para aceites ligeros hasta 4:1 para lubricantes de viscosidad elevada.

La figura ii.4.f-6 representa una Unidad Desparafinadora con Mek-Tolueno.

#### ii.3.5.- Alternativas Futuras para el Desparafinado.-

En algunos paises se han desarrollado investigaciones experimentales para determinar la factibilidad de la eliminaci6n de la cera por extracci6n en fase l6quida. Parece ser que la Urea es el disolvente que podrfa usarse con tal finalidad.

Otra opci6n contempla la acci6n qu6mica sobre las ceras, tal es el caso del hidrodeshparafinado, el cual consiste en cracking catalitico de los hidrocarburos lineales para convertirlos en cadenas m6s cortas que se integren a la corriente de aceite, mediante este m6to-

do se puede incrementar el rendimiento final de lubricantes .

#### ii.4.- Procesamiento Actual de Lubricantes Parafínicos en Nuestro País .

En la Refinería Ing. Antonio M. Amor (Riama) de Salamanca, Gto. se encuentra instalado el único tren de recuperación y acondicionamiento de aceites lubricantes de alto índice de viscosidad actualmente en operación dentro del Territorio Nacional.

Las instalaciones industriales de Salamanca se encuentran en disponibilidad de trabajar con crudos ligeros de naturaleza parafínica o mixta-parafínica, es decir, se pueden procesar aceites crudos con  $K_{400}$  mayor a 11.8, constante de gravedad - viscosidad menor a 0.85 y gravedad específica superior a 29 - grados API.

En México contamos con muchos crudos que cumplen con estas características y otros tantos que se acercan bastante a ellas y que podrían ser incorporados a la Producción Nacional de aceites lubricantes de base parafínica .

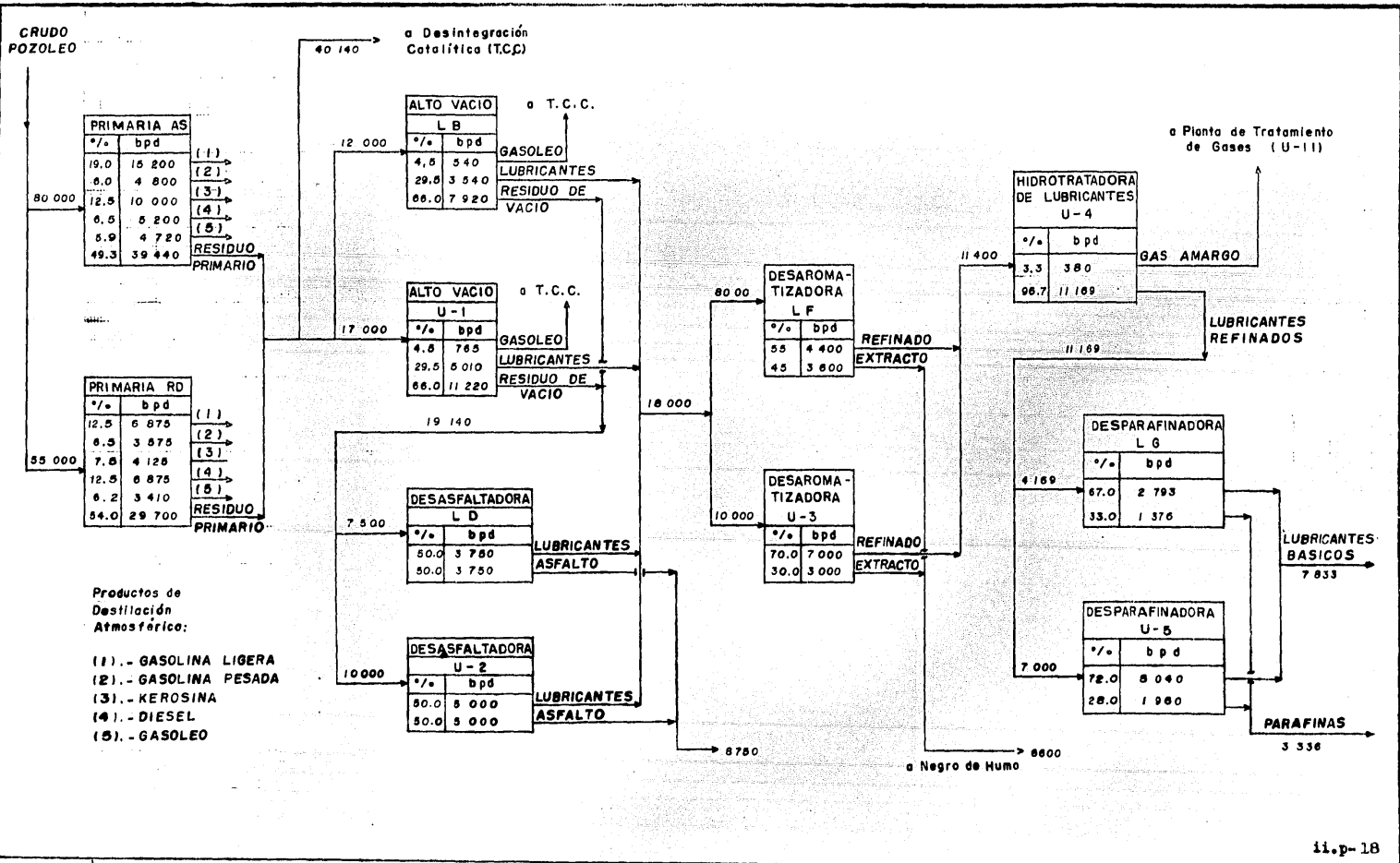
A continuación se presenta una descripción superficial del actual procesamiento de lubricantes parafínicos en nuestro país.

##### ii.4.1.- Descripción Gráfica del Proceso .

En la figura ii.4.f-1 se presenta el diagrama de bloques correspondiente al tren de procesamiento de lubricantes parafínicos de la Refinería de Salamanca .

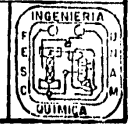
Para la primera etapa de refinación se dispone actualmente de cuatro unidades de destilación atmosférica, las primarias SA, P-4, A3, y RD. En estas columnas se fracciona el crudo obteniéndose cortes para la recuperación de gasolina, kerosina, diesel, gasóleo, y lubricantes básicos que se extraen a partir del residuo primario .

De las cuatro unidades señaladas arriba, los residuos de las dos últimas son los que normalmente se procesan para la preparación de lubricantes, en tanto que los productos de fondo de las dos restantes se integran empleándose posteriormente co-



NOTAS:

ii.4.f-1.- Diagrama de Bloques del Tren de Procesamiento de Aceites Lubricantes de Salamanca



mo alimentación a unidades de agotamiento de las cuales se obtiene un segundo residuo que se utiliza para la fabricación de asfaltos, y una corriente de gasóleos que se alimenta a una desintegradora catalítica (TCC) para recuperación de gas, propano, butano, gasolina ligera y aceite cíclico.

#### 11.4.1.1.- Destilación a Presión Reducida .

Salamanca cuenta con dos plantas industriales de Destilación a Vacío, "LB" y "U-1", los diagramas de flujo correspondientes a estas dos unidades se muestran en las figuras 11.4.f-2a y 11.4.f-2b .

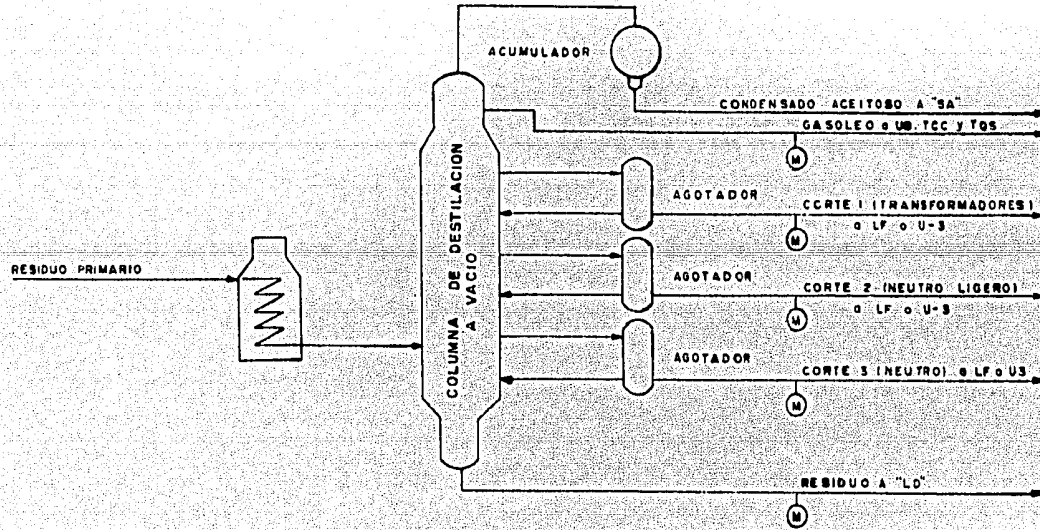
"LB" recibe el residuo atmosférico de la primaria "SA" (temperatura de ebullición normal superior a 365°C), los productos - que normalmente se obtienen en esta columna son: un condensado aceitoso que se recircula a "SA"; un gasóleo que se manda a hidrodésintegración; cortes para lubricantes ligeros tipo transformadores, neutro ligero, neutro y corte número 3; y, además, el residuo de fondo que es la carga de desasfaltado para recuperación de aceites básicos pesados .

La planta "U-1" procesa los residuos de la primaria "RD" - (T 365°C a 1 atm.) y las fracciones que se recuperan aquí son: por el domo, una corriente de ligeros que son retornados a "SA"; como productos laterales, gasóleo para "TCC" y carga para lubricantes ligeros; además del residuo asfáltico por el fondo de la columna. Las fracciones para aceites lubricantes ligeros que se obtienen con mayor frecuencia en esta columna son: transformadores, tecnol. neutro ligero, neutro y corte número 3.

En las dos columnas tampoco es raro que se recupere una fracción ligera de carga para aceite de husos. De hecho, las dos torres de destilación a vacío están en posibilidad de ser empleadas para la obtención de cuatro cortes laterales a elegir entre las siguientes opciones: husos, transformadores, tecnol, neutro ligero (dos grados de calidad, índices de viscosidad de 90 y - 105), neutro y corte número 3.

PLANTA DE DESTILACION A PRESION REDUCIDA

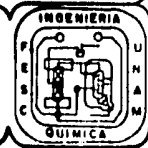
L B



II.4.1-2a



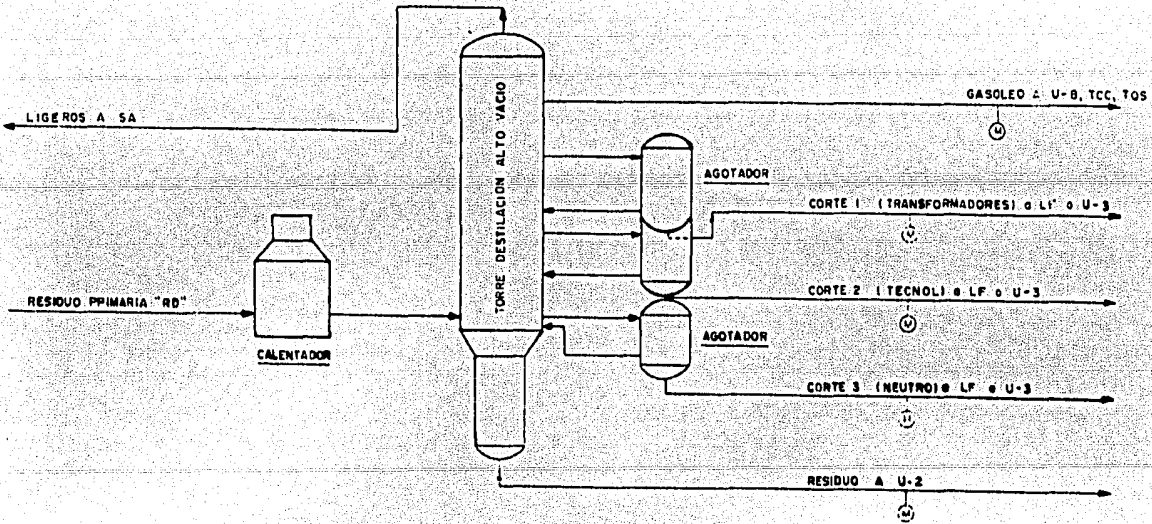
II.4.1-2a.- UNIDAD DE ALTO VACIO "LB" DE SALAMANCA





PLANTA DE DESTILACION A PRESION REDUCIDA

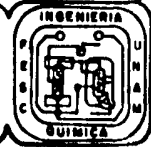
U - I



11.4.1-21



11.4.1-2b.- UNIDAD DE ALTO VACIO "U-1" DE SALAMANCA



La elección del esquema de fraccionamiento en esta etapa depende de las cantidades y tipos de lubricantes que se deseen obtener. Con el fin de establecer las condiciones de operación de la columna de vacío se requieren de datos empíricos para el ajuste y localización de las fracciones de interés. Las propiedades que se toman en cuenta para dicho ajuste son: viscosidad, temperatura de inflamación y color; de ellas, la primera es la que generalmente tiene mayor importancia mientras que las otras se toman como especificaciones que deben ser cumplidas. La forma en que se definan los intervalos de ebullición para cada corte es la siguiente:

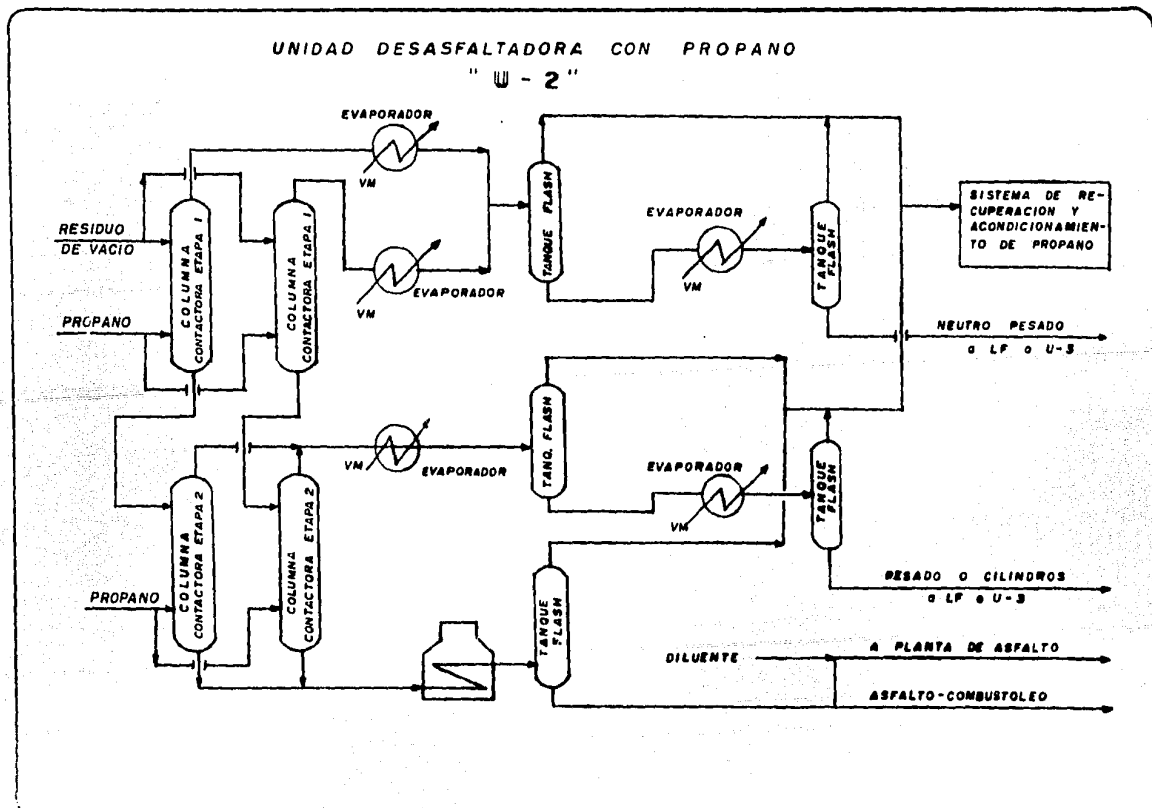
El residuo primario se destila a presión reducida recuperándose cortes cada 1% en volumen y se caracterizan dichas fracciones. Teniendo los datos de viscosidad de cada corte, se ensayan diferentes combinaciones entre ellos hasta obtener las especificaciones requeridas en los aceites en esta etapa de procesamiento, vigilando además el rendimiento de cada uno.

El corte número 3 sirve como comodín para lograr el ajuste anterior, pero su importancia primordial radica en que gracias a su separación, se hace posible obtener lubricantes pesados de calidad y rendimiento atractivos, porque, debido a las características de la materia prima que se procesa en Salamanca, el residuo de vacío podría contener una cantidad muy importante de hidrocarburos lineales de peso molecular elevado, pero lo suficientemente ligeros como para que su concentración en la carga de desasfaltado provoque problemas en el ajuste de las viscosidades para la recuperación de aceites pesado, neutro pesado y cilindros.

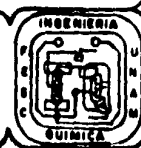
#### 1.4.1.2.- Desasfaltado del Residuo de Vacío.

El residuo de vacío tiene que ser desasfaltado para recuperarse posteriormente, por tratamiento en los subsiguientes procesos de refinación, los lubricantes básicos pesados. En la Refi-

11. P-23



11. 4. 1. 3. - UNIDAD DESASFALTADORA DE ACEITES LUBRICANTES.  
U-2, SALAMANCA.



nería de Salamanca se dispone de dos unidades desasfaltadoras, - la "U-2" y la "LD", virtualmente no existe diferencia entre ambas.

El desasfaltado es un proceso de extracción con solventes que se lleva a cabo en dos etapas. En la figura 11.4.f-3 podemos observar el diagrama de flujo correspondiente a la planta "U-2" de Riaza. La carga, residuo de alto vacío, se divide y se introduce a dos torres de contacto colocadas en paralelo, se hace circular propano a contracorriente el cual arrastra los hidrocarburos parafínicos y los separa de los cuerpos asfálticos, posteriormente se recupera el propano del extracto por los medios físicos que se exhiben en la figura mencionada. El producto libre de solvente de esta primera etapa constituye la carga para aceite neutro pesado básico a los posteriores procesos de refinación. El control de calidad se realiza atendiendo a las características de viscosidad, color, carbón Ramsbottom y temperatura de inflamación.

El refinado de la primera extracción pasa a otra etapa de desasfaltado, esta vez con una mezcla de propano, butano e hidrocarburos pesados, en esta ocasión se recupera aceite neutro pesado o aceite de cilindros, según las condiciones de operación.

Tanto las fracciones ligeras de la destilación de vacío como los productos de desasfaltado que se denominan lubricantes no tratados, contienen impurezas que ocasionan bajos índices de viscosidad, baja estabilidad ante la oxidación y una disminución en la calidad del color, necesitándose tratamientos posteriores para su eliminación.

#### 11.4.1.3.- Refinado con Furfural .

La siguiente operación en el tren de procesamiento es el Desaromatizado, que se consigue por extracción con furfural. La eliminación de compuestos aromáticos tal y como se realiza actualmente en las instalaciones industriales de Salamanca consiste en un proceso de refinado con solventes. En dicha Refinería se dispone de dos unidades , "Lr" y "U-3" para llevarla a cabo.

La carga es previamente tratada en un desaereador donde se le elimina el aire que, durante la última etapa de separación del propano y el posterior procedimiento de bombeo desde la unidad desasfaltadora, pudiera haber arrastrado. Este proceso de desaereación es necesaria debido a que el furfural que se utiliza como agente desaromatizante presenta muy baja estabilidad a la oxidación y puede degradarse por la presencia de aire.

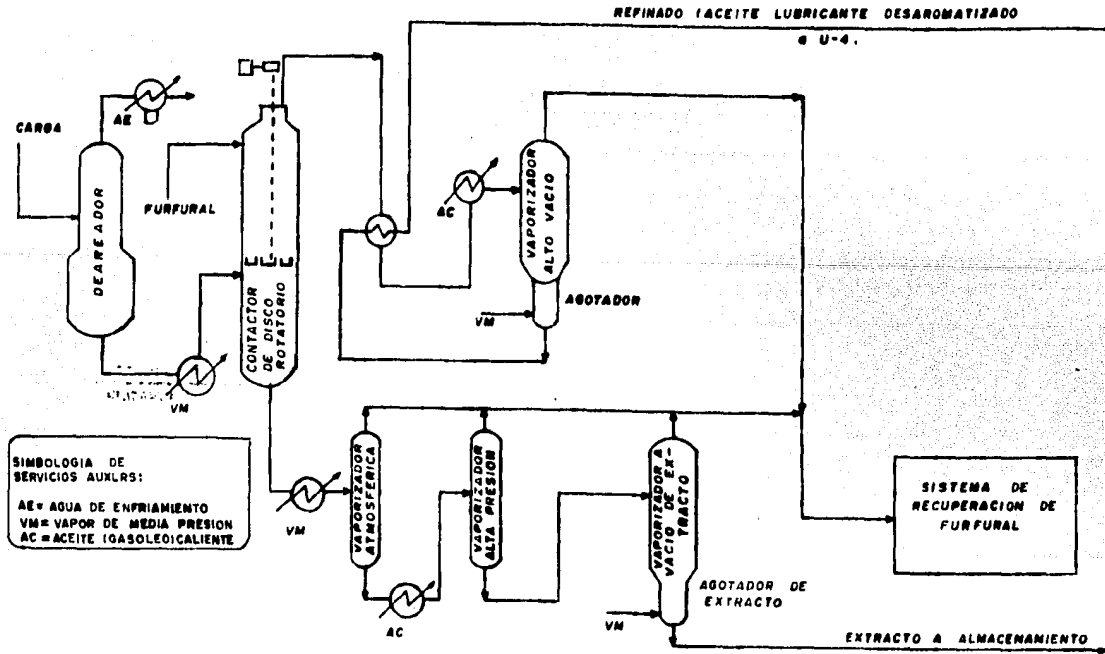
Una vez desaereado, el aceite se introduce a un contactor de discos giratorios donde a contracorriente circula furfural el cual extrae la mayor parte de las sustancias aromáticas y otras impurezas tales como: compuestos acídicos, hidrocarburos no saturados y algo de azufre. La temperatura y presión de operación, el tiempo de residencia y la relación furfural/aceite deben ser las adecuadas para dar los mejores rendimientos y productos dentro de las especificaciones fijadas para esta fase de tratamiento.

La figura ii.4.f-4 representa el diagrama de flujo de la unidad U-3 de refinado con furfural de la Refinería de Salamanca.

#### ii.4.1.4.- Hidrodesulfuración de Lubricantes Desaromatizados.

En general, la presencia de azufre en los derivados del petróleo es indeseable debido a que disminuye la calidad de los productos terminados. En el caso de los aceites lubricantes, un alto contenido de azufre significa un deterioro en su apariencia al impartirle un color opaco, y además, una menor estabilidad ante la oxidación. Por lo tanto, con el fin de obtener productos que exhiban un adecuado comportamiento en servicio, los compuestos de azufre deben ser mantenidos dentro de ciertos límites de tolerancia los cuales son fijados en base a la experiencia. En la tabla v.3.t-2 se presentan las concentraciones máximas de azufre en los lubricantes básicos recuperados del crudo Pozóleo que actualmente se procesa en Salamanca. Dichos aceites han sido tratados para la reducción de esta impureza que a la salida de la unidad de refinado con furfural alcanzaba valores muy elevados.

LF  
PLANTA REFINADORA DE LUBRICANTES CON FURFURAL



SIMBOLOGIA DE SERVICIOS AUXLRS:  
 AE = AGUA DE ENFRIAMIENTO  
 VM = VAPOR DE MEDIA PRESION  
 AC = ACEITE (GASOLEO)CALIENTE



11.4.1-4.- UNIDAD DESAROMATIZADORA DE ACEITES LUBRICANTES.  
 "LF". SALAMANCA, GTO.



En la etapa de desaromatizado se reduce en parte el contenido de azufre presente como mercaptanos y sulfuros metálicos. Pero casi siempre, en especial con los lubricantes desaromatizados pesados, es necesario separar una mayor cantidad para tener controlada su concentración en los productos finales, esto se logra en las instalaciones industriales de la Planta Hidrodesulfuradora de aceites lubricantes, U-4, cuyo diagrama de flujo es mostrado en la figura ii.4.f-5 .

En esta unidad el azufre es eliminado como gas amargo combustible después de haber sido hidrotratado en un reactor de lecho catalítico. Los lubricantes tratados conteniendo aún el ácido sulfhídrico producido durante la reacción y materiales sulfonables como impurezas, pasan por tres etapas de depuración, la primera consiste de una evaporación instantánea a alta presión, en tanto que la segunda se destila el aceite en un agotador intermedio que trabaja a baja presión, finalmente se rectifica en un agotador a alto vacío. De esta manera se obtiene la carga para las unidades desparafinadoras .

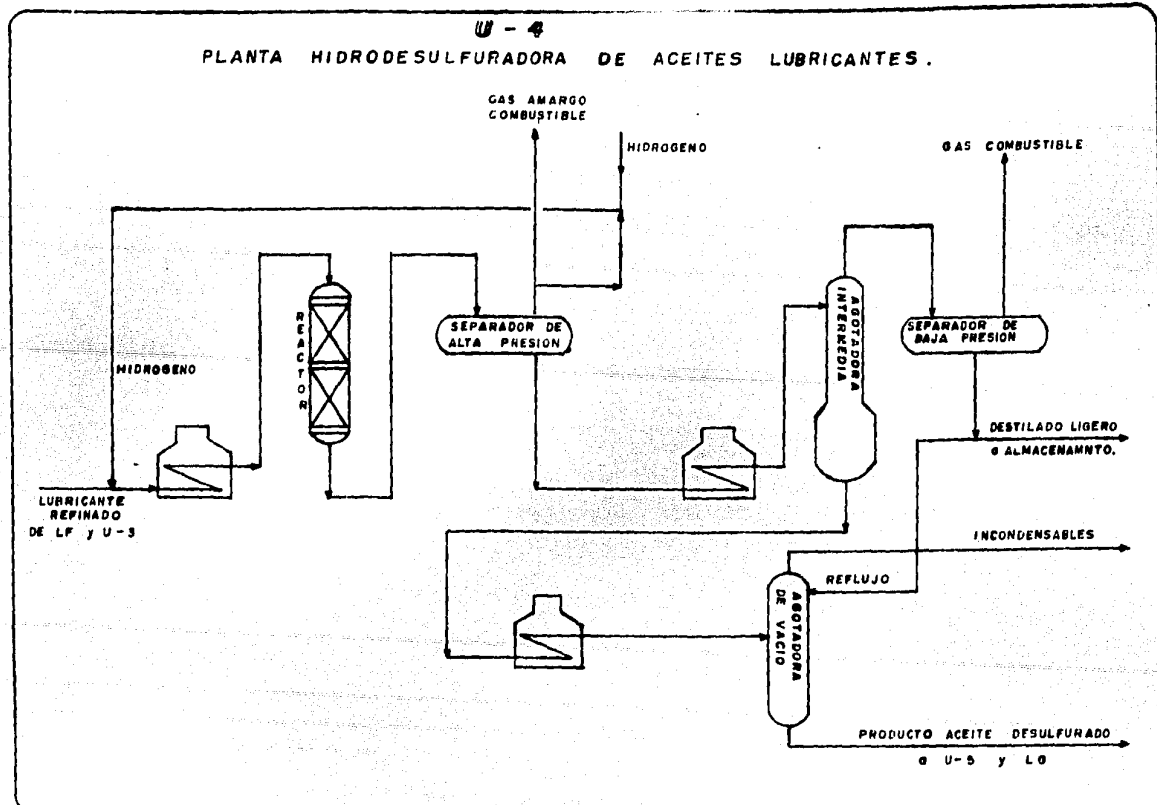
#### ii.4.1-5.- Eliminación de Ceras Parafínicas .

Los lubricantes refinados contienen parafinas que cristalizan a relativamente altas temperaturas por lo que su remoción es necesaria para bajar el punto de escurrimiento del aceite terminado.

En Salamanca el desparafinado se lleva a cabo por precipitación de la cera empleando disolventes selectivos. El agente desparafinante es una mezcla de metil-etil-cetona y tolueno en distintas proporciones según el aceite en tratamiento. Riama cuenta con dos unidades desparafinadoras, LG y U-5. Los diagramas de flujo correspondientes a estas dos plantas se presentan en las figuras ii.4.f-6 incisos a y b respectivamente .

La carga, aceite parafinoso desaromatizado, es mezclada con el agente desaromatizante en varias etapas de dilución correspondientes a las fases de enfriamiento que, determinadas empíricamente, permiten una mejor cristalización de la cera a partir de las soluciones agente/solvente .

11.p-28



11.4.1-5.- UNIDAD HIDRO-  
DESULFURADORA DE ACEITES  
LUBRICANTES  
"U-4" SALAMANCA.





soluciones aceite/solvente .

En la primera dilución el solvente ya usado se agrega a la corriente de aceite lubricante procedente de la unidad hidrodeshumidificadora, se calienta hasta homogeneización completa, después se enfría en un intercambiador de servicio y seguidamente en uno de proceso en el que se aprovecha la baja temperatura del aceite desparafinado del filtro primario (filtro A) .

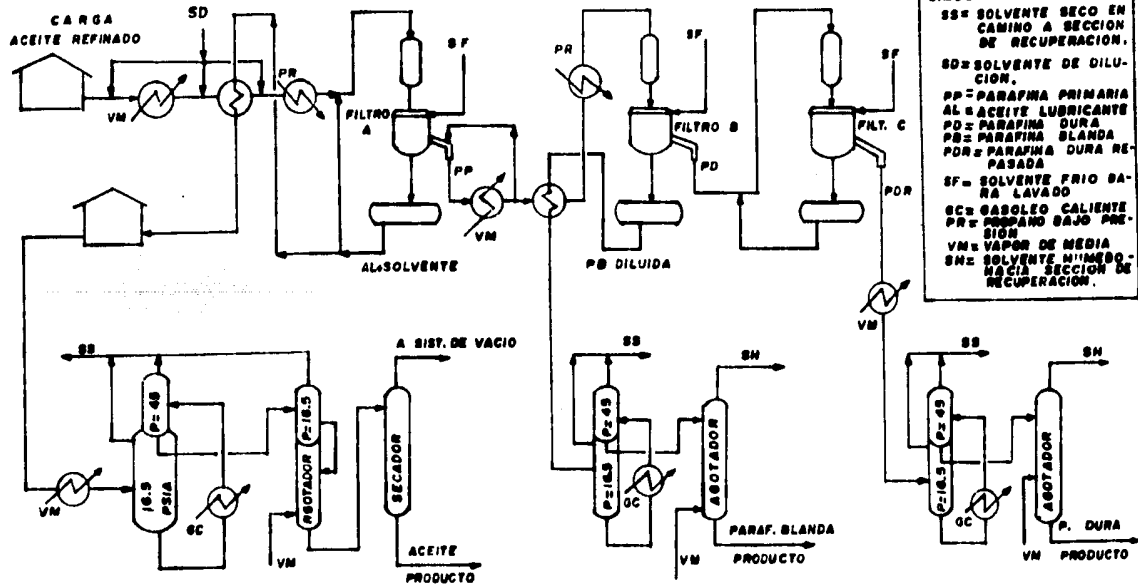
En el intercambiador de proceso se realizan otras diluciones y la temperatura final es de alrededor de  $-10^{\circ}\text{C}$ . Se efectúa una dilución más y se enfría en otro intercambiador de servicio que utiliza propano como medio de absorción de calor, el aceite al final de esta etapa de criogenización debe alcanzar la temperatura de filtración adecuada, la cual debe ser menor en unos cuantos grados al punto de escurrimiento del aceite terminado.

Tanto el preenfriador de proceso como el que utiliza propano son del tipo de intercambiadores de tubos concéntricos con raspadores rotatorios ("scrap chillers").

La mezcla enfriada en su punto de filtración se introduce al filtro A donde se separa el aceite, mientras lo que se denomina parafina primaria (parafina dura + parafina suave) queda atrapada en las mallas del equipo. El aceite desparafinado aún en mezcla con el agente desparafinante se envía a la sección de recuperación donde el lubricante libre de solvente es obtenido al eliminársele este último por destilación en cuatro etapas: a presión atmosférica, a alta y baja presión y finalmente rectificándolo con empleo de vapor sobrecalentado.

La parafina primaria puede recibir dos tratamientos distintos que son los que precisamente distinguen la forma de operación de las unidades LG y U-5 .

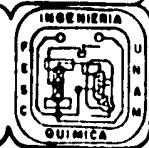
UNIDAD DESPARAFINADORA CON SOLVENTES  
 " LG " SALAMANCA, GTO.



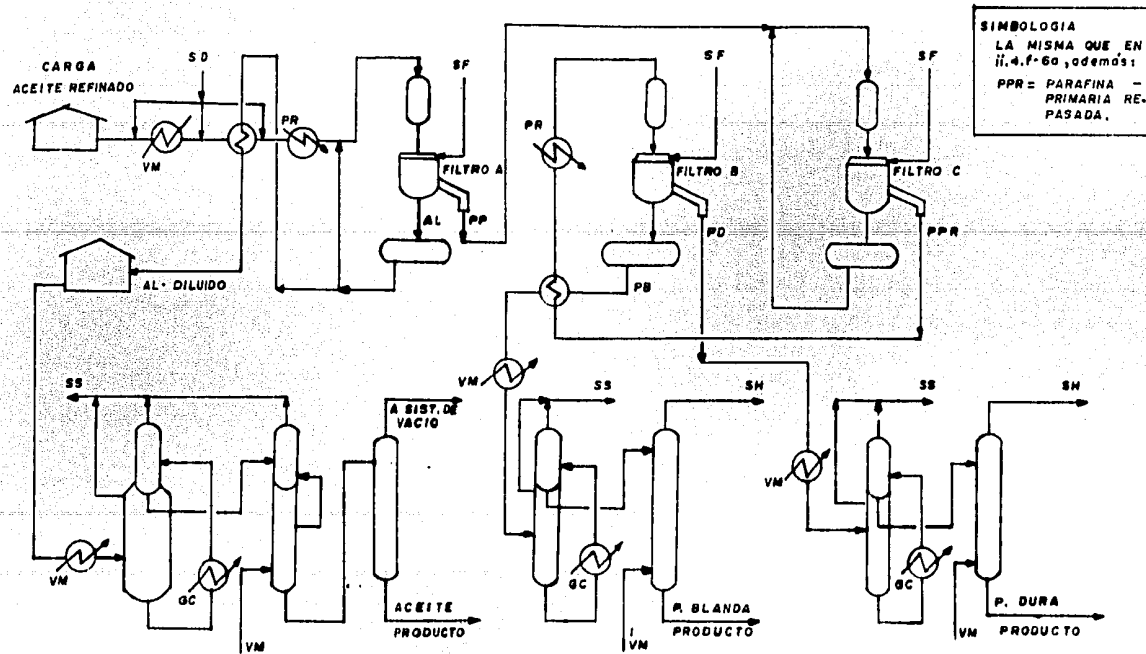
ii.p-30



11.4.1-60.- UNIDAD DESPARAFINADORA CON SOLVENTES  
 LG. SALAMANCA.



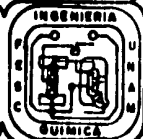
UNIDAD DESPARAFINADORA CON SOLVENTES  
U-5, SALAMANCA, GTO.



II.4.1-31



II.4.1-6.º UNIDAD DESPARAFINADORA  
CON SOLVENTES  
U.5. SALAMANCA.



Después de ser lavada la parafina primaria con solvente frío y nuevo sobre el filtro, es retirada del mismo y entonces, puede volver a ser enfriada para cargarse a un segundo filtro (filtro B, figura ii.4.f-6) donde se separa la parafina suave al colarse entre las mallas. Esta parafina suave se manda a la sección de recuperación para la eliminación de solvente, lo cual se consigue destilándola en columnas a presión atmosférica, a presión elevada, y rectificándola con uso de vapor vivo.

La parafina dura que queda en el filtro es retirada después de aplicársele un lavado con disolvente frío no usado, enfriada con propano y alimentada a un tercer filtro donde otra vez se lava con agente desparafinante frío y limpio, lográndose la solubilización en este último de las pequeñas cantidades de parafina suave que traía consigo, de esta manera se rectifica la parafina dura. La mezcla de parafina suave y disolvente se reintegra a la corriente que alimenta al filtro C en tanto que la parafina dura repasada se manda a la sección de recuperación que le corresponde para eliminación de solvente y que presenta características similares a la de la parafina suave.

La segunda alternativa para el tratamiento de la parafina primaria se lleva a cabo comúnmente en la planta U-5, la única variación con respecto al proceso en LG es que la mezcla de parafina dura y suave se rectifica en un segundo filtro (filtro C, figura ii.4.f-6b). En U-5 se tratan lubricantes que dan una parafina primaria asociada a un alto porcentaje de aceite eliminándose los restos de aceite lubricante que pudiera contener con el fin de obtener una parafina con mejores características comerciales.

La solución libre de cera proveniente del filtro C se usa como disolvente en las primeras etapas de dilución, en tanto que la parafina primaria repasada recuperada ahí mismo, se fracciona en dura y suave haciéndole descender su temperatura y filtrándola posteriormente. Las secciones de recuperación de productos son idénticas a las de la unidad LG y los equipos de caracterís-

ticas similares también .

#### ii.4.1.6.- Tratamiento Final para Aceites y Parafinas .

El acabado de lubricantes básicos se efectúa en la planta de tratamiento con tierras decolorantes, LO. Aquí, utilizando arcillas naturales y activadas, se mejora la estabilidad del aceite y se separan materiales asfálticos y resinosos que imparten coloración, obteniéndose finalmente los aceites lubricantes básicos dentro de las especificaciones comerciales. El procedimiento consiste en contactamiento a temperatura controlada con arcilla finamente dividida. La figura ii.4.f-7 representa el diagrama de flujo de la Unidad de Tratamiento Final de aceites .

La alimentación a esta unidad se divide, el 20 % de esta corriente se precalienta y se combina en un recipiente agitado con arcilla pulverizada proveniente de alimentadores especiales, una vez homogeneizada la mezcla se combina con el 80 % del aceite restante y la temperatura de la corriente resultante se eleva entre 105 y 120°C, haciéndose pasar después al interior de un tanque de contacto que trabaja a presión reducida, posteriormente se filtra en tres etapas para la eliminación de la arcilla en forma de lodo combinada con los materiales coloridos que ha absorbido. Se enfría el aceite hasta la temperatura ambiente y se almacena en tanques el producto terminado .

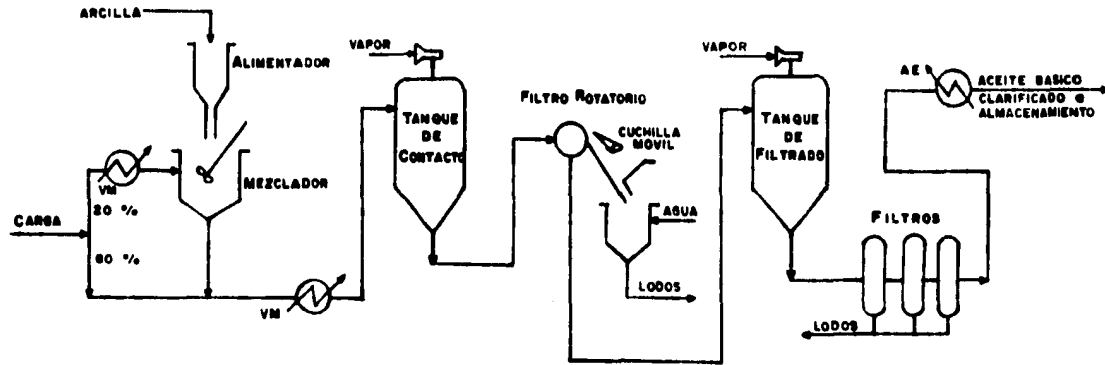
El tratamiento final de las parafinas consiste en un procedimiento de percolación y regeneración, la planta LU de Salamanca se encarga de llevarlo a cabo, figura ii.4.f-8 .

#### ii.4.2.- Especificaciones de Productos para cada Etapa de Refinación .

Las características principales que deben cumplir los aceites lubricantes en tratamiento después de cada una de las operaciones mencionadas en el inciso ii.4.1 se reportan en el capítulo V al momento de definir las condiciones de operación para la Unidad Desparafinadora del nuevo tren de lubricantes .

L O

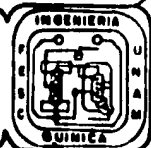
PLANTA DE TRATAMIENTO CON ARCILLAS DE ACEITES LUBRICANTES .



11.4.9-34



11.4.9-7.- UNIDAD DE TRATAMIENTO CON ARCILLAS DE COLORANTES DE ACEITES LUBRICANTES .



### Capítulo III.- Fundamentos Teóricos para la Selección del Agente - Desparafinante .

El rápido crecimiento de la Industria Química en el curso de los últimos años y el desarrollo de nuevos procesos de manufactura de diferentes sustancias han abastecido al mercado con una amplia variedad de disolventes relativamente baratos y que presentan ventajas sobre otros anteriores en el desparafinado de lubricantes básicos.

Los antiguos procesos para la remoción de cera de los aceites minerales que consistían en filtración o centrifugado, o desparafinado con nafta, resultaban caros y poco eficaces.

Con la aparición de los métodos de desencerado con solventes distintos a la nafta se abrieron nuevos caminos hacia el mejoramiento de las condiciones de operación, y lo que es más importante, hacia la optimización de la calidad de los productos finales.

Mediante la aplicación de estos métodos se logran obtener aceites terminados con puntos de congelación más próximos a la temperatura de filtración, eliminándose refrigeración adicional, además de que se puede prescindir de la operación de centrifugación para separar las parafinas de los aceites pesados.

Evidentemente, existen otras ventajas que pueden ser alcanzadas con el uso de determinado agente desparafinante. En el cuadro de la tabla ii.3.t-1 se presentó un resumen comparativo acerca de las condiciones favorables y desfavorables de los métodos de eliminación de cera que tenían aplicación a nivel industrial hasta 1938.

En este capítulo se pretende completar dicha comparación incorporando al concurso otros disolventes como la metil-etil-cetona que en últimas fechas ha alcanzado gran relevancia en las instalaciones industriales, y la metil-isobutil-cetona con la que también se han obtenido buenos resultados.

El fenómeno en que se basan los procedimientos de desparafinado con disolventes consiste en una cristalización selectiva de la cera ante la disminución de su solubilidad en la mezcla solvente/aceite por descenso en la temperatura de operación.

La elección del solvente adecuado es de vital importancia para llevar a cabo el proceso en las condiciones técnico-económicas más favorables y asegurar la obtención de productos de alta calidad.

Este capítulo se inicia con una breve exposición concerniente a las propiedades requeridas en un agente desencerante para uso industrial, inciso iii.1, donde también se comentan las características estructurales de las sustancias que podrían ser utilizadas - como tales.

En iii.2 se hace un resumen acerca del empleo de cetonas superiores como disolventes aislados en los procesos de eliminación de cera. Aprovechándose la ocasión para hablar con respecto a tres de las características fundamentales que rigen la selección del mejor agente : miscibilidad del aceite, solubilidad de cera, y velocidad de filtración.

En el tercer inciso se comentan las ventajas y limitaciones - que conlleva el uso de mezclas de disolvente-precipitador como agentes desparafinantes .

En el inciso iii.4 se presentan algunos comentarios en conexión con las interrelaciones existentes entre las propiedades de los productos finales (aceites y parafinas) y las condiciones de operación bajo las cuales son recuperados. En iii.4.1 se comenta la influencia que sobre la definición de las variables de proceso más importantes, ejercen las propiedades requeridas en el aceite - desparafinado; mientras que en el subinciso iii.4.2 se discuten los efectos de las condiciones de procesamiento sobre las parafinas cristalizadas.

En iii.5 se hace un estudio comparativo entre la utilización de cetonas superiores como solventes aislados y mezclas asociadas de metil-etil-cetona y tolueno, como complemento a lo expuesto en iii.2 y iii.3 .

Finalmente, en iii.6 se citan algunos comentarios con respecto a un estudio realizado para la elección del agente desparafinante más adecuado para el procesamiento de lubricantes recuperados a partir de crudos de producción nacional, tomando en cuenta las consideraciones presentadas en los cinco primeros incisos de este capítulo .

El disolvente elegido a partir de este estudio será incorporado como agente desparafinante en el nuevo tren de recuperación y acondicionamiento de lubricantes parafínicos de la Refinería Miguel Hidalgo .



### iii.1.- Características que debe reunir el Disolvente Ideal .

Varios son los factores que deben ser considerados en la selección del agente desparafinante más adecuado para el tratamiento de cada una de las fracciones para lubricantes básicos.

Un disolvente ideal para la remoción de ceras parafínicas de los cortos para aceites lubricantes debe reunir las siguientes características :

1.- Ser completamente miscible con el aceite que esté siendo tratado a las temperaturas y diluciones utilizadas en el proceso de desparafinado, específicamente en las operaciones de filtración y centrifugado. En cambio, debe presentar muy bajo poder de dilución hacia la cera, ya que esto permite efectuar el desencerado del aceite a temperaturas menos bajas para la obtención de un lubricante de punto de escurrimiento dado, con el consecuente ahorro en los costos de refrigeración .

2.- A temperaturas no excesivamente superiores a aquellas necesarias para la completa separación de la cera, el agente desparafinante deberá poseer una solubilidad suficientemente alta para poder disolver toda la parafina de manera que se asegure la formación de una solución uniforme y una distribución apropiada de disolvente y aceite (mezclado homogéneo) .

Los componentes parafínicos del aceite con puntos de escurrimiento diferencialmente menores a la temperatura de desparafinado deben ser suficientemente solubles en el disolvente de manera que nada de aceite sea retenido por la cera cristalizada .

3.- El disolvente debe dar lugar a la formación de cristales que favorezcan la fácil separación de las parafinas por medios mecánicos una vez que estas han sido precipitadas. Al precipitar la cera deberá constituirse en una red crig

talina no muy cerrada para permitir la filtración del aceite a través de dicha red, de no ser así, nos veríamos obligados como en otra época, en el caso de la gasolina, a recurrir a la centrifugación.

Con una adecuada cristalización se pueden conseguir buenas velocidades de filtración, y si la formación de los cristales deseados no depende de la rapidez de enfriamiento de la mezcla, se favorecerán también las altas velocidades de refrigeración. Recuérdese que, operando con nafta, era necesaria una baja velocidad en el descenso de la temperatura para permitir la formación de los cristales requeridos.

- 4.- Las sustancias que se empleen no deben presentar acción química hacia aceite ni cera que pudiera ocasionar la degradación de los productos.
- 5.- Debido a que durante la última fase de recuperación de los productos (aceite y parafinas) se utiliza vapor para separar las últimas trazas de disolvente, la corriente del domo de las unidades rectificadoras (DA-204 DA-208 y DA-211), diagrama P-201, capítulo VII) estará constituida por agente desparafinante con un alto porcentaje de humedad que debe ser reducida para que el disolvente pueda volver a ser empleado en las etapas de dilución de aceite.

Por lo tanto, el disolvente debe ser recuperable a partir de ambos productos y fácilmente separable del agua. Como la disociación de las mezclas solvente/hidrocarburo es generalmente efectuada por destilación, el punto de ebullición del disolvente deberá ser suficientemente bajo para permitir su fácil remoción sin peligro de contaminación por parte de las fracciones ligeras que constituyen los productos principales (aceite y parafinas).

6.- El agente elegido no debe introducir complicaciones en el diseño de los equipos por requerimiento de materiales costosos para hacerle frente a la corrosión o a presiones de operación elevadas. El caso del propano, por ejemplo, requiere de equipos bajo presión para mantenerlo en estado líquido.

Adicionalmente, el disolvente no deberá presentar exceso de peligro debido a su toxicidad o inflamabilidad.

7.- Las propiedades termodinámicas del agente desparafinante, tales como su calor latente de vaporización,  $\lambda_v$ , y su capacidad calorífica,  $C_p$ , deberán ser satisfactorias para evitar costos elevados en las operaciones de refrigeración y destilación.

8.- El disolvente deberá estar disponible en alta cantidad y bajo costo.

Los disolventes que actualmente tienen utilidad práctica no precisamente cumplen con la totalidad de los anteriores requerimientos a pesar de que se acercan lo suficiente a ellos como para ser considerados como atractivos agentes desparafinantes. Por otra parte, algunas de las características indeseables de los solventes pueden frecuentemente ser sobrellevadas por apropiada construcción de la planta sin incrementar grandemente el costo del equipo. Por ejemplo, un alto porcentaje de agua de saturación en el agente desencerante que, como veremos posteriormente en este mismo capítulo (iii.2.1), resulta inconveniente por ocasionar problemas de miscibilidad entre solvente y aceite, puede ser permitido si se dispone de los equipos de rectificación adecuados para eliminación de agua del solvente húmedo. Frecuentemente el costo de inversión de las instalaciones adicionales no resulta antieconómico cuando el solvente presenta ventajas en otras condiciones de operación del proceso como: velocidad de filtración, grado de enfriamiento para la obtención de un aceite de punto de fluidez determinado, etc.

El propano y algunos disolventes clorados cumplen algunas de las condiciones anteriores (puede revisarse tabla ii.3.t-1) y hasta hace poco se seguían utilizando en algunas refinerías. Sin embargo, estas plantas operan con altas diferenciales de temperatura y algunos otros problemas de orden técnico tales como la necesidad de presionamiento en la instalación o el uso de distintas operaciones (centrifugación y filtrado) para la separación de la cera precipitada a partir de lubricantes ligeros y pesados.

Cuando un agente es desparafinado con un solvente constituido por una sola sustancia, se encuentra frecuentemente que las características de solubilidad de tal compuesto hacia aceite y parafinas no son suficientemente satisfactorias para propósitos de desparafinado. Esto se debe a que resulta difícil encontrar un compuesto con la adecuada estructura molecular que presente gran afinidad hacia el aceite y al mismo tiempo rechace a los hidrocarburos parafínicos que constituyen la cera, ya que ambos productos del petróleo son estructuralmente similares, difiriendo únicamente en el número de átomos de carbono que los forman.

El propano, por ejemplo, por ser un hidrocarburo lineal saturado, exhibe elevado poder disolvente hacia las parafinas al ser esencialmente de la misma naturaleza. En este caso, las fuerzas de atracción intermoleculares del tipo Van der Waals mantienen unida a las moléculas de solvente e hidrocarburos parafínicos hasta el momento en que la temperatura es suficientemente baja como para provocar la cristalización de los elementos de peso molecular elevado (cera); por otra parte, el tricloroetileno (empleado en los procesos conocidos como Separator Nobel Process) debido a su estructura caracterizada por la presencia de un doble enlace en su molécula y a una diferencia de electronegatividades entre los átomos de cloro y carbono (que dan finalmente una molécula plana polar), expone baja afinidad hacia el aceite, necesitándose altas temperaturas para su dilución (tabla ii.3.t-1) y reduciendo finalmente su rendimiento.

'Ante esta situación se han considerado dos diferentes alternativas para efectuar la eliminación de la cera de los aceites lubricantes .

La primera de ellas contempla el empleo de ciertas sustancias que contengan en su molécula una parte polar y otra no polar, y - que puedan manifestar sus características de solubilidad de manera individual. Mientras que la segunda opción consiste en la utilización de mezclas binarias compuestas por un agente disolventor de aceite y otro precipitador de parafinas, consiguiéndose una -- combinación con las características requeridas .

Existe la ventaja en la segunda alternativa de que el poder - disolventor y precipitador del solvente pueden ser ajustados según las necesidades del proceso por simple variación de la composición de la mezcla .

Algunos de los compuestos que pueden ser usados en forma aislada como agentes desparafinantes son las cetonas de relativamente alto peso molecular. Este tipo de sustancias contienen un grupo - carbonilo ( $\text{C}=\text{O}$ ) que le confiere cierta polaridad a la molécula y consecuentemente, disminuye su afinidad hacia los hidrocarburos lineales saturados de naturaleza no polar; en tanto que la cadena hidrocarbonada (parafínica) de la cetona, si es lo suficientemente larga como para exponer sus propiedades por separado, le da el poder disolventor que se necesita para el aceite .

ENLACE POLAR  
poco afín a la  
estructura no polar  
de los hidrocarburos  
parafínicos.



CADENA HIDROCARBONADA  
Favorece enlaces intermoleculares  
tipo Van der Waals con las largas  
cadenas parafínicas del aceite.

En el siguiente inciso se presenta un estudio concerniente a la incorporación de cetonas superiores (peso molecular mayor a la acetona) como agentes desparafinantes en el tratamiento de lubricantes parafínicos. Después, en el inciso iii.3 será discutida - la segunda alternativa citada líneas arriba .

### iii.2.- Cetonas Superiores como Agentes Desparafinantes .

El empleo de la metil-etil-cetona (Mek), en sus combinaciones típicas con benceno o tolueno, como solvente en la eliminación de la cera de los aceites refinados ha llevado a varios investigadores a desarrollar estudios sobre la factibilidad de utilización de cetonas de más alto peso molecular como sustituyentes de la Mek en las operaciones de desparafinado a escala industrial.

En un artículo publicado en la revista "Petroleum Refiner" - en Febrero de 1955 se citan las consideraciones básicas para la selección de un disolvente desparafinante y se reportan los resultados de evaluaciones realizadas sobre cetonas superiores a nivel laboratorio, utilizándolas como solventes aislados .

Los autores de este artículo trabajaron con : Mek (metil-etil-cetona), acetona (Mmk), metil-propil-cetona (Mpk), dietil-cetona (Dek), Metil-butil-cetona (Hbk), metil-amil-cetona (Mak), etil-butil-cetona (Ebk), dipropil-cetona (Dpk), metil-hexil-cetona (mhk), metil-isopropil-cetona (Mipk), metil-isobutil-cetona (Mibk), metil-isoamil-cetona (Miak) y di-isopropil-cetona (Dipk), en el desparafinado de bases lubricantes extraídas de un crudo de naturaleza típicamente parafínica denominado "Leduc" .

Las pruebas que se efectuaron estaban encaminadas a determinar las características de miscibilidad con el aceite, solubilidad hacia la cera, y velocidad de filtración, para tener puntos de comparación de la utilización de cada uno de los disolventes citados en el párrafo anterior .

A continuación se hace un pequeño resumen de los resultados de la anterior experimentación :

#### iii.2.1.- Miscibilidad del Aceite con el Solvente .

De acuerdo a las pruebas que se realizaron con lubricantes ligeros y pesados, las temperaturas de miscibilidad de los aceites - en las cetonas puras empleadas como agentes desparafinantes, exhi-

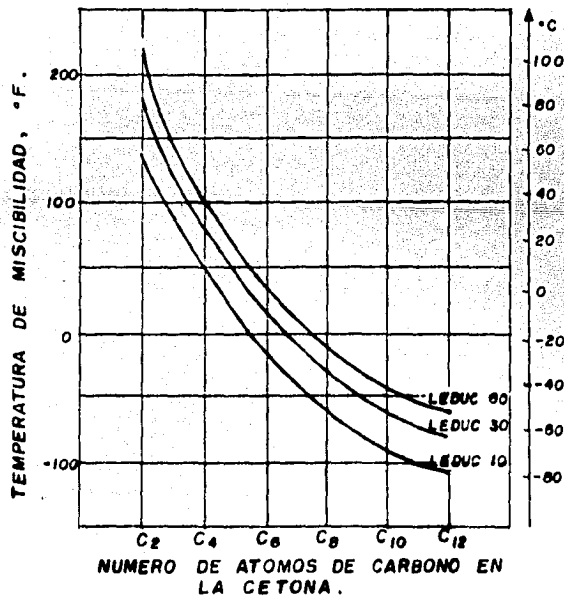
bieron un comportamiento caracterizado por un rápido descenso a medida que se incrementa el peso molecular del solvente. Los bajos valores de la temperatura de miscibilidad resultan convenientes porque aseguran la presencia del aceite en la fase líquida formando una mezcla homogénea con el disolvente, aún a las más bajas temperaturas de operación. En la figura iii.2.f-1 se presentan los resultados de los ensayos efectuados. Como era de esperarse, los aceites pesados (Leduc 60) son menos solubles en las cetonas y exhiben mayores temperaturas de miscibilidad que los aceites de menor viscosidad, este efecto decrece algo con el incremento del peso molecular del disolvente.

Se encontró también que las temperaturas de miscibilidad se mantienen constantes dentro de un amplio rango de relaciones de dilución (figura iii.2.f-2). Fuera de dicho intervalo, a relaciones de dilución tanto mayores como menores, la temperatura de miscibilidad disminuye rápidamente.

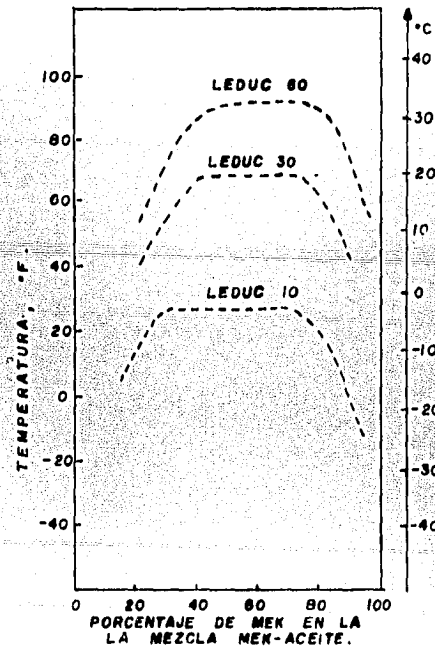
El efecto del agua sobre la temperatura de miscibilidad es muy importante, una pequeña variación en su concentración provoca un incremento notable de esta propiedad (aproximadamente 30°F por cada 1% de agua). Pero a cierto contenido de agua la temperatura de miscibilidad del aceite alcanza un máximo (figura iii.2.f-3), la temperatura de máxima miscibilidad del aceite (para una relación de dilución dada). A concentraciones de agua en el solvente mayores a la correspondiente a dicho punto no se pueden tener los tres componentes (disolvente-aceite-agua) formando una fase homogénea por más que se eleve la temperatura del sistema. Una "hubsosidad" de agua se formaría a dicha temperatura seguida por una turbidez del aceite a una temperatura menor, este efecto es visto más claramente cuando la temperatura de máxima miscibilidad del aceite es lo suficientemente baja como para provocar que el agua libre se asiente en la forma de hielo y el subsecuente enturbiamiento del aceite sea fácilmente observable.

La mezcla aceite-solvente-agua nunca alcanzará temperaturas

iii.2.f-1.- TEMPERATURAS DE MISCIBILIDAD PARA METIL-n ALQUIL CETONAS A RELACION DE DILUCION CONSTANTE



iii.2.f-2.- EFECTO DE LA DILUCION SOBRE LA TEMPERATURA DE MISCIBILIDAD.



Figuras iii.2.f-1 y iii.2.f-2

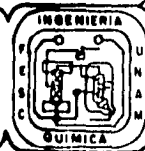
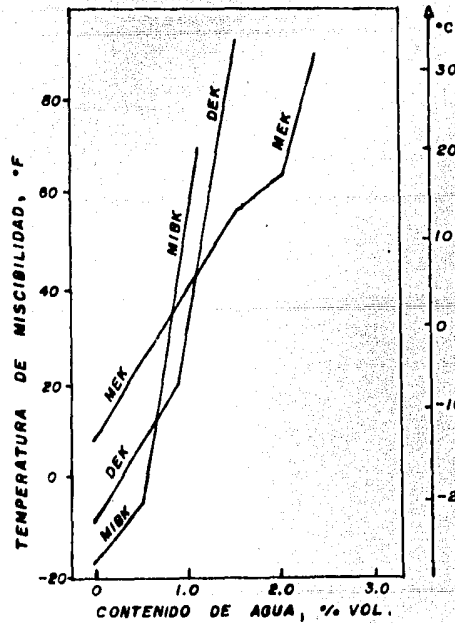
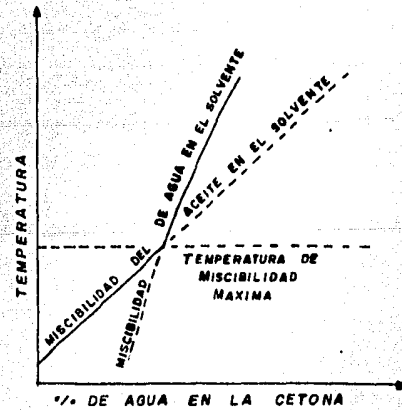




FIGURA 111.2.1-3



SKETCH 1



111.2.1-3.- EFECTO DEL AGUA SOBRE LA TEMPERATURA DE MISCIBILIDAD DE DISTINTOS SOLVENTES A RELACION DE DILUCION CONSTANTE.



mayores a la de máxima miscibilidad debido al fenómeno de deshidratación parcial de la solución, como se cita en el último párrafo. Quizá sea por eso que algunos investigadores (entre ellos los autores del artículo citado al principio de este inciso) prefieren llamar a esta propiedad "Máxima temperatura de Miscibilidad".

Cuando se grafica la temperatura de miscibilidad como función del contenido de agua en el solvente (fig. iii.2.f-3) se obtiene una relación lineal a concentraciones bajas de agua. El cambio de pendiente de la curva corresponde a la intersección de la línea de miscibilidad del sistema aceite-solvente deshidratado y la curva de miscibilidad de agua en el solvente, la temperatura de máxima miscibilidad del aceite (sketch I, figura iii.2.f-3) .

La pendiente de la primera sección de las curvas así como el punto de intersección se ven poco afectados por cambios en la relación de dilución solvente/aceite dentro del rango usual para las operaciones de desparafinado. Sin embargo, una disminución notable de este parámetro ocasiona que la abscisa de la temperatura de máxima miscibilidad se desplace hacia un porcentaje menor de agua .

El cambio de pendiente representa, por tanto, la temperatura por encima de la cual una fase de aceite no puede ser separada sin importar cuanto de agua esté presente .

Para asegurar adecuada miscibilidad del lubricante en el disolvente, la sustancia que ha de ser utilizada como tal deberá ser deshidratada hasta más bajos contenidos de agua que el correspondiente a la máxima temperatura de miscibilidad cuando el desparafinado tiene que efectuarse a temperaturas inferiores a dicho punto .

Concluyendo, el efecto de la presencia de agua en el agente desparafinante es elevar la temperatura de miscibilidad de este último con el aceite y provocar la deposición de hielo en las líneas de transferencia. Estos problemas llegan a ser de particular

importancia cuando los disolventes son removidos del aceite mediante destilación por arrastre de vapor, ya que el contenido de agua en la corriente de disolvente que sale por el domo de la columna de rectificación puede llegar a ser importante, adicionalmente, si el disolvente exhibe un alto porcentaje de agua de saturación, es decir, una marcada afinidad con el agua, la pérdida de agente desparafinante por los drenes de las columnas de rectificación también puede ser restrictiva.

Siempre que el solvente no forme azeótropo con el agua y la diferencial entre sus puntos de ebullición sea razonable, la separación puede ser llevada por destilación fraccionada, previniendo antes dificultades por corrosión.

#### iii.2.2.- Solubilidad de la Cera en el Disolvente .

La temperatura a la cual el desparafinado con solventes debe ser llevada a cabo para dar un aceite de determinada temperatura de escurrimiento es gobernada por la solubilidad de la cera en el disolvente. La dilución tiene también alguna influencia sobre el punto de fluidez pero esta variable debe ser mantenida dentro de un angosto rango para obtener buenas velocidades de filtración y por lo tanto es de segunda importancia .

Debido a que los sistemas de refrigeración constituyen los equipos de mayor costo en una planta desparafinadora, el agente con la más baja solubilidad hacia la cera y la más alta temperatura de filtración para obtener un aceite de punto de escurrimiento especificado es preferido .

En la tabla iii.2.t-1 se presentan los resultados de las pruebas de solubilidad efectuadas con parafina recristalizada de bajo punto de fusión (este tipo de ceras son las que generalmente determinan el punto de fluidez del aceite lubricante).

Desde el punto de vista de solubilidad de la cera únicamente, la acetona y la metil-etil-cetona serían las primeras alternativas como agentes desparafinantes, Sin embargo, ambas, usadas co-

iii.2.- Cetonas Superiores como Agentes  
Desparafinantes .

iii.p-14

iii.2.t-1.- Temperaturas de Solubilidad Equivalente de Cera .

Acetona	- 30.5°F	Mib k	- 5°F	Mak	- 13°F
Mek	- 9.5°F	Dek	- 6°F	Dpk	- 16°F
Mipk	- 1°F	Mbk	- 8°F	Mhk	- 19°F
Mpk	0°F	Miak	- 10°F		

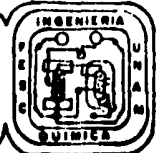
Nota : Se asume como referencia que el punto de solubilidad de la parafina recristalizada es de 0°F para la Mpk .

iii.2.t-2.- Velocidades de Filtración Relativas para Cetonas Superiores empleadas como Agentes Desparafinantes .

Núm. Carbonos	Cetona	velocidad de filtración relativa	temperatura para solubilidad equivalente
5	Mpk	100	0
	Mipk	100	- 1
	Dek	100	- 6
6	Mbk	72	- 8
	Mibk	72	- 5
7	Mak	49	- 13
	Miak	49	- 10
	Dpk	49	- 16

Notas : Punto de referencia : Mpk = 100 (velocidad de filt.)  
Punto de referencia : Mpk = 0°F (temperatura de solubilidad)

Pruebas realizadas con parafina recristalizada de aceite Leduc 60 Base .



mo solventes aislados son insatisfactorias debido a su pobre poder de miscibilidad hacia el aceite.

De las cetonas que tienen atractivas temperaturas de miscibilidad, las propil-cetonas exhiben las más bajas solubilidades para la cera, seguidas por la isobutil-metil y la dietil cetonas, las cuales requieren 5 y 6°F menos en temperatura de desparafinado que la metil-npropil cetona (Mpk); puede ser notado también - que para un peso molecular dado, las isocetonas permitirían las más altas temperaturas de filtración, seguidas por las metil-nor-mal-cetonas y finalmente las cetonas simétricas (ejemplo: Miak, Mak, Dpk).

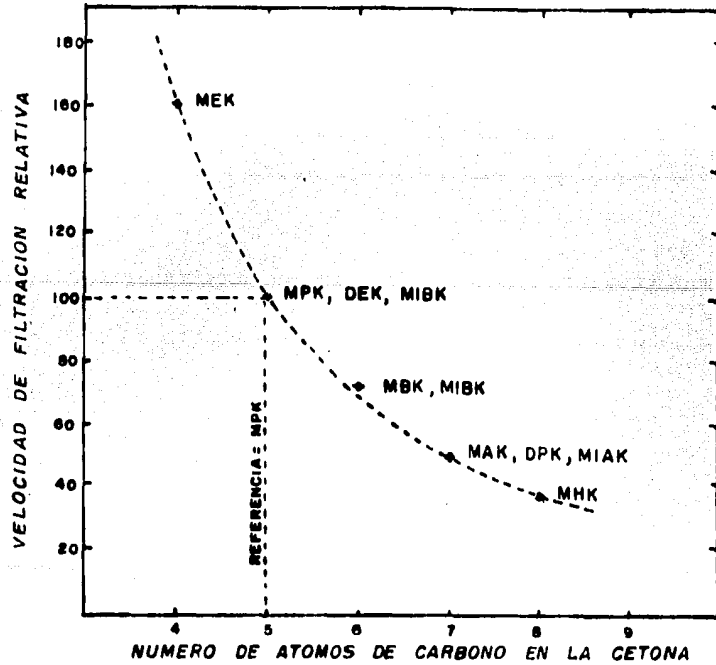
### iii.2.3.- Velocidad de Filtración .

Según las pruebas que se han realizado con cetonas superiores se encontró que la velocidad de filtración sigue una proporcionalidad inversa con el peso molecular y es independiente de la estructura de las cetonas. La rápida caída en la velocidad de filtración con el incremento del peso molecular es mostrada en la tabla iii.2.t-2 para cetonas con temperatura de miscibilidad aceptable .

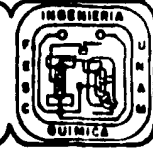
Podrá ser notado que nuevamente la Mpk surge como el mejor agente desparafinante, teniendo la más alta velocidad de filtración conjuntada con la más baja solubilidad de la cera (ver tabla iii.2.t-2 ) .

La Mipk presenta una pequeña ventaja sobre la Mpk en términos de su solubilidad hacia la cera, pero su miscibilidad con el aceite no es adecuada para una planta de procesamiento de lubricantes pesados.

La Dek aparece como la siguiente en orden de méritos, con la misma velocidad de filtración, pero castigada en 6°F en su temperatura de desparafinado. La Mibk sigue como tercera opción viable con 1°F menos en su diferencial de temperaturas que la Dek pero con un 72 % de la velocidad de filtración de las dos cetonas ya



III.2.1-4.- VELOCIDADES DE FILTRACION RELATIVAS PARA CETONAS SUPERIORES.



citadas (Mipk descartada) .

Posteriormente, en este mismo capítulo, será comparado el comportamiento de estos disolventes aislados con el de mezclas precipitador-disolvente de metil-etil-cetona/tolueno. Antes, en el siguiente inciso, discutiremos las características de la utilización de este tipo de combinaciones .

### iii.3.- Desparafinado por Asociación de Disolventes .

Empleando mezclas de disolventes se han logrado obtener resultados más próximos al ideal anotado en el inciso iii.1 . La preparación de un buen agente desparafinante se puede conseguir por combinación de dos distintos tipos de compuestos :

Un disolvente como el benceno o tolueno que presente gran poder de dilución hacia la cera y aceite. Y otra sustancia como la acetona y cetonas superiores que, por el contrario, aunque no disuelva bien al aceite, precipite adecuadamente a las parafinas en cristales que faciliten la filtración y retengan poco aceite en sus mallas; a esta última clase de compuestos los refinadores las denominan comúnmente antidisolventes o precipitadores .

Utilizando un disolvente aislado como benceno o tolueno generalmente se trabaja con diferenciales de temperatura muy grandes además de que normalmente la parafina cristaliza en una red muy cerrada que retarda en gran medida su filtración. El antidisolvente atienda el poder de dilución de dichas sustancias y les infiere la selectividad requerida hacia el aceite. Combinando adecuadamente estos dos tipos de sustancias se puede obtener el balance apropiado de manera que las mezclas resultantes posean las características distintivas de un buen agente desparafinante .

Desde el punto de vista práctico el mejor solvente para las operaciones de desparafinado es aquel capaz de dar el máximo rendimiento de aceite del punto de escurrimiento e índice de viscosidad deseados para iguales costos de operación .

Las posibilidades de incrementar la producción de aceite desparafinado por unidad de volumen de hidrocarburos procesados mediante ajustes apropiados de las variables de procesamiento son ejemplificadas en la gráfica de la figura iii.3.f-1 . Esta figura resume los resultados de investigaciones realizadas por varios refinadores encaminadas hacia la optimización de las condiciones de operación en los procesos de eliminación de cera de aceites -- minerales .

Para una mejor visualización de las interrelaciones existentes se utilizó Petrolatum conteniendo grandes cantidades de aceite en lugar de aceite con bajo contenido de cera. Como agentes -- desparafinantes se emplearon mezclas de benceno y acetona en distintas proporciones .

Las curvas muestran que el rendimiento de un aceite de punto de fluidez dado varía con las proporciones relativas de acetona y benceno en la mezcla desparafinadora. Las mismas variables tienen también un efecto correspondiente sobre las características -- de punto de fusión y poder de penetración de la cera separada .

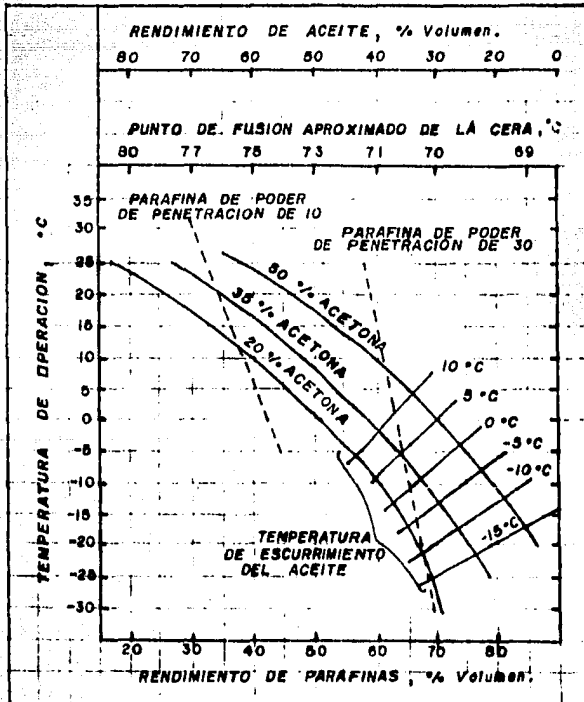
Los rendimientos de aceite de un determinado punto de escurrimiento aumentan con el decrecimiento de la proporción de antidisolvente (acetona) en el agente empleado y con la disminución de la temperatura de filtración. Esto al mismo tiempo resulta en un descenso en el rendimiento de la cera pero con mejores características comerciales reflejadas en un punto de fusión más bajo y un mayor poder de penetración. La separación entre el aceite y la cera es, por lo tanto, más conveniente cuando las parafinas son eliminadas a bajas temperaturas empleando mezclas ricas en benceno .

Otro aspecto que fue notado al llevarse a cabo las anteriores extracciones cuantitativas consistió en el hecho de que la viscosidad de los aceites desparafinados del mismo punto de fluidez resultó ser más bajo para las condiciones de menores rendimientos, lo cual indica que el aceite retenido por la cera es de viscosidad más elevada que el aceite recuperado; es decir, existe una -

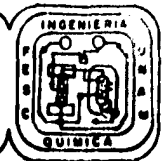


iii.3.- Desparafinado por Asociación de Disolventes .

iii.p-19



iii.3.1.- SEPARACION DE CERA Y ACEITE A PARTIR DE PETROLATUM UTILIZANDO MEZCLAS BENCENO/ACETONA COMO AGENTES EXTRAYENTES .



marcada selectividad del solvente hacia ciertos constituyentes - de los aceites lubricantes .

Por otra parte, si existe una alta concentración de antidisolvente en la mezcla desparafinante, se favorece una rápida cristalización de la parafina al ir descendiendo la temperatura y la diferencial se reduce bajándose los costos de refrigeración, aunque el rendimiento de lubricantes también disminuye. Adicionalmente, no es posible aumentar indefinidamente la cantidad de antidisolvente en la mezcla porque de lo contrario nos enfrentaríamos al fenómeno conocido como separación de fases, el cual consiste en la aparición de una segunda fase líquida de naturaleza aceitosa - constituida por hidrocarburos que, sin ser parafinas, no son solubles en el antidisolvente enfriado. Por este efecto se disminuiría el rendimiento del aceite desparafinado y la cera recuperada se asociaría a una cantidad importante de aceite, reduciéndose su calidad.

Para la determinación del límite superior de la concentración de antidisolvente se puede mezclar aceite desparafinado con el agente desparafinante y enfriar el sistema poco a poco anotándose la temperatura en que aparece la segunda fase, sea aceite o cristales de parafina. Los experimentos se repiten a diferentes concentraciones de antidisolvente y se grafican los resultados. Una representación del comportamiento típico de un aceite lubricante parafínico se muestra en la figura iii.3.f-2 . En esta gráfica - la línea con pendiente más pronunciada corresponde a la aparición de la fase aceitosa, mientras que el resto indica la aparición de cristales de cera. Observando esta gráfica se puede encontrar - que no se debe sobrepasar una concentración del 30% en volumen - del precipitador en la mezcla desparafinadora para la extracción de un aceite lubricante de -15°C de punto de fluidez .

La relación de dilución (proporción de la mezcla solvente/a- ceite) no tiene influencia notable sobre la diferencial de temperaturas ya que aunque la solubilidad de la parafina por unidad de

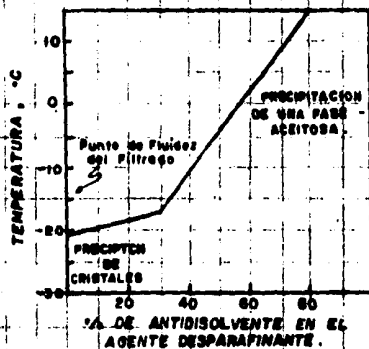


Fig. III.3.1-2.- Variación a relación de dilución constante de la temperatura de precipitación de una segunda fase en función del porcentaje de antisolvente.

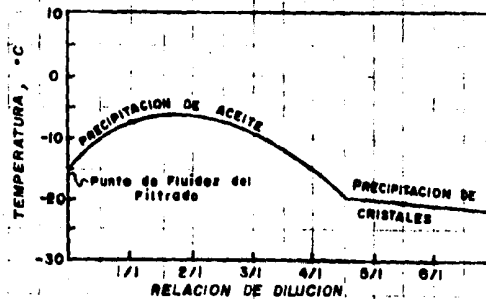
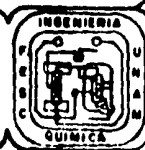


Fig. III.3.1-3.- Variación a composición constante de la temperatura de precipitación de una segunda fase en función de la relación de dilución.



Figuras III.3.1-2 y III.3.1-3



de volumen decrece cuando aumenta esta variable, dicha disminución se ve compensada por el aumento del volumen total en el que la cera no precipitada se reparte. Sin embargo, tiene gran importancia desde el punto de vista de que a pequeñas relaciones de dilución no se pueden alcanzar puntos de filtración muy bajos ante la posibilidad de que precipite la fase aceitosa.

La figura iii.3.f-3 muestra la variación, a composición constante, de la temperatura de precipitación de una segunda fase como función de la dilución.

#### iii.4.- Fundamentos para la Definición de las Condiciones de Operación de los Procesos Industriales de Desparafinado.

En una refinería, las especificaciones de calidad que deben cumplir los productos terminados son las que definen las variables de procesamiento en cada una de las unidades que componen el tren de recuperación y acondicionamiento de aceites lubricantes.

Generalmente, en la unidad desparafinadora, en las etapas de remoción de cera de las bases lubricantes, las condiciones de operación se fijan para obtener tres de las propiedades más importantes de los aceites minerales que pueden ser controladas en esta fase de tratamiento. Dichas propiedades son: Temperatura de escurrimiento, índice de viscosidad y viscosidad; las cuales dependen de los valores que se asignen durante el proceso a la diferencial de temperaturas, a la relación de dilución y a la composición del agente desparafinante (en los casos en que se utilizan mezclas multicomponentes).

Las características de las ceras cristalizadas (tamaño de cristales, estructura, contenido de aceite, poder de penetración) también se ven afectadas por las condiciones de operación que imponga el control de calidad del lubricante. En seguida veremos como se pueden mover las variables de proceso mencionadas líneas arriba para la obtención de las especificaciones de los aceites desparafinados. Más tarde, en el subinciso iii.4.2 se discuti-

rán los efectos de las condiciones de operación sobre las características de las parafinas precipitadas .

iii.4.1.- Efecto de las Características Rogueridas en los Aceites Lubricantes Sobre la Definición de las Variables de Proceso .

iii.4.1.1.- Temperatura de Esgurrimiento.-

La factibilidad del empleo de un aceite lubricante en condiciones de baja temperatura depende de su punto de esgurrimiento o temperatura de fluidez, correspondiente al momento en que durante el descenso de temperatura el aceite ha perdido su capacidad de lubricación completamente por la aparición de una segunda fase sólida constituida por cera cristalizada. Esta propiedad es muy importante en la definición de las condiciones de operación, ya que determina el grado de enfriamiento a que debe ser sometido el sistema aceite-solvente para obtener las especificaciones deseadas en el producto final.

Efecto sobre la Diferencial de Temperaturas.-

A medida que el punto de esgurrimiento del aceite a producir es menor, se requiere una mayor diferencial de temperaturas para llevar a cabo la eliminación de la cera. Esto nos da una indicación de que la solubilidad de la parafina en la mezcla solvente-aceite decrece menos rápidamente con la temperatura que el efecto que ejerce sobre la disminución del punto de fluidez del aceite lubricante la cantidad de hidrocarburos parafínicos indeseables que permanecen en él. Si se alcanzara la baja solubilidad rápidamente se podría realizar el filtrado a más alta temperatura, pero como el descenso de aquella hasta el nivel necesario para precipitar las parafinas indeseables es lento, la disminución de la temperatura de filtración es más rápida que la del punto de esgurrimiento y consecuentemente se incrementa la diferencial de temperaturas cuando se desea obtener aceites lubricantes con menor temperatura de fluidez .

### Efecto Sobre la Composición del Agente Desparafinante y el Rendimiento.-

Para la obtención de bajas temperaturas de ocurrimiento a la misma temperatura de filtración, se puede trabajar con mezclas que contengan un alto porcentaje del agente precipitador, aunque con esto se disminuye el rendimiento del aceite desparafinado.

### Efecto Sobre la Dilución .-

Como se había hecho notar en el inciso anterior, la relación de dilución casi no tiene influencia sobre el punto de fluidez, excepto en la limitación que debe tomarse en cuenta para la utilización de bajos valores de este parámetro, ya que se debe trabajar siempre con la seguridad de que no precipitará ninguna fase aceitosa.

### iii.1.4.2.- Índice de Viscosidad.-

Mediante el índice de viscosidad se evalúa la estabilidad de la viscosidad del aceite ante cambios de temperatura, y consecuentemente, su durabilidad en servicio.

### Efecto sobre la Diferencial de Temperaturas.-

El índice de viscosidad también tiene influencia sobre la diferencial de temperaturas. A medida que dicho índice en el aceite a desparafinar es mayor, más elevada será la diferencial. Esto se debe a que el lubricante está constituido principalmente por hidrocarburos parafínicos y monociclorafínicos de cadenas laterales prolongadas que no son buenos disolventes de las parafinas de alto punto de congelación, y por lo tanto, no pueden impedir la cristalización de estas a temperaturas relativamente altas. En cambio, los aceites de índice menor, al estar formados por una mayor proporción de hidrocarburos aromáticos y nafténicos, disuelven mejor a las parafinas y retardan, en consecuencia, su cristalización, dando lugar a puntos de ocurrimiento más bajos para una temperatura de filtración dada. Cuando se procesan -

aceites lubricantes de bajo índice de viscosidad se pueden tolerar, para un mismo punto de fluidez, mayores cantidades de ceras parafínicas en el aceite desparafinado ante la seguridad de que estas no precipitarán a temperaturas relativamente elevadas restándole fluidez al producto, lo anterior permite efectuar la operación de desencerado a temperaturas más altas.

#### Efecto Sobre la Composición del agente Desparafinante.-

La composición óptima de un bisolvente para la obtención de aceites de alto índice de viscosidad puede ser predicha en base a la estructura del agente precipitador y del disolventor. Tomando en cuenta que este último, tratándose generalmente de benceno o tolueno, disuelve muy bien a las parafinas de bajo punto de congelación, las características estructurales del antidisolvente serán las que definan las propiedades de solubilidad del agente desparafinante hacia la cera.

En el caso de las cetonas superiores, estas presentan mayor afinidad hacia los hidrocarburos parafínicos que hacia los nafténicos y aromáticos, mostrando mayor poder de precipitación para estos últimos tipos de compuestos, dejando proporcionalmente, una mayor cantidad de parafinas lineales en el aceite e incrementándole consecuentemente su índice de viscosidad. Por lo tanto, para obtener un aceite terminado de alto índice de viscosidad conviene utilizar mezclas ricas en el agente precipitador.

#### Efecto Sobre la Relación de Dilución y Rendimiento.-

El iv también tiene influencia en la definición de la relación de dilución que habrá de emplearse. Para la recuperación de aceites lubricantes de buena estabilidad ante cambios de temperatura se requieren altos valores de esta variable de operación, - siendo esto indicativo de que en el agente desparafinante el antidisolvente llega a alcanzar mayor influencia a altas relaciones de dilución, esto obviamente dentro de los rangos de operación que no provocan el fenómeno de separación de fases.

Sin embargo, hay que recordar que diluyendo el aceite con u-

na proporción grande de disolvente se disminuye notablemente el rendimiento .

#### iii.4.1.3.- Viscosidad.

La viscosidad del aceite en desparafinado también tiene importancia al momento de fijar las condiciones óptimas de proceso.

Un aceite pesado da lugar a diferenciales de temperaturas mayores y necesita ser trabajado con relaciones de dilución más altas para disminuir su resistencia al flujo a través de los sistemas de conducción y equipos de proceso .

#### iii.4.2.- Efecto de las Condiciones de Operación Sobre las Características de las Parafinas Cristalizadas.

Para explicar como afectan a las propiedades de las ceras recuperadas las variables de operación impuestas para la obtención de aceites lubricantes de alta calidad, se presenta un resumen de algunos estudios acerca del cambio en la estructura de las parafinas cristalizadas como función de las condiciones de procesamiento .

El trabajo experimental fue desarrollado en la Unión Soviética por Fauzi, Kartinin y Chernozhukov, y apareció publicado en la edición de Julio de 1964 de la revista "International Chemical Engineering". Ellos hicieron pruebas con bisolventes formados por acetona/tolueno y por Metil-etil-cetona/tolueno, encaminadas a determinar la influencia de 4 de las variables de proceso más importantes y controlables sobre la forma de cristalización de los hidrocarburos parafínicos de alto peso molecular : - Concentración del Antidisolvente en el agente Desparafinante, Relación de Dilución, Velocidad de Enfriamiento y Método de Adición del Disolvente. Las conclusiones más importantes a que se pueden llegar analizando los resultados de los ensayos realizados son citadas en los subincisos iii.4.2.1 a iii.4.2.4 .



#### iii.4.2.1.- Influencia de la Concentración del antidisolvente.-

La composición del bisolvente es muy importante en las operaciones de desparafinado, algunos efectos importantes han sido señalados en el inciso iii.3 en relación a la diferencial de temperatura y rendimiento de aceite desparafinado; en este subinciso se discutirá la influencia que dicha variable ejerce sobre la forma y tamaño de los cristales de parafina .

Los resultados empíricos obtenidos exponen que cuando la concentración del agente precipitador en el bisolvente es baja, se favorece la formación de cristales más finos, sin forma definida y más flocculentos que dan lugar a una pasta compacta, finamente porosa y muy poco permeable. La filtración de porciones sucesivas de líquido a través de tal pasta es difícil, lo cual disminuye la eficiencia y productividad del proceso .

Cuando el contenido del antidisolvente en la mezcla desencefante se incrementa, se obtienen cristales de parafina más largos y más uniformes en su estructura que dan lugar a una pasta más porosa la cual facilita la separación de la fase sólida, y en consecuencia se incrementa la velocidad de filtración . Sin embargo, hay que tener presente que con altas cantidades de precipitador en el bisolvente se disminuye el rendimiento del aceite desparafinado y a la cera obtenida se le asocia una cantidad importante de lubricante . Se pueden realizar pruebas experimentales para determinar la composición adecuada del agente desparafinante para el tratamiento de cada tipo de aceite .

#### iii.4.2.2.- Efecto de la Dilución.-

La relación disolvente/aceite que se emplee en la operación de desparafinado también tiene influencia sobre el tipo de cristales que se forman. Bajando la viscosidad de la mezcla agente desparafinante/aceite se obtienen efectos favorables sobre la estructura de los cristales de parafina. Las formaciones cristalinas obtenidas a partir de soluciones de baja viscosidad son de mayor tamaño y de forma más definida .

Cuando la dilución de la materia prima con el solvente es incrementada, el rendimiento del aceite desencerado aumenta debido a que la fase sólida precipitada es más permeable, con el resultado de que el aceite es removido, por el solvente de lavado, de la pasta depositada en el filtro, de una manera más efectiva. - Hay una dilución óptima para cada grado de lubricante; obviamente se requieren mayores relaciones para los aceites más pesados.

#### iii.4.2.3.- Efecto de la Velocidad de Enfriamiento.-

La formación de los cristales más finos se ve favorecida por altas velocidades de enfriamiento y la velocidad de filtración - decrece rápidamente, sin embargo, cuando la velocidad de enfriamiento ha alcanzado un valor suficientemente elevado, un aumento posterior de esta variable no tiene influencia sobre la velocidad de filtración, esto es debido a que a cierta velocidad de enfriamiento las características del núcleo de cristales que se asienta sobre el filtro llega a tener la misma porosidad.

Por lo tanto, el enfriamiento debe ser lo suficientemente - lento como para permitir que los cristales tengan tiempo de crecer y se logren adecuadas velocidades de filtración.

Por otra parte, cabe señalar que la mezcla de alimentación debe estar perfectamente homogeneizada antes de empezar el enfriamiento lo que conduce a calentar el sistema aceite/solvente durante la etapa inicial del proceso. Conviene asegurarse particularmente, de que todos los cristales de parafina se encuentren bien fundidos pues, de otra manera, actuarían como gérmenes en la fase líquida que podrían orientar la cristalización hacia una estructura desfavorable.

#### iii.4.2.4.- Efecto del método de Adición del Disolvente.-

La cristalización de la parafina en el seno de la fase líquida depende en gran medida del procedimiento seguido para diluir - el aceite con disolvente. Según la experiencia industrial, este - mezclado puede llevarse a cabo en varias formas :

a).- Todo el agente desparafinante (excepto el de lavado) se mezcla con el aceite antes del enfriamiento. La cristalización es adecuada puesto que se hace en un medio fluido y en presencia del antidisolvente. La velocidad de filtración será buena si se controla convenientemente la rapidez de enfriamiento. Sin embargo la cera cristalizada retiene mucho aceite en sus mallas.

b).- Un segundo método contempla también la adición del solvente en una sola etapa, pero después de haber enfriado la carga hasta la temperatura de filtración. En estas condiciones la cera retiene poco aceite y consecuentemente se incrementa el rendimiento del aceite desparafinado. Desgraciadamente el área disponible para filtración es muy limitada y se obtienen muy bajas velocidades de filtración. En la práctica industrial es raro emplear este método.

c).- Una alternativa intermedia toma en cuenta una doble dilución. La alimentación (aceite desaromatizado) se combina con una pequeña parte del disolvente (primera dilución), se enfría y el resto del agente desparafinante se añade una vez alcanzada la temperatura de filtración (segunda dilución). Los resultados respecto a la velocidad de filtración y rendimiento son intermedios a los obtenidos con las dos opciones anteriores.

d).- Un cuarto método considera la adición del solvente en fracciones sucesivas durante el enfriamiento (dilución incremental). Realizando el mezclado de cada fracción de solvente en el punto exacto que le corresponde según la temperatura a que ha sido previamente enfriado y que debe ser la misma que la del aceite en procesamiento en cada punto de inyección. Este procedimiento da excelentes resultados favoreciendo una buena cristalización de la parafina.

Sin embargo, se ha encontrado que no es conveniente conducir el desparafinado de lubricantes por adición del agente desparafinante en porciones cuando se deteriora el proceso de cristalización, ya que en algunos casos da lugar a la formación de pastas

amorphas, específicamente en los casos de aceites pesados. Este efecto puede ser explicado por un incremento importante en la viscosidad de la solución durante el enfriamiento en condiciones de dilución insuficiente. Se obtienen velocidades de filtración menores y rendimientos similares que cuando la adición se hace en una sola etapa.

### iii.5.- Comparación entre Cetonas Superiores y Mezclas Metil-etil-cetona/Tolueno.-

En la tabla iii.5.t-1 se resumen los factores de comportamiento como agentes desparafinantes correspondientes a mezclas diferentes de metil-etil-cetona con tolueno y las tres más atractivas cetonas superiores citadas en el inciso anterior (iii.2).

En el caso de las mezclas, las velocidades de filtración y la solubilidad de la cera mejoran con el incremento de la concentración de antiodsolvente (Mek) en el agente desencerante, pero las temperaturas de miscibilidad exhiben un efecto opuesto. Debido a que una operación de desparafinado no resulta práctica abajo de la temperatura de miscibilidad, esta propiedad es frecuentemente el factor crítico que determina cual combinación Mek/Tol debe ser usada.

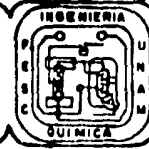
Para la comparación entre las cetonas superiores y los bisolventes Mek/aromático se tomó en consideración el desparafinado del aceite lubricante más pesado de los que se obtienen a partir de la refinación del crudo Leduc, debido a que si en una planta desparafinadora no existen las facilidades para cambiar la composición del bisolvente hacia la relación óptima de cada lubricante a desparafinar, el solvente deberá ser fijado en la relación Mek/Tol más conveniente para el aceite más pesado de los que se producen.

El desparafinado del aceite lubricante Leduc 60 se llevó a cabo a nivel laboratorio hasta lograrse un punto de escurrimiento de 25°F, determinándose la temperatura de filtración necesaria -

Propiedades Agente Des- parafinante	Temperatura para Solubilidad Equivalente (°F.)	Velocidad de Filtración Relativa	Temperatura de Filtración (°F.)	Temperatura de Miscibilidad, (°F)	
				Anhidro	Saturado
<b>Cetanos Superiores</b>					
M P K	0	100	25	18	63
D E K	-6	100	19	4	19
MIBK	-5	72	20	-10	-4
<b>Mezclas MEK/TOL *</b>					
70/30	-4	100	21	22	68
65/35	-7	92	18	11	41
60/40	-10	82	15	0	21
55/45	-12.5	73	13	-11	5
50/50	-15	63	10	-21	25
* Composición en % Volumen.					



III.5.1-1.- COMPORTAMIENTO  
DE SOLVENTES DESPARAFINAN-  
TES EN LA OBTENCION DE  
LEDUC 60 DE  $T_{esc} = 25^{\circ}F.$



para obtener dicha especificación.

Las temperaturas de miscibilidad solvente/aceite fueron probadas en condiciones de disolvente anhidro y saturado con agua a la misma relación de dilución (3/1), estos datos junto con la temperatura de solubilidad equivalente y la velocidad de filtración para todas las sustancias ensayadas se exhiben en la tabla iii.5.t-1. Como puede observarse en ella, con respecto a las cetonas superiores, solo la metil-propil-cetona (Mpk) se ve altamente afectada en condiciones de completa saturación con agua, haciéndose impráctico su uso debido a que la temperatura de miscibilidad llega a alcanzar un valor excesivamente alto. A pesar de que este disolvente exhibe la más alta temperatura de desparafinado y las mejores velocidades de filtración, si se emplea como agente desparafinante deberá ser deshidratado hasta un bajo contenido de agua para mantener la mezcla disolvente/aceite en fase líquida homogénea.

En el caso de los bisolventes, las mezclas constituidas por 50 y 55 % de Mek son las únicas que presentan adecuadas temperaturas de miscibilidad cuando se encuentran completamente saturadas con agua; las que están formadas por 60 y 65 % muestran miscibilidades a temperaturas más bajas que la de filtración solo en condiciones anhidras; en tanto que con Mek al 70 %, aún sin presencia de agua, no se favorece la miscibilidad del aceite en el bisolvente a las condiciones de desparafinado.

De todos los agentes desencerantes probados en la eliminación de parafinas del crudo Leduc (aceite lubricante de especificación Leduc-60), la Mibk, La Dek y la mezcla 45/55 (Mek/Tol) parecen ser, en ese orden, las mejores alternativas como disolventes saturados con agua. Otras combinaciones Mek/aromático con mayor concentración del antidisolvente podrían ser usadas también, pero no cesitarían de una reducción en su contenido de agua mediante deshidratación. La Dek requeriría de un enfriamiento de un grado Fahrenheit más que la Mibk y quizá sería necesario deshidratarla un -

poco para asegurar buenos rendimientos de aceite desparafinado. - El bisolvente 45/55 tendría que ser enfriado 5°F aún más que la dietil-cetona, pero podría utilizarse aún saturado con agua al igual que la metil-isobutil-cetona .

En algunas de las muchas refinerías que se encuentran operando actualmente en el mundo se ha introducido el uso de la Mibk - como agente desparafinante . Las ventajas que presenta esta sustancia están basadas principalmente en la reducción de la complejidad del sistema de recuperación del disolvente, al no necesitarse una rectificación estricta ya que el contenido del agua no le afecta en su miscibilidad hacia el aceite. Algunas otras conveniencias que conlleva el uso de esta cetona consiste en un incremento en la producción de aceites y parafinas en la planta al permitir una mayor capacidad de procesamiento global que cuando se utiliza un disolvente que necesita ser deshidratado porque en este último caso puede sobrecargarse el sistema de recuperación de solvente. También se disminuye el consumo de vapor al eliminarse la operación de secado del disolvente. Así mismo, se requiere una menor cantidad de disolvente de repuesto para mantener la continuidad del proceso debido a que lo que se pierde de Mibk es poco gracias a su baja volatilidad .

Adicionalmente, la carga térmica en el sistema de separación solvente/ aceite tiene un valor aproximadamente igual al que caracteriza la operación con Mek/Tol debido a que , a pesar de la alta capacidad calorífica y mayor punto de ebullición de la Mibk, esta última sustancia posee un calor latente de vaporización más bajo .

Por supuesto que la elección del agente desparafinante más adecuado para el tratamiento de los aceites lubricantes de un determinado crudo depende de las características íntimas del mismo, es decir, del tipo de hidrocarburos que los constituyen. Es por eso que para un aceite crudo en particular se requiere de evaluaciones empíricas de las diferentes alternativas para elegir la mejor opción .

### iii.6.- Selección del Agente Desparafinante para Uso en las Refinerías Nacionales .

En los incisos precedentes se dieron los fundamentos para la selección del disolvente más adecuado para llevar a cabo la operación de eliminación de ceras de los aceites lubricantes refinados. Como se ha mencionado, las mezclas de metil-etil-cetona con tolueno constituyen actualmente los agentes desparafinantes de mayor uso a escala industrial en las refinerías modernas .

En las instalaciones de Pemex en Salamanca son precisamente bisolventes constituidos por 2-butanona y tolueno los que se emplean en el acondicionamiento de lubricantes minerales durante la etapa de desparafinado. Estas mezclas presentan bastantes ventajas en el desencerado de bases lubricantes recuperadas a partir de crudos de producción nacional, entre las cuales se pueden mencionar las siguientes : baja diferencial de temperaturas, buena velocidad de filtración, atractiva calidad y alto rendimiento de los productos finales, y además, una relativamente fácil recuperación del solvente. Sin embargo, la metil-etil-cetona que actúa como precipitador de parafinas requiere de materia prima de importación (2-butanol) para su elaboración .

Debido a que nuestro país se encuentra pasando por una época caracterizada por grandes problemas económicos y a la política de restricción de importaciones que se ha establecido, se han estado conduciendo trabajos experimentales con la finalidad de encontrar algún sustituto para la metil-etil-cetona dentro del conjunto de los distintos disolventes que se producen en territorio nacional y con el cual se pueda mejorar la economía en los procesos industriales de desparafinado .

Según el inciso anterior, algunas de las cetonas superiores, y entre ellas específicamente la metil-isobutil-cetona, presentan ciertas ventajas sobre las mezclas de metil-etil-cetona y tolueno como disolventes en los procesos de eliminación de cera de las bases lubricantes recuperadas a partir de determinados crudos de naturaleza parafínica. En todo ese inciso se comentan los resultados



del empleo de dicha sustancia en forma aislada como agente desparafinante.

Con base en los resultados empíricos que se reportan en la literatura se tomó en consideración llevar a cabo un estudio experimental para la definición del mejor agente desparafinante en el tratamiento de lubricantes minerales recuperados de crudos de producción nacional. Con esta finalidad se hicieron pruebas a escala laboratorio encaminadas a determinar las diferencias de comportamiento de sustancias como la metil-etil-cetona (Mek), alcohol isopropílico (AIP), metil-metil-cetona (Mak) y metil-isobutil-cetona (Mibk) en el desparafinado de los cuatro tipos de aceites lubricantes de mayor interés comercial: Neutro Ligero, Neutro, Neutro Pesado y Pesado.

Se efectuaron pruebas para la determinación de las temperaturas de inicio de precipitación de parafinas, de solubilidad de cera en los solventes, y además, se realizaron operaciones de desparafinado a escala laboratorio de los aceites mencionados con el objeto de conocer el rendimiento y calidad de aceite y parafinas, velocidad de filtración relativa, diferencial de temperaturas y estructura cristalina de ceras precipitadas.

También se tomaron en cuenta las propiedades físicas y termodinámicas de los disolventes, entre ellas, la viscosidad, temperatura de ebullición, calor latente de vaporización, capacidad calorífica, corrosividad y costo. En la tabla iii.6.t-1 se resumen estas características para las sustancias tomadas en consideración.

La temperatura de inicio de precipitación de parafinas (T<sub>ip</sub>) se determinó con los agentes desencerantes libres de agua y los aceites citados a distintas relaciones de dilución. Esta temperatura indica el momento en que, durante el enfriamiento, empieza a cristalizar la parafina y la mezcla solvente-aceite pierde flui-

Estas pruebas corresponden a las que en el inciso iii.2.1 se presentaron como temperaturas de miscibilidad, solo que aquí se consideró conveniente cambiarle el nombre debido al hecho de que en todos los ensayos se observó la aparición de una segunda fase cristalina. La denominación como temperatura de inicio de precipitación de parafinas parece, pues, más adecuada.

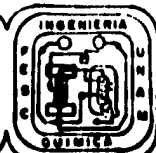
iii.6.- Selección del Agente Desparafinante para Uso en Refinerías Nacnls.

iii.p-36

SUBSTANCIA		MMK	MEK	MIBK	AIP	TOL	Unidades
PROPIEDADES							
<b>I</b>	PROPIEDADES QUE AFECTAN LA RECUPERACION DEL ACEITE.						
1	PESO ESPECIFICO (20/4°C)	0.7910	0.806	0.802	0.786	0.871	gr/ml
2	GRAVEDAD API	46.7	43.8	44.2	48.0	31.0	°API
3	PRESION DE VAPOR REID	6.8	3.2	0.3	1.7	-	psia
4	TEMP. DE CONSELACION	- 95	-87	-84	-86	- 95	°C
5	CAPACIDAD CALORIFICA	0.53	0.55	0.98	0.73	0.43	cal/gr °C
<b>II</b>	PROPIEDADES QUE DEFINEN LA FACILIDAD DE RECUPERACION DEL SOLVENTE						
6	TEMPERATURA DE EBULLICION NORMAL.	56.2	79.6	116.2	82.5	110.6	°C
7	CALOR LATENTE DE VAPORIZACION.	124.6	118.0	82.0	160.0	86.67	cal/gr
8	TEMPERATURA CRITICA.	235	262	298	235	319	°C
9	PRESION CRITICA.	690	603	475	691	597	psia
10	DENSIDAD CRITICA.	0.268	0.270	0.262	0.275		gr/ml
11	CORROSION AL COBRE	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup>	1 <sup>h</sup>	2 H 50°C
12	VISCOSIDAD @ 25 °C	0.324	0.440	0.610	2.30	0.584	centipoise
13	VISCOSIDAD @ 0°C	0.381	0.550	0.780	4.50	0.801	centipoise
14	% DE AGUA DE SATURACION EN DISOLVENTE	MISCIBILIDAD	11.59	2.41	MISCIBILIDAD	IN-MISCIBLE	% Vol
15	% DE SATURACION DE SOLVENTE EN AGUA.	COMPLETA	27.33	2.04	COMPLETA		% Vol
16	AZEOTROPO CON AGUA PUNTO DE EBULLICION NORMAL	NO FORMA	73.33	87.7	-	-	°C
17	COMPOSICION AZEOTROPICA	-	11.40	24.3	-	-	%VOL. DE AGUA



iii.6.t-1 PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DE LOS DISOLVENTES PUROS.



dez; equivale a un punto de escurrimiento de la solución agente - desparafinante/aceite sin desparafinar . Su importancia radica en la definición de la secuencia de dilución-enfriamiento del aceite antes de introducirlo al filtro primario donde se separan las ceras cristalizadas. Un bajo valor de la T<sub>ip</sub> indica la factibilidad de llevar a cabo la dilución en pequeñas porciones durante la etapa de enfriamiento (favoreciéndose la formación de cristales de parafina más adecuados para la operación de filtración) debido a que el sistema no perderá fluidez tan bruscamente como con solventes - que exhiban altas temperaturas de precipitación. Adicionalmente, - un bajo valor de esta variable también indica una mayor miscibilidad del aceite desaromatizado en el agente desparafinante, requiriéndose entonces de una menor temperatura de homogeneización antes de hacer pasar el sistema a la sección de enfriamiento .

La solubilidad de la cera en los distintos disolventes precipitadores (libres de tolueno) fue determinada con parafinas recristalizadas de 43°C de punto de fusión .

Todas las operaciones de desparafinado se realizaron con solventes deshidratados y utilizando la relación de dilución óptima - para cada tipo de lubricante según la experiencia industrial que se tiene de la planta de operación de la Refinería de Salamanca . La temperatura de filtración fue la misma (-25°C) en todos los ensayos, eligiéndose este valor para poder tener una mayor diferencial de temperaturas con la cual pudiera distinguirse el comportamiento de uno y otro solventes .

Manteniendo dichos parámetros constantes, se buscó determinar la influencia que, sobre las propiedades y rendimiento de aceites y parafinas, ejerce la naturaleza y composición del agente desparafinante. Los disolventes probados fueron los siguientes :

Mek/Tol (45/55 y 48/52).- Como referencia por ser el agente y proporciones que normalmente se utilizan en Salamanca . 45/55 para lubricantes ligeros y 48/52 para aceites pesados .

- Mibk/Tol (45/55) y 48/52).- Haciéndose la sustitución de la Mek por Mibk. Como estas mezclas exhibían alto poder disolvente hacia los hidrocarburos parafínicos de alto peso molecular y, consecuentemente, altas temperaturas de escurrimiento, se probó con un contenido mayor del precipitador en este disolvente.
- Mibk/Tol ( 60 / 40 ) .- Utilizando esta proporción se mejoró en parte la diferencial de temperaturas, obteniéndose un aceite lubricante de mejor calidad a pesar de que se incrementa el precio del agente desparafinante. Por esta última razón se consideró la sustitución parcial de la Mibk por acetona.
- Mibk-Mek/Tol (48-12 / 40).- La dimetil-cetona exhibe un elevado poder antidisolvente comparable al de la metil-isobutil-cetona, pero también presenta excesiva volatilidad. Esta característica haría que la cantidad de solvente de reposición fuera más alta para mantener la continuidad del proceso que con disolventes menos volátiles.
- Metil-isobutil-cetona . - Utilizándose esta sustancia al 100 % con la finalidad de comprobar si lo expuesto en el inciso iii.4 tiene validez en el tratamiento de los aceites minerales que se procesan en nuestro país. Y, finalmente :
- Aip/Tol (45/55 y 48/52).- Eligiéndose este último disolvente debido a que el isopropanol presenta una solubilidad hacia parafinas más próxima a la de la metil-etil-cetona -

que la Mibk y la acetona, tiene menor costo en el mercado y existe en mayor disponibilidad.

Los ensayos fueron realizados sobre aceites lubricantes desaromatizados provenientes de la planta U-3 del complejo industrial de Petróleos Mexicanos de Salamanca.

Los resultados de los experimentos fueron analizados con profundidad llegando a concluirse que :

1).- La metil-etil-cetona es el agente desparafinante de mejor comportamiento en el procesamiento de lubricantes de características parecidas a los que se producen en Salamanca.

2).- La utilización de la mezcla Mibk/Tol (60/40) también presenta competencia, pero debido a que posee una capacidad calorífica mayor que la metil-etil-cetona, y a que da lugar a diferencias de temperatura más grandes, los gastos de refrigeración se incrementarían notablemente. La ventaja de su empleo estaría basada en el hecho de que, por exhibir la metil-isobutil-cetona menor volatilidad que la 2 butanona, y comparativamente menos afinidad con el agua en estado líquido, la cantidad de solvente de reposición necesaria para darle continuidad al proceso sería más baja con este bisolvente.

3).- La mezcla 45-55 de Mibk/Tol siguió un comportamiento parecido al agente anterior, con algunas desventajas en calidad de productos, dando los lubricantes con temperaturas de inflamación más bajas y la diferencial de temperaturas muy grande, lo cual incrementa notablemente los costos de refrigeración.

4).- Que, a pesar de haber quedado colocada en cuarto lugar en la evaluación comparativa, la utilización de la metil-isobutil-cetona sin tolueno podría resultar factible, ya que da lugar a los aceites lubricantes de mejor calidad, con índices de viscosidad y temperaturas de escurrimiento muy atractivas. Las desventajas que se observaron durante la experimentación consistieron en los hechos de que el rendimiento del aceite desparafinado resultó bastan

te bajo y la parafina primaria contenía un alto porcentaje de aceite asociado, además de que el costo actual de esta sustancia triplica al de la mezcla Mek/Tol. Sin embargo con Mibk puede conseguirse mayor rapidez durante el filtrado de los lubricantes pesados, siendo también que el porcentaje de agua de saturación es muy pequeño y puede utilizarse aún sin deshidratar; gracias a esta última característica y a que posee bajas presiones de vapor, las pérdidas de este disolvente en la planta industrial serían mínimas.

5).- La mezcla de alcohol isopropílico y tolueno muestra una solubilidad baja hacia los hidrocarburos parafínicos, requiriéndose, por esta razón, de una temperatura de homogeneización más alta, además se perderá fluidez desde una etapa muy temprana durante el descenso de temperatura, necesitándose de un intercambiador en la última fase de enfriamiento (justamente antes de alimentar la pasta de aceite-solvente-parafina al filtro) que trabaje con un  $\Delta T$  del fluido de proceso mayor, y requiriéndose enfriadores en las primeras etapas que operen con  $\Delta T$  más pequeños.

Por otra parte, su miscibilidad con el agua es bastante marcada por lo que la cantidad de solvente que se perdería en el sistema de recuperación y secado del agente desparafinante podría llegar a ser restrictiva, necesitándose una mayor cantidad de solvente de reposición lo cual influiría notablemente en el costo del proceso (a pesar de que el isopropanol tiene el menor costo en el mercado de las sustancias probadas, y de que se produce en nuestro país). Adicionalmente, los lubricantes recuperados por desparafinado de esta mezcla binaria, exhibieron muy baja calidad, específicamente en lo que se refiere al índice de Viscosidad.

6).- La mezcla ternaria Mek/Mibk/Aip quedó colocada en el último lugar de la evaluación comparativa, rindiendo aceites lubricantes con muy bajos índices de viscosidad y temperaturas de inflamación, además de la excesiva volatilidad de la acetona.

En vista de los resultados obtenidos, la decisión final se inclina hacia seguir empleando mezclas de metil-etil-cetona y tolueno

en el desparafinado de lubricantes básicos nacionales, y considerar tanto a la mezcla Mibk/Tol (60/40) como a la Mibk (100) deshidratada o en presencia de agua, para evaluaciones técnico-económicas más profundas en experimentaciones a nivel planta piloto e industriales en las cuales se estudie además de su comportamiento - en las operaciones de desengercado de lubricantes, su aplicabilidad en los procesos de recristalización y desaceitado de parafinas; y se defina el procedimiento más adecuado para su recuperación y reutilización como agente desparafinante.

#### IV.- Materia Prima para el Nuevo Tren de Lubricantes .

##### Selección y Características .

A principios de 1982 se iniciaron los estudios que habrían de conducir a la definición de las características de los aceites crudos que serán incorporados como carga de alimentación para incrementar la producción de lubricantes de alto índice de viscosidad - Dos condiciones que son de vital importancia se requiere que sean cumplidas por la materia prima : primeramente, dar un rendimiento y calidad de productos finales lo suficientemente atractivos; y, - en segundo lugar, contar con las suficientes reservas probadas para asegurar el funcionamiento de las instalaciones industriales durante un tiempo razonable .

Dos crudos de naturaleza mixta con marcada tendencia parafínica y que cuentan con grandes cantidades de reservas probadas, los denominados Istmo y Cretácico, fueron considerados en este estudio. Estos aceites tienen un peso específico bajo, es decir, son característicamente ligeros y se cuenta con los aleoductos necesarios para su transportación desde los campos de explotación hasta la Refinería de Tula .

Los ensayos realizados con el crudo Istmo resultaron más satisfactorios en lo que se refiere a calidad y rendimiento que los obtenidos con Cretácico, además de que normalmente en la Refinería "Miguel Hidalgo" se trabaja con una alimentación constituida por un setenta por ciento del primero de estos aceites minerales .

Actualmente casi todas las Refinerías Nacionales introducen - crudo Maya, en combinación con alguno más ligero, como materia prima para sus procesos de refinación; esto se hace con la finalidad de darle utilidad a un crudo que por ser de naturaleza pesada (alrededor de 22°API), base mixta y alto contenido de cuerpos asfálticos, tiene un bajo valor comercial ya que de él se pueden obtener relativamente bajas cantidades de los productos finales de mayor precio e interés en el mercado, tales como gasolinas, kerosinas, - diesels, lubricantes, etc.



iv.1.- Selección de la Materia Prima .-

Siguiendo la política de Pemex consistente en la utilización - de crudo Maya para la obtención, en mezcla con otros crudos más li- geros, de productos terminados de buena calidad, se tomó en cuenta la incorporación de este aceite pesado a la carga de alimentación al nuevo tren de procesamiento de lubricantes parafínicos .

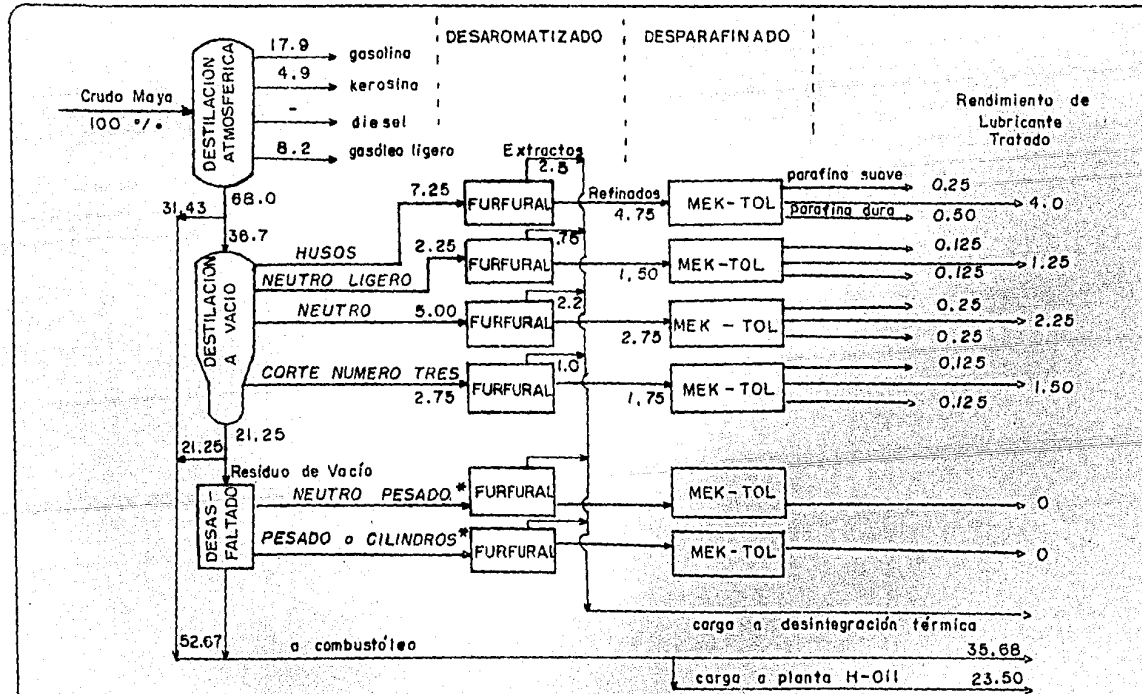
Se ensayaron en la última parte del citado estudio con mezclas de crudos Istmo y Maya en diferentes proporciones; el escalamiento de los resultados obtenidos a nivel laboratorio y planta piloto se realizó en las instalaciones industriales de la Refinería de Sala- manca. Las combinaciones que se probaron en dicha refinería fueron las siguientes :

Crudo Maya	100 %	21.8 °API
Mezcla Istmo/Maya	50/50	27.6 °API
Mezcla Istmo/Maya	55/45	28.1 °API
Mezcla Istmo/Maya	60/40	28.5 °API
Mezcla Istmo/Maya	70/30	29.4 °API
Crudo Istmo	100 %	31.4 °API

Trabajando con crudo Maya al 100 % y utilizando el esquema de procesamiento en el que se recupera el corte número 3 (inciso ii.2 .1), se obtienen los rendimientos de lubricantes básicos ligeros - que se reportan en la figura iv.1.f-1 la cual es una representa- ción esquemática del diagrama de bloques del tren de lubricantes - de Salamanca .

Generalmente los cortes sobre los aceites crudos durante la - destilación a presión atmosférica para la elaboración de los distin- tos productos de refinación se hacen en base a temperaturas especí- ficas, siendo las más comunes las siguientes :

Intervalo de Ebullición	Producto	Unidad
Tie ----- 140 °C	Gasolina Ligera	AS y P-4
Tie ----- 200 °C	Gasolina Ligera	SA y RD
125 ----- 205 °C	Turbosina	AS y P-4
140 ----- 240 °C	Kerosina Ligera	AS y P-4
170 ----- 270 °C	Kerosina Pesada	AS y P-4
200 ----- 325 °C	Gasóleo Ligero	SA y RD

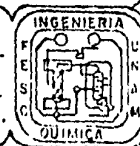


\* No se recuperan por características del Residuo de Vacío.



Rendimiento de productos por etapa de Refinación reportados como porcentaje en base a la carga de alimentación (aceite crudo).

iv.1-1.- PROCESAMIENTO DE CRUDO MAYA (100 %) CONFORME AL ACTUAL ESQUEMA DE RECUPERACION EN LA REFINERIA DE SALAMANCA, GTO.



Intervalo de Ebullición	Producto	Unidad
175 ----- 315 °C	Gasóleo Ligero	AS Y P-4
211 ----- 366 °C	Gasóleo Pesado	SA y RD
254 ----- 360 °C	Gasóleo Pesado	AS y P-4

Al lado de los anteriores intervalos de ebullición (Tie significa Temperatura de inicio de ebullición) y de los nombres de los productos se anota la clave de las unidades de destilación primaria que en Salamanca fraccionan la materia prima, como puede verse, se trata de cuatro unidades, AS, RD, SA y Primaria 4. En los ensayos con crudos Istmo y Maya se procesaron en el tren de lubricantes existente en Riana los residuos atmosféricos de las unidades - SA y RD, quedando el esquema de fraccionamiento para carga constituida por cien por ciento de crudo Maya como sigue :

Maya 100 % :

producto (nombre)	intervalo de ebullición	localización (% en Vol)	rendimiento (% Vol)
Gasolina	Tie --- 200 °C	1 --- 18.9	17.9
Kerosina	200 --- 240 °C	18.9 --- 23.8	4.9
Gasóleo Lig.	240 --- 315 °C	23.8 --- 32.0	8.2
Residuo	315 --- Tie	32.0 --- 100	68.0

(Tie = Temperatura final de ebullición).

El residuo atmosférico constituye en este caso el 68 % base - carga de alimentación; de este porcentaje, aproximadamente la mitad se utiliza para la producción de lubricantes ligeros y son agarrados en la Unidad de Destilación a Vacío (LB o U-1). En esta etapa de refinación el residuo primario es fraccionado, 31 % base aceite crudo para la elaboración de lubricantes ligeros como productos laterales de la columna de presión reducida y el 37 % restante como residuo de fondo de dicho equipo. Este residuo de vacío fue enviado a la Unidad Desasfaltadora (LD o U-2) para la recuperación de lubricantes pesados. Las secciones de la columna - de destilación a vacío deben ser ajustadas de manera que se obtengan las fracciones ligeras para lubricantes parafínicos tipo hu - sos, neutro ligero y neutro, dentro de las especificaciones de calidad.

En el caso del crudo Maya, las características del residuo de vacío, principalmente su alto contenido asfáltico, no permitieron obtener productos de buena calidad (aceites neutro pesado, pesado y cilindros) por tratamiento con propano durante la etapa de desasfaltado y por eso se consideró mandar todo de dicho residuo hacia la elaboración de combustóleo.

Cuando era posible recuperar lubricantes pesados, el residuo de vacío se desasfaltó en una de las dos unidades de extracción disponibles para cumplir tal objetivo.

Para las operaciones de desaromatizado se contó con las unidades de tratamiento con furfural, LF y U-3, en tanto que el desparafinado se llevó a cabo en las unidades LG y U-5, empleando metil-gtil-cetona como agente desparafinante en combinación con tolueno en distintas proporciones de acuerdo al tipo de lubricante básico, tal y como se realiza normalmente en Salamanca con el crudo denominado Pozóleo.

Con respecto a los demás ensayos efectuados con crudo Istmo y con mezclas Istmo/Maya, en el esquema correspondiente a la figura iv.1.f-2 se muestran los rendimientos empíricos de los productos terminados recuperados a partir de cada uno de los crudos y mezclas consideradas en la evaluación.

Podemos observar en la figura citada que, siguiendo el esquema de recuperación en el que se obtiene el corte número tres :

a).- Para crudo Maya al 100 %, el rendimiento de lubricantes básicos es muy pobre, además de que solo se obtienen aceites ligeros. Las características del residuo de vacío impiden en este caso recuperar fracciones de aceptable calidad de lubricantes pesados empleando las condiciones de operación existentes en Salamanca .

b).- Con carga de crudo Istmo al 100 %, el cual es de naturaleza mixta pero con muy marcada tendencia parafínica, se obtienen muy buenos rendimientos de cada uno de los lubricantes básicos, tanto ligeros como pesados, siendo la calidad de cada uno de ellos bastante atractiva.

c).- Al trabajarse con mezclas, el comportamiento resultó ser el esperado conforme al porcentaje en su contenido de crudo Istmo, como se puede ver en la figura iv.1.f-2. Es de hacerse notar que - los experimentos para la selección de la materia prima a partir de mezclas consideraran composiciones menores o iguales a 70 % de crudo Istmo, esto es debido a que en realidad, se tenía pensado en - cargar una mezcla con un contenido parecido a la alimentación con que normalmente se trabaja en los procesos de refinación de la Refinería de Tula, es decir, 70 % de crudo Istmo o composiciones menores a esta.

Se eligió la combinación Istmo y Maya (70/30) ya que aunque da un menor rendimiento de lubricantes ligeros tipo husos que otras - mezclas, presenta ventajas para la obtención de mayores cantidades de aceites básicos intermedios y pesados (neutro ligero, neutro y neutro pesado) que son los productos de mayor demanda en el mercado .

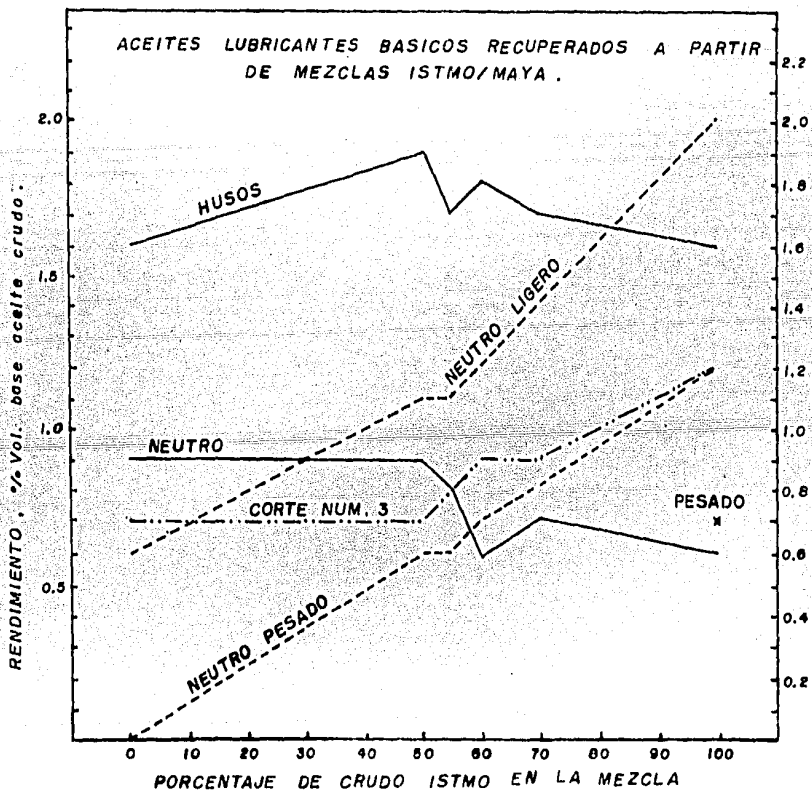
#### iv.2.- Características de la Materia Prima para el Tren de Lubricantes Parafínicos .

La materia prima para el primer proceso de refinación, destilación a presión atmosférica, la constituyen los aceites de petróleo crudos. Según la U.S. Bureau of Mines las características que sirven para establecer la base (parafínica, nafténica o mixta) de estos aceites son las que se citan en la tabla iv.2.t-1, donde se exhiben las especificaciones que debe cumplir cada crudo para ser - considerado dentro de algún tipo determinado de aceites minerales.

El factor de caracterización es un parámetro de comparación - calculado a partir de la temperatura media de ebullición del aceite y la gravedad específica del mismo. Está definido como :

$$K_{uop} = \sqrt[3]{T_b} / s.g.$$

Donde  $T_b$  representa la media estadística de las temperaturas - de ebullición ( $^{\circ}R$ ) de las fracciones que componen al aceite crudo, y s.g. es su peso específico 60/60 $^{\circ}C$  .



Determinación de la Materia -  
Prima y Capacidad de Producción  
de la Unidad a Instalar.

iv.2.1-2.- RENDIMIENTO DE -  
ACEITES LUBRICANTES BASICOS  
TERMINADOS RECUPERADOS A -  
PARTIR DE MEZCLAS DE CRUDO  
ISTMO Y CRUDO MAYA.



iv.2.t-1.- PROPIEDADES PARA LA DETERMINACION DE LA  
BASE DE ACEITES MINERALES CRUDOS.

Base del Petróleo Crudo	$K_{UOP}$	VGC
PARAFINICA	12.10 - 12.50	0.798 - 0.828
MIXTA	11.45 - 12.10	0.828 - 0.882
NAFTENICA	11.0 - 11.45	0.882 - 0.928

W. L. NELSON  
QUESTIONS OF TECHNOLOGY  
"Character of crude oils"  
THE OIL & GAS JOURNAL  
March 9, 1950

A pesar de que la definición del factor de caracterización es función únicamente de estas dos variables ( $T_p$  y s.g.), se han logrado obtener correlaciones empíricas de muy buena exactitud entre este parámetro y otras propiedades fáciles de determinar como la viscosidad, la temperatura de anilina, el peso molecular, etc., que de hecho, actualmente se puede usar cualquiera de estos datos de laboratorio para calcularlo.

La constante de gravedad-viscosidad, VGC, es usada para determinar el tipo de sustancias que constituyen los aceites minerales. El VGC se creó como un intento para obtener información acerca de la base de un aceite crudo a partir de propiedades fáciles de determinar como la viscosidad cinemática y la densidad relativa. Esta constante está basada en la bien conocida relación de que para aceites de una misma viscosidad, los de base parafínica exhiben una baja gravedad específica mientras que los de base nafténica muestran elevados valores de esta propiedad. La constante de gravedad-viscosidad es por tanto una útil indicación de la naturaleza química de los constituyentes mayoritarios del petróleo crudo o fracción refinada. Las interrelaciones matemáticas que la definen son las siguientes:

iv.2.- Obtención y Características de las  
Materias Primas para la Recuperación de  
Aceites Lubricantes .

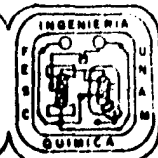
iv.p-9

Crudo Propiedades	Pozóleo (Salamanca)	Mezcla Istmo/Maya	Observaciones
Gravedad API	31.9	28.4	
Peso Específico (60/60)	0.8648	0.8888	
Viscosidad, SSU a 60°F a 70°F a 77°F a 100°F	66.3 63.2 60.8 54.2	105 90 80 57	PARA EL CALCULO DEL FACTOR DE CARACTERIZACION Y DE LA CONSTANTE DE GRAVEDAD-VISCOSIDAD SE UTILIZO LA VISCOSIDAD A 100°F OBTENIDA POR - EXTRAPOLACION EN ESCALA - ADECUADA DE LOS DATOS - EMPIRICOS A 60,70 Y 77°F.
Temperatura de Ecurrimiento, °C	no determinada	- 39	EL CONTENIDO DE CERA - EN EL CRUDO POZOLEO ES MUCHO MAS ALTO QUE EL DE LA MEZCLA.
Parafina Total de mp. = -15°C, % Peso.	no determinada	8.0	
Factor de Caracterización $K_{100}$	11.8	11.8	LOS VALORES DE ESTAS DOS PROPIEDADES INDICAN QUE - LOS CRUDOS SON DE BASE TÍPICAMENTE MIXTA.
Constante de Gravedad-Viscosidad	0.8359	0.8615	
Temperatura Inicial de Ebullición Normal, °C	35	31	EL POZOLEO PRESENTA UNA MAYOR FACILIDAD PARA RECUPERACION DE DESTILADOS LIGEROS, HACIENDO TRABAJAR HASTA - SU LIMITE LA COLUMNA DE - DESTILACION ATMOSFERICA - SE CONSIGUE MAS ALTO REN - DIMIENTO Y CON MENOR - TEMPERATURA.
Temperatura de cracking a 1 atm., °C .	291	325	
Destilados Ligeros recuperables, % Vol.	57.9	43.0	
Temperatura de ebullición media ponderada, °C	-	327.4	TEMPERATURA PROMEDIO PONDERADA CALCULADA A PARTIR DE DATOS DE DESTILACION TBP.
Peso Molecular del crudo	-	252	*

\* El peso molecular del crudo se determina utilizando un método - similar al que se describe en el capítulo VI, inciso vi.5.2.b. Referencia : Wuitnior, Pierre. Refino y Tratamiento Químico. Tomo I, - página 56, Ediciones Cepsa, Madrid España, 1973.



iv.2.t-2.- Principales Características de  
Aceites Crudos





$$VGC_1 = \frac{10 \text{ s.g.} - 1.0752 \log (V_1 - 38)}{10 - \log (V_1 - 38)} \quad , \quad \text{y} \quad VGC_2 = \frac{\text{s.g.} - 0.24 - 0.022 \log (V_2 - 35.5)}{0.755}$$

Donde: s.g. = Peso específico 60/60°C .

$V_1$  = Viscosidad cinemática, S.S.U. a 100°F .

$V_2$  = Viscosidad cinemática, S.S.U. a 210°F .

$VGC_1$  = Para aceites crudos y productos ligeros .

$VGC_2$  = Para fracciones refinadas .

En la tabla iv.2.t-2 se presentan de manera sintetizada las propiedades más importantes que sirven para establecer la comparación entre los crudos Pozdleo de Salamanca y la mezcla Istmo/Maya que elegimos para el desarrollo de nuestro proyecto. Los comentarios acerca de dichas propiedades se exponen en el cuadro de observaciones de la tabla citada .

La subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales del Instituto Mexicano del Petróleo se dedicó a la creación de tecnología (diseño de proceso) para el procesamiento de crudo Istmo al 100 % en la Refinería de Tula .

En este trabajo de tesis profesional nosotros consideraremos la utilización de mezcla de crudos Istmo y Maya en proporción 70/30 para el desarrollo de la Ingeniería Básica de Procesos, tratando de obtener productos de alta calidad con materia prima de menor precio que en el caso del empleo de crudo ligero (100 % ) .

V.- Características de Materias Primas para la Unidad Desparafinadora (Aceites Lubricantes Cerosos Desaromatizados).

Las propiedades de la carga de alimentación a la unidad desparafinadora constituyen parte de la información necesaria para el establecimiento de las bases de diseño de proceso de dicha planta.

En el inciso iv.1 se presentaron los resultados del fraccionamiento del residuo atmosférico de la mezcla Istmo/Maya (70/30, % Volumen) en condiciones similares a las que se utilizan actualmente en Salamanca. Bajo dicho esquema de refinación para recuperación de lubricantes, el cual considera la obtención de la fracción conocida como corte número 3 en una de las corrientes laterales de la columna de destilación a vacío, se observó que el residuo de fondo de esta unidad daba un bajo rendimiento de aceite Neutro Pesado en la etapa de desasfaltado, mientras que resultaba imposible recuperar algo de lubricante Pesado o Cilindros en la segunda extracción con agentes desasfaltantes.

En este capítulo se discutirá la factibilidad del procesamiento de la mezcla Istmo/Maya bajo una nueva secuencia de recuperación en la que no se obtiene el corte número 3.

Se determinará si a partir de esta materia prima es posible obtener productos finales de atractiva calidad y alto rendimiento al procesarse bajo este nuevo esquema de refinación.

También se definirán los valores óptimos de las variables de proceso para la etapa de desparafinado. Estas condiciones de operación son asentadas en base a predicciones hechas al comparar las propiedades de los lubricantes refinados obtenidos de la mezcla Istmo/Maya con las de los aceites recuperados a partir del crudo Pozóleo y tomando como referencia las condiciones bajo las cuales se procesan los lubricantes en la unidad de desparafinado de Salamanca, la cual fue construida con tecnología desarrollada por la compañía norteamericana Mc Kee en 1957.

**v.1.- Esquema de Proceramiento para la Mezcla Istmo/Maya .**

En vista de los resultados obtenidos al ensayarse la secuencia de recuperación de bases lubricantes donde se recupera la fracción conocida como corte número 3 en una de las corrientes laterales de la columna de destilación a vacío (inciso iv.1), se propuso cambiar la forma de operación de esta unidad con el fin de obtener todo de los lubricantes pesados como residuos y recuperarlos posteriormente mediante extracción con agentes desasfaltantes. Para cumplir tal objetivo se consideró conveniente hacer trabajar la torre de destilación a vacío bajo el esquema de recuperación que se muestra en la tabla v.1.t-1, donde también se puede observar la forma en que se opera actualmente en la Refinería de Salamanca al procesar crudo Pozoleo de Poza Rica .

**v.1.t-1.- ESQUEMAS DE RECUPERACION DE LUBRICANTES BASICOS  
A PARTIR DE CRUDO POZOLEO Y MEZCLA  
ISTMO/ MAYA**

CRUDO POZOLEO	MEZCLA ISTMO/MAYA	OBSERVACIONES
HUSOS o TECNOL NEUTRO LIGERO NEUTRO CORTE NUMERO 3	HUSOS TECNOL NEUTRO LIGERO NEUTRO	OBTENIDOS COMO CORTES LATERALES DE LA COLUMNA DE DESTILACION A VACIO ( 40 MM Hg.)
NEUTRO PESADO PESADO o CILINDROS	NEUTRO PESADO PESADO o CILINDROS	RECUPERADOS POR EX- TRACCIONES SUCESIVAS DE EL RESIDUO DE VACIO.

Las cargas a los procesos de desaromatizado, que constituyen - las materias primas a partir de las cuales se recuperan los aceites básicos parafínicos, corresponden a lo que en refinación se denominan lubricantes sin tratar .

Las bases para lubricantes ligeros se obtienen de la columna de destilación a vacío como cortes laterales, en tanto que los aceites pesados no tratados son extraídos por desasfaltado en etapas sucesivas del residuo de vacío .

Para la obtención de los lubricantes sin tratar, se despuntó una muestra representativa de la mezcla Istmo/Maya en una columna de destilación a presión atmosférica hasta una temperatura de domo de 250 C a 760 mm Hg. El residuo despuntado se destiló posteriormente a presión reducida (40 mm Hg) fraccionándose cada 1 % en volumen ba se crudo, hasta alcanzarse una temperatura de domo correspondiente a 470 C a una atmósfera de presión. Esto último se hizo con el fin de no recuperar el corte número 3 y mandar los lubricantes pesados a desasfaltado. Las fracciones de vacío recuperadas de esta manera se emplearon para el ajuste y localización de las temperaturas de corte para los lubricantes básicos ligeros (husos, tecnol, neutro ligero y neutro). El ajuste se realizó tomando en cuenta las características de control de calidad típicas de la Refinería de Salamanca (color, temperatura de inflamación y viscosidad).

El residuo de vacío de temperatura de ebullición normal superior a 470 C fue sometido a extracción con solventes para la eliminación de los materiales asfálticos y recuperación de los lubricantes pesados (aceites neutro pesado, pesado y cilindros). Se empleó para esta operación propano de alta pureza en la primera etapa, y una mezcla de propano-butano-hidrocarburos pesados en la segunda extracción.

En el cuadro de observaciones de la tabla iv.2.t-2 se señala que resulta más fácil recuperar las fracciones ligeras a partir de crudo Pozóleo que de la mezcla 70/30 en la columna de destilación atmosférica. También en la unidad desasfaltadora se necesitan condiciones de procesamiento más drásticas para el tratamiento de los residuos de vacío provenientes de la combinación Istmo/Maya. Los resultados obtenidos eran de esperarse si recordamos que el aceite Maya es de naturaleza pesada y contiene una gran cantidad de cuerpos asfálticos.

En el inciso iv.1 se reportó el porcentaje de aceites lubricantes básicos recuperables de crudo Maya al 100 % y se hizo notar que el residuo de vacío no quedaba en condiciones adecuadas para la obtención de aceites pesados por su alta concentración en sustancias asfálticas. Con la mezcla 70/30 y bajo el nuevo esquema de ro-

cuperación que permite reducir la viscosidad del residuo de vacío - (con respecto a cuando se recupera el corte número tres) haciéndolo menos difícil de trabajar en la unidad de desasfaltado, se pueden conseguir atractivos rendimientos de aceites lubricantes pesados no tratados utilizando condiciones de operación un poco más rigurosas que las que actualmente se tienen en las instalaciones industriales de la Refinería de Salamanca .

#### v.2.- Aceites Lubricantes no Tratados.-

Los lubricantes básicos sin tratamiento se cargan a la unidad de desaromatizado, debiendo reunir ciertas propiedades para asegurar la obtención de los productos deseados en las últimas etapas de refinación. Las variables que se utilizan para control de calidad en esta etapa de refinación son : peso específico, color, temperatura de inflamación, carbón Ramsbottom, Temperatura de anilina, y los parámetros VGC y  $K_{uop}$  .

Los bajos valores de la temperatura de anilina correspondientes a los lubricantes no tratados recuperados a partir de la mezcla, son indicativos de un mayor contenido de sustancias aromáticas en ellos que en los que se procesan actualmente en Riama. La constante de gravedad-viscosidad nos informa a cerca de las cantidades relativas de compuestos que reducen el índice de viscosidad. Se pudo observar que el valor de esta constante resultó ser mayor en la mezcla que en los lubricantes recuperados a partir de crudo Pozóleo, lo cual nos indica un alto porcentaje de compuestos aromáticos y nafténicos que hay que separar en los procesos subsiguientes .

#### v.3.- Etapa de Desaromatizado .

El desaromatizado de los lubricantes básicos sin tratar se llevó a cabo utilizando furfural como agente extrayente, tal como se acostumbra actualmente en Salamanca .

Para el tratamiento de los lubricantes recuperados de la mezcla Istmo/Maya se emplearon inicialmente las condiciones de operación de la planta industrial instalada en Riama y posteriormente se hizo variar la temperatura de extracción y la relación furfural/lubrican

te, utilizando los tiempos de residencia y presiones de operación -  
típicos en Salamanca, con la finalidad de seleccionar las condicio-  
nes más favorables para la obtención de máximos rendimientos y pro-  
ductos dentro de especificaciones .

La tabla v.3.t-1 muestra las condiciones actuales de tratamien-  
to en la Refinería de Salamanca al procesar crudo Pozóleo y los va-  
lores más convenientes para el desaromatizado de bases lubricantes  
de la Mezcla Istmo/Maya determinadas empíricamente. Podemos notar  
que virtualmente son idénticas entre ambas para cada tipo de lubri-  
cante, excepto en el caso del aceite Cilindros donde la mezcla 70/-  
30 requiere de una temperatura de extracción un poco más elevada .

En la tabla v.3.t-1 se presentan también las características de  
los lubricantes básicos refinados que sirven como carga de alimenta-  
ción al proceso de desparafinado.

En el inciso anterior se había mencionado que, por poseer una -  
temperatura de anilina inferior, un VGC más alto y un  $K_{uop}$  menor, -  
era de esperarse que el lubricante recuperado a partir de la mezcla  
Istmo/Maya tuviera un mayor contenido de cuerpos aromáticos que el -  
del crudo Pozóleo, consecuentemente, se obtendría un menor rendimien-  
to de lubricante desaromatizado libre de disolvente para el caso de  
Tecnol de mezcla con respecto al valor típico de Salamanca. Esta - -  
predicción puede confirmarse al comparar los rendimientos de Tecnol  
desaromatizado reportados en la tabla v.3.t-1. La diferencia es muy  
significativa (de 6 a 16 % base etapa).

Por otra parte, las condiciones de operación que se determinaron  
como óptimas para la extracción de hidrocarburos aromáticos y otras  
impurezas en la etapa de refinado con furfural para este tipos de -  
aceite lubricante (Tecnol), resultaron ser idénticas a las que se -  
emplean comúnmente en las instalaciones industriales de la Refinería  
Ingeniero Antonio M. Amor para Tecnol de Pozóleo. Las propiedades de  
los tecnoles refinados están en concordancia.

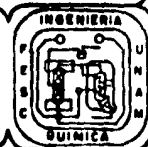
Comportamiento parecido podemos encontrar con los lubricantes -  
tipos Neutro Ligero y Neutro recuperados a partir de los básicos -  
sin tratar de ambos crudos .

V.3.1-1.- CONDICIONES DE OPERACION Y PRINCIPALES CARACTERISTICAS DE LUBRICANTES EN DESAROMATIZADO.

LUBRICANTE BASICO	CRUDO POZOLEO (SALAMANCA)	MEZCLA ISTMO-70 MAYA-30 (TULA)	CONDICIONES DE OPERACION		RENDIMIENTO BASE ETAPA (% Vol.)	PESO ESPECIFICO (20/4 °C)	COLOR ASTM	TEMPERATURA DE INFLAMACION (°C)	INDICE DE VISOSIDAD
			TEMPERATURA DE EXTRACCION (°C)	RELACION Furfural/Acete (Vol/Vol)					
TECNOL	✓		101	de 2/1 a 2.8/1	de 53 a 63	0.8484	1.0	186	-
		✓	101	2.4 / 1	47.2	0.8632	1.0	204	114
NEUTRO LIGERO	✓		115	de 2.5/1 a 2.6/1	de 56 a 61	0.8540	1.5	204	-
		✓	115	2.0 / 1	33.1	0.8792	2.0	218	112
NEUTRO	✓		de 98 a 103	de 1.4/1 a 1.8/1	de 70 a 81	0.8660	1.5	220	-
		✓	103	1.6 / 1	54.5	0.8397	3.0	222	93
NEUTRO PESADO	✓		de 126 a 132	de 1.3/1 a 2.6/1	de 50 a 71	0.8708	2.5	261	-
		✓	136	2.0 / 1	55.5	0.8933	4.0	284	100
PESADO	✓		de 135 a 136	de 1.6/1 a 2.0/1	de 42 a 55	0.8949	5.5	296	-
		✓	136	1.8 / 1	55.7	0.9298	6.5	306	98
CILINDROS	✓		115	de 1.6/1 a 2.0/1	de 45 a 55	0.9050	6.5	304	-
		✓	132	2.0 / 1	55.5	0.9382	8.0 dil.	306	96



V.3.1-1.- CONDICIONES DE OPERACION Y PRINCIPALES CARACTERISTICAS DE LUBRICANTES EN DESAROMATIZADO



A partir del aceite Neutro Pesado y hacia los demás lubricantes de elevada viscosidad, el rendimiento de la mezcla llega a ser comparable con los de Pozóleo, a pesar de que en el caso del básico Cilindros se requiere de una temperatura de extracción notablemente mayor.

El color en todos los casos es mucho más oscuro en los aceites refinados producidos a partir de la mezcla Istmo/Maya; sin embargo esta propiedad podrá ser mejorada en la unidad de decoloración con arcillas.

#### v.4.- Condiciones de Operación en la Etapa de Desparafinado y Características de los productos Recuperados .

##### v.4.1.- Lubricantes Básicos en Desparafinado .

La remoción de la cera de los lubricantes básicos desaromatizados se efectuó por cristalización selectiva a baja temperatura de los hidrocarburos parafínicos de alto peso molecular empleando bisolventes constituidos por metil-etil-cetona y tolueno .

Se realizaron pruebas a nivel laboratorio utilizándose diferentes relaciones de dilución y temperaturas de filtración con el fin de encontrar las condiciones de operación más favorables para el tratamiento de los lubricantes refinados recuperados de la mezcla 70/30. Las composiciones de los bisolventes usados en el desparafinado de cada tipo de lubricante básico fueron las mismas que las que se emplean actualmente en Salamanca con los aceites recuperados del crudo Pozóleo .

La elección de las condiciones de operación óptimas para cada tipo de lubricante se hace tomando en consideración tanto rendimiento como calidad del producto final .

En la tabla v.4.t-2 se presentan las propiedades más importantes de los aceites lubricantes tratados, es decir, a la salida del proceso de eliminación de ceras.

Por otra parte, en la tabla v.4.t-1 se reportan las características de operación que se pueden predecir comparando el comporta-



v.4.- Condiciones de Operación en la -  
Etapa de Desparafinado, y Característi-  
cas de los Productos Recuperados .

v.p- 8

	MUSOS	TECNOL	NEUTRO LIBERO	NEUTRO	NEUTRO PESADO	PESADO	CILINDROS
RELACION DE DILUCION A CARGA CEROSA ( VOL / VOL )	2.0/1	3.0/1	3.0/1	2.2/1	3.5/1	4.0/1	4.0/1
PRIMERA DILUCION ( TEMPERATURA, °F )	0.2/1 ( 70 )	0.3/1 ( 70 )	0.3/1 ( 90 )	0.2/1 ( 90 )	1.5/1 ( 90 )	4.0/1 ( 90 )	4.0/1 ( 90 )
SEGUNDA DILUCION ( TEMPERATURA, °F )	0.2/1 ( 40 )	0.3/1 ( 40 )	0.3/1 ( 60 )	0.2/1 ( 60 )	2.0/1 ( 60 )	-	-
TERCERA DILUCION ( TEMPERATURA, °F )	0.2/1 ( 20 )	0.3/1 ( 20 )	0.3/1 ( 30 )	0.4/1 ( 30 )	-	-	-
CUARTA DILUCION ( TEMPERATURA, °F )	1.4/1 ( 5 )	2.1/1 ( 5 )	2.1/1 ( 5 )	1.4/1 ( -6 )	-	-	-
RELACION SOLVENTE DE LAVADO A CARGA CEROSA ( VOL / VOL ).	1/1	1.5/1	1.5/1	1.5/1	1.5/1	1.5/1	1.5/1
RELACION LIQUIDO/SO- LIDO ALIMENTANDOSE AL FILTRO ( VOL/VOL )	20/1	20/1	20/1	20/1	20/1	23.53/1	50.44/1
TEMPERATURA DE HOMOGENEIZACION	110°F 43°C	110°F 43°C	110°F 43°C	120°F 49°C	120°F 49°C	120°F 49°C	160°F 71°C
TEMPERATURA DE FILTRACION °F	+ 5°F -15°C	+ 5°F -15°C	+ 5°F -15°C	- 6°F -21°C	- 6°F -21°C	- 6°F -21°C	14°F -10°C
VELOCIDAD DE FIL- TRACION ( G/GI / DT P <sup>2</sup> )	3.29	3.17	2.86	2.47	1.20	1.12	0.98
VELOCIDAD DE ROTA- CION DEL TANQUE DE - ALIMENTACION AL FILTRO ( RPM )	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.25 a 0.50	0.125 a 0.2	de 0.2 a 0.33	de 0.2 a 0.33
RENDIMIENTO DE ACEITE DESPARAFINADO LIBRE DE DISOLVENTE (% VOL )	75.0	79.4	71.3	81.3	70.7	73.5	84.0
RENDIMIENTO DE PARAFI- NA PRIMARIA LIBRE DE DISOLVENTE (% VOL )	25.0	20.6	22.7	18.7	29.3	26.5	16.0
%VOLUMEN ASOCIADO A PARAFINA PRIMARIA DE AGENTE DESPARAFINAN- TE	50	60	65	67	75	75	75
NOTA: RENDIMIENTOS DE ACEITE Y PARAFINA PRIMARIA EN % VOLUMEN BASE CARGA DE ACEITE CEROSO.							



v.4.-1.- CONDICIONES DE OPERACION EN -  
LAS SECCIONES DE DILUCION-ENFRIAMIENTO Y -  
DESPARAFINADO DE ACEITES LUBRICANTES



v.4.t-2.- Características de Aceites Lubricantes Básicos Desparafinados.

	Tecnol	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros
Localización en el Crudo (%Vol)	de 54.0 a 55.5	de 55.5 a 62.0	de 62.0 a 65.0	de 65.0 a 75.5	de 75.5 a 81.6	de 75.5 a 81.7
Rendimiento (% Vol)	0.6	1.7	1.3	4.1	2.5	2.9
Peso Específico (20/4°C)	0.8761	0.8859	0.9009	0.9032	0.9332	0.9399
Gravedad Específica, °API	29.5	27.7	25.0	24.7	19.7	18.6
Color ASTM	1.5	2.0	4.0	5.5	7.5	≥ 8.0
Viscosidad Cinemática, SSU:						
a 37.8°C	95	156	246	1 089	3 882	5 906
a 98.9°C	39	44	49	90	184	232
Índice de Viscosidad	99	105	89	90	89	86
Temperatura de Inflamación	196	212	226	286	296	300
Destilación ASTM a 760 mm Hg :						
Tie, °C	352	379	409	430	460	473
10 % Vol.	369	411	422	435	478	485
30 % Vol.	390	425	438	494	513	525
50 % Vol.	400	432	445	526	557	561
70 % Vol.	414	439	453	560	581	598
90 % Vol.	434	452	465	609	632	648
Temperatura de Anilina, °C	85	94	85	99	104.	106
Factor $K_{uop}$	12.0	12.0	11.9	12.3	12.0	12.0
Azufre, % peso	0.9	1.2	1.7	1.3	2.2	2.4
Temperatura de Escurrimiento, °C	- 12	- 12	- 12	- 12	- 6	+ 3

Notas :

- 1).- Solo se oitan propiedades que sirven para control de - calidad y diseño de proceso .
- 2).- Los datos reportados en los primeros dos renglones se refieren a % Volumen base carga de aceite crudo al - - tren de lubricantes (etapa de destilación atmosférica).

miento de los lubricantes recuperados a partir de la mezcla de crudos Istmo y Maya con el procesamiento actual de aceites en Salamanca. Estas condiciones de operación serán de gran utilidad en el desarrollo de la ingeniería básica de procesos .

Una última observación que tiene que ser hecha con respecto a las propiedades de los aceites lubricantes tratados recuperados de la mezcla Istmo/Maya es la que se refiere al contenido de azufre . Los lubricantes básicos producidos a partir de este crudo contienen una cantidad muy importante de compuestos mercaptánicos (notablemente superior a los lubricantes recuperados de crudo Pozóleo). El alto porcentaje de esta impureza hará necesario introducir un proceso para su eliminación que podría ser un hidrosulfurado como el que se realiza actualmente en el tren de procesamiento de lubricantes parafínicos de la Refinería de Salamanca .

#### v.4.2.- Características de Parafinas Recuperadas a partir del crudo mezcla Istmo/Maya .

Las parafinas duras y suaves obtenidas por desparafinado de los diferentes lubricantes básicos provenientes de la mezcla de crudos Istmo y Maya presentaron las características que se citan en la tabla v.4.2-3. Estas ceras parafínicas resultaron con un mayor peso específico en comparación con las que se recuperan de los lubricantes básicos del crudo Pozóleo .

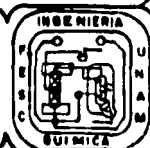
El contenido de aceite en las parafinas dura y suave alcanzó valores considerablemente elevados con referencia a los de las ceras recuperadas en Salamanca. Por ejemplo, en el caso extremo, el aceite básico Cilindros dió lugar a una parafina dura con 17 % en peso de aceite asociado, y una parafina blanda con 66 %, mientras que los contenidos típicos en Salamanca son 0.4 y 15 % en peso, respectivamente .

El color en ambos tipos de parafina de cada aceite lubricante resultó también algo elevado, nuevamente el caso extremo se presenta con el aceite Cilindros donde la diferencia es de dos unidades ASTM, esto puede explicarse si se considera que la rectificación del residuo de vacío de mezcla Istmo/Maya en la segunda etapa de -

LUBRICANTE BASICO	HUSOS		TECNOL		NEUTRO LIGERO		NEUTRO		NEUTRO PESADO.		PESADO		CILINDROS	
PARAFINA PRIMARIA, RENDIMIENTO EN - %VOL BASE CARGA DE ACEITE CRUDO.	25.0		20.6		22.7		18.7		29.3		26.5		16.0	
PESO ESPECIFICO (20/41) DE LA PARAFINA PRIMARIA LIBRE DE DISSOLVENTE.	0.8256		0.8247		0.8445		0.8617		0.8702		0.9176		0.9280	
% DE ACEITE EN PARAFINA PRIMARIA.	12.48		13.14		13.74		16.04		19.04		23.09		39.25	
PARAFINAS PRODUCTO-LIBRES DE DISOLVENTE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE	DURA	SUAVE
PESO ESPECIFICO (20 / °C)	0.818	0.835	0.804	0.845	0.830	0.863	0.849	0.879	0.854	0.890	0.917	0.923	0.917	0.941
GRAVEDAD ESPECIFICA (15.6 P)	41.0	37.4	43.8	36.3	38.4	31.9	34.6	29.0	33.6	27.0	22.2	21.3	22.2	18.4
VISCOSIDAD CINEMATICA, SSU @:														
54.4 °C.	44.2	43.7	53.0	50.8	..	..	-	-	-	-	-	-	-	-
62.2 °C.	37.2	35.9	40.8	38.2	42.8	41.9	44.9	42.7	78.5	68.9	241	131	276	142
98.9 °C.	-	-	-	-	39.1	38.2	39.9	38.5	59.0	49.9	143.2	86.4	156	92
COLOR ASTM	0.5	0.5	0.5	1.0	0.5	1.0	1.0	1.5	2	4	4	7.5	8	8
TEMPERATURA DE FUSION, °C	41.2	21.0	47.0	21.0	48.0	24.0	57.0	24.0	70.2	24.0	78.4	24.0	73.0	28.0
ACEITE ASOCIADO % PESO	2.2	28.2	2.1	28.8	1.0	31.8	2.0	37.4	5.2	37.5	7.5	39.11	17.3	66.1



v.4.1-3.- PROPIEDADES DE -  
PARAFINAS PRIMARIA, DURA  
Y BLANDA PRODUCIDAS EN  
LA UNIDAD DESPARAFINADORA



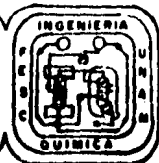
v.4.- Condiciones de Operación en la -  
Etapa de Desparafinado y Características -  
de los Productos recuperados .

v.p- 12

	HUSOS	TECNOL	NEUTRO LIGERO	NEUTRO	NEUTRO PESADO	PESADO	CILINDROS
RELACION DE DILUCION I- NICIAL (HASTA ALCANZAR PROPORCION SOLVENTE/HCI)	4/1	6/1	8/1	8/1	4/1	5/1	6/1
RELACION DE DILUCION SECUNDARIA ( VOL / VOL )	-	-	-	-	4/1	-	-
RELACION SOLVENTES DE - LAVADO / CARGA DE MEMO CARBUROS AL FILTRO (VOL / VOL )	4/1	6/1	4/1	4/1	5/1	4/1	8/1
COMPOSICION DEL DISOLVENTE, MEN/TOL (VOL / VOL )	48/52	48/52	48/52	49/51	45/55	45/55	45/55
TEMPERATURA DE CA- LENTAMIENTO (°F)	90	100	120	120	130	140	140
TEMPERATURA DE FIL- TRACION (°F / °C)	20	20	30	30	40	40	40
VELOCIDAD DE FILTRA- CION ( lb / hr ft <sup>2</sup> )	15	15	12	8	8	6	6
RENDIMIENTO DE PARAFINA DU- RA NO RECTIFICADA LIBRE DE DISOLVENTE (% VOL) *	-	-	12.93	10.96	16.39	13.20	8.74
RENDIMIENTO DE PARAFI- NA BLANDA LIBRE DE DI- SOLVENTE (% VOL) *	-	-	9.89	7.95	13.72	14.27	8.74
% VOL. DE ACEITE EN - PARAFINA DURA NO - RECTIFICADA.	-	-	0.94	1.92	4.94	7.35	16.93
% VOLUMEN DE ACEITE EN PARAFINA BLANDA	-	-	46.09	37.74	40.67	42.89	71.85
% VOLUMEN DE DISOL- VENTE EN PARAFINA DU- RA NO RECTIFICADA.	50	50	60.0	67.0	75.0	75.0	85.0
% VOLUMEN DE DISOLVEN- TE EN PARAFINA BLAN- DA FILTRADA	96.25	96.50	96.25	96.24	94.68	93.38	95.34
VELOCIDAD DE ROTACION * DEL TAMBOR DE ALIMEN- TACION DEL FILTRO	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.5 a 1.0	de 0.33 a 0.5	de 0.33 a 0.50
* % VOLUMEN BASE CARGA DE ACEITE CEROSO ALIMENTADO A LA SECCION DE DESPARAFINADO. + EN REVOLUCIONES POR MINUTO.							



v.4.1-4.0.- CONDICIONES DE OPERACION EN LA  
SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE  
PARAFINA PRIMARIA.



## CONDICIONES DE OPERACION EN EL SISTEMA DE DESACEITADO DE PARAFINA DURA

	HUSOS	TECNOL	NEUTRO LIBERO.	NEUTRO	NEUTRO PESADO.	PESADO	CILINDROS
RELACION DE DILUCION (SOLVENTE / CARGA PASTA DE CERA).	5 / 1	6 / 1	8 / 1	8 / 1	5 / 1	5 / 1	5 / 1
RELACION SOLVENTE DE LA- VADO/CARGA PASTA DE CERA (VOL/VOL).	3 / 1	3 / 1	4 / 1	4 / 1	3 / 1	3 / 1	3 / 1
TEMPERATURA DE FILTRA- CION, °F	20	20	30	30	40	40	40
VELOCIDAD DE FILTRA- CION, (lb / hr ft <sup>2</sup> )	15	15	12	12	8	6	6
VELOCIDAD DE ROTACION DEL TAMBOR DE ALIMENTA- CION AL FILTRO, RPM.	0.5 - 1.0	0.5 - 1.0	0.5 - 1.0	0.5 - 1.0	0.5 - 1.0	0.33 - 0.5	0.33 - 0.5
RENDIMIENTO DE PARAFINA DURA DESACEITADA LIBRE DE DISOLVENTE, % VOL <sup>W</sup> .	13.59	12.65	12.81	10.75	15.58	12.23	7.26
% VOLUMEN DE SOLVENTE EN PASTA DE PARAFINA DU- RA RECTIFICADA DILUIDA	67	65	64.5	69.65	80.06	77.87	87.28
* % VOLUMEN BASE ACEITE CEROSO ALIMENTADO A LA UNIDAD DESPARAFINADORA.							



v.4.t-4.b.- CONDICIONES DE  
OPERACION SECCION DE DESA-  
CEITADO DE PARAFINA DURA.



desasfaltado no fue suficientemente satisfactoria .

En la tabla v.4.t-4 se exhiben las condiciones de operación - más favorables para la fraccionación de las parafinas en dura y - blanda. Dichas condiciones fueron establecidas en base a las predicciones logradas según el comportamiento de las parafinas recuperadas de la mezcla (70/30), y comparando variables determinadas experimentalmente en el laboratorio como velocidades relativas de filtración entre los productos de dicha mezcla y las ceras obtenidas a partir de crudo Pozóleo .

#### v.5.- Comparación de Rendimientos por Etapa de Refinación .

En la figura v.5.f-1 se presenta el diagrama de flujo de corrientes correspondiente al tren de recuperación y tratamiento de lubricantes parafínicos en el cual se incluyen los nombres y rendimientos de los productos en cada etapa .

Se reportan los datos tanto para procesamiento de crudo Pozóleo como para la mezcla Istmo/Maya. Los datos para Pozóleo son valores típicos en la Refinería de Salamanca, mientras que los de la mezcla corresponden a las predicciones resultantes del presente estudio .

La carga de alimentación para el nuevo tren de Tula, con esquema de recuperación en el que no se recupera el corte número 3 presentó un rendimiento total de lubricantes sin tratar similar - al de Salamanca : 37.6 vs. 35.7 , siendo la pequeña diferencia en favor de la mezcla, diferencia que resultó ser más marcada en los cortes para lubricantes pesados que son los que tienen mayor demanda en el mercado .

Los lubricantes básicos tratados también dan un rendimiento - global parecido al típico de Salamanca. Aunque existe una recuperación final un tanto más baja para la mezcla Istmo/Maya, de esta se obtienen mayores cantidades de los aceites de más alto interés comercial: Neutro Pesado y Pesado, además de que con crudo Pozóleo se produce una alta cantidad de aceites lubricantes fuera - de especificaciones (corte número tres).

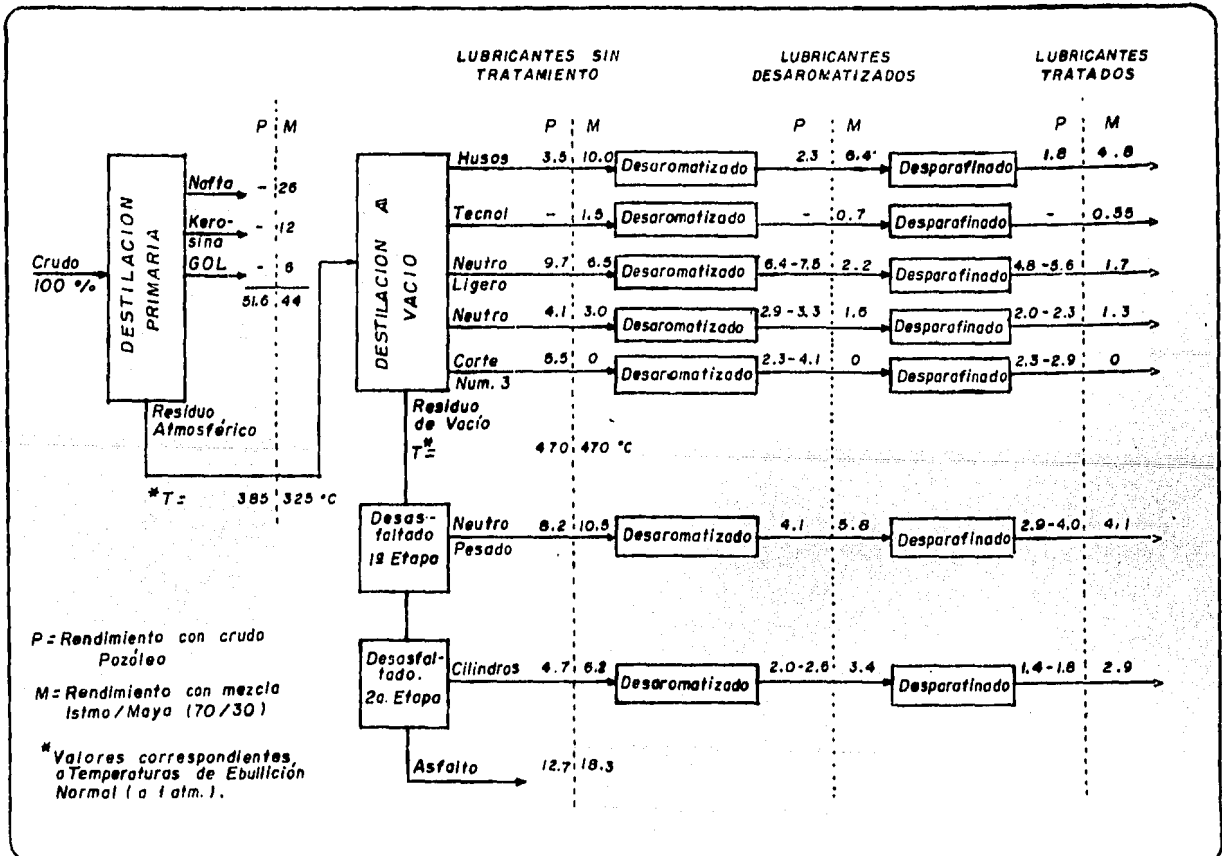
En la etapa de desaromatizado, los aceites Tecnol, Neutro Ligero y Neutro, presentan bajos rendimientos, siendo el primero de ellos - el que se ve más afectado. El Neutro Pesado, Pesado, Cilindros y Husos, dan porcentajes en base carga de etapa similares a los del crudo Pozóleo. Es de hacerse notar que en las operaciones de desaromatizado y desparafinado las condiciones de operación determinadas como las más adecuadas para el tratamiento de cada uno de los distintos - grados de hidrocarburos recuperados de las mezclas Istmo/Maya resultaron ser muy parecidas a las que se tienen actualmente en la refinería guajuatense. En el desparafinado con Mek/Tol el rendimiento de esta etapa es un poco mayor para los lubricantes recuperados a partir de la mezcla, a excepción del caso del aceite Husos.

La operación de desparafinado para aceite de Cilindros se llevó a cabo bajo condiciones de operación que caen en el extremo de mayor drasticidad del intervalo que se utiliza en la Refinería de Salamanca actualmente. El porcentaje de este aceite que se obtiene una vez eliminado el agente desparafinante es más alto que cuando se procesa crudo Pozóleo, sin embargo, algunas de las propiedades del lubricante se apartan de las especificaciones de Pemex. El aceite Cilindros libre de cera no satisface los valores de carbón Ramsbottom (2.9 vs. 2.0 % peso máximo) ni de color ASTM (8.0 vs. 4.5). Esta complicación surge debido a que en la segunda etapa de desasfaltado, la rectificación es insuficiente a pesar de que el contactor de esta unidad trabaja a condiciones mucho más forzadas que cuando se procesa Pozóleo. Se observa que durante el refinamiento con furfural y Mek/Tol no se disminuye el contenido de carbono Ramsbottom con que sale el aceite de la etapa de desasfaltado.

Con el lubricante básico Pesado también se emplean temperaturas y presiones de operación elevadas en el contactor de la segunda etapa de desasfaltado, pero, a diferencia con el aceite de Cilindros, aquí sí se logra meter el producto final dentro de los requerimientos de calidad.

Las propiedades de los demás aceites lubricantes tratados correspondientes a la mezcla 70/30 si cumplen con las especificaciones de Petróleos Mexicanos.





**Notas:**  
 (1).- Los rendimientos reportados son en % Vol. base aceite crudo  
 (2).- En la segunda etapa de Desasfaltado se recupera aceite de cilindros. Los rendimientos correspondientes a la obtención de aceite pesado aparecen en la tabla v.4.f-1.

v.5.f-1.- Rendimiento de Aceites Lubricantes Básicos por Etapa de Procesamiento.  
 Comparación Pozoleo vs. Istmo/Maya.



#### v.6.- Conclusiones .

De acuerdo con los resultados obtenidos al ensayarse con el esquema de refinación propuesto en el inciso v.1 para la recuperación de lubricantes parafínicos a partir de la mezcla Istmo/Maya, caracterizados por rendimientos atractivos y productos dentro de especificaciones de calidad, se considera que es conveniente introducir esta secuencia de fraccionamiento en la operación del nuevo tren de lubricantes que se instalará en la Refinería de Tula. De hecho, solamente se requieren de algunas modificaciones en las condiciones de operación para la etapa de desasfaltado de aceite Cilindros con las cuales pudieran obtenerse productos (aceites y parafinas) más cercanos a las especificaciones de calidad. Dichas modificaciones podrían consistir en un cambio en la composición del agente extrayente y/o el empleo de distintas presiones y temperaturas de extracción .

El esquema de procesamiento que aquí ha sido determinado como factible será tomado en consideración para el desarrollo de los capítulos subsiguientes .

## Capítulo VI.- Bases de Diseño .

En el presente capítulo se establecen las bases de diseño de proceso para la Unidad Desparafinadora que formará parte del complejo de plantas industriales para tratamiento de lubricantes parafínicos que habrá de instalarse en la Refinería de Tula, y del cual se espera obtener una producción de 7 500 barriles por día calendario de aceites lubricantes desaromatizados de alto índice de viscosidad, utilizándose como materia prima aceites lubricantes desaromatizados recuperados a partir de mezcla de crudos Istmo y Maya, cuyas propiedades principales han sido señaladas en el capítulo V.

El capítulo consta de cinco incisos. En el primero de ellos se describen las características distintivas del proceso .

En vi.2 se define la estructura de producción bajo la cual operará la unidad de desparafinado de aceites, y se determinan las capacidades de diseño para las secciones de tratamiento y de recuperación de productos. En vi.3 se citan las condiciones geográficas y climatológicas de Tula, Hgo. con la finalidad de tener las bases de diseño ambientales que servirán en la caracterización del proceso.

En el inciso vi.4 se definen las condiciones en límites de batería de los productos y materias primas que se procesan en la unidad, y además, se describen las características de los servicios auxiliares disponibles .

Finalmente en vi.5 se presentan las relaciones algebraicas que, según los modelos matemáticos disponibles, sirven para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de cada una de las especies que forman parte de las corrientes de proceso en la unidad desparafinadora, presentándose al final de este inciso los resultados en una tabla que resume las principales propiedades que se utilizarán para la caracterización de las condiciones de operación en cada equipo de proceso .

A lo largo del último inciso se incluyen, también, algunos diagramas de propiedades de disolventes, aceites y parafinas que, junto con las tablas v.4.t-2 y v.4.t-4 completan las propiedades básicas de diseño.

## vi.1.- Especificaciones del Proceso .

La función de la Unidad Desparafinadora es disminuir el punto de escurrimiento de los aceites lubricantes desaromatizados de alto índice de viscosidad, recurriéndose para esto a la eliminación de los constituyentes cerosos del aceite que tienden a cristalizar a temperaturas relativamente elevadas .

El fundamento de la operación consistirá en una precipitación selectiva de los componentes de alto punto de fluidez, utilizando bisolventes formados por metil-etil-cetona y tolueno como agentes precipitantes. Dichas sustancias fueron seleccionadas como las más apropiadas para el desparafinado de lubricantes minerales de producción nacional, según los resultados experimentales que se presentan en el capítulo IV .

Durante el proceso se deberán proveer de puntos de inyección de disolvente para dilución incremental en el tratamiento de aceites ligeros, mientras que, en el caso de lubricantes pesados, la dilución se hará en una sola etapa. Estas diluciones deberán ser efectuadas a las temperaturas y proporciones que fueron determinadas como adecuadas en el capítulo V .

Las propiedades físicas de las materias primas y productos corresponden a las que fueron reportadas en las tablas v.3.t-2 y v.3.t-4 respectivamente. Las condiciones en límites de batería se muestran en la tabla vi.3.t-1 .

La Unidad Desparafinadora estará dividida en dos secciones generales que denominaremos :

a).- Sección de Tratamiento.- donde se llevará a cabo la eliminación de cera y la recrystalización de las parafinas para uso comercial .

b).- Sección de Recuperación de Productos.- en la que se obtendrán los productos principales (aceites y parafinas) libres de disolvente, y el agente desparafinante libre de agua .

Estas dos secciones serán descritas con profundidad en el capí-

tulo VII. Las capacidades de diseño para cada una de ellas se determinan en el siguiente inciso.

vi.2.- Estructura de Producción.

La Unidad Desparafinadora deberá ser operada bajo una estructura de producción que permita la obtención de un total de 7 500 barriles diarios de aceites parafínicos libres de cera .

La capacidad de producción en barriles por día calendario de cada tipo de aceite lubricante puede ser determinada a partir de los rendimientos en base aceite crudo que se reportaron en el inciso v. 4. La tabla siguiente muestra el esquema de producción que se propone para la operación de la planta de eliminación de ceras :

Aceite Tipo :	P r o d u c c i ó n	
	% Volumen	B P D
Husos	31.68	2 376
Tecnol	3.63	272
Neutro Ligero	11.22	842
Neutro	8.58	643
Neutro Pesado	27.06	2 030
Pesado	8.25	619
Cilindros	9.57	718
Total	100.00	7 500

Donde el porcentaje en volumen de la producción total de 7 500 barriles por día para cada lubricante fue calculado como :

$$\% \text{ Vol} = \frac{\text{Rendimiento de cada lubricante en base aceite crudo}}{\text{Rendimiento global de lubricantes, base aceite crudo}} .$$

Además se tomó en cuenta que en la segunda etapa de desasfaltado, la mitad del tiempo se estará recuperando aceite pesado y la otra mitad aceite de cilindros .

Para aceite de cilindros aún falta corregir las condiciones de operación durante la etapa de desasfaltado para meter el producto final dentro de especificaciones; sin embargo, se espera que el rendimiento por etapa de procesamiento no difiera mucho con respecto al señalado en el esquema v.4.f-1 , a pesar de que las propiedades de

dicho aceite lleguen a variar más significativamente .

En el establecimiento de las bases de diseño consideraremos las características y rendimientos de aceite y parafinas a que da lugar el procesamiento de este lubricante según las condiciones de operación para la segunda etapa de desasfaltado señaladas en el capítulo cinco .

La capacidad de tratamiento de aceites lubricantes desaromatizados en la unidad se determinó también con los datos del capítulo - número cinco. La tabla vi.2.t-1 muestra los resultados obtenidos.

La capacidad de diseño para la planta se calculó usando un factor de servicio de 90 % para obtener el flujo total en barriles por día que se procesarán en la unidad .

Capacidad de diseño = Capacidad de carga / 0.9 .

A partir de vi.2.t-1 :

Capacidad de carga = 9 962.45 BPD, lo cual da lugar a la siguiente capacidad de diseño = 11 069.39 BPD = carga de alimentación de aceite refinado a la unidad desparafinadora .

El flujo de proceso para cada tipo de lubricante debe ser arreglado de tal manera que la planta esté trabajando en todo momento con un caudal volumétrico constante en todas las secciones, independientemente del tipo de aceite procesado. Lograr esto es de vital importancia para que la capacidad de operación de cada equipo de proceso se mantenga dentro de un estrecho margen de variación, y pueda especificarse uno de cada uno de ellos para el procesamiento de todas las clases de hidrocarburos parafínicos .

En función de lo anterior se establece un mismo flujo volumétrico (Bbl/día) de carga de alimentación de aceites lubricantes refinados :

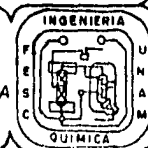
Alimentación a la Unidad Desparafinadora = 11 069.39 BPD de todo tipo de aceite desaromatizado .

El flujo molar de cada aceite lubricante para cumplir con el requerimiento anterior se evalúa en el capítulo VIII al momento de la realización de los balances de materia y energía en la planta .

	1	2	3	4	5	6	7	
	CAPACIDAD DE CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO (BPD)	RENDIMIENTO DE ACEITE EN LA UNIDAD (%)	PRODUCCION DE ACEITE EN LA UNIDAD (BPD)	RENDIMIENTO DE PARAFINA DURA EN LA UNIDAD (%)	PRODUCCION DE PARAFINA DURA EN LA UNIDAD (BPD)	RENDIMIENTO DE PARAFINA BLANDA EN LA UNIDAD (%)	PRODUCCION DE PARAFINA BLANDA EN LA UNIDAD (BPD)	
1	HUSOS	3 168	75.0	2 376	13.75	435.60	11.15	364.32
2	TECNOL	346.06	78.6	272	12.65	43.77	8.75	30.28
3	NEUTRO LIGERO	1 089.26	77.3	842	12.81	139.53	9.89	101.73
4	NEUTRO	790.90	81.3	643	10.75	85.02	7.95	62.88
5	NEUTRO PESADO	2 871.29	70.7	2 030	15.58	447.35	13.72	393.94
6	PESADO	842.18	73.5	619	12.23	103.00	14.27	120.18
7	CILINDROS	854.76	84.0	718	7.26	62.05	8.74	74.71
8	TOTAL	9 962.45		7 500		1 316.32		1148.04
09	CAPACIDAD DE DISEÑO	11 069.39		8333.33		1462.58		1275.64



vi.2.- ESTRUCTURA DE PRODUCCION.

vi.2.1-1.- CAPACIDAD DE PRO-  
CESAMIENTO Y PRODUCCION -  
EN LA UNIDAD DESPARAFINADORA

En la sección de recuperación de productos hay un cambio en el caudal de las corrientes de proceso, con respecto al flujo de salida de la sección de tratamiento .

Las cargas de alimentación a los sistemas de recuperación están constituidas por mezclas hidrocarburo/solvente de dilución, y es la composición de dichas corrientes la base para establecer la capacidad de diseño de cada uno de los sistemas que componen la sección - de recuperación de productos .

En la tabla vi.2.t-2 se presenta el cálculo de la capacidad de carga de diseño para los sistemas de recuperación de aceites y - parafinas .

El flujo de hidrocarburo en la corriente de alimentación co -- rresponde a los requerimientos de producción que se citan en las co lumnas 3, 5 y 7 de la tabla vi.2.t-1 .

La penúltima columna de vi.2.t-2 exhibe el caudal de procesa- miento, de cada tipo de hidrocarburo, necesario para alcanzar los vo lúmenes de producción indicados en vi.2.t-1 .

La capacidad de carga de diseño se calcula utilizando un factor de servicio de 0.9 .

### vi.3.- Bases de Diseño Ambientales .-

Se citan a continuación las principales características geográ- ficas y climatológicas de la región en que se instalará el nuevo - tren de procesamiento de aceites lubricantes .

#### 1.- Coordenadas Geográficas :

- a).- latitud = 20.1° Norte .
- b).- longitud = 99.4° Oeste .
- c).- altitud = 2 100 m. sobre el nivel del mar .

2.- Presión Barométrica = 585 mm Hg .

3.- Temperatura Ambiental Máxima = 33°C .

Temperatura Ambiental Mfnima = - 6°C .

4.- Clima : Semidesértico (menos de 50 lluvias por año).



## vi.2.- Estructura de producción .

vi.p-7

HIDROCARBURO TIPO	FLUJO DE HIDROCARBURO EN LA CORRIENTE DE ALIMENTACION A LA SECCION DE RECUPERACION ( B P D O )	% VOLUMEN DE HIDROCARBUROS EN LA ALIMENTACION.	TOTAL (BPD) ALIMENTADOS A LA SECCION	CAPACIDAD DE CARGA DE DISEÑO PARA LA SECCION DE REC. ( B P D O )
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>				
HUSOS	2 376	23.67	10 038.02	
TECNOL	272	21.00	1 295.24	
NEUTRO LIGERO	842	16.98	4 957.78	
NEUTRO	643	19.67	3 269.02	
NEUTRO PESADO	2 030	13.69	14 828.19	
PESADO	619	13.51	4 581.44	
CILINDROS	718	14.33	5 008.90	
TOTAL			43 978.59	48 865.10
<b>PARAFINAS DURAS</b>				
HUSOS	435.60	33.00	1 320.00	
TECNOL	43.77	34.99	125.09	
NEUTRO LIGERO	139.53	35.50	392.99	
NEUTRO	85.02	30.35	280.13	
NEUTRO PESADO	447.35	19.94	2 242.49	
PESADO	103.00	22.13	440.13	
CILINDROS	62.05	12.72	487.85	
TOTAL			5 288.68	5 876.31
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>				
HUSOS	364.32	3.75	9 715.20	
TECNOL	30.28	3.50	865.14	
NEUTRO LIGERO	101.73	3.75	2 079.37	
NEUTRO	62.88	3.76	1 673.07	
NEUTRO PESADO	393.94	5.32	7 405.04	
PESADO	120.18	6.62	1 814.32	
CILINDROS	74.71	4.66	1 063.22	
TOTAL			24 615.36	27 350.40



vi.2.1-2.- CAPACIDAD DE DISEÑO PARA LOS SISTEMAS DE RECUPERACION DE ACEITES Y PARAFINAS.



5.- Precipitación Pluvial = 362 mm/año .

6.- Vientos Dominantes = 60 Km/hr , dirección Noroeste .

7.- Zona Sísmica .

8.- Terreno : Suelo de origen volcánico con toba de grano hasta 40 m. de profundidad; pendiente de 2 %; esfuerzo permisible de 25 000 Kg/m<sup>2</sup> de carga vertical .

#### vi.4.- Características de Servicios Auxiliares y Condiciones en Límites de Batería de Materias Primas y Productos .

El nuevo complejo industrial para tratamiento de aceites lubricantes contará con una unidad de servicios auxiliares que podrá proveer de los siguientes servicios :

##### 1.- Agua de Enfriamiento :

- Condiciones de Entrada :

Presión = 75 psia .

Temperatura = 90°F .

Calidad : líquido subenfriado .

- Condiciones de Salida :

Presión = 45 psia .

Temperatura = 115°F .

Calidad = líquido subenfriado .

Nota : La presión de salida puede cambiar de acuerdo a la caída de presión en los enfriadores de servicio .

##### 2.- Vapor de Baja Presión :

- Condiciones de Entrada :

Presión = 65 psia .

Temperatura = 298°F .

Calidad : vapor saturado .

- Condiciones de Salida :

Presión = 40 psia .

Calidad : condensado líquido saturado .

Notas : La temperatura del condensado es definida de acuerdo a la transferencia de calor en cada intercambiador. La presión de salida depende de la caída de presión en cada equipo .

### 3.- Vapor de Media Presión .-

#### - Condiciones de entrada :

Presión = 260 psia .

Temperatura = 590°F .

Calidad : vapor sobrecalentado (grado de sobrecalentamiento = 185.6°F).

#### - Condiciones de salida :

##### (1).- Como vapor de media presión .-

Presión = 70 psia

Temperatura = 308.31°F .

Calidad : vapor sobrecalentado (sobrecalentamiento de - 5.4°F)

Nota.- además del vapor de baja presión que se recibe, proveniente de la unidad de servicios auxiliares bajo las condiciones que se citan en el renglón 2, también se tiene disponibilidad de utilizar el vapor ligeramente sobrecalentado que se obtiene al expandir isoentrópicamente el vapor de media presión dentro de las turbinas accionadoras de bombas no eléctricas. Con el objeto de integrar en un cabezal común el efluente de las turbinas y las corrientes de salida de los intercambiadores con servicio de vapor de media presión, se considera que estas últimas se obtendrán bajo las condiciones que se citan aquí. A partir de dicho cabezal se hará la distribución del vapor de calentamiento a otros equipos.

##### (2).- Como condensado limpio :

Presión = 70 psia .

Temperatura = 302.92°F .

Calidad : líquido saturado .

### 4.- Agua contra Incendio.-

#### - Condiciones de entrada :

Presión : la presión del agua contra incendio disponible será de 10 kg/cm<sup>2</sup> para los sitios más cercanos al distribuidor de este servicio, y de 7 kg/cm<sup>2</sup> para los puntos más lejanos .

Temperatura : ambiental .

Calidad : líquido subenfriado .

5.- Propano :

- Condiciones de Entrada :

Presión = 130 psia .

Temperatura = 50°F .

Calidad : líquido saturado .

- Condiciones de Salida :

La presión y temperatura de salida dependerán del tipo de aceite que se procese y del requerimiento de disolvente - frío para dilución y lavado en los filtros de desparafinado .

6.- Gasóleo : (como medio de calentamiento en intercambiadores de servicio de la sección de recuperación) .

- Características :

Gravedad Específica = 31°API

Viscosidad a 500°F = 0.55 centistokes .

Viscosidad a 600°F = 0.40 centistokes .

7.- Aire de Planta :

Presión = 111 psia = 7 Kg/cm<sup>2</sup> manométrica .

8.- Aire de Instrumentos :

Presión = 63 psia = 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> manométrica .

9.- Energía Eléctrica :

	voltaje	fases	frecuencia
a).-	115 v.	1	60 Hz.
b).-	480 v.	3	60 Hz.
c).-	4 000 v.	3	60 Hz.

Condiciones de Materias Primas y Productos en Límites de Bateria .

La tabla vi.4.4-1 muestra las características de las corrientes de proceso (aceites desaromatizados cerosos) a su llegada a la unidad desparafinadora provenientes de la zona de almacenamiento - de la planta de tratamiento con furfural, y las condiciones bajo - las cuales se almacenan los productos principales (aceites y ceras) para después ser enviados a las instalaciones de decoloración y a-

Condiciones de Recepción en Límites de Bateria de Aceites Desaromatizados .

aceite tipo	estado físico	presión	temperatura °F	procedencia
husos	líquido	atmosférica	70	almacenamiento
tecnol	líquido	atmosférica	90	almacenamiento
neutro ligero	líquido	atmosférica	90	almacenamiento
neutro	líquido	atmosférica	90	almacenamiento
neutro pesado	líquido	atmosférica	90	almacenamiento
pesado	líquido	atmosférica	90	almacenamiento
cilindros	líquido	atmosférica	90	almacenamiento

Condiciones de Entrega en Límites de Bateria de Productos Principales

hidrocarburo	estado físico	presión	temperatura	destino
<b>aceites :</b>				
husos	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
tecnol	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
neutro ligero	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
neutro	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
neutro pesado	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
pesado	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
cilindros	líquido	atmosférica	100	almacenamiento
<b>parafinas duras :</b>				
tecnol y husos	líquido	atmosférica	160	almacenamiento
neutro ligero	líquido	atmosférica	160	almacenamiento
neutro y n. pesado	lfg.	atmosférica	175	almacenamiento
pesado y cilindros	lfg.	atmosférica	175	almacenamiento
parafinas blandas	líquido	atmosférica	140	almacenamiento



vi.4.t-1.- Condiciones en Límites de Bateria de Materias Primas y Productos de la Unidad Desparafinadora .



cabado (lubricantes y parafinas duras) o a otras unidades de la refinería en el caso de las parafinas blandas.

Como la presión del vapor de todos los hidrocarburos a la temperatura de almacenamiento es despreciable, los tanques de recepción de materias primas y de entrega de productos serán equipos de fondo plano, cuerpo cilíndrico y techo fijo, operando a presión atmosférica, y provistos con válvulas de seguridad taradas a presiones de  $- 2.5 \text{ g/cm}^2$  y de  $+ 5 \text{ g/cm}^2$ , manométricas.

#### vi.5.- Propiedades Básicas de Diseño .-

En este inciso se describen los criterios fundamentales para la determinación de las propiedades físicas y termodinámicas que servirán para la caracterización de las corrientes de proceso en las secciones de tratamiento y recuperación de productos de la unidad desparafinadora.

Las operaciones de desparafinado y recristalización de parafinas que se realizan en la sección de tratamiento han sido caracterizadas empíricamente por ensayos a nivel planta piloto y sus resultados fueron discutidos en el inciso v.3. La resolución de los balances de materia en esta sección estarán basados en los rendimientos en % Volumen y las temperaturas y relaciones de dilución que se definieron como óptimas para cada tipo de aceite en el inciso citado. La determinación de propiedades físicas tales como gravedad específica y viscosidad a diferentes temperaturas, entalpías en fase líquida y vapor, y el peso molecular de los hidrocarburos, que se utilizan para la conversión de rendimientos a flujos volumétricos y molares, y para la resolución de los balances de energía, será discutida un poco más adelante (subinciso vi.5.2).

Las operaciones que se realizan en la sección de recuperación de productos resultan un poco más complicadas desde el punto de vista de su caracterización, debido a que se trata de fenómenos de separación de fases en equilibrio de sistemas multicomponentes, haciéndose necesaria la utilización de modelos generalizados para el cálculo de las propiedades termodinámicas de este tipo de mezclas.

Por otra parte, algunas de las propiedades que se utilizarán para la caracterización de los equilibrios líquido/vapor (tales como entalpías molares, peso específico y peso molecular), también serán de aplicabilidad durante la resolución de los balances de materia y energía en la sección de tratamiento. Es por esto que procedemos, en la primera parte de este inciso, a la descripción de las ecuaciones básicas útiles en la caracterización de equilibrios líquido/vapor de sistemas multicomponentes, mientras que en el segundo subinciso se citarán brevemente los métodos empleados para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas que dichas ecuaciones requieren para su aplicación.

#### vi.5.1.- Cálculo de Coeficientes de Equilibrio para Sistemas Multicomponentes .

La clave para la caracterización de equilibrios líquido/vapor de mezclas de hidrocarburos y sustancias afines, consiste en encontrar un método adecuado para la determinación de los coeficientes de equilibrio  $K_i = y_i / x_i$  a las condiciones en que ocurre la separación de fases.

Chao (K.C.) y Sender (I.D.) (AIChE, 1961, Vol. 7, Núm. 4, pág. 598) desarrollaron un método generalizado para la predicción de las características de los equilibrios líquido/vapor para sistemas multicomponentes de sustancias no electrolíticas .

De la expresión general que se define en termodinámica para equilibrios en sistemas no ideales :

$$K_i = \frac{f_i^L \gamma_i^L}{f_i^V \gamma_i^V} = \frac{y_i}{x_i}$$

donde :

- $f_i^L$  = fugacidad parcial del componente i en fase líquida a la presión y temperatura de la mezcla bifásica .
- $f_i^V$  = fugacidad parcial del componente i en fase vapor a las condiciones de presión y temperatura del sistema.
- $\gamma_i^L$  = coeficiente de actividad en fase líquida.
- $\gamma_i^V$  = coeficiente de actividad en fase vapor .

Introduciendo la definición del coeficiente de fugacidad en fase vapor :

$$\Phi_i = \frac{f_i^V}{P} = \text{coeficiente de fugacidad del componente } i \text{ en fase vapor.}$$

Donde P es la presión total del sistema; se obtiene :

$$K_i = f_i^L \gamma_i^L / (\Phi_i P) ;$$

Basándonos además en la elección del estado standard de fugacidad en fase líquida de cada componente como la fugacidad del componente puro líquido ( $f_i^\circ$ ) a la misma presión y temperatura de sistema (con esto se está suponiendo idealidad en el mezclado en fase líquida), y siguiendo la definición del coeficiente de fugacidad de una sustancia pura :

$$v_i = \frac{f_i^L}{P} = \frac{f_i^\circ}{P} = \text{coeficiente de fugacidad en fase líquida.}$$

Se llega finalmente a la expresión que sirve para la caracterización de equilibrios líquido/vapor en sistemas de no electrolitos:

$$K_i = v_i \gamma_i^L / \Phi_i = v_i \gamma_i / \Phi_i .$$

La utilización de esta expresión algebraica para calcular el coeficiente de equilibrio da resultados que concuerdan bastante bien con los datos experimentales, aunque su aplicación está sujeta a límites de presiones reducidas menores a 0.8 y a resultados poco exactos cuando se evalúan coeficientes del metano, y sobre todo del hidrógeno .

A continuación se describen los procedimientos para la determinación de las propiedades termodinámicas involucradas en la ecuación anterior :

#### Evaluación de los coeficientes de fugacidad en fase líquida, $v_i$ :

La fugacidad del componente de una mezcla en su estado líquido puro es el estado de referencia para la determinación del coeficiente de fugacidad de dicho componente en la mezcla. Este estado líquido puro será un estado real a temperaturas abajo de la crítica y a -



la presión  $P$ . A mayores temperaturas y presión menor a la presión de vapor del componente, el estado puro líquido será hipotético.

El coeficiente de fugacidad para el estado líquido real puede ser calculado por medio de la siguiente expresión desarrollada - por Byung-Ik Lee y Wayne C. Edmister (AIChE J., Vol. 19, Núm. 2, - Marzo 1973, pág. 351):

$$\ln \gamma_i = A_1 + A_2/T_R + A_3 \ln T_R + A_4 T_R^2 + A_5 T_R^6 + (A_6/T_R + A_7 \ln T_R + A_8 T_R^2) P_R + A_9 T_R^3 P_R^2 - \ln P_R + \omega \left[ (1-T_R) (A_{10} + A_{11}/T_R) + A_{12} P_R/T_R + A_{13} P_R^2 T_R^3 \right]$$

donde :

$A_1 = 6.32873$	$A_6 = - 0.018706$	$A_{11} = - 11.20100$
$A_2 = - 8.45167$	$A_7 = - 0.286517$	$A_{12} = - 0.05044$
$A_3 = - 6.90287$	$A_8 = 0.189400$	$A_{13} = 0.002255$
$A_4 = 1.87895$	$A_9 = - 0.002584$	$\omega =$ factor acéntrico.
$A_5 = - 0.33448$	$A_{10} = 8.701500$	

$T_R$  y  $P_R$  = Temperatura y presión reducidas, respectivamente.

$\omega$  es un parámetro desarrollado por Pitzer y es definido como:

$$\omega = - \left[ \log (P_R^\circ)_{T_R = 0.7} \right] - 1.00$$

con :

$$(P_R^\circ)_{T_R = 0.7} = \text{Presión de saturación reducida a una temperatura reducida } T_R = 0.7 .$$

Cálculo de Coeficientes de Actividad en Fase Líquida,  $\gamma_i$  :

Para la determinación de este coeficiente se puede recurrir a la expresión desarrollada por Scatchard y Hildebrand ( The Solubility of Nonelectrolytes, Reinhold Publishing, 1963 ), la cual utiliza un factor conocido como parámetro de solubilidad. La teoría desarrollada por dichos autores está basada en el concepto de solución regular, para la cual la asunción clave es que la entropía molar de exceso, cuando el mezclado de los constituyentes en fase líquida ocurre a volumen constante, es igual a cero. Esta teoría da lugar a las siguientes ecuaciones :

$$G^E = \sum_{i=0}^n \left[ x_i \bar{V}_i^L (\delta_i - \bar{\delta})^2 \right] ;$$

$$\ln \gamma_1 = (\bar{v}_1^L / RT) \cdot (\delta_1 - \bar{\delta})^2$$

Siendo :

$$\bar{\delta} = \frac{\sum (x_1 \bar{v}_1^L \delta_1)}{\sum (x_1 \bar{v}_1^L)} ; \quad \delta_1 = \left[ \frac{\Delta U_{1 \text{ VAPORIZACION}}}{\bar{v}_1^{\text{LTO. SAT.}}} \right]^{0.5}$$

Ecuaciones en las cuales :

$x_1$  = fracción molar del componente i en la fase líquida.

$\bar{v}_1^L$  = volumen líquido molar del componente puro i a 25°C.

$\delta_1$  = parámetro de solubilidad del componente puro i a 25°C.

$\bar{\delta}$  = parámetro de solubilidad de la mezcla a 25°C.

Utilizando la relación termodinámica :  $U = H - PV$ :

$$\Delta U = \Delta H - P\Delta V - V\Delta P ;$$

y considerando que la vaporización se lleva a cabo a presión constante, el parámetro de solubilidad puede ser definido en términos de cantidades fácilmente determinables en el laboratorio :

$$\delta_1 = \left[ \frac{\Delta H_{1 \text{ VAPORIZACION}} - P \Delta V_{1 \text{ VAPORIZACION}}}{\bar{v}_1^{\text{LIQUIDO SATURADO}}} \right]^{1/2}$$

$$\delta_1 = \left[ \frac{\lambda_{\text{VAPORIZACION}} - P (\bar{v}_1^{\text{VAPOR SATURADO}} - \bar{v}_1^{\text{LIQUIDO SATURADO}})}{\bar{v}_1^{\text{LIQUIDO SATURADO}}} \right]^{1/2}$$

Donde :

$P$  = Presión de saturación del componente puro i a 25°C

$\bar{v}_1^{\text{FASE}}$  = volumen molar de i en fase saturada a 25°C.

$\lambda$  = calor latente de vaporización del componente i a 25°C.

El parámetro de solubilidad es, por tanto, una constante que depende de las propiedades termodinámicas de cada sustancia, mientras que el coeficiente de fugacidad en fase líquida es una función de la temperatura y la composición de la mezcla, pero independiente de la presión.

Cálculo del Coeficiente de Fugacidad en Fase Vapor,  $\Phi_1$  :

Redlich y Kwong (Chemical Revue, 1949, Vol. 44, pág 233) desarrollaron, a partir de su ecuación de estado, una expresión generalizada para la determinación de los coeficientes de fugacidad en -

fase vapor en sistemas multicomponentes :

$$\ln \Phi_i = \frac{B_i}{B} (z-1) - \ln(z-BP) - \frac{A^2}{B} \left[ \frac{2A_i}{A} - \frac{B_i}{B} \right] \ln \left( 1 + \frac{BP}{z} \right)$$

siendo :

$$A_i = \sqrt{0.4278 \frac{(T_c)_i^{2.5}}{(P_c)_i T^{2.5}}} \quad ; \quad B_i = 0.0867 \frac{(T_c)_i}{(P_c)_i T}$$

$$A = \sum y_i A_i$$

$$B = \sum y_i B_i$$

Expresiones en las cuales :

$(T_c)_i$  = temperatura crítica del componente puro i , °R .

$(P_c)_i$  = presión crítica del componente puro i , psia .

T = temperatura absoluta, °R .

P = presión , psia .

$y_i$  = fracción mol en fase vapor del componente i .

"z" es un parámetro que se calcula resolviendo el siguiente sistema de ecuaciones simultáneas :

$$z = \frac{1}{1-h} - \frac{A^2}{B} \left( \frac{h}{1+h} \right) ,$$

$$z = \frac{BP}{h} .$$

#### vi.5.2.- Determinación de las Propiedades Físicas y Termodinámicas Básicas para la Caracterización de los Equilibrios Líquido/Vapor .

Se considera la definición de propiedades para las siguientes - sustancias : Agua, Metil-etil-cetona y Tolueno (Disolventes); y - Neutro Ligero, Neutro, Neutro Pesado, Pesado y Cilindros (aceites lubricantes, parafinas duras y parafinas blandas) .

a) Temperatura de Ebullición Media Ponderada,  $(T_b)_{av}$  :

Esta propiedad es importante para la evaluación del peso molecular de los hidrocarburos .

Para las sustancias puras (Mek, Tol, y Agua), la temperatura de ebullición media ponderada es igual a la temperatura de ebullición normal; para aceites y parafinas esta propiedad se determina a partir de la curva de destilación ASTM:

$$(T_b)_{av} = (T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90}) / 5 .$$

Donde  $T_m$  es la temperatura correspondiente a la evaporación del (m)% en volumen del aceite o parafina .

Los datos de destilación ASTM con que se calculan las temperaturas de ebullición ponderadas son los que se hallan reportados en la tabla v.3.t-2 .

b) Peso Molecular ( PM ) :

Para los hidrocarburos se utilizó la gráfica : Peso molecular =  $f$  ( gravedad específica - °API - , temperatura de ebullición media ponderada), correspondiente al método UOP- 375 que se exhibe en la figura vi.5.f-1 .

c) Calor Latente de Vaporización (  $\lambda_1$  ) :

Para el agua se emplearon tablas de vapor, para Mek y Tol se utilizó la gráfica de la figura vi.5.f-3 .

La determinación del calor latente de aceites y parafinas se consiguió a partir de la figura vi.5.f-4 , la cual es una reproducción de los resultados de las interrelaciones obtenidas empíricamente por Shell Development Company. Dicha gráfica provee de un método para la evaluación de la entalpía, en fases vapor y líquida, de fracciones de petróleo con  $k_{uop} = 12$ , como función de la temperatura y a 760 mm Hg. Además de las correcciones para presiones distintas a la atmosférica y factores de caracterización distintos a doce.

d).- Volumen Líquido Molar (  $\bar{v}_1^L$  ) :

Esta propiedad es determinable a partir de los pesos específicos. El volumen molar de la fase líquida es función de la temperatura y casi no depende de la presión .

La figura vi.5.f-5 muestra la variación del peso específico en función de la temperatura para los distintos tipos de aceites y ceras parafínicas, mientras que en vi.5.f-6 se hace lo propio para los disolventes Mek y Tol.

Los volúmenes molares del agua líquida se obtienen fácilmente a partir de las tablas de vapor.

e).- Volumen Molar Fase Vapor (  $\bar{V}_i^V$  ) :

Para la mayoría de las sustancias (exceptuando el agua), se calculó a partir de la ecuación general del estado gaseoso y con el factor de compresibilidad Z .

Esta propiedad es importante para la determinación del parámetro de solubilidad .

f).- Factor Acéntrico (  $\omega$  ) :  $\omega = - \log ( ^\circ P_r )_{T_r} = 0.7 - 1.00$ :

El factor acéntrico es una constante para cada sustancia, su evaluación requiere del conocimiento de la variación de la presión de saturación del compuesto puro como función de la temperatura.

Para la determinación del factor acéntrico del agua se utilizan tablas de vapor, en tanto que para las sustancias restantes se emplearon las gráficas de las figuras vi.5.f-7 y vi.5.f-8 .

g).- Parámetro de Solubilidad (  $\delta_1$  ) :

Según la definición dada anteriormente para el parámetro de solubilidad de un componente puro, su cálculo requiere de la evaluación de las siguientes propiedades termodinámicas, todas ellas a la temperatura de 25°C :

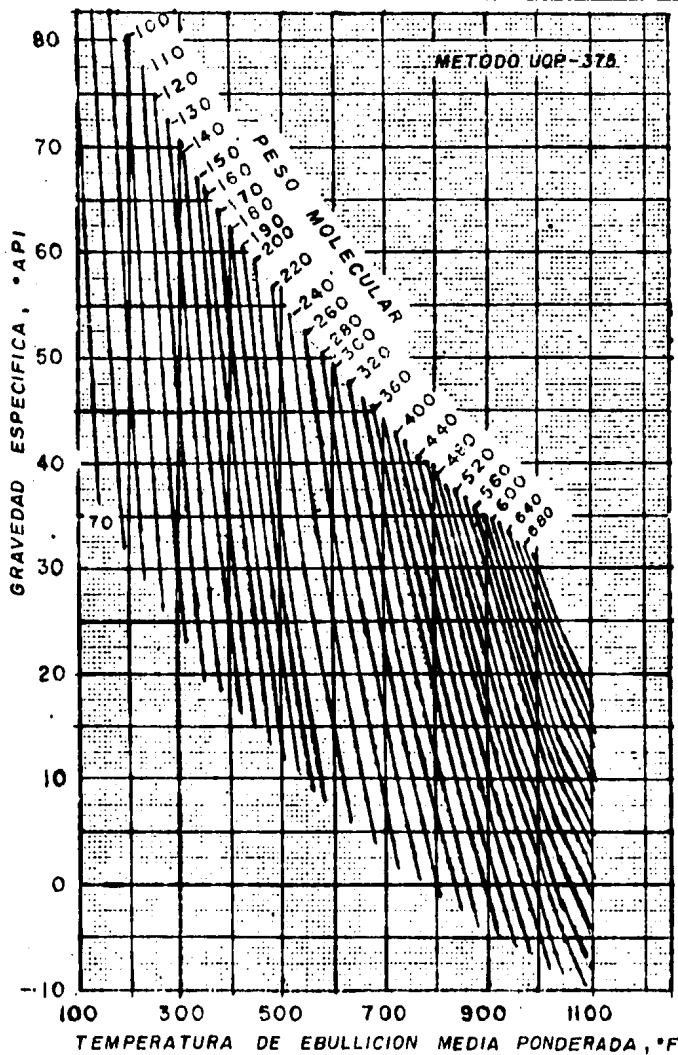
g.1.- volumen molar del vapor saturado :

$$\bar{V}_i^{\text{VAPOR SATURADO}} = \bar{V}_i^{\text{VAP SAT}} = \frac{ZRT}{P} ;$$

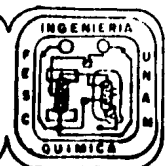
$$\text{con } [T] = ^\circ K , [P] = \text{atm} , [R] = \frac{\text{atm lit}}{\text{gmol}^\circ K} ,$$

para obtener :

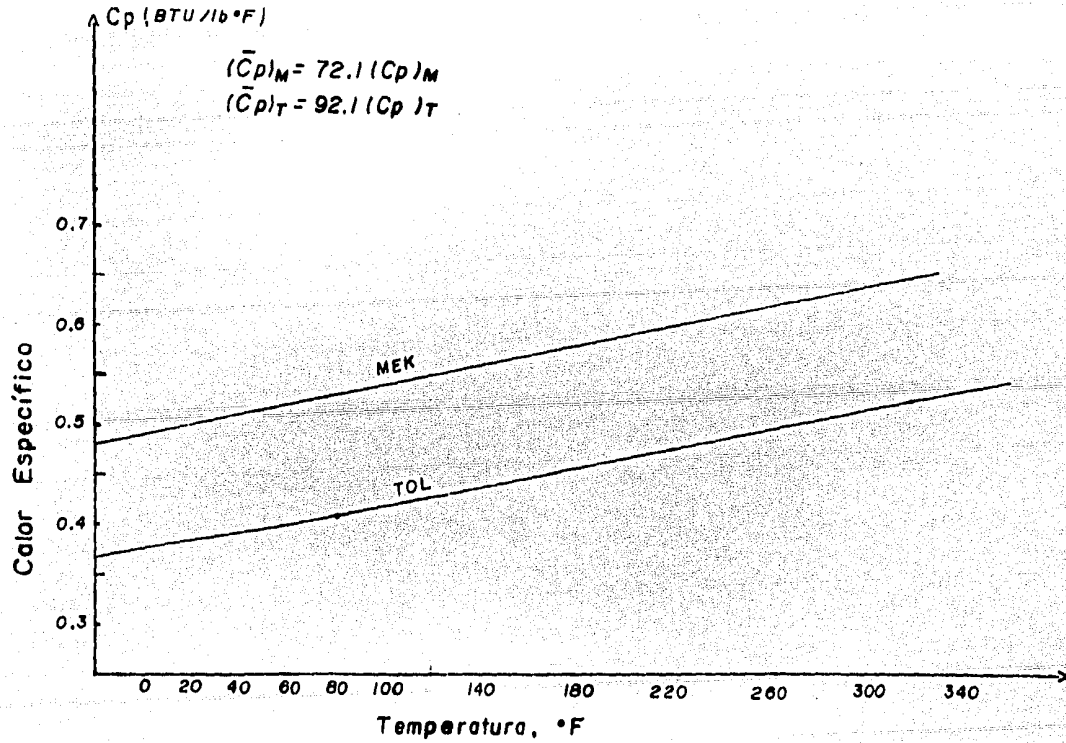
$$\left[ \bar{V}_i^{\text{VAP SAT}} \right] = \frac{\text{lit}}{\text{gmol}} .$$



vi.5.f-1.- Método UOP para la Determinación del Peso Molecular de Fracciones de Petróleo a partir de su Temperatura de Ebullición Media Ponderada y de su Gravedad Especifica .

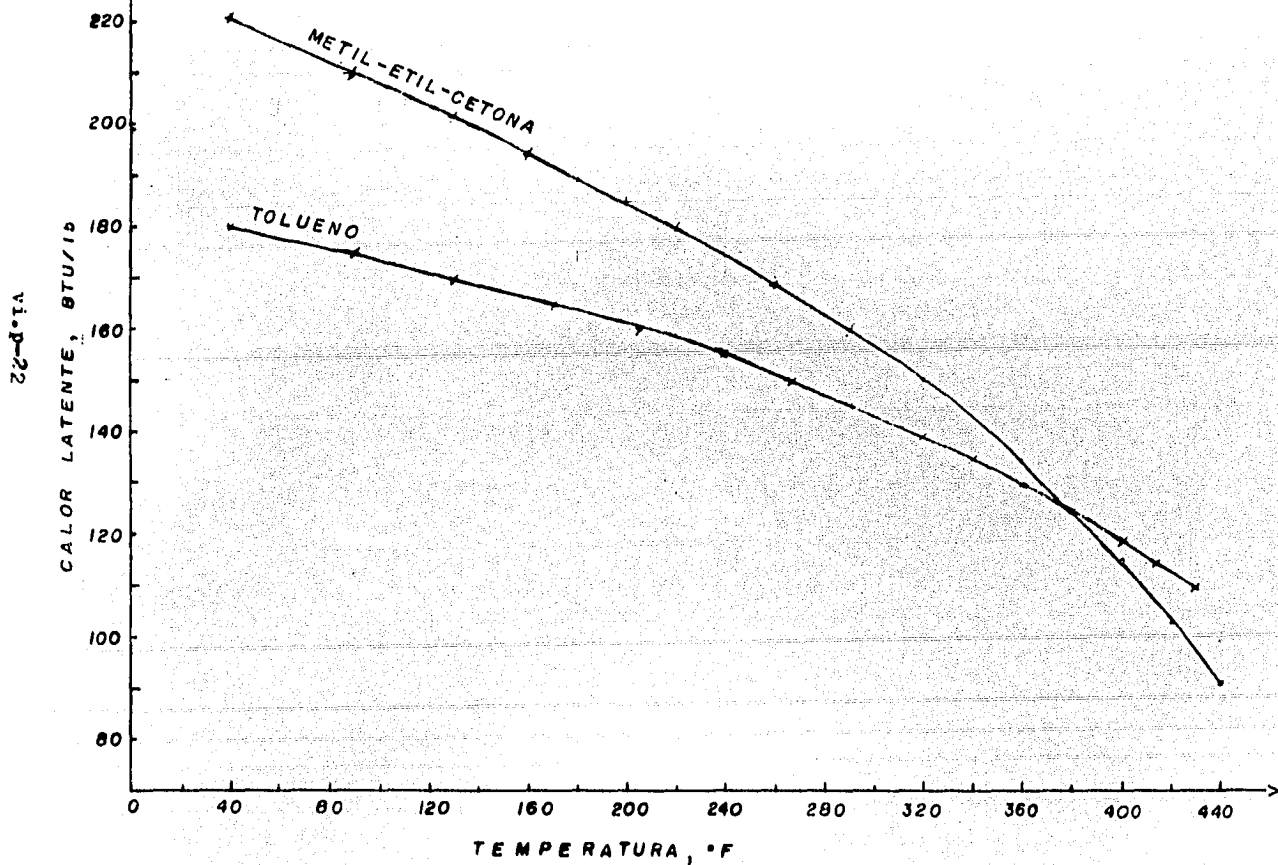


12-47A



VI.5.f-2.- CAPACIDAD CALORIFICA DE DISOLVENTES EN ESTADO LIQUIDO

VI.5.f-3.- CALOR LATENTE DE VAPORIZACION PARA DISOLVENTES COMO  
FUNCION DE LA TEMPERATURA.



VI.5-f-32



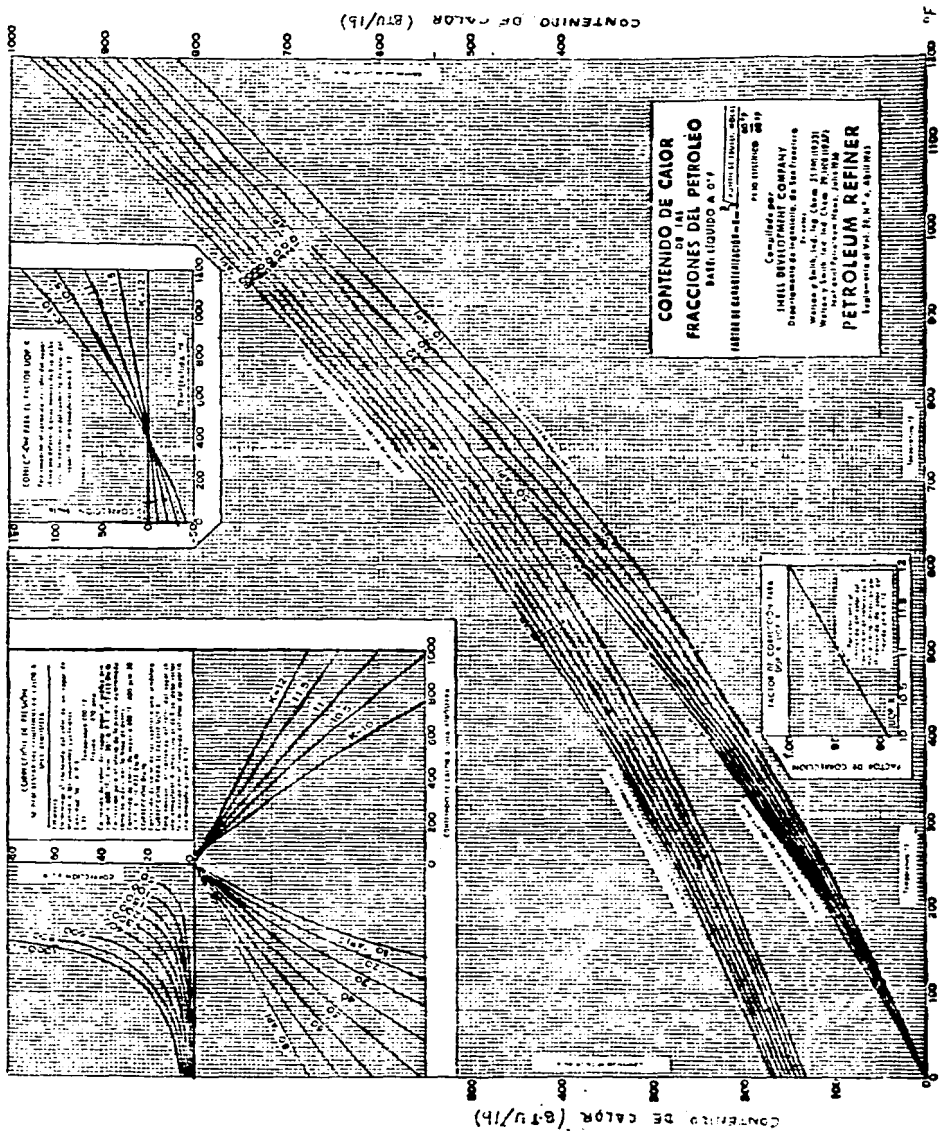
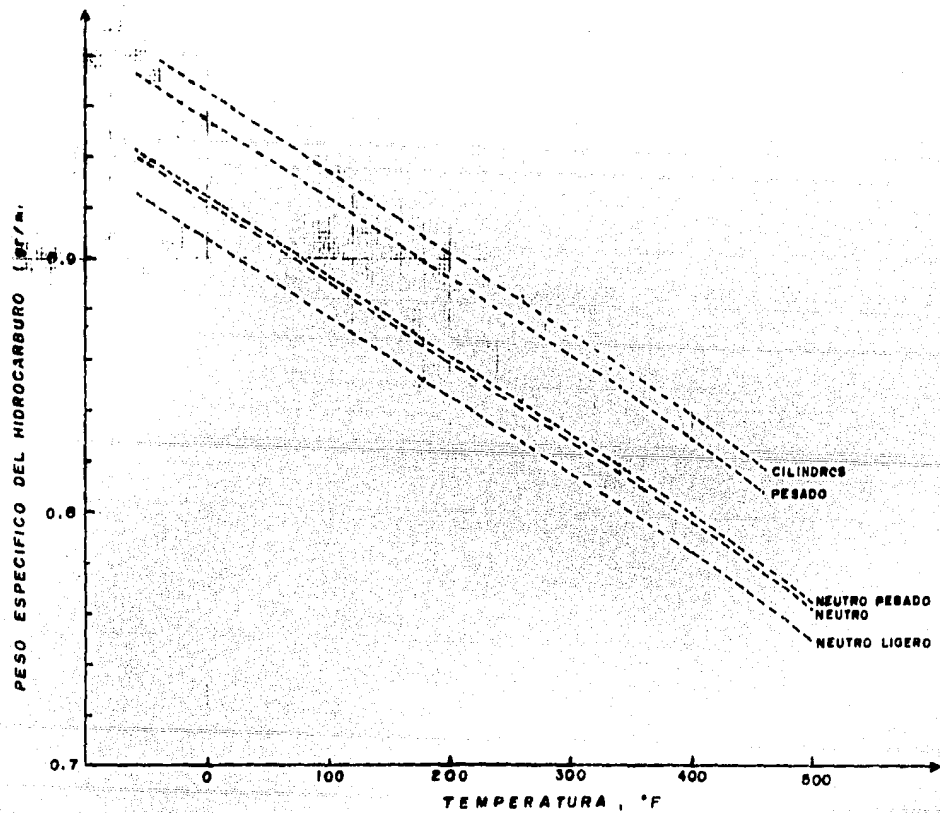


Figura vi.5, f-4.- Contenido de calor de las fracciones del petróleo incluyendo el efecto de la presión (Titol Development Co. and The Petroleum Refiner).



vi.5.f-5.- PESO ESPECIFICO DE ACEITES LUBRICANTES EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA, °F

100

150

200

250

300

350

400

FIGURA vi.5, f-6

GRAVEDAD ESPECIFICA DE  
DISOLVENTES

1.0

0.9

0.8

0.7

0.6

GRAVEDAD ESPECIFICA 60/60, FASE LIQUIDA

TOLUENO

METIL-ETIL-CETONA

vi. p-25

100

200

300

400

PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DE HIDROCARBUROS

TEMPERATURA, °C.

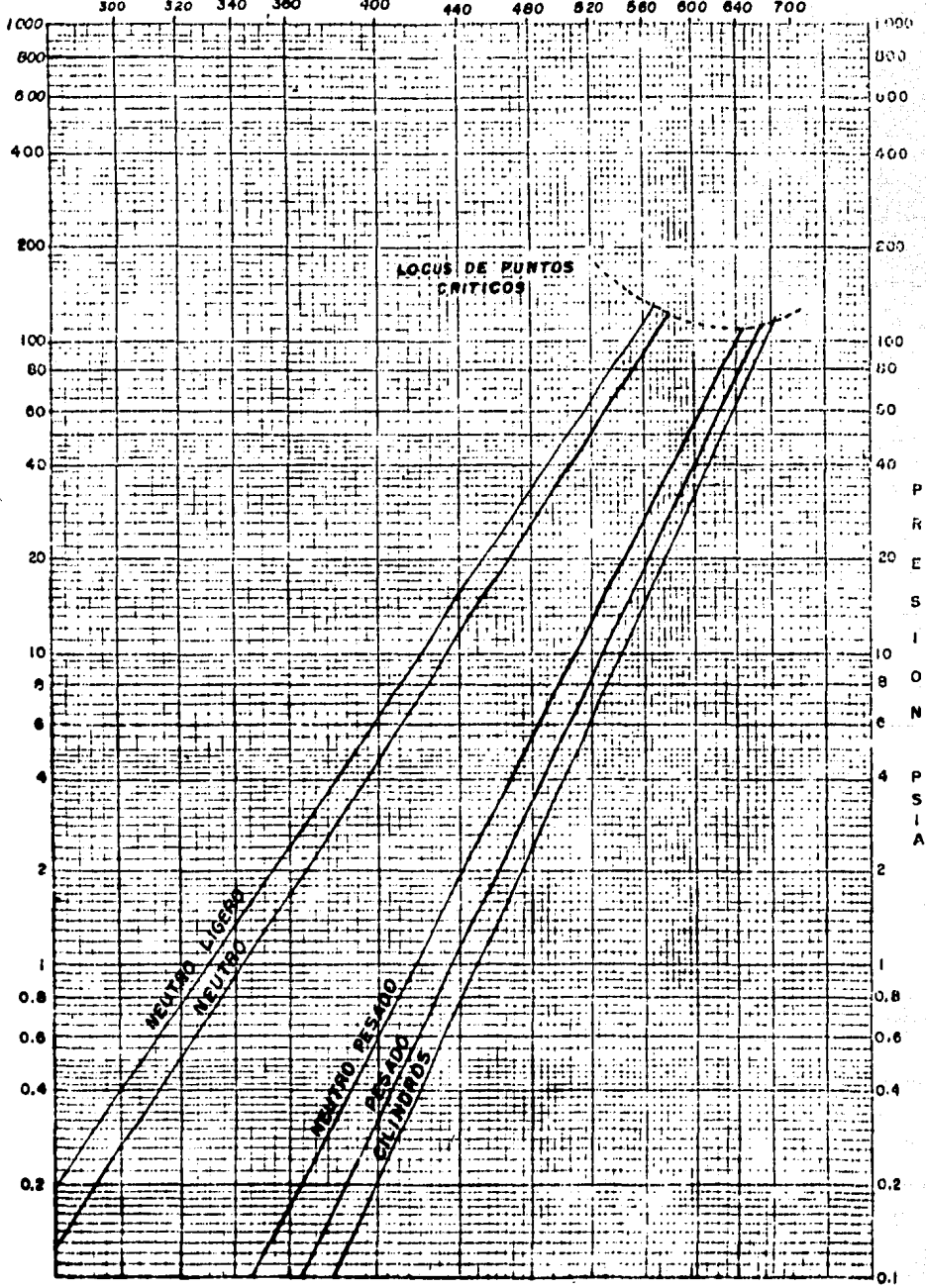


Fig.vi.5.f-8.- GRAFICA DE PRESION DE VAPOR VS. TEMPERATURA PARA HIDROCARBUROS PARAFINICOS

PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DE HIDROCARBUROS

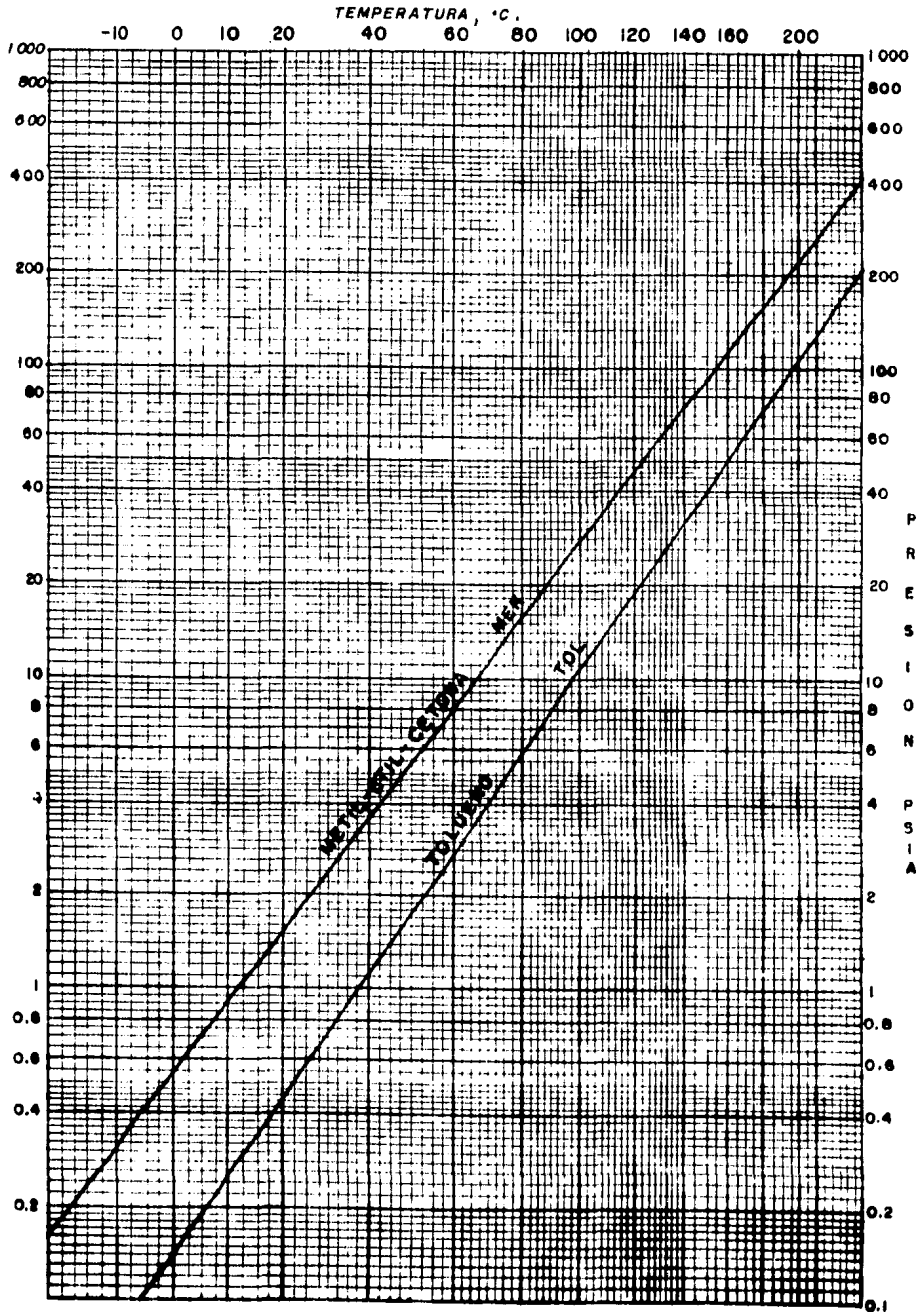
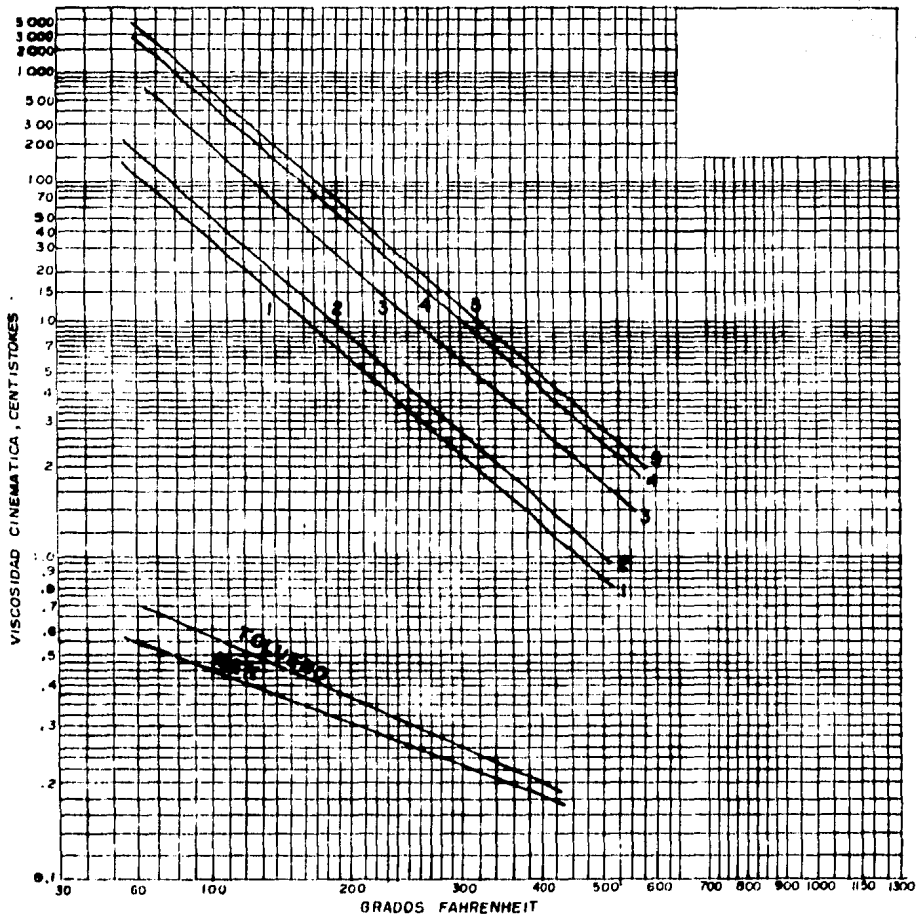


Fig. vi.5.f-7- GRAFICA DE PRESION DE VAPOR VS. TEMPERATURA PARA DISOLVENTES.

VI.5.1-9.- CARTA GENERALIZADA DE VISCOSIDAD PARA SUSTANCIAS PURAS

(VISCOSIDAD CINEMATICA DE DISOLVENTES E HIDROCARBUROS)



Hidrocarburos :

- 1 = Neutro Ligero
- 2 = Neutro
- 3 = Neutro Pesado

- 4 = Pesado
- 5 = Cilindros.

g.2.- Volumen molar del líquido saturado :

$\bar{v}_i^{\text{LIQUIDO SATURADO}} = \bar{v}_i^{\text{LIQ. SAT.}}$  ; determinable a partir de las gráficas mencionadas en el inciso (d); convertir unidades a lt/gmol.

g.3.- Calor latente de vaporización :

$\lambda_i$  : generalmente los datos de esta propiedad se obtienen en - BTU/lb; para congruencia con las demás unidades se recomienda convertir a (atm lt / gmol ) :

$$\lambda \left[ \frac{\text{atm lt}}{\text{gmol}} \right] = \left( \lambda \left[ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right] \right) 2.294 \cdot 10^{-2} \text{ P.M.}$$

La expresión final para el parámetro de solubilidad, utilizando los datos de presión en atmósferas y las demás variables en las unidades señaladas arriba, queda :

$$\delta_i = 0.0242 \sqrt{\frac{\lambda_i - (P) (\bar{v}_i^{\text{VAP. SAT.}} - \bar{v}_i^{\text{LIQ. SAT.}})}{\bar{v}_i^{\text{LIQ. SAT.}}}}$$

obteniéndose  $\delta_i$  en (cal/ml)<sup>0.5</sup>.

h).- Propiedades Críticas : (  $T_c$  y  $P_c$  ) :

Muchas de las propiedades anteriores requieren de la determinación del factor de compresibilidad. La evaluación de Z se logra a partir de cartas generalizadas en las que se reporta dicho parámetro como función de la presión y temperaturas reducidas .

Las presiones críticas de las sustancias puras (agua, Mek y Tol) se encuentran reportadas en la literatura, en tanto que la determinación de las propiedades críticas de aceites y parafinas puede lograrse a partir del conocimiento empírico del comportamiento de dichas fracciones del petróleo .

De la figura vi.5.f-8 se pueden obtener los valores de  $T_c$  y  $P_c$  para cada uno de los hidrocarburos que se trabajan en este estudio. La línea de locus de propiedades críticas fue definida empíricamente por observaciones hechas con los lubricantes de crudo Pozóleo de Salamanca .

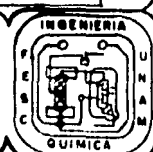
Las propiedades determinadas de la manera que se ha descrito se reportan en la tabla vi.5.t-1 .

	$(T_b)_{av}$ (°F)	s.gr. %/60 adimensional	$T_c$ (°F)	$P_c$ (PSIA)	$P_M$ (lb/lbmol)	$\lambda_v$ (BTU/lb)	$\bar{V}_{liq}$ (ml/grmol)	$\omega$ adimensional	$\delta$ (cal/ml) <sup>0.5</sup>	
AGUA	212	1.0000	705.6	3 208	18.0	1 044.01	18.06	0.3490	23.34	DISOL- VENTES
MEK	175.3	0.8120	504.4	602.7	72.1	213.0	89.79	0.3323	9.4002	
TOL	231.2	0.8710	605.4	596.8	92.1	176.0	106.80	0.2570	8.8724	
NEUTRO LIBERO	822	0.8789	1 060	127	4 30	133	486.4	1.2173	8.0036	ACEITES LUBRI- CANTES
NEUTRO	844	0.8886	1 076	120	4 42	131	492.2	1.3157	8.0085	
NEUTRO PESADO	984	0.9037	1 202	110	6 05	131	672.2	1.6264	8.0358	
PESADO	1 020	0.9055	1 238	112	6 20	131	665.2	1.6745	8.1766	
CILINDROS	1 038	0.9206	1 251	116	6 50	131	691.5	1.8522	8.2161	
NEUTRO LIBERO	822	0.8328	1 060	127	4 90	140	592.5	1.2173	7.9550	PARAFINAS DURAS
NEUTRO	844	0.8524	1 076	120	5 05	138	596.2	1.3157	7.9938	
NEUTRO PESADO	984	0.8571	1 202	110	6 60	137	774.6	1.6264	8.0022	
PESADO	1 020	0.9206	1 238	112	6 50	132	709.6	1.6745	8.1419	
CILINDROS	1 038	0.9206	1 251	116	6 60	132	720.5	1.8522	8.1428	
NEUTRO LIBERO	822	0.8328	1 060	127	4 60	137	536.0	1.2173	7.9956	PARAFINAS BLANDAS
NEUTRO	844	0.8616	1 076	120	4 65	135	530.8	1.3157	8.0335	
NEUTRO PESADO	984	0.8927	1 202	110	6 40	133	721.5	1.6264	8.0421	
PESADO	1 020	0.9260	1 238	112	6 40	132	694.1	1.6745	8.1680	
CILINDROS	1 038	0.9440	1 251	116	6 50	131	693.0	1.8522	8.2072	
	TEMPERATU- RA DE EBULLICION MEDIA PONDERADA	GRAVEDAD ESPECIFICA	TEMPERATURA CRITICA	PRESION CRITICA	PESO MOLECULAR	CALOR LATENTE DE VAPORIZA- CION a 25 °C	VOLUMEN LIQUIDO MOLAR a 25 °C	FACTOS ACENTRICE	PARAMETRO DE SOLUBILIDAD a 25 °C	



CAPITULO VI . - BASES DE DISEÑO .

VI.1-1.- PROPIEDADES BASICAS  
DE DISEÑO.





## Capítulo VII.- Descripción del Proceso.

En el capítulo II se había hecho una descripción superficial de los métodos industriales de eliminación de los hidrocarburos lineales saturados de alto punto de congelación presentes en las fracciones de aceites lubricantes de base parafínica.

De los resultados obtenidos en los capítulos III, IV y V, concernientes a la evaluación de las condiciones más favorables para el tratamiento de bases lubricantes desaromatizadas recuperadas a partir de mezclas Istmo/Maya, y partiendo de las bases de diseño, se pretende en este capítulo definir las características fundamentales del proceso que permitan una producción continua de lubricantes parafínicos de buena calidad y atractivos rendimientos.

Para la descripción del proceso se considerará a la Unidad Desparafinadora dividida en las siguientes secciones:

a).- Sección de Tratamiento.- En la que se llevarán a cabo las operaciones que tienen como objetivo la separación de los hidrocarburos parafínicos de baja temperatura de escurrimiento de aquellos que presentan altos valores de esta variable.

b).- Sección de Recuperación de Productos.- Donde se realizará la eliminación del disolvente que contienen los productos principales recuperados en la sección de tratamiento, obteniéndose finalmente aceites y parafinas libres de solvente que se enviarán a las unidades de decoloración y acabado. También en esta sección se contarán con equipos de proceso para la recuperación del agente desparafinante que podrá ser reutilizado en la planta.

En el primer inciso de este capítulo se describen las operaciones unitarias que formarán parte de cada una de las secciones mencionadas, señalándose sus funciones, y, presentándose al final, el diagrama de bloques correspondiente a dichas zonas de la unidad de desparafinado. Este diagrama servirá para el desarrollo y descripción del diagrama de flujo de proceso que se presenta en vii.2.

### vii.1.- Construcción del Diagrama de Bloques .

La planta industrial para desparafinado de aceites lubricantes estará constituida por dos secciones generales que ya han sido citadas en la introducción de este capítulo :

a).- Sección de Tratamiento.- En la que se llevará a cabo el desparafinado de los aceites lubricantes , el fraccionamiento de la cera en parafina blanda y parafina dura, y el desaceitado de esta última .

b).- Sección de Recuperación de Productos.- Donde se efectuará la remoción del solvente de los productos principales y el reacondicionamiento del agente desparafinante para uso en la unidad .

Cada una de dichas secciones estará conformada por una secuencia de operaciones unitarias mediante las cuales debe lograrse el objetivo principal de la construcción del complejo industrial .

Los servicios como agua de enfriamiento, aire, vapor, propano, combustóleo y gas inerte, serán producidos en la unidad de servicios auxiliares que se construirá paralelamente para satisfacer los requerimientos de todas y cada una de las plantas que integrarán el tren de recuperación y acondicionamiento de aceites lubricantes. Sin embargo, en este mismo capítulo se mencionarán algunos aspectos relativos a la forma de operación de los sistemas de propano, y especialmente del gas inerte .

#### vii.1.1.- Operaciones Unitarias en La Sección de Tratamiento .

El primer paso en el proceso es el acondicionamiento de la mezcla desparafinante para uso como agente de dilución y lavado. Las operaciones unitarias que se requieren aquí son :

1.- Preparación del Agente Desparafinante.- que consiste en un mezclado de precipitador (Mek) y disolvente (tolueno) hasta alcanzar la proporción requerida en el disolvente según el tipo de aceite en tratamiento .

2.- Almacenamiento del agente desparafinante.- Operación con la que se asegura un inventario de disolvente disponible para dar-

le continuidad al proceso .

3.- **Enfriamiento del Agente Desparafinante.-** Operación en la que, por empleo de propano como refrigerante, se hace disminuir la temperatura del bisolvente hasta los niveles térmicos deseados para llevar a cabo la dilución y lavado de los diferentes tipos de hidrocarburos .

4.- **Almacenamiento del Aceite Desaromatizado Ceroso.-** Operación con la cual se asegura la continuidad del proceso bajo las condiciones de flujo establecidas para cada grado de aceite .

5.- **Dilución Inicial.-** Operación que consiste en agregar agente desparafinante a la carga de aceite ceroso con el objetivo de darle fluidez a la corriente de proceso e iniciar la distribución de las moléculas de hidrocarburo en el seno del disolvente .

6.- **Homogeneización de la Mezcla de Dilución Inicial.-** La mezcla solvente/aceite obtenida en el paso anterior se calienta hasta alcanzar la temperatura necesaria para lograr la perfecta distribución de las moléculas de hidrocarburo y disolvente en una sola fase líquida completamente homogénea .

7.- **Dilución-Enfriamiento de la Carga de Aceite Ceroso.-** Operaciones con las que se consigue llevar a la mezcla aceite/solvente hasta la relación de dilución y temperatura de filtración requeridas para lograr el desparafinado del lubricante. Con los aceites ligeros las dos operaciones unitarias que se citan aquí se llevan a cabo simultáneamente, mientras que en el caso de los lubricantes de viscosidad elevada solo se realiza la operación de enfriamiento, debido a que los aceites pesados no se procesan bajo dilución incremental sino que todo el disolvente se añade en la etapa de dilución inicial (operación número 5) .

8.- **Filtración Primaria y lavado de la Parafina Separada.-** En esta etapa, con la utilización de filtros rotatorios continuos, se logra la eliminación de cera de las bases de aceites lubricantes, obteniéndose como filtrado al aceite desparafinado diluido frfo. A la cera que queda atrapada en las mallas de los filtros citados se

lo conoce como "parafina primaria". Dicha cera es lavada dentro del equipo con agente desparafinante frío a la temperatura de filtración.

9.- Almacenamiento de aceite desparafinado diluido.- El objetivo de esta operación es lograr la disponibilidad requerida del aceite producto diluido para el funcionamiento de la sección de recuperación de productos donde los flujos son distintos a los de la sección de tratamiento debido a la diferencia en la capacidad de diseño entre ambas.

La parafina primaria recuperada de los filtros de desparafinado se recrystaliza y se fracciona para obtener una parafina blanda con alto contenido de aceite y una parafina dura con trazas de lubricante. Las operaciones unitarias del sistema de recrystalización-fraccionamiento se citan a continuación:

10.- Dilución de parafina primaria.- Operación en la que se añade el solvente necesario para una adecuada dispersión de los cristales de cera en la mezcla líquida. Además se le da fluidez a la corriente.

11.- Entibiamiento de la parafina primaria diluida.- Con esta operación se logra la homogeneización de la mezcla parafina-aceite-solvente en fase líquida.

12.- Enfriamiento de la mezcla.- Durante esta etapa se verifica la recrystalización de la cera en cristales con menor contenido de aceite en el seno de una fase líquida hidrocarburo-solvente. La carga debe ser obtenida a la temperatura preestablecida para la segunda filtración.

13.- Filtración-fraccionamiento de la parafina primaria.- La mezcla bifásica obtenida en la operación anterior se separa en filtros rotatorios continuos. La parafina dura con bajo contenido de aceite ("parafina dura no rectificada") que queda en las mallas de los filtros se lava con solvente intermedio (de un nivel de temperatura más alto que la temperatura de filtración primaria). El filtrado es parafina blanda producto diluida o "filtrado B".

14.- Almacenamiento de parafina blanda diluida.- Con esta operación unitaria se busca cumplir con objetivos similares a los de la etapa 9 .

La parafina dura no rectificada necesita ser repasada para disminuir su contenido de aceite hasta las especificaciones comerciales, esto se consigue en la etapa de desaceitado que consiste de las siguientes operaciones unitarias :

15.- Dilución de la parafina dura sin rectificar.- Durante esta etapa se añade solvente intermedio para lograr una adecuada dispersión de los cristales de parafina y la integración del aceite residual a la fase líquida .

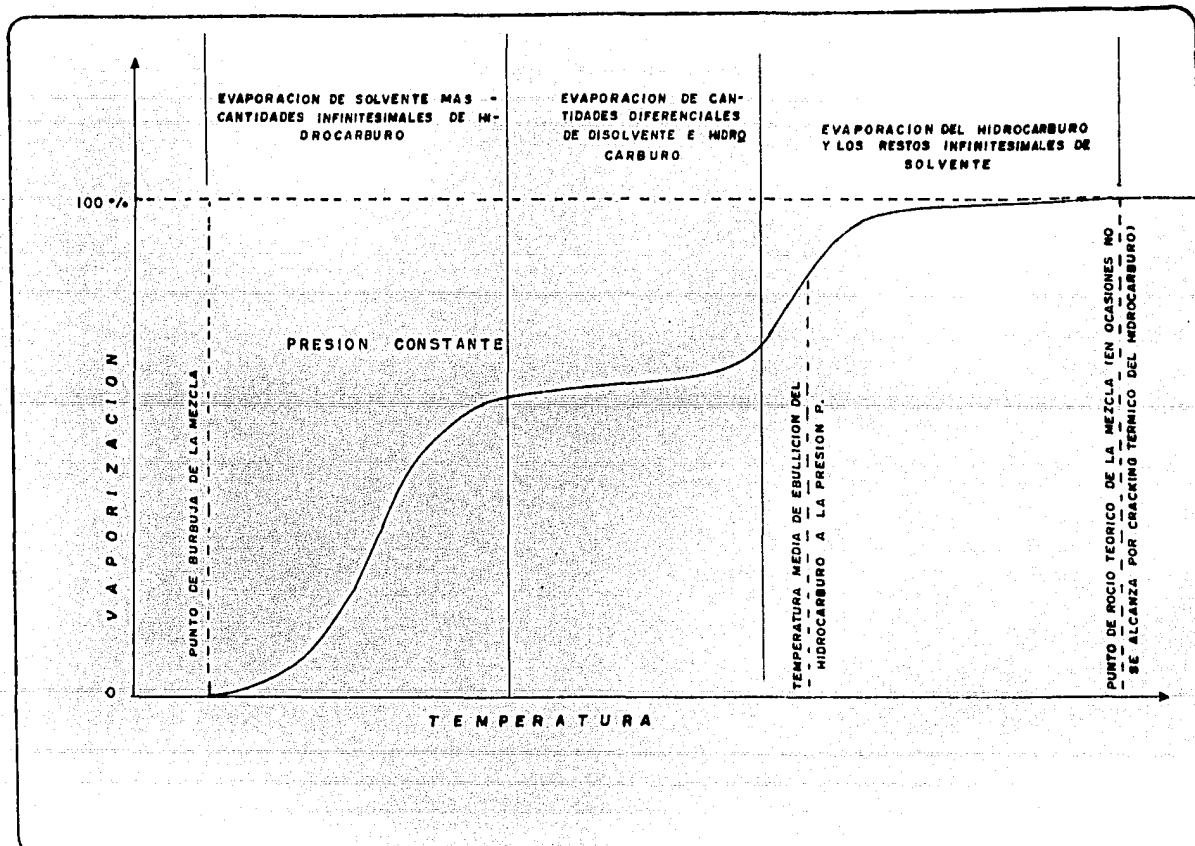
16.- Filtración-desaceitado de parafina dura.- Esta operación consiste en la separación de sólidos y líquidos en filtros rotatorios. Las mallas de dichos equipos retienen parafina dura libre de aceite, mientras el filtrado, que es una mezcla líquida de las trazas de aceite y disolvente denominada "filtrado C" o "filtrado de rectificación", se manda a almacenamiento .

17.- Almacenamiento de parafina dura diluida.- La parafina dura desaceitada se guarda en recipientes atmosféricos de donde se recoge como carga de alimentación a la sección de recuperación .

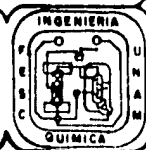
#### vii.1.2.- Operaciones Unitarias de la Sección de Recuperación de Productos .

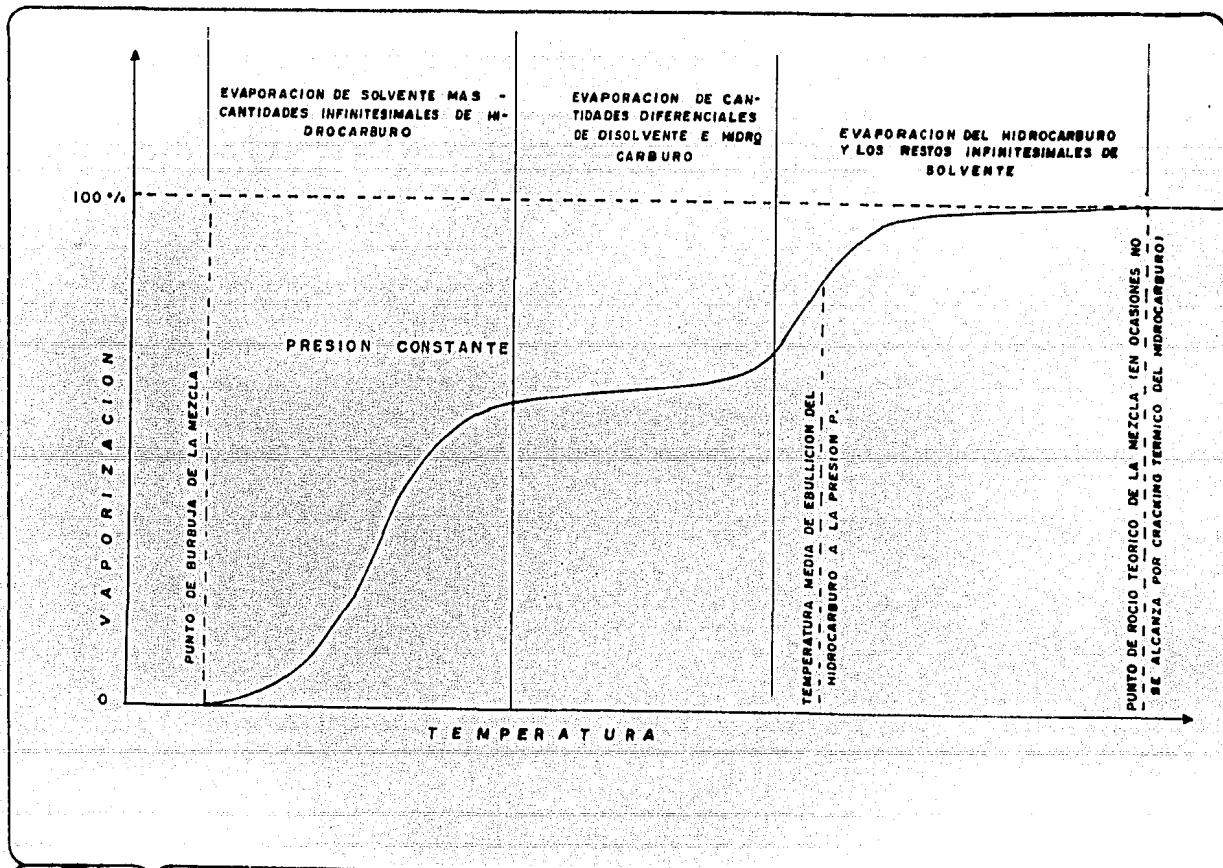
Por la diferencia de volatilidades entre las sustancias que forman parte del agente desparafinante y los hidrocarburos parafínicos, el proceso más adecuado para la eliminación del solvente presente en los productos principales recuperados en la sección de tratamiento resulta ser el de vaporización continua .

En la figura vii.1.f-1 se presenta un esquema generalizado del comportamiento que se puede esperar de la curva de vaporización a presión constante para este tipo de mezclas (hidrocarburos pesados / disolventes volátiles) .

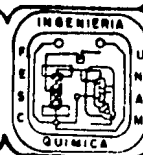


VII.1.f-1.- CURVA DE VAPORIZACION HIPOTETICA PARA UNA MEZCLA HIDROCARBURO/DISOLVENTE.





VII.1.1.- CURVA DE VAPORIZACION HIPOTETICA PARA UNA MEZCLA HIDROCARBURO/DISOLVENTE.



Si la separación fuera hecha en una sola etapa a la presión  $P$ , llegaría el momento en que para un gran aumento en la temperatura de vaporización se tendría un pequeño incremento en el porcentaje vaporizado, lo cual sería inconveniente debido a la gran carga térmica que se requeriría para alcanzar dicha vaporización, además de que el equipo de separación estaría manejando flujos muy altos.

En cambio, si la vaporización se hace en dos etapas a diferentes condiciones, la primera a baja presión y la segunda en condiciones más drásticas, a pesar de que el punto de burbuja de la mezcla alimentada a la segunda columna correspondería a una temperatura superior a la de operación en la primera, después puede alcanzarse una rapidez mayor en el aumento de la cantidad evaporada con respecto a la temperatura. La presión de operación de la segunda etapa debe ser establecida por un balance de consumo de energía térmica que considere los dos efectos anteriores, es decir, un mayor requerimiento de calor para llegar a la temperatura de burbuja y un menor consumo para incrementar el porcentaje de vaporización.

El trabajar en la segunda fase de eliminación de solvente a una presión moderadamente elevada tiene la ventaja adicional de que al terminar esta, se puede pasar a una tercera etapa de vaporización sin necesidad de carga térmica, sino que por simple utilización de una válvula de expansión que proporcione la suficiente caída de presión para que se verifique la vaporización isoentálpica.

En vista de los anteriores comentarios, se considerará la utilización de un esquema de recuperación de solvente, a partir de parafinas y aceites, que esté conformado por tres etapas sucesivas de vaporización y una etapa final de rectificación con vapor sobrecalentado para eliminación de los restos del agente desparafinante. Las operaciones unitarias que constituirán la sección de recuperación de productos serán entonces:

A.- Almacenamiento de La Carga de Hidrocarburo Diluido.- Operación que corresponde a los pasos 9, 14 y 17 de la sección de tratamiento.



B.- Primera etapa de vaporización a baja presión (16.5 psia).- Esta operación se efectúa después de hacer pasar la carga por un sistema de intercambio de calor hasta que alcanza las condiciones impuestas en el equipo especificado para llevar a cabo la liberación de un porcentaje de disolvente previamente definido. En Salamanca se lleva a cabo esta operación con la remoción de un 60 % de la carga de alimentación.

C.- Vaporización a presión elevada (45 psia).- La mezcla líquida que se recupera de la operación anterior con un menor contenido de disolvente, se vaporiza hasta llegar a las condiciones de operación necesarias para la separación en fase vapor de una segunda porción del agente desparafinante. En Riama se elimina aproximadamente el 90 % molar de la carga total de solvente.

D.- Segunda etapa de vaporización a baja presión.- Se consigue una separación adicional de disolvente haciendo pasar la fase líquida producto de la etapa "C" por una válvula de expansión adecuadamente diseñada.

E.- Rectificación con vapor de agua.- Las últimas trazas de disolvente que, según la curva de vaporización presentada en la figura vii.1.f-1, son muy difíciles de eliminar con pura transmisión de calor, se pueden separar con mayor facilidad si se utiliza un proceso de destilación por arrastre con el que se pone en contacto, a contracorriente, vapor de agua sobrecalentado con la mezcla hidrocarburo-solvente. La operación se lleva a cabo como si se tratara de una vaporización bajo una presión parcial reducida (ver capítulo VIII, caracterización de las columnas de rectificación con vapor, página viii.p-173).

F.- Finalmente se realiza sobre el aceite lubricante una operación de secado para obtenerlo completamente libre de agente desparafinante y del agua que absorbe durante la operación "E". Generalmente no es necesario llevar a cabo este proceso con las parafinas dura y blanda por presentar menor tendencia a la retención de solvente.

La recuperación del agente desparafinante para reutilización - en las etapas de dilución y lavado requiere de un esquema de procesamiento que facilite la separación de agua del disolvente .

El agua que hay que separar es la que se asocia al solvente en el momento de la destilación por arrastre de la última fase de evaporación .

Las operaciones unitarias que se proponen para la deshidratación del agente desparafinante son las siguientes :

G.- Condensación de los vapores obtenidos en las columnas de - rectificación con vapor sobrecalentado.- Durante esta operación se obtiene una mezcla formada por dos fases líquidas :

- a).- orgánica, con alto contenido de disolvente; y
- b).- acuosa, con baja concentración de agente desparafinante .

H.- Separación de fases.- Esta operación consiste en dejar a - sentar la mezcla anterior para obtener una separación completa y - bien definida de las dos fases que facilite su manejo .

I.- Rectificación con vapor sobrecalentado.- La fase acuosa se pone en contacto a contracorriente con vapor de agua sobrecalentado el cual evapora al componente más volátil de la mezcla (que es el disolvente) y lo separa de esta manera en la fase vapor mientras que la fase líquida que contiene solo trazas de disolvente se manda a drenaje .

Después se verifica la condensación de los vapores obtenidos - en la etapa "H", integrándose la mezcla vapor de agua-solvente vaporizado a la corriente que entra al paso "G" .

J.- Destilación fraccionada de la fase orgánica.- La fase rica en disolvente que se obtiene en el paso "H" se destila para obtener por el domo de la columna una mezcla en fase vapor de agua y - disolvente de composición azeotrópica y, por el fondo, disolvente seco. El producto de domo se integra a la corriente de entrada a - la etapa "G" en tanto que el disolvente que se encuentra listo para ser reutilizado se manda a la etapa "2" de la sección de tratamien.

cc.

En la sección de recuperación de productos, las operaciones unitarias "B", "C" y "D" se llevan a cabo en columnas de destilación flash que permiten la separación de la mezcla bifásica alimentada. Dichas columnas poseerán una serie de platos en la sección superior a los cuales se alimentará solvente seco como reflujo para rectificación de la fase vapor efluente, dicho disolvente es el que se recupera en la etapa "J". Por otra parte, en las etapas "E" que también requieren de reflujo de rectificación, se utilizará disolvente húmedo, el cual se obtiene de una ramificación de la fase acuosa ag parada en "H".

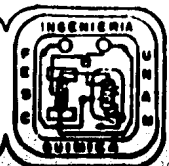
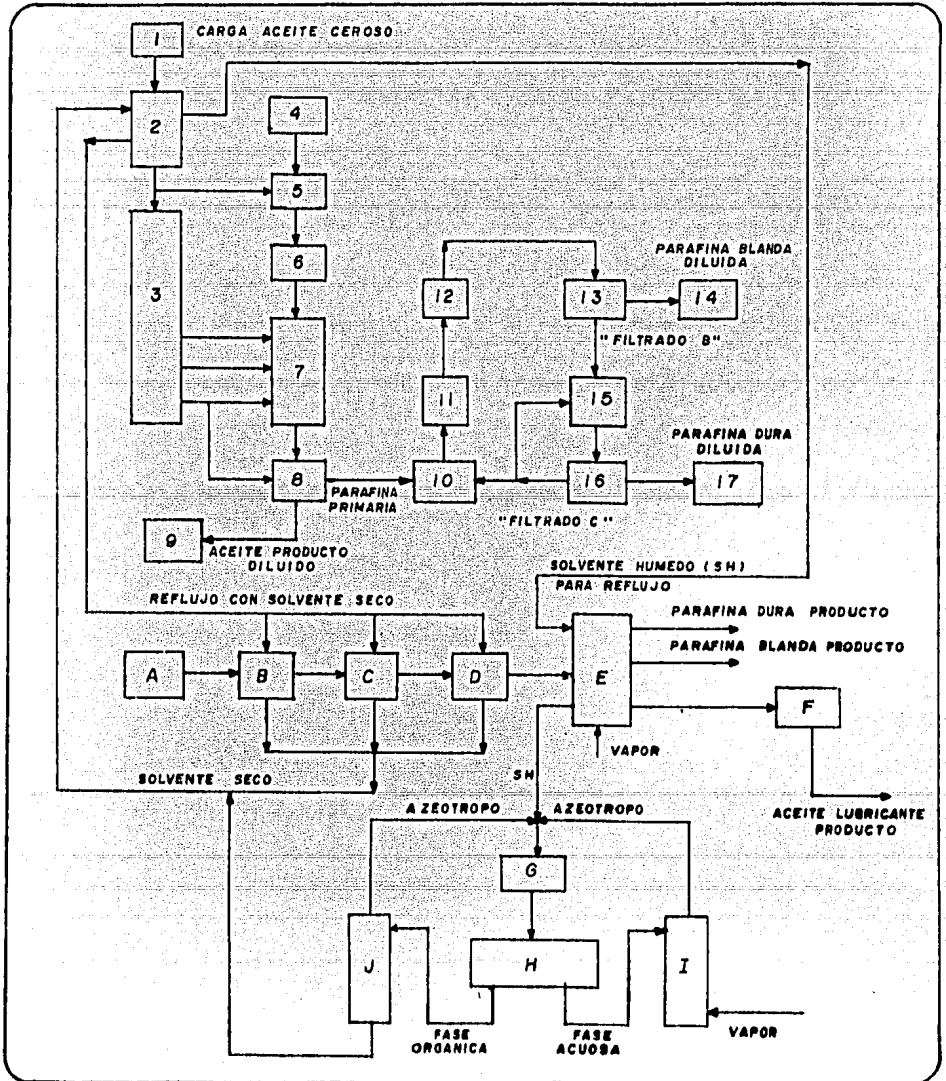
Las etapas iniciales de la dilución incremental pueden hacerse, de la misma manera, con solvente húmedo, aunque esto no es muy recomendable por la formación de hielo en el momento de la filtración.

En la figura vii.1.f-2 se presenta el diagrama de bloques para las secciones de tratamiento y recuperación de productos que conforman la unidad de desparafinado, mostrándose además las interconexiones por corrientes de proceso entre ambas. Para la construcción de dicho diagrama se siguió la misma simbología que la utilizada durante la descripción (que se acaba de hacer) de cada una de las operaciones unitarias que se representan.

#### Síntesis de Redes de Intercambio de Calor .

El diseño térmico de los sistemas de intercambio de calor debe permitir el procesamiento de todos los grados de lubricantes en el número mínimo de equipos que se puedan especificar para ser instalados en la planta industrial. La estructura básica de las redes de intercambiadores de calor puede ser rápidamente definida con el auxilio de las reglas heurísticas para síntesis de sistemas de recuperación y aprovechamiento de energía térmica .

La principal regla heurística aplicada en el diseño de los sistemas de intercambio de la unidad desparafinadora consiste en favorecer transferencia de calor entre la corriente caliente de mayor temperatura y la temperatura fría de nivel térmico más alto (y, si-



milmente, combinar la más fría de las frías con la corriente caliente de menor temperatura).

En la sección de tratamiento se tienen las siguientes redes de intercambio :

- 1.- Tren de dilución-enfriamiento de la carga de aceite ceroso.
- 2.- Tren de homogeneización-recristalización de parafina primaria.
- 3.- Sistema de entibiamiento de parafina dura diluida.
- 4.- Sistema de enfriamiento del agente desparafinante.

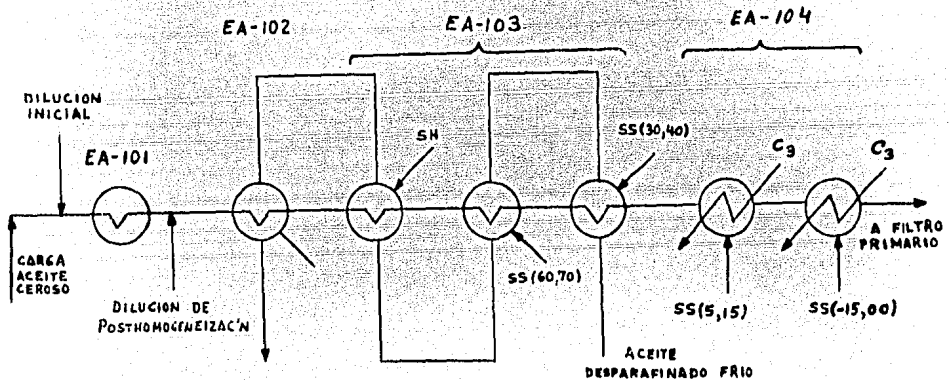
Cada uno de dichos sistemas fue analizado por síntesis heurística llegándose a la configuración que se detallará en la descripción del flujo de las corrientes de proceso (vii.2).

La primera red de intercambio debe ser estructurada de manera - que permita las operaciones de dilución incremental que se requieren en los casos de lubricantes ligeros, deben proveerse, pues, de puntos de dilución incremental en cada uno de los equipos que conforman dicho tren de intercambio. De acuerdo a los datos de dilución incremental que según la tabla v.3.t-3 se requieren para una formación favorable de cristales de parafina con buenas características de filtrabilidad, deben proveerse, como mínimo (después de la primera etapa de dilución-homogeneización) de cuatro puntos de dilución :

(70, 60°F), (40, 30°F), (15, 5°F) y ( 0, -15°F).

Estos puntos de dilución serán ubicados a lo largo del tren de - enfriamiento de aceite ceroso, específicamente en el cuerpo de los - intercambiadores de calor que la integren. De estos cuatro intercambiadores, los dos primeros serán unidades de transferencia entre corrientes de proceso (aceite diluido frío-carga de aceite ceroso), - mientras que en los de temperatura más baja se utilizará propano como servicio de enfriamiento. También se dispondrá de un punto (en otro intercambiador de proceso) para dilución con disolvente húmedo, - el cual se utilizará cuando exista en disponibilidad y con el objetivo de disminuir los requerimientos de disolvente seco.

El tren de dilución-enfriamiento queda, a grandes rasgos, estructurado de la siguiente manera :



En EA-103 y EA-104 se utilizarán equipos de doble tubo con raspadores de superficie por el lado donde fluye el aceite ceroso. Estas unidades tienen una limitación en lo que se refiere al área de transferencia por lo que probablemente sea necesario colocar varios equipos en paralelo.

En EA-102 se aprovecha hasta lo más posible la carga térmica de enfriamiento del aceite diluido frío (una segunda regla heurística - consiste en tratar de aprovechar al máximo la carga térmica disponible en corrientes de proceso antes de llevarlas a almacenamiento).

Para los casos en que, por limitaciones de transferencia de calor, el aceite diluido no alcance su temperatura de almacenamiento, se dispondrá de un calentador con servicio de vapor a la salida de EA-102.

Las configuraciones de las restantes redes de intercambio se definen utilizando un mecanismo similar al descrito para el diseño del tren de dilución.

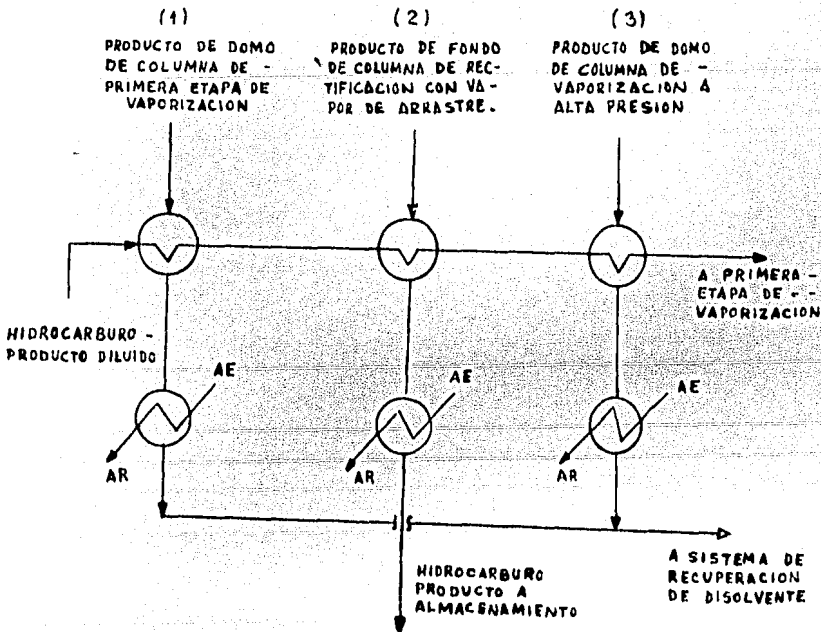
En la sección de recuperación de productos puede notarse más claramente la aplicabilidad de la primera regla heurística.

En el tren de vaporización de la carga de hidrocarburo producto - diluido se puede aprovechar la carga térmica de las corrientes en fa-

se vapor separadas en las columnas de baja y alta presión, y de la corriente de hidrocarburo producto libre de disolvente y agua .

La corriente de mayor temperatura se utilizará en la etapa de vaporización propiamente dicha, donde el fluido de entrada al vaporizador de proceso se encuentra en su punto de burbuja, es decir, en el máximo nivel térmico como corriente fría a calentar, mientras que el producto del domo de la columna de baja presión, que constituye la corriente caliente más fría, se utilizará en la primera etapa de calentamiento de la carga de hidrocarburo producto diluido (corriente fría de menor nivel térmico).

El esquema que se presenta a continuación muestra en forma generalizada las características del tren de vaporización de los sistemas de recuperación de productos .



## vii.2.- Descripción del Proceso .

### vii.2.1.- Preparación del Agente Desparafinante .

Los solventes para uso en la Unidad Desparafinadora son metil-etil-cetona y tolueno. Estas sustancias serán recibidas por carro tanque y descargadas al interior de un recipiente de almacenamiento y combinación de solventes (FA-101) el cual estará dividido en tres secciones. Tanto la cetona como el tolueno serán mantenidos - en compartimientos separados, mientras que el tercero estará dispo nible para la preparación de pequeñas cargas de agente desparafi - nante .

Los dos compuestos serán mezclados de manera que el bisolvente resultante tenga la composición requerida para llevar a cabo el - proceso de eliminación de cera presente en los aceites desaromatizados, variando el porcentaje de cada uno de aquellos en función - del grado del aceite lubricante en procesamiento .

El agente resultante será entonces transferido a un tanque de almacenamiento de solvente seco y solvente húmedo (también de com - partimientos separados, FA-102) para uso en la unidad. Cada una de las secciones de este recipiente tendrá niveles de operación en - los cuales se controlará el flujo del agente desparafinante hacia la sección de procesamiento y que enviarán información para el con - trol de flujo del solvente de reposición  $\diamond$  proveniente de FA-101. La manera en que el disolvente es recuperado y retorna a este equi - po será discutida posteriormente .

### vii.2.2.- Sección de Enfriamiento de la Carga de Aceite.-

La carga cerosa de aceite refinado  $\diamond$  será bombeada desde el - tanque de almacenamiento (FB-101) con la bomba de carga de aceite (GA-103). La velocidad de flujo es regulada por el controlador - - principal de flujo de carga de aceite .

Una porción inicial de solvente es inyectada a la línea de car - ga de materia prima y la mezcla resultante  $\diamond$  pasa a través del - calentador de homogeneización (EA - 101) el cual es un intercambia-



dor de tubos y coraza con servicio de vapor de baja presión. Un controlador de temperatura sobre la salida de la corriente de proceso mantiene la temperatura requerida para su completa homogeneización por estrangulamiento del vapor alimentado a la coraza de dicho equipo. Solvente adicional puede ser inyectado antes de que la carga entre a la sección de enfriamiento.

El solvente inicial que es añadido antes  $\diamond_{40}$  y después  $\diamond_{41}$  de EA-101 puede ser cualquiera, seco o húmedo, dependiendo de la disponibilidad. La relación de dilución en este punto es generalmente baja cuando se trabaja con aceites ligeros, en cambio, con los lubricantes pesados (Neutro Pesado, Pesado y Cilindros), se agrega todo el disolvente en esta fase, es decir, no se emplea la técnica de dilución incremental.

Cada una de las diluciones anteriores se hace bajo control de flujo del disolvente, variándose el punto de ajuste de acuerdo al tipo de aceite que se esté procesando. Con aceites ligeros, donde se requiere una relación de dilución baja en esta etapa, se utiliza un flujo de solvente pequeño, en tanto que con los aceites pesados sucede lo contrario.

La carga de aceite diluido fluye a través de la batería de intercambiadores de calor EA-102 que consiste de tres equipos del tipo tubo y coraza colocados en serie y donde el medio de absorción de calor es aceite producto diluido que va rumbo a la sección de recuperación. Aquí se inicia la operación de enfriamiento de la carga a los filtros.

La materia prima diluida  $\diamond_3$  es entonces dividida en tres corrientes paralelas por medio de tres controladores de flujo. Cada corriente pasa a través de un sistema de tres intercambiadores de doble tubo en serie (EA-103), y posteriormente, atraviesan dos enfriadores del mismo tipo (EA-104). Los tres controladores sobre las corrientes paralelas son automáticamente resetados por el controlador principal de flujo de aceite de manera que cualquier cambio en el caudal de la corriente de carga de aceite desaromatizado será transmitido por igual entre las tres corrientes que flu-

yen a través del tren de enfriamiento .

Los intercambiadores de tubos concéntricos que forman parte - de estas dos baterías, EA-103 y EA-104, están provistos por raspadores de superficie giratorios en la tubería interior que impiden el asentamiento de la cera que precipita a partir del aceite frío. Los fluidos que se utilizan en estos equipos para disminuir la temperatura de la carga a desparafinado son aceite producto diluido y propano líquido, respectivamente .

La fase final de refrigeración es llevada a cabo en los enfriadores EA-104 donde el aceite diluido es enfriado hasta la temperatura de filtración deseada por evaporación de propano líquido en la sección anular de estos equipos. Un controlador de temperatura regula el valor de esta variable a la salida del último enfriador por estrangulamiento del flujo de vapor de refrigerante que abandona dicho intercambiador. La temperatura a la que sale del primer - enfriador la corriente de proceso no es controlada automática sino manualmente por medio de una válvula de presión que estrangula la corriente de vapor de propano que proviene de la sección anular de este equipo .

Las tres corrientes paralelas se combinan después de atravesar los EA-104. El fluido resultante a la temperatura de filtración requerida entra entonces al tambor de alimentación del filtro de desparafinado (filtro primario), FA-103 .

Debido a que en la mayoría de los casos la cantidad de filtrado recuperado es grande con respecto a la alimentación, un considerable exceso de refrigeración estará disponible en el filtrado primario, esta corriente fría es aprovechada como fuente de absorción de calor en los intercambiadores de proceso EA-102 y EA-103 como - se ha señalado líneas arriba .

Con la finalidad de proveer mejor control sobre la velocidad - de enfriamiento, un regulador de temperatura será colocado sobre la salida de filtrado que abandona los intercambiadores de doble tubo (EA-103). Para una temperatura preestablecida este control des-

viará parte del flujo de filtrado frío  $\diamond 69$  hacia la sección de enfriamiento del solvente (EA-110) lográndose de esta manera una muy buena aproximación a la temperatura requerida en la carga de aceite que entra a los intercambiadores de servicio EA-104. Debido, sin embargo, a que es completamente esencial controlar la temperatura anterior, el regulador en la salida de EA-103 será resetado automáticamente por el controlador de temperatura de los segundos enfriadores EA-104 de tal forma que si se dispone de insuficiente refrigeración para producir la temperatura final deseada, el punto de ajuste sobre la desviación del filtrado hacia el tren de enfriamiento del disolvente será reducido para proveer adecuado intercambio con la carga de aceite hasta alcanzarse los requerimientos de enfriamiento y la temperatura de filtración preespecificada.

#### Dilución Incremental.

Cuando se desparafinan los aceites lubricantes de baja viscosidad, una parafina cristalina con un bajo porcentaje de solvente asociado puede ser obtenida si la carga de aceite es mezclada con pequeñas proporciones sucesivas de solvente durante la etapa de enfriamiento.

Cuando esta operación (dilución incremental) es llevada a cabo, la relación inicial solvente/aceite (en corriente  $\diamond 3$ ) se mantiene en un valor de 0.3/1 (Vol/Vol) ó menor. Solvente adicional es añadido después en pequeños incrementos durante la operación de enfriamiento. Los puntos de inyección serán provistos en todos los intercambiadores y enfriadores, y cada inyección estará equipada con un controlador de flujo.

Es importante que la temperatura del disolvente sea aproximadamente la misma que la de la corriente de proceso en cada uno de los puntos de inyección. Con la finalidad de resolver este problema, el enfriamiento del agente desparafinante será llevado a cabo en etapas, disponiéndose de esta manera de solvente para dilución incremental a los siguientes niveles de temperatura :

- 1).- de - 15 a 0°F . Solvente (-15,00).

- 2).- de 5 a 15°F , Solvente (5,15) .
- 3).- de 30 a 40°F , Solvente (30,40).
- 4).- de 60 a 70°F , Solvente (60,70).
- 5).- de 90°F .

También deben tomarse provisiones para la adición de filtrado frío durante la fase final de enfriamiento. Este filtrado también puede ser añadido después de que esta operación ha sido completada con la finalidad de proveer la dispersión sólida requerida para mejor filtración .

#### vii.2.5.- Filtros de Desparafinado Continuo .

La sección de filtración consta de diez filtros de desparafinado continuo, cada uno con una superficie para filtración de 500 ft<sup>2</sup>. Cada unidad podrá ser utilizada para la operación de desparafinado de aceites (como filtros primarios), pero normalmente el fraccionamiento de la cera y el desaceitado de la parafina dura se llevarán a cabo simultáneamente durante el proceso. En tal caso la operación del conjunto de filtros será dividida como sigue, dependiendo del volumen de aceite en procesamiento y de la filtrabilidad de las mezclas a separar :

- 1).- Para desparafinado : filtros 1 a 4 .
- 2).- Para fraccionamiento : filtros 5, 7 y 9 .
- 3).- Para desaceitado : filtros 6, 8 y 10 .

La corriente de proceso al final de las diluciones debe dar una relación sólido/líquido de aproximadamente 20/1, esta corriente abandona los enfriadores de tubos concéntricos y entra al tambor de alimentación (FA-103) del filtro de desparafinado, cuya posición es justamente arriba de FF-101, de tal forma que se pueda obtener alimentación por gravedad .

El flujo de la carga al interior del filtro es ajustado por un controlador de nivel en cada unidad .

Filtros Rotatorios a Vacío.- Cada uno de los equipos mencionados consiste de un tambor rotatorio montado en el interior de una

cámara cilíndrica la cual es fijada con una capa hermética de gas inerte y equipada con ventanillas de observación que permiten una visión completa de la rotación del tambor interno y de la operación de raspado. Una banda transportadora con colector movida por un motor - separado remueve continuamente la pasta de cera de la descarga de los raspadores y la conduce al receptor de salida (FA-104) desde donde es puesta en movimiento por la bomba de parafina primaria, GA-104. La gufa del tambor rotatorio es una transmisión automática de velocidad variable que provee la rapidez de rotación requerida del tambor dentro del cuerpo del filtro. (ver capítulo IX, inciso ix.5).

A medida que la alimentación entra al fondo del filtro el contrólador de nivel mantiene una altura de líquido tal que el tambor rotatorio permanece aproximadamente 50 % sumergido. Conforme el vacío es aplicado internamente, el filtrado pasa a través de las mallas del filtro y llega a la salida de vacío inferior que descarga hacia el receptor de filtrado primario, FA-105. A medida que el filtro rota, la pasta de cera remanente sobre las mallas es continuamente lavada con disolvente seco y nuevo para la remoción de aceite de la parafina primaria. El filtrado que resulta de la operación de lavado de la parte superior del filtro descarga por la salida de vacío intermedia y también entra al receptor de filtrado primario, FA-105. El filtrado resultante del lavado de la pasta de cera en la parte inferior del filtro y hasta el punto donde la parafina es retirada de este equipo, es descargado por la salida de vacío superior y entra a la sección de filtrado de lavado del receptor de filtrado FA-105.

Debido a que el filtrado de lavado contiene un relativamente alto porcentaje de solvente, es generalmente empleado como dilución para la carga de aceite diluido que va hacia los filtros de desparafinado FF-101 con el fin de reducir los requerimientos de solvente - fresco y con la ventaja de que se provee a la corriente de proceso de cristales en dispersión que facilitan la cristalización de la porción principal de parafina que trae consigo el aceite lubricante.

El flujo de filtrado primario que contiene el aceite producto desparafinado será discutido más tarde en conexión con los sistemas de recuperación de productos.

La pasta de parafina es removida del tambor rotatorio interno - por medio de soplado con gas inerte, retirándose la cera justamente antes de que ella alcance las hojas de los raspadores. Estas cuchillas remueven la cera de las mallas del filtro y la hacen caer en una banda transportadora que conduce la parafina al receptor de la diluida FA-104. Un control de nivel en FA-104 mantiene la altura de la pasta de cera en este equipo por regulación de la corriente de parafina primaria hacia la sección de fraccionamiento. La pasta de cera en FA-104 es mantenida en condiciones bombeables (aceptable fluidez) por la adición de parafina primaria diluida caliente - corriente 79- cuando es requerido, aunque en ocasiones es suficiente con añadir - un poco de dilución fría -corriente 103-. Cuando se recircula la parafina caliente la relación de esta recirculación es controlada por un regulador de temperatura localizado en la descarga de GA-104.

#### vii.2.4.- Sistema de Recristalización-Fraccionamiento de la Parafina Primaria.-

La cera proveniente de FF-101 contiene un alto porcentaje de diluyente, además de un contenido de aceite en las cercanías del 10 % molar. Para lograr reducir el porcentaje de aceite asociado es necesario procesar la pasta de parafina primaria en dos operaciones de filtración consecutivas : fraccionamiento de la parafina primaria en parafina dura y parafina blanda, y rectificación de la parafina dura o desaceitado.

Para fraccionar la cera en una parafina blanda que tenga un menor contenido de aceite y un mayor punto de fusión (parafina dura) y un líquido residual que contiene aceite y cristales de bajo punto de fusión (parafina blanda), es necesario calentar la corriente de proceso hasta la temperatura de la segunda filtración que es unos cuantos grados celsius arriba de aquella a la cual se lleva a cabo el desparafinado del aceite. Este proceso de recristalización es - llevado a la práctica como sigue :

La parafina primaria proveniente de cada uno de los filtros de desparafinado (FF-101) y que ha sido diluida por inyección (sobre la banda transportadora) de solvente fresco o, más frecuentemente - de filtrado de rectificación -corriente 103-, es bombeada hasta un

cabezal común el cual conduce hacia el intercambiador EA-105, donde la parafina es calentada utilizando vapor de media presión como servicio.

Cuando no es necesario refundir la cera, como en el caso de los aceites más ligeros, la pasta es calentada entre -5 y 0 C y hecha - pasar directamente a los intercambiadores de superficie raspada, - EA-108. Con los demás aceites, donde la cera si debe ser refundida, la parafina primaria diluida proveniente de EA-105 es calentada en un intercambiador de servicio (EA-106) donde se emplea vapor de 250 psig como medio de calentamiento. Un controlador automático mantiene la temperatura deseada a la salida de este equipo por regulación del flujo de vapor que fluye por la sección de la coraza.

La mezcla homogénea de parafina primaria diluida caliente fluye entonces hacia el recipiente FA-106, desde donde es bombeada por la bomba de carga de cera a fraccionamiento (GA-106), a través de la - sección de enfriamiento-recristalización de la parafina primaria. - El flujo es regulado por un controlador a la descarga de la bomba .

La corriente de proceso fluye atravesando dos intercambiadores de tubo y coraza EA-107 arreglados en serie, donde es enfriada por parafina blanda diluida (filtrado "B"), corriente B4. Después, la - carga a fraccionamiento corre a través de dos enfriadores de doble tubo con raspadores internos (EA-108) donde se lleva a cabo el enfriamiento hasta la temperatura especificada para la filtración secundaria, utilizando propano como medio de enfriamiento. Un controlador automático a la salida del enfriador final mantiene la temperatura de filtración requerida dentro de un pequeño rango de variación por regulación de la evaporación de propano líquido.

La mezcla enfriada que contiene parafina suave disuelta en agente desparafinante y cera recristalizada con un menor contenido de - aceite (consecuentemente con un punto de fusión mayor al de la parafina primaria), fluye al interior de los filtros de fraccionamiento (FF-102), pasando antes por los respectivos tambores de alimentación (FA-107).

La carga a los filtros de fraccionamiento fluye por gravedad a los equipos FF-102 asignados. La alimentación a cada uno de ellos -

es regulada por un controlador automático de nivel localizado en el cuerpo del filtro y que regula la abertura de una válvula de control en la línea de carga .

El filtrado es colado por vacío a través de las mallas del filtro y entra al recipiente de filtrado "B", FA-109.

La cera que permanece en la superficie superior de los filtros es lavada con disolvente para la remoción de la mayor cantidad de aceite posible.

La pasta de parafina es removida del filtro en la manera usual y es bombeada desde los colectores de salida (FA-108) bajo control de nivel hacia el tanque de alimentación del filtro de desaceitado, FF-103 .

Debido a que la temperatura de filtración para la operación de fraccionamiento es considerablemente más alta que la temperatura requerida para la filtración primaria, es necesario usar un solvente de lavado de un nivel térmico intermedio con el fin de conservar refrigeración. Este solvente de lavado intermedio se emplea tanto para el fraccionamiento de la cera como para la rectificación de la parafina dura debido a que ambas operaciones son efectuadas a la misma temperatura .

El origen del disolvente de lavado de nivel intermedio de temperatura será discutido posteriormente cuando se describa el sistema de enfriamiento del agente desparafinante .

Con la finalidad de conservar disolvente fresco es posible utilizar filtrado de rectificación -corriente número 104- para el lavado de la parafina durante el tratamiento de la misma dentro de los filtros de fraccionamiento, FF - 102 .

El número y arreglo de los intercambiadores de calor que componen el tren de homogeneización-recristalización de la parafina primaria, así como las relaciones de recirculación de parafina caliente, correspondiente a cada grado de hidrocarburo, son definidas por el diseño térmico del sistema .



#### vii.2.5.- Desaceitado de la Parafina Dura .

La rectificación de la parafina dura es un proceso que consiste en una dilución con solvente de la cera recuperada de los filtros de fraccionamiento y posterior filtración a la misma temperatura, - por lo tanto no se requiere de ninguna operación de intercambio de calor para el paso de la parafina hasta FF-103. La dilución extra y el lavado que la parafina recibe durante esta etapa tiende a remover suficiente aceite para hacerla capaz de alcanzar las especificaciones comerciales de este producto .

La cera proveniente del filtro de fraccionamiento es diluida - con solvente de lavado intermedio solvente (5,15) bajo control de flujo. Este puede ser agregado en las bandas transportadoras de salida o en los colectores de salida de los filtros FF-102 .

La bomba GA-107 transfiere entonces la cera diluida al tanque de alimentación (FA-110) del filtro de rectificación. Antes de que entre a este equipo, líquido adicional puede ser añadido en la forma de filtrado de rectificación. Esta adición es controlada automáticamente por un regulador de flujo .

La parafina diluida que ahora tiene la consistencia deseada para una buena filtración fluye desde el fondo del tambor de alimentación (FA-110) por gravedad hacia FF-103; como con los otros filtros, la alimentación es controlada por medio de un regulador de nivel .

La pasta de cera es posteriormente lavada con solvente fresco - intermedio y el filtrado total proveniente de esta operación fluye al interior del recipiente de filtrado de rectificación FA-112.

La parafina dura después de su remoción, conteniendo aproximadamente un 60 % de disolvente es transferida por medio de GA-107-B al recipiente de parafina dura producto diluida (FA-113). A partir de este equipo la cera va hacia la sección de recuperación donde se le libera del agente desparafinante.

#### vii.2.6.- Sección de Enfriamiento del Disolvente .

El disolvente seco que es usado para lavar la pasta de cera en la parte inferior de los filtros y para dilución incremental, debe

ser enfriado hasta la temperatura a la cual la filtración toma lugar .

La operación de enfriamiento se lleva a cabo en cinco enfriadores colocados en serie (EA-109). El disolvente seco proveniente de la descarga de la bomba GA-111 es succionado por la bomba elevadora GA-112 la cual descarga a una presión suficientemente alta para hacerlo capaz de atravesar los enfriadores EA-109 y alcanzar los puntos de inyección de dilución incremental en los intercambiadores EA-103 y EA-104 .

La corriente de agente desparafinante fluye atravesando los cinco enfriadores EA-109 en serie. Estos enfriadores son rehervidores de tubo y coraza. El disolvente circula a través de los tubos de un enfriador a otro hasta que emerge del último de estos equipos a la temperatura requerida para lavado y dilución final en el filtro de desparafinado. El medio de enfriamiento es propano líquido en el lado de la coraza de los enfriadores. El nivel de refrigeración en estado líquido es mantenido por un controlador de nivel localizado en la coraza del enfriador y que regula el flujo de propano al interior de estos equipos. Gracias a la diferencia de presiones entre cada intercambiador, el refrigerante fluye en serie desde el más caliente hasta el más frío, proveyéndose de una operación de enfriamiento más económica desde el punto de vista de refrigeración .

Los controladores de temperatura que están localizados sobre las corrientes de salida de disolvente de cada enfriador controlan automáticamente el nivel térmico en dichos puntos por estrangulamiento del vapor de propano que abandona cada EA-109 .

Debido a que el vapor de propano que sale de cada enfriador está a diferente presión, su retorno hacia el área de servicios auxiliares para su recompresión puede llevarse a cabo de dos formas :

a).- Por estrangulamiento de algunas corrientes dentro del área de procesamiento con válvulas de expansión para reunir las en un cabezal común y mandar este último a la succión del compresor de propano .

b).- Por succión de cada línea por separado desde la sección de servicios auxiliares cuando se disponga de un compresor de etapas múltiples.

Cada uno de los EA-109 es provisto con una alarma de nivel en el lado de la coraza para prevenir la inundación con propano líquido de las líneas de vapor.

#### vii.2.6.1.- Solvente para Dilución Incremental .-

El disolvente que ha de ser utilizado en las consecutivas etapas de dilución antes de la filtración de la carga de aceite ceroso puede ser seco o húmedo. Disolvente seco se inyectará en las etapas finales de la dilución incremental ya que, al ser enfriado a la temperatura de filtración, el hielo formado a partir del disolvente húmedo obstruiría las mallas del filtro FF-101. El disolvente húmedo que es incorporado a las primeras etapas de dilución introduce algo de agua al sistema, pero generalmente no se tienen problemas drásticos cuando la relación solvente/aceite es mantenida en bajos valores durante esta fase. Para aceites pesados en los que la dilución se hace en una sola etapa es conveniente utilizar solvente seco por estos motivos.

#### Solvente Seco para Dilución Incremental .

El disolvente seco que es usado para dilución incremental en la sección de enfriamiento de la carga de aceite deberá estar disponible a varias temperaturas de manera que pueda ser inyectado a la corriente de proceso justamente al mismo nivel térmico.

Las cinco etapas de enfriamiento del solvente seco para lavado proveen de una fuente de disolvente a varias temperaturas, estas ramificaciones son tomadas corriente abajo de los tres primeros enfriadores. Aunque disolvente (5,15) puede ser obtenido directamente a partir del sistema de enfriamiento EA-109, otra alternativa consiste en reducir la temperatura de una de las corrientes ramificadas por intercambio de calor con aceite producto diluido frío en EA-110. Entonces, el disolvente seco para dilución incremental es obtenido de la siguiente forma :

- 1).- Solvente de 90°F a partir del enfriador EA-109-A .
- 2).- Solvente (60, 70) a partir del enfriador EA-109-B .
- 3).- Solvente (30, 40) a partir del enfriador EA-109-C .
- 4).- Solvente (5, 15) a partir del intercambiador EA-110 .
- 5).- Solvente (-15, 00) a partir del enfriador EA-109-E .

El disolvente de los incisos tres y cuatro son los que comun - mente se utilizan para lavado y diluciones en las operaciones de - fraccionamiento de cera y desaceitado de parafina dura .

#### Solvente Húmedo para Dilución Incremental .

Disolvente húmedo puede ser utilizado para dilución incremen - tal durante las primeras etapas del tren de enfriamiento de carga a desparafinado, particularmente para inyección en los primeros in - tercambiadores de doble tubo (EA-103-A, EA-103-B y EA-103-C) .

Con el fin de proveer solvente húmedo frío para este servicio, una corriente de solvente húmedo tibia (100°F aproximadamente) es tomada de la descarga del elevador de solvente húmedo (GA-114) y - llevada al intercambiador de calor EA-111 donde es enfriada por in - tercambio con parafina blanda diluida fría, corriente 84, que va - hacia la sección de recuperación de productos .

#### Solvente Intermedio para Lavado .

Debido a que las operaciones de fraccionamiento y desaceitado toman lugar a temperaturas más altas que la filtración primaria, - se ha de prever que un solvente de lavado de temperatura interme - dia este disponible para estas operaciones . Dicho solvente es ob - tenido a partir del enfriador EA-109-C, aunque a veces se logra in - tercambiando calor de solvente seco con filtrado primario en EA - 110. Los usos de la corriente resultante de agente desparafinante son los siguientes :

- 1).- Como solvente de lavado en los filtros de fraccionamiento, FF-102 .
- 2).- Como solvente de lavado para los filtros de rectificación

3).- Como dilución para la carga de cera a los filtros de recificación, FF-103.

Tanto el disolvente de lavado frío como el de temperatura intermedia, pasan a través de coladores internos antes de entrar a la tubería colectora de solvente de los filtros. Esto protege contra posible taponamiento de las pequeñas aberturas de los rociadores de lavado. También se disponen de pequeñas válvulas que reducen la presión de salida del solvente de lavado hasta cerca de 50 psig. Altas presiones podrían ocasionar operación inapropiada de las espumas de solvente.

#### vii.2.7.- Sistemas de Recuperación de Productos.

##### vii.2.7.1.- Recuperación de Aceite Desparafinado.

El filtrado  $\diamond$ , proveniente de los filtros primarios, que consiste de aceite desparafinado y disolvente, fluye al interior del receptor de filtrado (FA-105), el cual es un recipiente horizontal dividido en dos secciones por una mampara. A uno de los compartimientos de este equipo llega el filtrado desparafinado mientras que el otro recibe filtrado de lavado (corriente 89) del mismo FF-101.

El filtrado de lavado es únicamente usado como recirculación de dilución de la carga de aceite a desparafinado, corriente número 64 que avanza hacia los enfriadores EA-104. En ocasiones, cuando el filtrado de lavado no es recirculado (generalmente con aceites pesados), el nivel en la sección que le corresponde en FA-105 puede ser arreglado para hacerlo sobrefluir por encima de la mampara e incorporarlo al inventario de aceite desparafinado diluido o, su altura puede ser controlada por una línea de igualación (by pass) entre ambos compartimientos. Sin embargo, cuando el filtrado de lavado está siendo usado para dilución y no hay una cantidad suficiente en disponibilidad, un controlador de nivel en el compartimiento de este fluido mantiene el inventario abriendo una válvula de admisión de solvente proveniente del cabezal de solvente de lavado frío, corriente número 110.

La corriente de filtrado desparafinado <sup>90</sup> es succionada por la bomba GA-105 y descargada en las secciones anulares de los intercambiadores de doble tubo, enfriando entonces la carga de aceite a desparafinado que está fluyendo por las tuberías interiores de dichos equipos (EA-103).

Debido a que los enfriadores EA-104 y los intercambiadores EA-103 de tubos concéntricos han sido divididos en tres corrientes paralelas, es necesario hacer lo mismo con el flujo de aceite desparafinado frío. Esto se logra por medio de tres controladores de flujo que reciben información de un controlador de nivel localizado en el compartimiento de filtrado de desparafinado de FA-105.

El aceite desparafinado diluido fluye desde los intercambiadores de doble tubo, pasando por los intercambiadores de tubo y coraza EA-102, y finalmente atraviesa el intercambiador de servicio EA-113 donde alcanza una temperatura de 110°F para su almacenamiento en FA-201.

#### Destilación Atmosférica del Aceite Producto.

La bomba de carga GA-201 succiona del tanque de almacenamiento de aceite producto diluido y lo hace fluir a través de una serie de intercambiadores de proceso en los que se calienta y vaporiza antes de entrar a la columna de destilación flash atmosférica, DA-201. El tren de intercambiadores de calor está constituido como sigue:

- 1) Precalentador de aceite producto diluido (EA-201), donde la carga intercambia calor con los vapores de disolvente provenientes de las corrientes de domo de la columna de vaporización atmosférica (DA-201) y de la torre de la tercera etapa de eliminación de solvente (DA-204).
- 2) Calentador de aceite producto diluido: Calentador de proceso (EA-202) en el que la carga intercambia calor con aceite producto libre de disolvente que va rumbo a almacenamiento; y calentador de servicio EA-203 donde el aceite diluido alcanza su punto de burbuja utilizando vapor de media presión como medio de calentamiento.

b) Vaporizadores de aceite diluido: EA-204, donde la carga intercambia calor con vapores calientes de solvente provenientes de la columna de destilación de alta presión; y EA-205, en el que se utiliza vapor de media presión como servicio.

El aceite producto diluido fluye en paralelo a través de los dos vaporizadores mencionados. Los caudales de estas dos corrientes paralelas son controlados por reguladores de flujo que son resetados automáticamente por el controlador de nivel del recipiente de almacenamiento FA-201 con la finalidad de mantener un flujo estacionario hacia la torre DA-201 en la forma más independiente posible de las fluctuaciones en la alimentación a dicho recipiente.

Cuando la carga entra a la columna de vaporización atmosférica (DA-201), una gran parte del disolvente (aproximadamente 60 % molar) pasa a la fase vapor, y es eliminado por el domo de la torre previa rectificación con solvente seco que se inyecta como reflujo en la sección superior de dicho equipo. El producto de fondo de esta unidad está constituido principalmente de aceite, pero contiene aún bastante disolvente que debe ser removido. La presión de operación de la columna DA-201 es de 16.5 psia.

#### Destilación del Aceite Producto a Alta Presión.

La bomba de carga a la torre de alta presión, GA-202, succiona del fondo de la columna atmosférica y lleva el producto hacia el vaporizador de servicio EA-209 donde es calentado por circulación de gasóleo caliente. Un controlador automático sobre la salida de la corriente de proceso mantiene la temperatura de dicho fluido por estrangulamiento del flujo de gasóleo que entra a este equipo. El caudal de alimentación a la columna de alta presión es regulado por un controlador automático que mantiene un nivel estacionario en la torre de vaporización atmosférica de la primera etapa de eliminación de disolvente.

A medida que la mezcla de aceite producto caliente entra a la columna de alta presión (aproximadamente 45 psia), el solvente que trae consigo se evapora, pasa a formar parte de la corriente del dg

mo de esta unidad, y retorna al recipiente e almacenamiento de solvente seco (FA-102) después de haber sido enfriado en el intercambiador de proceso EA-204 y en el de servicio EA-208.

#### Tercera Etapa de Eliminación de Solvente .

Los fondos de la columna de alta presión fluyen por gradiente de presión hacia el interior de la torre de vaporización de la tercera etapa de eliminación de solvente, DA-204, alcanzando la presión requerida para la vaporización del disolvente (16.5 psia) al hacérsele pasar por una válvula de expansión antes de entrar a esta unidad. El flujo es controlado automáticamente por un control de nivel localizado en el fondo de la columna de alta presión. Los vapores de disolvente que son flasheados en esta torre también retornan al acumulador de solvente seco previa rectificación con reflujo de solvente seco en la sección superior del equipo de destilación.

#### Rectificación del Aceite Producto .

Los fondos de la columna de vaporización a alta presión fluyen al interior de la sección superior de la unidad de destilación por arrastre de vapor, DA-203. El caudal de alimentación a este equipo es regulado por un control de nivel colocado en el fondo de DA-204.

A medida que el aceite fluye corriente abajo sobre los platos de la torre DA-203, es rectificado con vapor sobrecalentado que se inyecta justo arriba del nivel de líquido en la parte baja de esta unidad.

La columna de destilación por arrastre consta de dos secciones, la zona de stripping donde se lleva a cabo el despojamiento de solvente utilizando vapor de agua como medio de arrastre, y la sección de enriquecimiento donde se introduce disolvente húmedo como reflujo de rectificación de la fase vapor separada (mezcla Mek-Tol-Agua).

#### Secado a Vacío del Aceite Producto .-

El aceite lubricante proveniente del fondo de la columna de despojamiento de solvente (DA-203), el cual contiene humedad que absorbe de la corriente de vapor sobrecalentado, puede ser deshidratado en la columna secadora a vacío, DA-205. Cuando esta operación es



llevada a cabo, la corriente de fondo de la unidad DA-203 fluye - por diferencial de presión a la sección superior de la columna de presión reducida (30 a 40 mm Hg). El vacío es aplicado por medio de un eyector de tres etapas que remueve efectivamente la humedad del aceite .

La corriente de fondo de la columna de secado que contiene aceite libre de disolvente y agua es succionada por la bomba de aceite producto, GA-204, que lo envía a almacenamiento después de atravesar los intercambiadores EA-202 y EA-205, donde se enfría .

#### vii.2.7.2.- Recuperación de Parafina Blanda .-

El filtrado de fraccionamiento de cera (corriente número 92) - constituido por aceite y parafinas de bajo punto de fusión diluidos en solvente que han sido removidos de la parafina primaria en FF-102, es recolectado en el receptor de filtrado "B", FA-109. La bomba GA-108 succiona de este recipiente y descarga como sigue:

1).- Una corriente ramificada es recirculada bajo control de flujo como dilución de la parafina primaria <sup>83</sup> antes de que esta entre al enfriador final de doble tubo, EA-108-B .

2).- La corriente principal (número 84) se manda a la sección anular de los intercambiadores de doble tubo (EA-107) como medio de enfriamiento para la parafina primaria diluida que avanza hacia FF-102 por la tubería interior de tales equipos. El flujo de filtrado a través de estos intercambiadores es regulado por un controlador de flujo que recibe instrucciones del control de nivel localizado en FA-109 .

3).- A la salida de los intercambiadores de doble tubo, EA-107, el filtrado de fraccionamiento se hace pasar a través del intercambiador de calor EA-111 donde enfría la corriente de solvente húmedo que se utiliza posteriormente para dilución incremental. Un controlador automático regula la temperatura del solvente húmedo desviando parte del flujo de filtrado hacia un bypass alrededor de EA-111.

La parafina diluida (corriente número 84) entra después al recipiente de almacenamiento (FA-115) antes de ser enviada a la sección de recuperación.

#### Destilación Atmosférica de la Parafina Blanda Diluida.

La bomba GA-205 succiona del recipiente FA-115 y descarga el filtrado de fraccionamiento a través del tren de intercambio de calor de la sección de recuperación de parafina blanda del cual sale con la temperatura y calidad requerida para llevar a cabo la primera etapa de eliminación de solvente en la columna de vaporización atmosférica, DA-206. Dicho tren de intercambiadores de proceso está constituido de la siguiente manera :

1).- Un precalentador de carga, EA-210, donde la parafina blanda diluida se calienta por medio de los vapores que provienen del domo de DA-206.

2).- Un intercambiador de servicio, EA-211, donde el filtrado se calienta utilizando parafina blanda producto (libre de disolvente y agua) que va hacia almacenamiento.

3).- Dos vaporizadores atmosféricos: de proceso, EA-212, donde la porción principal de disolvente que trae consigo el filtrado de fraccionamiento se vaporiza. El calor es suministrado por los vapores de disolvente caliente provenientes de la columna de destilación a presión elevada; y vaporizador de servicio, EA-213, en el que la parafina blanda diluida se calienta por medio de vapor de - 260 psia .

El flujo hacia los dos últimos equipos, colocados en paralelo, es controlado automáticamente como en el tren de vaporización de aceite diluido.

La parafina blanda diluida caliente entra a la columna de vaporización atmosférica donde la mayor parte del agente desparafinante se evapora, y después de ser condensado y enfriado en EA-210 y EA-214 retorna al recipiente de almacenamiento de solvente seco.

En la sección superior de EA-206 se proporciona reflujo con el solvente seco bajo control automático, corriente 165.

solvente seco bajo control automático, corriente 165.

La fracción vaporizada durante la primera etapa de eliminación de solvente es de alrededor del sesenta por ciento molar.

#### Destilación a Presión Elevada de la Parafina Blanda.

El producto de fondo de la columna de vaporización atmosférica es transferido por la bomba GA-206 al vaporizador EA-213 que utiliza gasóleo como servicio. Un controlador automático a la salida de este equipo regula la temperatura de salida de la corriente de proceso por estrangulamiento del flujo de gasóleo que atraviesa dicho intercambiador. El flujo de parafina blanda diluida hacia la columna de alta presión (aproximadamente 45 psia) es controlado por un regulador automático de nivel que mantiene una altura de líquido estacionaria en DA-206.

La parafina blanda caliente entra a la torre de alta presión donde casi todo el disolvente se vaporiza. Un controlador de presión en el domo de la columna mantiene una presión constante de 45 psia por estrangulamiento del flujo de disolvente seco que abandona el condensador de servicio EA-216.

La temperatura de operación en el domo de esta columna es regulada por un controlador automático que manda información a la línea de reflujo de disolvente seco (corriente 164) que es alimentado en la sección de rectificación de este equipo,

#### Rectificación de la Parafina Blanda.

Los fondos de la torre de destilación a alta presión fluyen gracias al gradiente de presiones hacia la columna de destilación por arrastre de vapor de parafina blanda, DA-208, la cual opera aproximadamente a 14.7 psia. El flujo es controlado por un regulador de nivel en el fondo de DA-207.

Vapor de rectificación de 260 psia se inyecta por el fondo de la unidad de manera que puedan ser removidas las trazas de disolvente que trae consigo la parafina blanda. La corriente de fondo -

caliente es enviada por medio de GA-207 al tren de intercambiadores donde al atravesar EA-209 se enfría, pasando después a almacenamiento en FB-202, desde donde es bombeada a mezclado para aceite combustible o como carga a cracking catalítico.

La temperatura en la columna despojadora, DA-208, se mantiene constante por un controlador automático en la corriente de domo - (disolvente húmedo evaporado) que estrangula la línea de solvente húmedo que recibe como reflujo en la sección de enriquecimiento.

#### vii.2.7.3.- Sistema de Recuperación de Parafina Dura.

La parafina dura desaceitada diluida que se obtiene de los - filtros de rectificación (FF-103) es llevada por medio de la bomba GA-207-B hacia un calentador de servicio, EA-112, donde, por medio de vapor, se le hace alcanzar una temperatura suficientemente elevada para recircularla al colector de parafina dura (FA-111) que se encuentra a la salida de FF-103. Con esta recirculación caliente se consigue la fluidez necesaria para que, mediante GA-107 -B, se transfiera la corriente de proceso al recipiente de almacenamiento FA-113.

La temperatura de la parafina dura diluida a la salida de EA-112 fluctúa entre 130 y 170°F, según el grado del aceite procesado. Dicha temperatura es controlada estrangulando el flujo de vapor de agua alimentado a dicho equipo como medio de calentamiento. Un control de flujo sobre la línea de recirculación regula el caudal de esta corriente (número 98).

Una vez saliendo del sistema de recirculación, la parafina dura diluida fluye a través de una línea que la conduce al recipiente de almacenamiento FA-113, desde donde se distribuye hacia la sección de recuperación, la cual se describe como de características similares al sistema de eliminación de solvente de la parafina blanda, existiendo la ligera variante de que en el tren de vaporización de la carga de parafina dura diluida se prevé un intercambio de calor entre esta corriente y el producto libre de

disolvente en un intercambiador de proceso (EA-219), en lugar de utilizarse un calentador de servicio como en el caso de las para finas blandas.

#### vii.2.8.- Sistema de Recuperación y Secado del Agente Desparafinante.

El disolvente separado en los tres sistemas de recuperación de productos retorna al recipiente de almacenamiento FA-102 para reutilización en la unidad.

La mayor porción del disolvente recuperado por el domo de las columnas de vaporización (DA-201, DA-202, DA-204, DA-206, DA-207, DA-209 y DA-210) regresa al compartimiento de disolvente seco de FA-102; sin embargo, cuando se utiliza agente desparafinante húmedo para dilución, se obtiene una corriente mezcla de disolventes (Mek y Tol) y agua por el domo de las columnas de vaporización correspondientes a la destilación de las parafinas dura y blanda, mientras que con el aceite lubricante se obtiene siempre disolvente seco. Esto es debido al hecho de que el agua presente en el disolvente húmedo que se utiliza en las etapas iniciales de dilución se congela durante la filtración primaria, obteniéndose un filtrado (aceite desparafinado diluido) completamente libre de humedad.

Las líneas de vapor sobrecalentado (corrientes 125, 139 y 150) que se utilizan como medio de arrastre en las columnas despojadoras (DA-203, DA-208 y DA-211) constituyen la fuente principal de agua en los sistemas de recuperación. Los productos de domo de dichos equipos, corrientes número 124, 135 y 149, están conformadas por mezclas de agua ricas en disolvente que se unen en un cabezal común (corriente 170) para efectuar la recuperación del agente desparafinante que contienen.

La corriente 170, en estado vapor, se hace pasar a través de un enfriador de servicio donde se condensa al transferirle su ca

lor al agua de enfriamiento que fluye dentro de dicho equipo. Al condensarse, la corriente de proceso forma dos fases líquidas inmiscibles entre sí:

- 1).- Fase acuosa : mezcla binaria de metil-etil-cetona y agua -- con composición correspondiente a la miscibilidad máxima de Mek en agua a 130 F que es la temperatura de operación de FA-202 .
- 2).- Fase orgánica : mezcla ternaria Mek-Tol-Agua cuya composición corresponde a la miscibilidad máxima del agua en un disolvente orgánico binario formado por Mek y tolueno a 130 F.

La fase acuosa se asienta en la pierna inferior del recipiente y por medio de una bomba se hace fluir hacia la columna de destilación por arrastre, DA-213, en la que una corriente de vapor de 50 psia y 300 F inyectada por el fondo de esta unidad separa los restos de disolvente como una corriente de vapor rica en agente desparafinante -- por el domo de la torre, mientras que por el fondo de la misma se obtiene un fluido residual constituido casi exclusivamente por agua líquida que se manda a drenaje .

El flujo de alimentación de la fase acuosa (sistema binario Mek-agua) a la columna de destilación por arrastre (o Columna de Despojamiento de Disolvente), DA-213, es regido por un control automático de nivel localizado en la pierna de separación de fases de FA-202 .

La inyección del vapor de rectificación es hecha bajo control de flujo, el cual es resetado automáticamente por un regulador de temperatura que mantiene el valor de esta variable abajo del punto de ebullición del agua en la corriente del domo de la torre. Esta última corriente es posteriormente mezclada con el producto de domo de DA-212 y con el cabezal de solvente húmedo (corriente 170) en fase vapor, para pasar a condensación dentro de EA-220, y retornada a FA-202 donde nuevamente se separan las dos fases .

La fase orgánica que se obtiene en FA-202 es transferida mediante bombeo con GA-212, bajo control de flujo (que a su vez regula el nivel de operación en el tanque separador de fases), a la columna -- fraccionadora DA-212, donde se lleva a cabo el secado del solvente.

La alimentación a DA-212 es una mezcla ternaria Mek-Tol-Agua que

es separada dando lugar a un producto de domo con composición cercana a la azeotrópica, y un residuo líquido completamente libre de agua.

El destilado se recoge en fase vapor para ser integrado a las corrientes 170 y 172 junto con las cuales condensa en EA-220. Para obtener el producto de domo en fase vapor se utiliza un condensador -- parcial, EA-222, con servicio de agua de enfriamiento.

La corriente de solvente seco que se recupera por el fondo se integra al inventario en FA-102, pasando antes a través de un intercambiador de servicio (EA-224) donde se enfría hasta 100 F.

Una corriente que denominamos de "solvente de balance", corriente número 169, se añade a FA-202 con el objeto de ajustar los balances en todo el circuito de recuperación y secado de agente desparafinante y mantener la operación de las columnas DA-212 y DA-213 al mismo nivel térmico, independientemente del tipo de aceite lubricante -- en procesamiento.

La composición y flujo de esta corriente es determinada en el momento de la realización de los balances de materia que se presentan en el inciso viii.4.5. Según los resultados obtenidos, se trata de -- una mezcla binaria de metil-etil-cetona y tolueno de composición variable (respecto al tipo de aceite en tratamiento), la cual debe ser llevada a la temperatura de operación de FA-202 (130 F).

Con el fin de lograr el suministro de la corriente 169, cerca de los límites de batería de la unidad desparafinadora se instalará un segundo tanque de recepción, mezclado y almacenamiento de disolvente, FA-204 (el primero de este tipo es FA-101 donde se prepara el agente desparafinante que se utiliza para dilución y lavado). Este tanque, al igual que FA-101 tendrá tres compartimientos, en dos de los cuales se almacenarán Mek y Tol que se reciben en carro-tanque, -- mientras que el tercero servirá para la preparación de la carga de -- solvente de balance.

Una vez preparado el solvente de balance, según los requerimientos del hidrocarburo en procesamiento, se transfiere dicha corriente al tanque de balance, FA-205, donde a partir del cual, por medio de

la bomba GA-215 y bajo control de flujo, se envía a FA-202 pasando antes por un intercambiador de servicio donde se calienta hasta alcanzar la temperatura especificada de 130 F .

### vii.3.- Circuitos de Servicios Auxiliares en la Unidad Desparafinadora .

En este apartado se hace una breve descripción de los sistemas de circulación de los servicios auxiliares especiales que demandará la unidad de desparafinado a la planta de servicios auxiliares, los cuales son : Gasóleo, Propano y Gas Inerte (CO<sub>2</sub>).

#### vii.3.1.- Gas Inerte .

Con el fin de prevenir la formación de mezclas explosivas en los equipos de la unidad de desparafinado, es necesario usar gas inerte para la hermetización de tanques, receptores de filtrado y filtros .

El gas inerte es producido en un generador de Gas, el cual quemamos queroseno bajo condiciones de combustión controlada para producir una corriente en fase gaseosa con un contenido mínimo de oxígeno y anhídrido carbonoso .

Este gas fluye desde el generador a un recipiente de regulación (primer gas holder representado en el diagrama P-102) de mil pies cúbicos de capacidad. Un compresor de alta presión toma succión de este contenedor y descarga el gas a una presión de aproximadamente 100 psig .

El gas inerte de alta presión es utilizado en los siguientes servicios :

- 1.- Para la hermetización de los tanques de almacenamiento de solvente (Furfural) de la unidad desaromatizadora después de reducción de presión .
- 2.- Para hermetización del tanque de acumulación de gasóleo, FB-104, diagrama de flujo P-201 .
- 3.- Para soplado, durante las operaciones de limpieza de los intercambiadores de tubos concéntricos con raspadores internos .
- 4.- Como reposición para el gas holder de 5 000 ft<sup>3</sup> de capacidad que alimenta a la unidad desparafinadora .



### Circulación y Enfriamiento del Gas Inerte .-

Un gas holder de cinco mil pies cúbicos de capacidad sirve como fuente de gas inerte a la unidad de desparafinado. El receptor de gas esta equipado con un controlador de nivel (no representado en el diagrama de flujo P-102) el cual mantiene un nivel específico por regulación de la abertura de la válvula de control sobre la línea de alta presión de gas inerte.

Un compresor centrífugo succiona del tanque contenedor de gas inerte en un punto de la línea de succión en que se conecta con una línea proveniente de los recipientes acumuladores de filtrado FA-105, FA-109 y FA-112, provocando entonces un vacío en estos equipos que a su vez hacen vacío dentro de los filtros respectivos. La condición de presión reducida en los equipos de filtración es controlada por regulación de las tres válvulas de filtrado con que están equipados.

La descarga del compresor centrífugo llega a un enfriador de servicio, produciéndose gas inerte a la temperatura de las operaciones de fraccionamiento y desaceitado, el cual se utiliza como gas de soplado para la remoción de la pasta de cera asentada en las mallas de los filtros FP-102 y FP-103.

Una ramificación entra al postenfriador de servicio donde el gas inerte es enfriado hasta la temperatura a la que se lleva a cabo la filtración primaria; aquí la mayor porción del vapor de solvente y agua es condensada y drenada.

El medio de enfriamiento en los dos intercambiadores de servicio es propano líquido, y la temperatura de salida del gas inerte en ambos casos es controlada por regulación de la evaporación del fluido de servicio utilizando una válvula de estrangulamiento localizada en la línea de vapor.

El gas inerte frío (aproximadamente 3 psig) es enviado al filtro de desparafinado donde remueve la parafina primaria del interior del equipo.

### Líneas de Balance de Presión Hacia los Filtros.-

Otra línea de balance de gas inerte tomada a la salida del gas holder avanza hacia los siguientes equipos para hermetización :

- 1.- Receptores de aceite producto diluido (FA-201), de parafina blanda diluida (FA-115), y de parafina dura diluida (FA-113).
- 2.- Recipiente de homogeneización de parafina primaria caliente, FA-106.
- 3.- Recipiente de acumulación de solvente seco y solvente húmedo, FA-102.
- 4.- Receptores de filtrado primario (FA-105), parafina blanda - diluida fría o filtrado "B" (FA-109), y de filtrado "C" - - (FA-112).
- 5.- Recipientes de almacenamiento y preparación de mezclas Mek-Tol, FA-204 y FA-201.
- 6.- Recipiente de separación de fases de mezclas ternarias Mek-Tol-Agua, FA-202,
- 7.- Recipiente de Solvente de Balance, FA-205.

### vii.3.2.- Gasóleo.-

Durante la etapa de eliminación de solvente a alta presión, se requiere, para lograr la separación deseada del agente desparafinante en fase vapor, elevar la temperatura del sistema ternario Mek-Tol - Hidrocarburo hasta un nivel térmico en el cual el uso de vapor de media presión se hace restrictivo.

La utilización de gasóleo como medio de calentamiento permite - llevar a cabo la segunda etapa de eliminación de disolvente a 45 psia y a las temperaturas reclamadas por el porcentaje de vaporización deseado a este nivel de presión .

El circuito de gasóleo es sencillo :

El gasóleo, que es producido en la misma refinería, se calienta en un calentador a fuego directo que utiliza combustóleo o gas natural como combustible. Una vez caliente, el gasóleo pasa a los calentadores de productos de fondo de las columnas de primera etapa de vaporización, EA-209, EA-217 y EA-225, donde se enfría al transferir su calor al fluido de proceso, pasando posteriormente al calentador a fuego directo donde nuevamente se lleva al nivel térmico adecuado para ser usado otra vez como medio de calentamiento .

La carga inicial de gasóleo al calentador se provee a partir de un tanque de almacenamiento que después mandará gasóleo de reposición a dicho equipo .

### vii.3.3.- Propano.-

El refrigerante para la unidad de purificación es propano líquido, el cual será recibido por carro-tanque y descargado al interior de un recipiente acumulador.

El propano líquido fluye desde dicho equipo hacia un recipiente de menor presión que actúa como economizador. El vapor de propano - flashado en esta unidad se conecta a la primera etapa de succión - del compresor. Un nivel estacionario es mantenido en el economizador por un controlador de nivel que regula el flujo de propano líquido al interior del equipo. Este tanque flash estará equipado con una alarma por alto nivel, la cual prevendrá contra la invasión de propano líquido a la línea de vapor, por cierre tanto de la válvula de control de nivel sobre la corriente que alimenta al recipiente, como de la válvula de la línea de vapor de propano saliente.

#### Propano para Enfriadores de Disolvente.-

Propano líquido saturado procedente del recipiente economizador fluye a través de los enfriadores de solvente, en serie desde EA-109-A hasta EA-109-E. El flujo es mantenido por gradiente de presiones. Cada enfriador de solvente es equipado con un controlador de nivel para mantener la altura deseada de propano líquido en el interior del equipo. El vapor de propano producido en cada enfriador va a diferentes etapas de succión del compresor de refrigerante. Cada enfriador de solvente es equipado con alarmas por alto nivel que operan en la misma manera que la alarma de nivel colocada en el economizador.

#### Propano para Enfriadores de Parafina Primaria y de Aceite Ceroso Diluido.-

Propano líquido se alimenta como servicio de enfriamiento a los enfriadores de parafina primaria EA-108 y de carga de aceite ceroso diluido EA-104. La corriente de propano puede ser tomada a partir de cualquiera de los puntos de la línea de flujo de propano líquido a través del tren de enfriamiento EA-109. El punto particular de la ramificación dependerá de los requerimientos de enfriamiento del

fluido de proceso en tratamiento .

Cada enfriador será equipado con un controlador de nivel que - mantendrá la altura de propano deseada por regulación del flujo de propano al interior de un recipiente de servicio localizado arriba de cada enfriador. El vapor de propano producido durante el intercambio de calor es estrangulado para controlar la temperatura de - salida de la corriente de proceso y posteriormente avanza hacia la primera etapa de succión .

El compresor de propano es una unidad centrífuga guiada por una turbina con seis etapas de succión. Las diferentes etapas de - succión reciben vapor de propano a distintos niveles de presión y - temperatura, favoreciendo una operación estable .

Con la finalidad de mantener la estabilidad de la operación, un controlador-indicador de flujo será instalado en cada línea de succión, excepto la correspondiente a la primera etapa. Dichos controladores operarán a un flujo mínimo de vapor y mantendrán la estabilidad del compresor por apertura de sus respectivas válvulas de control para admitir propano en fase vapor proveniente del acumulador de refrigerante.

La primera etapa es regulada por dos controladores de presión.- Uno de ellos regula la velocidad del compresor por estrangulamiento del vapor que llega a la turbina motriz, mientras que el otro mantiene una condición estable a velocidad mínima y baja presión de - succión por apertura de una válvula de control que admite flujo de reposición de vapor de propano (para la primera etapa de succión) - proveniente del acumulador de refrigerante .

El compresor centrífugo descarga vapor de propano comprimido - que es condensado en los condensadores de refrigerante y retorna al acumulador de propano .

## Capítulo VIII.- Caracterización de Corrientes de Proceso y - Condiciones de Operación: .

Los balances de materia y energía que conforman este capítulo han sido asentados en conformidad con las bases de diseño desarrolladas en el capítulo VI y la descripción de flujo de proceso del capítulo VII .

Para la realización de dichos balances se consideró a la unidad desparafinadora dividida en las siguientes secciones :

A.- Sección de Tratamiento.- Constituida por los Sistemas de -  
Procesamiento que se citan a continuación :

- a.1.- Tren de dilución-enfriamiento del aceite ceroso hacia -  
desparafinado .
- a.2.- Sistema de Filtración Primaria .
- a.3.- Tren de recristalización-fraccionamiento de parafina pri-  
maria .
- a.4.- Sistema de desaceitado de parafina dura .
- a.5.- Sistema de enfriamiento del agente desparafinante .

B.- Sección de Recuperación de Productos.- Conformada por los  
siguientes Sistemas de Procesamiento :

- b.1.- Primera etapa de vaporización a baja presión .
- b.2.- Vaporización a alta presión .
- b.3.- Segunda etapa de vaporización a baja presión .
- b.4.- Rectificación con vapor vivo .
- b.5.- Sistema de secado del aceite desparafinado .
- b.6.- Sistema de recuperación y secado del agente desparafinan-  
te .

A lo largo del desarrollo del presente capítulo se establecen los flujos, composiciones, temperaturas, entalpías y presiones de operación de cada una de las corrientes de proceso. Información -  
que es necesaria para el diseño mecánico de los equipos industria-  
les de la unidad desparafinadora .

Cada uno de los equipos que se especifiquen en este capítulo deberán ser dimensionados de manera que permitan el tratamiento de todas las clases de materia prima que se alimenten a la planta industrial.

El capítulo consta de cinco incisos:

En el primero de ellos se presentan los balances de materia para la sección de tratamiento, para lo cual se dispone de la información de ensayos a escala planta piloto y laboratorio para la materia prima actual (mezcla Istmo/Maya) y de algunos datos de operación con lubricantes recuperados de crudo Pozóleo provenientes de las instalaciones industriales de la Refinería de Salamanca.

En viii.2 se detallan los métodos utilizados para la resolución de los balances de energía en la sección de tratamiento.

En el tercer inciso se hace un resumen tabular de los datos de operación obtenidos a partir de los cálculos realizados en viiii.1 y viiii.2.

En viiii.4 se describen las secuencias de cálculo empleadas para la caracterización de las corrientes de proceso (balances de materia y energía) en los sistemas de recuperación de productos. Mientras que en el quinto inciso se especifican las características térmicas de las corrientes de proceso en las redes de intercambio de calor que forman parte de la sección de recuperación.

Finalmente en viiii.6 se presenta el resumen tabulado de los balances de materia y energía para toda la sección de recuperación de productos.

#### viii.1.- Balance de Materia para la Sección de Tratamiento .

Se realizó este balance en conformidad con los resultados de rendimientos y relaciones de dilución y lavado en % Vol. que se reportaron en el capítulo V (tablas v.4.t-3 y v.4.t-5), así como con las propiedades físicas de aceites y parafinas presentadas en las tablas v.4.t-2 y v.4.t-4 .

Por comodidad los balances fueron efectuados tomando los caudales de las corrientes de proceso en porcentaje en volumen, base carga de alimentación de aceite desaromatizado, debido a que los datos de las tablas citadas arriba vienen expresados en dichas unidades.

Las figuras viii.1.f-(1, 2 y 3) muestran las consideraciones adicionales que en cada etapa de filtración fueron tomadas en cuenta para la caracterización del flujo de las corrientes de proceso en torno a cada uno de los filtros .

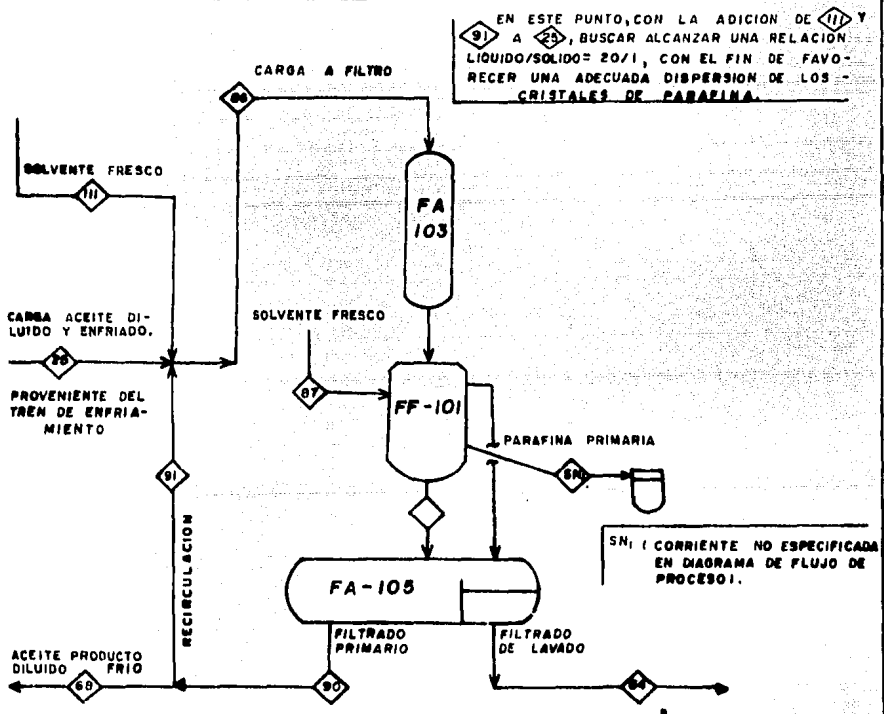
Los resultados del tratamiento de los aceites Neutro Ligero, Neutro, Neutro Pesado, Pesado y Cilindros, se presentan en las tablas de las páginas viii.p-(12 a 21).

No se realizaron los balances para aceites tipos Tecno1 y Husos por carecer de la información suficiente para establecer las condiciones de operación de estos lubricantes a nivel industrial. De cualquier manera, en el momento en que se dispusieran de los datos faltantes, se podrían fijar las condiciones de procesamiento en la planta desparafinadora para estos hidrocarburos, de tal forma que los equipos que se van a especificar en este capítulo, también puedan ser utilizados para el tratamiento de estos tipos de materia prima .

Las corrientes SN-1, SN-2 y SN-3 no habían sido especificadas en el diagrama de proceso del capítulo VII por ser flujos internos de los filtros, sin embargo, debido a que son de gran importancia en la realización de los balances de materia, se consideró adecuado darles la numeración con que aparecen en las representaciones esquemáticas de las páginas viii.p-4, 5 y 6 .

a).- **BALANCE DE MATERIA PARA LA SECCION DE FILTRACION-DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRICANTE.**

**ACEITE: CONSIDERACIONES GENERALES**



NOTAS:

- 1).- INTRODUCIR UNA MINIMA CANTIDAD DE DISOLVENTE FRESCO EN  $\diamond 11$  PARA REDUCIR REQUERIMIENTOS DE SOLVENTE DE REPOSICION.
- 2).- FA-105 CON MAMPARA Y DERRAMADERO MOVIL EN SECCION DE SOLVENTE DE LAVADO PARA INTEGRAR ESTA CORRIENTE A LA DE FILTRADO PRIMARIO CUANDO ES NECESARIO.

VIII.1.1.- **CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL ESTABLECIMIENTO DE LOS BALANCES DE MATERIA EN TORNO A LOS SISTEMAS DE FILTRACION CONTINUA**

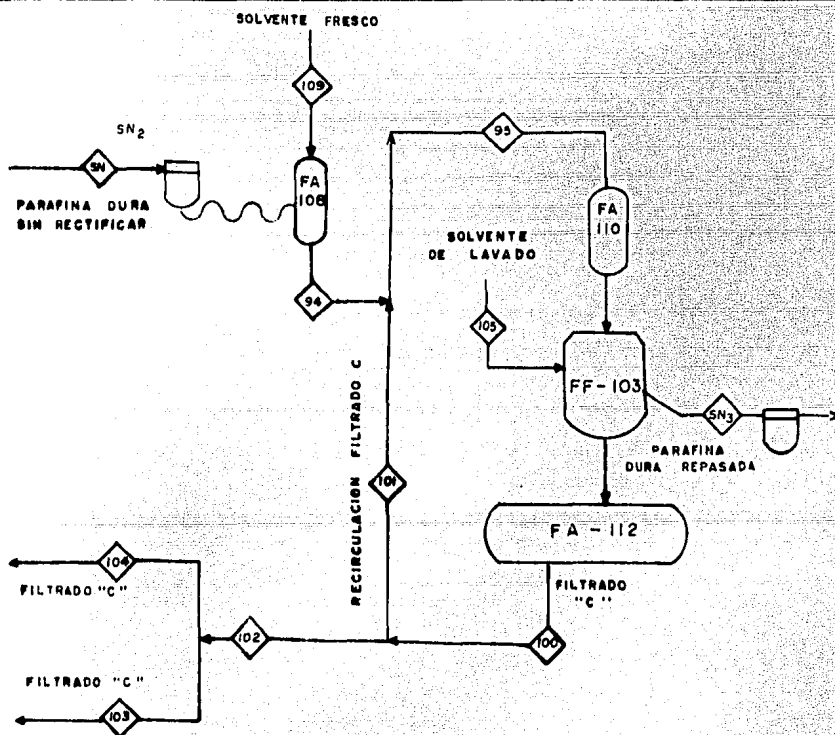




c)

## BALANCE DE MATERIA PARA LA SECCION DE FILTRACION-RECTIFICACION DE PARAFINA DURA

ACEITE: Consideraciones Generales.



NOTA: FILTRADO "C" ES UTILIZADO COMO DILUCION DE LA PARAFINA SIN RECTIFICAR ADEMÁS DE LOS USOS SEÑALADOS EN EL BALANCE ANTERIOR.

VIII.9-3.- CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL ESTABLECIMIENTO DE LOS BALANCES DE MATERIA EN TORNO A LOS SISTEMAS DE FILTRACION CONTINUA.

Para la obtención del caudal volumétrico (en barriles por día) basta multiplicar los datos reportados en las páginas viii.p-(12 a 21) por la capacidad de diseño para la sección de tratamiento de la unidad desparafinadora que corresponde a 11 069,39 BPD.

Las interrelaciones entre los caudales de las corrientes de proceso de la sección de tratamiento a partir de las cuales se construyen las tablas de las páginas viii.p-(12 a 21) son las siguientes:

Ecuaciones Generales para Balance de Materia en la Sección de Tratamiento :

A.- Etapa de Dilución-Enfriamiento de la carga cerosa.-

1.- Dilución Inicial :

$$\diamond 1 + \diamond 40 = \diamond 2 \quad \diamond 2 + \diamond 91 = \diamond 3$$

2.- División de la Corriente Principal :

$$\diamond 3 = \diamond 4 + \diamond 5 + \diamond 6$$

3.- Dilución Incremental :

a) con solvente húmedo.-

$$\diamond 4 + \frac{1}{3} \diamond 63 = \diamond 7 \quad \diamond 5 + \frac{1}{3} \diamond 63 = \diamond 8 \quad \diamond 6 + \frac{1}{3} \diamond 63 = \diamond 9 \quad \diamond 7 = \diamond 8 = \diamond 9$$

b) con disolvente seco (60, 70).-

$$\diamond 7 + \diamond 43 = \diamond 10 \quad \diamond 8 + \diamond 44 = \diamond 11 \quad \diamond 9 + \diamond 45 = \diamond 12 \quad \diamond 10 = \diamond 11 = \diamond 12$$

c) con solvente seco (30, 40).-

$$\diamond 10 + \diamond 47 = \diamond 13 \quad \diamond 11 + \diamond 48 = \diamond 14 \quad \diamond 12 + \diamond 49 = \diamond 15 \quad \diamond 13 = \diamond 14 = \diamond 15$$

d) con filtrado primario.-

$$\diamond 13 + \diamond 65 = \diamond 16 \quad \diamond 14 + \diamond 66 = \diamond 17 \quad \diamond 15 + \diamond 67 = \diamond 18 \quad \diamond 16 = \diamond 17 = \diamond 18$$

e) con solvente seco (5, 15).-

$$\diamond 16 + \diamond 55 = \diamond 19 \quad \diamond 17 + \diamond 54 = \diamond 20 \quad \diamond 18 + \diamond 53 = \diamond 21 \quad \diamond 19 = \diamond 20 = \diamond 21$$

f) con disolvente seco (-15, 00).-

$$\diamond 19 + \diamond 60 = \diamond 22 \quad \diamond 20 + \diamond 59 = \diamond 23 \quad \diamond 21 + \diamond 58 = \diamond 24 \quad \diamond 22 = \diamond 23 = \diamond 24$$

4.- Reunificación de Corrientes :

$$\diamond 22 + \diamond 23 + \diamond 24 = \diamond 25 \quad = \text{entrada a circuito de filtración primaria.}$$

B.- Etapa de Filtración-Desparafinado (filtración primaria) :

1.- Dilución de la carga con solvente frío  $\diamond 11$  y filtrado recircu-

lado  $\diamond 91$  para favorecer dispersión de los cristales de parafina.-  
 $\diamond 26 + \diamond 111 + \diamond 91 =$  alimentación de aceite ceroso diluido a  
 filtro de desparafinado FF-101 =  $\diamond 86$

2.- Lavado con Solvente Frío =  $\diamond 87$

3.- Carga Total al filtro primario =  $\diamond 86 + \diamond 87$

4.- Total Saliendo del Filtro :

filtrado primario  $\diamond 90$  + filtrado de lavado  $\diamond 64$  + parafina pri-  
 maria  $\diamond 5N_1$  = flujo total de salida de FF-101 .

$\diamond 64 + \diamond 66 + \diamond 68 =$  filtrado de lavado para dilución incremental =  $\diamond 67$

5.- Distribución de Filtrado Primario ( $\diamond 90$ ) :

$\diamond 90 =$  filtrado recirculado  $\diamond 91$  +  $\diamond 68$  filtrado a sección de en-  
 friamiento de aceite y solvente.

6.- Distribución del Filtrado de Enfriamiento ( $\diamond 68$ ) :

$\diamond 68 = \diamond 71$  filtrado para enfriamiento de aceite +  $\diamond 69$  filtrado  
 frío hacia tren de enfriamiento de solvente .

$\diamond 71 = \diamond 72 + \diamond 73 + \diamond 74$  ;  $\diamond 72 = \diamond 73 = \diamond 74$  ;  $\diamond 72 + \diamond 73 + \diamond 74 = \diamond 75$

$\diamond 75 + \diamond 69 = \diamond 70 =$  [corriente hacia almacenamiento de aceite produc-  
 to diluido.]

C.- Recristalización-Fraccionamiento de Parafina Primaria.-

1.- Dilución con filtrado "C" ( $\diamond 103$ ) y con parafina primaria calien-  
 te recirculada ( $\diamond 79$ ) :

$\diamond 5N_1 + \diamond 103 + \diamond 79 = \diamond 76 =$  parafina primaria diluida a homogeneización .

2.- Circuito de Homogeneización.-

by pass de recalentamiento =  $\diamond 78$  ;  $\diamond 76 = \diamond 77 + \diamond 78$  ;  $\diamond 77 + \diamond 78 = \diamond 80$

recirculación de parafina primaria caliente =  $\diamond 79$

total saliendo del circuito de homogeneización =  $\diamond 81 = \diamond 80 - \diamond 79$

3.- Carga de Parafina Primaria a Filtro de Fraccionamiento ( $\diamond 82$ ),-

$\diamond 82 = \diamond 81 + \diamond 83$  recirculación de filtrado "B".

4.- Carga Total a Filtros de Fraccionamiento :

total entrando a filtros "B" =  $\diamond 82 + \diamond 104$  filtrado "C" para lava-  
 vado +  $\diamond 105$  solvente frío para lavado .

5.- Total Saliendo de Filtros "B".-

=  $\diamond 5N_2$  parafina dura sin rectificar +  $\diamond 93$  filtrado "B" .

6.- Distribución de Filtrado "B".-

$\diamond 93 = \diamond 63$  recirculación a corriente de parafina primaria que -  
 entra a FF-102 +  $\diamond 84$  parafina blanca producto diluida .

D.- Sistema de Rectificación (Desaceitado) de Parafina Dura -  
( $5N_2$ ).

1.- Dilución de Parafina Dura no Rectificada:

$$\diamond 5N_2 + \diamond 109 \text{ solvente frío} = \diamond 94$$

$$\diamond 94 + \diamond 101 \text{ recirculación de filtrado "C" = carga de parafina dura diluida fría a filtros "C" = } \diamond 95$$

2.- Total entrando a FE-103:

$$\diamond 95 + \diamond 105 \text{ solvente frío para lavado} = \text{carga total a filtros de desaceitado.}$$

3.- Total saliendo de FE-103:

$$= \diamond 96 \text{ filtrado de desaceitado} + \diamond 5N_2 \text{ parafina dura producto diluida fría.}$$

4.- Composición y Distribución del Filtrado "C":

$$\diamond 96 + \diamond 107 \text{ reposición con solvente frío} = \text{total filtrado "C" = } \diamond 100$$

$$; \diamond 100 = \diamond 101 + \diamond 102 ; \diamond 102 = \diamond 103 + \diamond 104.$$

5.- Calentamiento de Parafina Dura Diluida y Almacenamiento Final:

$$\diamond 5N_2 + \diamond 98 \text{ recirculación de parafina dura tibia} = \diamond 97 \text{ parafina dura entrando a EA-102.}$$

$$\diamond 97 - \diamond 98 = \diamond 99 = \text{parafina dura diluida hacia almacenamiento} = \diamond 5N_2$$

E.- Sistema de Enfriamiento del Agente Desparafinante.-

1.- Distribución de Solvente Seco:

$$\diamond 27 \text{ total de solvente seco utilizado en la unidad} = \diamond 28 \text{ disolvente seco para reflujo en columnas de vaporización de la sección de recuperación de productos} + \diamond 29 \text{ solvente seco para dilución y lavado.}$$

2.- Producción y Distribución de solvente seco para dilución inicial.-

$$\diamond 39 \text{ solvente seco para dilución inicial} = \diamond 29 - \diamond 31 ;$$

$$\diamond 39 = \diamond 40 + \diamond 41 .$$

3.- Producción y Distribución de Solvente Seco (60,70).-

$$\diamond 42 \text{ solvente seco (60,70)} = \diamond 31 - \diamond 33 ; \diamond 42 + \diamond 43 + \diamond 44 + \diamond 45 .$$

4.- Producción y Distribución de Solvente Seco (30,40).-

$$\text{Solvente Seco (30,40)} = \diamond 46 + \diamond 51 .$$

$$\diamond 46 = \diamond 47 + \diamond 48 + \diamond 49 = \text{solvente de dilución.}$$

$$\diamond 51 = \diamond 105 + \diamond 108 + \diamond 107 = \text{solvente para lavado.}$$

$$\diamond 46 + \diamond 51 = \text{producción de solvente (30,40)} = \diamond 33 - \diamond 35.$$

5.- Producción y Distribución de Solvente Seco (5,15).-

$$\diamond 60 \text{ solvente seco (5,15)} = \diamond 35 - \diamond 37$$

$$\diamond 90 = \diamond 52 \text{ solvente de dilución} + \diamond 85 \text{ solvente para lavado en FF-101.}$$

6.- Producción y Distribución de Solvente Seco (-15,00).-

$$\text{solvente seco (-15,00)} = \diamond 38 = \diamond 37$$

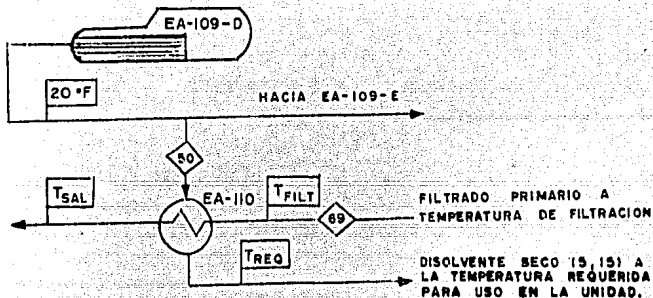
$$\diamond 38 = \diamond 57 \text{ solvente de dilución} + \diamond 56 \text{ solvente de lavado hacia FF-101.}$$

$$\diamond 56 \text{ se lleva a filtros FF-101 por la derivación de la corriente } \diamond 85 : \diamond 56 = \diamond 85.$$

Nota.- En los casos en que el disolvente seco (5,15) se produce en EA-109 y se utiliza dilución incremental, la corriente 38 será solvente seco (5,15), la corriente 561 se usará para llevar a la corriente 52 los requerimientos de dilución en EA-104-(D,E,F) y la corriente 562 se incorporará a la número 85.

Para la resolución de los balances de materia debe tomarse en cuenta, además de las consideraciones que se señalan en las figuras de las páginas viii.p-(4, 5 y 6), la cantidad de filtrado primario (aceite producto diluido frío) que se desvía hacia EA-110 donde se utiliza como agente de enfriamiento para producir solvente de dilución (5,15). Sin embargo, no en todos los casos se requiere de agente desparafinante a este nivel de temperaturas.

El esquema de la página siguiente representa el flujo de derivación de filtrado primario en el tren de enfriamiento de solvente. - En dicho esquema "T<sub>FILT</sub>" representa la temperatura con la que llega la derivación de filtrado primario a EA-110, correspondiente a la temperatura de operación en FF-101; mientras que "T<sub>REQ</sub>" representa la temperatura requerida en el disolvente a la salida del intercambiador de proceso.



Según los balances presentados en la tabla v.3.t-3 los únicos aceites que durante su tratamiento requieren del empleo de disolvente (5,15) son el neutro ligero y el de cilindros, en las siguientes cantidades y condiciones:

a).- Caso 1.- Aceite Neutro Ligero.-

Temperatura requerida en el disolvente = 5°F .

Caudal = 330 % Volumen base carga de aceite desaromatizado.

Flujo Molar = 5 507.81 lbmol/hr .

Composición =  $X_{MEK} = 0.5236$  ;  $X_{TOL} = 0.4764$  .

b).- Caso 2.- Aceite Cilindros.-

Temperatura requerida en el disolvente = 14°F .

Caudal = 150 % Volumen base carga de aceite desaromatizado.

Flujo Molar = 2 490.42 lbmol/hr .

Composición :  $X_{MEK} = 0.4935$  ;  $X_{TOL} = 0.5065$  .

Pero como la temperatura del disolvente a producir en ambos casos es la misma que la del filtrado primario, se necesitaría una área de transferencia infinita en EA-110. Por lo tanto, para ninguno de los cinco aceites que estamos trabajando se considerará la ramificación de parte del filtrado primario hacia EA-110, y el disolvente (5,15) será producido en EA-109-E .

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO LIGERO

NUM	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	100	0	0	100	
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0	30	30	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	100	0	30	130	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	100	0	30	130	
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	33.33	0	10	43.33	
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
718+9	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (D,E,F)	33.33	0	10	43.33	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	10	10	
10111+12	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (G,H,I)	33.33	0	20	53.33	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	10	10	
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIAD'RS DE DOBLE TUBO	33.33	0	30	63.33	
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	10	10	
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	33.33	0	40	73.33	
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	60	60	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	100	133.33	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15,00)	0	0	0	0	
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	100	133.33	
25	CORRIENTE UNIFICADA	80.42	19.58	300	400.00	
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPENS'N	0	0	0	0	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.79	0	9.39	11.18	
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTAC'N A FF-101	82.21	19.58	309.39	411.18	
67	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO	0	0	150	150	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	82.21	19.58	459.39	561.18	
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	77.30	0	377.85	455.15	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.79	0	9.39	11.18	
90	FILTRADO PRIMARIO	79.09	0	387.24	466.33	
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	3.12	19.58	42.15	64.85	
64	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUC'N INCREMENTAL	0	0	30	30	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	82.21	19.58	459.39	561.18	
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	3.12	19.58	42.15	64.85	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.07	0	140.01	140.08	
75	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105					
78	BY PASS PARA CALENTAMIENTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	3.19	19.58	182.16	204.93	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0	
82	CARGA A FILTRO DE FACCIONAMIENTO	3.19	19.58	182.16	204.93	
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	0.05	0	90.75	90.80	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	3.24	19.58	272.91	295.73	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRAC'N-DESARAFINADO

SECCION DE FACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA



CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO LIGERO

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	3.12	6.77	253.51	263.40		
93	FILTRADO "B"	3.12	6.77	253.51	263.40		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.12	12.81	19.40	32.33		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	3.24	19.58	272.91	295.73		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.12	12.81	19.40	32.33		SECCION DE DESACEITADO
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	105.31	105.31		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.12	12.81	124.71	137.64		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	0.08	0	153.25	153.33		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.20	12.81	277.96	290.97		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	129.32	129.32		
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.20	12.81	407.28	420.29		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	0.20	0	384.01	384.21		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	12.81	23.27	36.08		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.20	12.81	407.28	420.29		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	12.81	23.27	36.08		SECCION DE DESACEITADO
96	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0	12.81	23.27	36.08		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	0.20	0	384.01	384.21		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		
100	TOTAL FILTRADO. "C"	0.20	0	384.01	384.21		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS D VAPORZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0	654.63	654.63		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0	30	30		SECCION DE ENFRIAMIENTO SECO
31	ALIMENTACION A EA-109-B						
42	SOLVENTE SECO (60, 70) PARA DILUCION	0	0	30	30		
33	ALIMENTACION A EA-109-C						
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	30	30		
35	ALIMENTACION A EA-109-D						
50	ALIMENTACION A EA-110						
37	ALIMENTACION A EA-109-E						
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1102 y 103	0	0	234.63	234.63		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	180	180		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	0	0		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0	150	150		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	180	180		
58	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	330	330		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	100	0	0	100	
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0	20	20	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	100	0	20	120	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	100	0	20	120	
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	33.33	0	6.67	40	
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADRS EA-103 (D.E.F)	33.33	0	6.67	40	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	6.67	6.67	
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADRS EA-103 (G,M,I)	33.33	0	13.33	46.67	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	13.33	13.33	
13+14+15	SALIDA DE INTRCAMBORS DE DOBLE TUBO	33.33	0	26.67	60.00	
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0	
16+17+18	CARGA A ENPRIADORES DE DOBLE TUBO	33.33	0	26.67	60.00	
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	26.67	60.00	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 00)	0	0	46.67	46.67	
62+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	73.33	106.67	
25	CORRIENTE UNIFICADA	84.30	15.70	2.20	320	
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSN	0	0	0	0	
61	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.91	0	7.79	9.70	
66	CARGA A TAMBOR DE ALIMNTACN A FF-101	86.21	15.70	227.19	329.7	
67	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0	150	150	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	86.21	15.70	377.19	479.70	
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	81.30	0	332.03	413.33	
61	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.91	0	7.79	9.70	
90	FILTRADO PRIMARIO	83.21	0	339.82	423.03	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	3.00	15.70	37.97	56.67	
64	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0	0	0	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	86.21	15.70	377.79	479.70	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	3.00	15.70	37.97	56.67	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.126	0	112.638	112.764	
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
78	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105					
76	BY PASS PARA CALENTAMNTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
60	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
61	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	3.126	15.70	150.608	169.434	
63	RECIRCULACN DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0	
62	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	3.126	15.70	150.608	169.434	
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	0.084	0	73.22	73.304	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	3.210	15.70	228.826	244.736	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRACN-DESARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO

Núm	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	3.00	4.75	203.578	211.528		
93	FILTRADO "B"	3.00	4.95	203.578	211.528		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.21	10.75	22.25	33.21		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	3.21	15.70	225.828	244.738		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.21	10.75	22.25	33.21		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	57.438	57.438		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.21	10.75	79.688	90.648		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	0.232	0	208.01	208.242		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.442	10.75	287.698	298.89		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	132.84	132.84		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.442	10.75	420.538	431.73		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	0.442	0	395.868	396.31		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	10.75	24.67	35.42		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.442	10.75	420.538	431.73		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	10.75	24.67	35.42		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0	10.75	24.67	35.42		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	0.442	0	395.868	396.31		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE SECO
100	TOTAL FILTRADO "C"	0.442	0	395.868	396.31		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS D VAPORIZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL						
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
30	SOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0	20	20		
31	ALIMENTACION A EA-109-B						
42	SOLVENTE SECO (60, 70) PARA DILUCION	0	0	20	20		
33	ALIMENTACION A EA-109-C						
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	40	40		
35	ALIMENTACION A EA-109-D						
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E						
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1102 y 103	0	0	190.278	190.278		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	150	150		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/ DILUCION	0	0	140	140		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	290	290		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0	150	150		
58	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO PESADO

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	100	0	0	100
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0	150	150
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	100	0	150	250
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	100	0	150	250
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	33.33	0	50	83.33
43	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D.E.F)	33.33	0	50	83.33
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	0	0
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D,H,I)	33.33	0	50	83.33
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	66.67	66.67
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIADORS DE DOBLE TUBO	33.33	0	116.67	150.00
85+86+87	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	33.33	0	116.67	150.00
33+34+35	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	116.67	150.00
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 10)	0	0	0	0
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	116.67	150.00
25	CORRIENTE UNIFICADA	76.28	23.72	350	450.00
III	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSION	0	0	33.63	33.63
81	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.98	0	12.51	14.49
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACION A FF-101	78.26	23.72	396.14	498.12
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0	150	150
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	78.26	23.72	564.14	648.12
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	70.70	0	445.73	516.43
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	1.98	0	12.51	14.49
90	FILTRADO PRIMARIO	72.68	0	458.24	530.92
3N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	5.58	23.72	87.90	117.20
66	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION INCREMENTAL	0	0	0	0
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	78.26	23.72	564.14	648.12
3N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	5.58	23.72	87.90	117.20
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.116	0	29.648	29.764
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA				
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105				
78	BY PASS PARA CALENTAMIENTO DE PARAF. PRIM.				
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA				
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA				
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	5.696	23.72	117.548	146.964
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	2.546	3.714	111.404	117.664
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	8.242	27.434	228.992	264.200
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	0.094	0	175.802	176.496
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	8.936	27.434	404.754	440.776

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FRACCIONAMIENTO FILTRACION-DESPARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO PESADO

Núm	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	2.546	3.714	111.404	117.664		SECCION DE FRAC. CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	5.58	8.74	244.18	257.90		
93	FILTRADO "B"	8.126	11.854	355.584	375.564		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.81	15.58	49.17	65.56		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	8.936	27.434	404.754	440.776		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.81	11.854	355.584	375.564		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	22.12	22.12		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.81	11.854	377.704	392.684		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	1.197	0	304.483	305.68		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	2.007	15.58	375.773	393.36		
103	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	196.68	196.68		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	2.007	15.58	572.453	590.04		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	2.007	0	509.933	511.94		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	15.58	62.52	78.10		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	2.007	15.58	572.453	590.04		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	15.58	62.52	78.10		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
93	PARAFINA DURA A SECCION DE RECUPERACION	0	15.58	62.52	78.10		
98	FILTRADO DE DESACEITADO	2.007	0	509.933	511.94		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE SECO
100	TOTAL FILTRADO "C"	2.007	0	509.933	511.94		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS D VAPORIZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0	752.43	752.43		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0	150	150		
31	ALIMENTACION A EA-109-B						
42	SOLVENTE SECO (60, 70) PARA DILUCION	0	0	0	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C						
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	200	200		
35	ALIMENTACION A EA-109-D						
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E						
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1102 Y 103	0	0	218.80	218.80		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	183.63	183.63		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/ DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	183.63	183.63		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0	0	0		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
50	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE PESADO

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	100	0	0	100
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0	400	400
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	100	0	400	500
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	100	0	400	500
4+3+8	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	33.33	0	133.33	166.67
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D,C,F)	33.33	0	133.33	166.67
63+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	0	0
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (O,H,I)	33.33	0	133.33	166.67
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	0	0
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIADORS DE DOBLE TUBO	33.33	0	133.33	166.67
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	33.33	0	133.33	166.67
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	133.33	166.67
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-18, 10)	0	0	0	0
22+23+24	EFLENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	133.33	166.77
25	CORRIENTE UNIFICADA	79.62	20.38	400	500.00
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSIN	0	0	0	0
81	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACIN A FF-101	79.62	20.38	400	500.00
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0	150	150.00
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	79.62	20.38	550	650.00
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	73.50	0	470.50	544.00
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0
90	FILTRADO PRIMARIO	73.50	0	470.50	544.00
SN-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	6.12	20.38	79.50	106.00
84	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCIN INCREMENTAL	0	0	0	0
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	79.62	20.38	550.00	650.00
SN-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	6.12	20.38	79.50	106.00
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.323	0	54.615	54.938
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA				
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-103				
78	BY PASS PARA CALENTAMNTO DE PARAF. PRIM.				
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA				
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA				
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	6.443	20.38	134.115	160.938
83	RECIRCULACIN DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	6.443	20.38	134.115	160.938
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	0.647	0	106.645	107.292
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	7.09	20.38	240.76	268.23

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRACIN-DESPARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE PESADO

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	6.12	8.15	201.16	215.43		
93	FILTRADO "B"	6.12	8.15	201.16	215.43		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.97	12.23	39.60	52.80		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	7.09	20.38	240.76	268.23		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.97	12.23	39.60	52.80		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	6.01	6.01		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.97	12.23	45.61	58.81		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	1,5363	0	256.46	257.99		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	2,5063	12.23	302.06	316.80		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	158.40	158.40		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	2,5063	12.23	460.46	475.20		
98	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	2,5063	0	417.43	420.22		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	12.23	43.03	55.26		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	2,5063	12.23	460.46	475.20		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	12.23	43.03	55.26		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0	12.23	43.03	55.26		
98	FILTRADO DE DESACEITADO	2,5063	0	417.43	419.94		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE
100	TOTAL FILTRADO "C"	2,5063	0	417.43	419.94		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS B VAPORZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL						
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0	400	400		
31	ALIMENTACION A EA-109-B						
42	SOLVENTE SECO (60, 10) PARA DILUCION	0	0	0	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C						
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	0	0		
35	ALIMENTACION A EA-109-D						
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E						
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1102 y 1031	0	0	164.40	164.40		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	150	150		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/ DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	150	150		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0	180	180		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE CILINDROS

Num	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	100	0	0	100	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0	400	400	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	100	0	400	500	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	100	0	400	500	
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	33.33	0	133.33	166.67	
83	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (D,E,F)	33.33	0	133.33	166.67	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	0	0	
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (G,H,I)	33.33	0	133.33	166.67	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	0	0	
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIAD'RS DE DOBLE TUBO	33.33	0	133.33	166.67	
85+86+87	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0	
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	33.33	0	133.33	166.67	
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	133.33	166.67	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 10)	0	0	0	0	
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	33.33	0	133.33	166.67	
25	CORRIENTE UNIFICADA	90.28	9.72	400	500.00	
III	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERS'N	0	0	0	0	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0	
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTAC'N A FF-101	90.28	9.72	400	500.00	
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0	150	150.00	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	90.28	9.72	550	650.00	
88	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	84	0	502	586	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0	
90	FILTRADO PRIMARIO	84	0	502	586	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	6.28	9.72	48	64	
84	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUC'N INCREMENTAL	0	0	0	0	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	90.28	9.72	550	650	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	6.28	9.72	48	64	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.404	0	50.02	50.424	
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-103					
78	BY PASS PARA CALENTAMIENTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	6.684	9.72	98.02	114.424	
83	RECIRCULAC'N DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0	
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	6.684	9.72	98.02	114.424	
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	1.076	0	130.156	131.232	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	7.76	9.72	228.176	245.656	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRAC'N-DESPARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA



CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE CILINDROS

Núm	CORRIENTE	ACEITE % Vol	PARAFINA % Vol	SOLVENTE % Vol	TOTAL % Vol	TEMP. °F	
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		SECCN DE FRAC- CARGA A FIC PARAF- PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	6.28	2.46	178.646	185.386		
93	FILTRADO "B"	6.28	2.46	178.646	185.386		
5N-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	1.48	7.26	49.53	58.27		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	7.76	9.72	228.176	245.656		
5N-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	1.48	7.26	49.53	58.27		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	5.656	5.656		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	1.48	7.26	55.186	63.926		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	2.32	0	283.374	285.694		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	3.80	7.26	338.56	349.62		
103	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	174.81	174.81		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	3.80	7.26	513.37	524.43		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	3.80	0	463.55	467.35		
5N-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	7.26	49.82	57.08		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	3.80	7.26	513.37	57.08		
5N-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0	7.26	49.82	57.08		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0	7.26	49.82	57.08		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	3.80	0	463.55	467.35		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE SECO
100	TOTAL FILTRADO "C"	3.80	0	463.55	467.35		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS D VAPORZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL						
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0	400	400		
31	ALIMENTACION A EA-109-B						
42	SOLVENTE SECO (60, 70) PARA DILUCION	0	0	0	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C						
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	0	0		
35	ALIMENTACION A EA-109-D						
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	150	150		
37	ALIMENTACION A EA-109-E						
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-(102 y 103)	0	0	180.466	180.466		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	0	0		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0	150	150		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	150	150		

## viii.2.- Balances de Energía para la Sección de Tratamiento .

La realización de los balances térmicos se facilitan trabajando con fluidos y entalpías molares, por lo que se procede a convertir el caudal de corriente de porcentaje en volumen a libras mol - por hora .

Los flujos molares de cada una de las corrientes de proceso - pueden ser calculados utilizando la siguiente ecuación :

$$\text{Flujo molar} = 0.146054 (\text{C.D.})_{\text{ST}} \sum_{i=0}^n \left( \frac{\text{s.gr.}}{\text{P.M.}} \right)_i (\% \text{ Vol}_{\text{scad}})_i$$

Donde :

Flujo molar = flujo en lbmol/hr de la corriente de pro  
cego .

$(\% \text{ Vol}_{\text{scad}})_i$  = caudal de corriente en % Vol base carga  
de aceite desaromatizado según datos de  
las tablas de las páginas viii.p-(12 a  
21) .

$(\text{C.D.})_{\text{ST}}$  = capacidad de diseño para la sección de tra-  
tamiento = 11 069.39 RPD .

$(\text{s.gr.})_i$  = peso específico 60/60 del componente "i" .

$(\text{P.M.})_i$  = peso molecular del componente "i", lb/lbmol.  
0.146054 = factor de conversión de unidades .

La composición de cada una de las corrientes se evalúa a partir de los datos disponibles de porcentaje en volumen de las páginas - viii.p-(12 a 21), y aplicando la siguiente expresión algebraica :

$$X_i = \frac{(\% \text{ Vol}_{\text{scad}})_i (\text{s.gr.})_i / (\text{P.M.})_i}{\sum_{i=0}^n [(\% \text{ Vol}_{\text{scad}})_i (\text{s.gr.})_i / (\text{P.M.})_i]}$$

Las tablas de las páginas viii.p-(26 a 35) muestran los flujos molares y composiciones de cada una de las corrientes de proceso - que intervienen en la transferencia de calor a lo largo de la sección de tratamiento .

Para el establecimiento de los balances térmicos en la sección de tratamiento es necesario tener una adecuada disponibilidad de datos de entalpía para las diferentes sustancias que son trabajadas en la planta, y dentro del rango de temperaturas de operación (-10 a 160°F). El comportamiento lineal de la entalpía de los derivados del petróleo en fase líquida y dentro del intervalo indicado, permite la obtención de sencillas expresiones algebraicas para el cálculo de en-

viii.2.t-1.- Ecuaciones para evaluación de entalpías molares de fase líquida como función de la temperatura para hidrocarburos y disolventes.

$\bar{h}$ (BTU/lbmol)	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros	Rango de Aplicabilidad
aceites lubricantes	193.5 T	198.9 T	272.3 T	279.0 T	292.5 T	T < 170°F
parafinas duras	200.5 T	207.3 T	277.0 T	282.5 T	294.0 T	T < 170°F
parafinas blandas	197.0 T	199.3 T	274.0 T	280.0 T	292.5 T	T < 170°F
M E K .	( 34.608 + 0.0364 T ) ⊗ ( T - T <sub>REF</sub> )					
T O L .	( 34.5375 + 0.039 T ) ⊗ ( T - T <sub>REF</sub> )					
Nota : Temperatura de referencia para cálculo de entalpías = 0°F , al igual que con aceites y parafinas .						

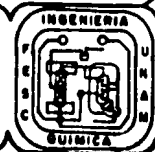
Base para el establecimiento de las ecuaciones :

Diagramas de entalpía = f ( Temperatura ) presentados en el cap. VI.



Interrelaciones  
Contenido Calorífico Molar = F ( Temperatura )  
En Fase Líquida para Realización de Balances  
de Energía en la Sección de Tratamiento.

viii.2.t-1



entalpías molares de aceites y parafinas. Dicho comportamiento lineal puede ser observado en la gráfica de la figura vi.5.f-4, los resultados de esta linealización se presentan en la tabla viii.2.t-1. De la misma manera, a partir del diagrama de capacidades caloríficas - para metil-etil-cetona y tolueno, se pueden obtener ecuaciones útiles para la estimación de la entalpía molar de estas sustancias, las cuales se exhiben también en la tabla citada anteriormente.

El flujo entálpico asociado a una corriente compuesta por hidrocarburo y disolvente es definida por la siguiente relación:

$$h = T F \left[ X_{MEK}(34.608 + 0.0364 T) + X_{TOL}(34.5375 + 0.039 T) + m(1 - X_{MEK} - X_{TOL}) \right]$$

Donde:

$h$  = entalpía (BTU/hr) de la corriente de proceso.

$T$  = temperatura de la corriente, °F.

$F$  = flujo molar de la corriente, lbmol/hr.

$X_{MEK}$  = fracción mol de metil-etil-cetona.

$X_{TOL}$  = fracción mol de tolueno.

$m$  = pendiente de la ecuación  $h = f(T)$  para el hidrocarburo en cuestión.

Durante la realización de los balances de energía en la sección de tratamiento, muchas serán las ocasiones en que se necesite del cálculo de la temperatura de una corriente de proceso de la cual se conoce su contenido calorífico. El siguiente método permite la estimación de dicha propiedad termodinámica a partir del dato de entalpía:

Programa para determinación de la temperatura conociendo el flujo entálpico en la corriente de proceso; sistema ternario Hc.-Mek-Tol:

1.- Lectura de datos; asignación de variables:

entalpía (BTU/hr) de la corriente  $\rightarrow H$ ;

flujo molar de la corriente  $\rightarrow F$ ;

$X_{MEK} \rightarrow A$ ;  $X_{TOL} \rightarrow B$ ;

2.- Suposición de la Temperatura:

$T \rightarrow T$ ;  $\Delta T \rightarrow X$ ;

Especificación del valor de  $T$  para inicio de iteraciones:

Lbl 1 :  $T + X \rightarrow T$  ;

3.- Cálculo de la Entalpía de la Corriente con  $T_{supuesta}$  :

$$F T ( A ( 34.608 + 0.0364 T ) + B ( 34.5375 + 0.039 T ) + M ( 1 - A - B ) ) \rightarrow K ;$$

4.- Comparación de la entalpía calculada (K) con el valor real del contenido calorífico (H) en la corriente; si son iguales, la temperatura supuesta es el valor buscado, en caso contrario regresar a paso 2 suponiendo otra T :

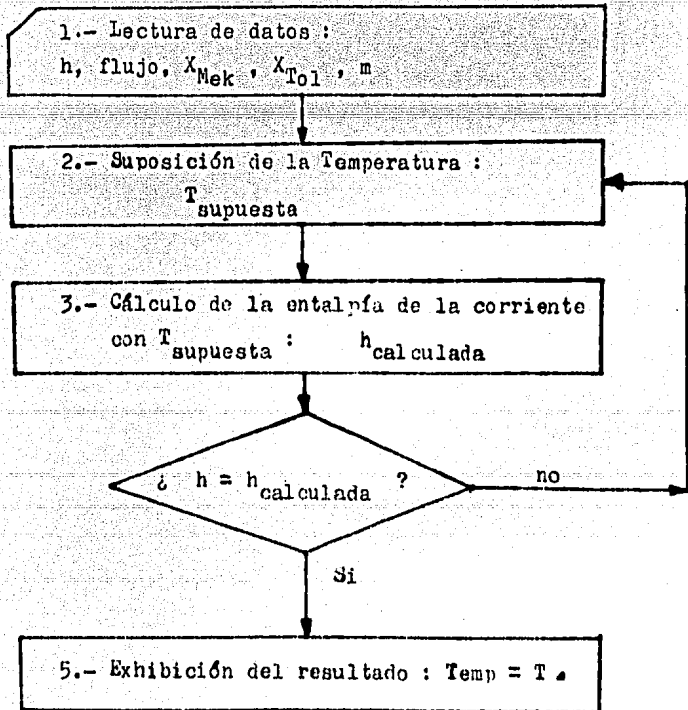
if  $H \geq K \Rightarrow$  Go to 1 ;

else :  $T - X \rightarrow \bar{T}$  ;  $X \div 10 \rightarrow X$  ; if  $X \geq 10^{-2} \Rightarrow$  Go to 1 ;

else :

5.- Exhibición del resultado : "Temperatura" = T .

A continuación se presenta el algoritmo correspondiente al programa anterior :



CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO LIGERO

Num	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol/hr	TEMP. °F
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>		
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	1.00	0	0	330.46	
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0.5236	0.4764	500.71	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	0.3976	0.3154	0.2870	831.16	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	0.3976	0.3154	0.2870	831.16	
40+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	0.3976	0.3154	0.2870	277.05	
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (O.E.F)	0.3976	0.3154	0.2870	277.05	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0.5236	0.4764	166.90	
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (O.M.I)	0.2480	0.3937	0.3582	443.95	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0.5236	0.4764	166.90	
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIADORS DE DOBLE TUBO	0.1802	0.4292	0.3905	610.85	
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0.5236	0.4764	166.90	
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	0.1415	0.4495	0.4039	777.75	
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0.5236	0.4764	1001.42	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	0.0619	0.4912	0.4469	1779.17	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15,00)	0	0	0	0	
82+83+84	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0619	0.4912	0.4469	1779.17	
25	CORRIENTE UNIFICADA	0.0619	0.4912	0.4469	5337.55	
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPENS	0	0	0	0	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0389	0.5033	0.4578	162.64	
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACN A FF-101	0.0612	0.4916	0.4472	5500.19	
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0.5236	0.4764	2503.55	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	0.0420	0.5016	0.4563	8003.74	
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	0.0389	0.5033	0.4578	6561.99	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0389	0.5033	0.4578	162.64	
90	FILTRADO PRIMARIO	0.0389	0.5033	0.4578	6724.52	
SN-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0963	0.4732	0.4305	778.51	
64	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.5236	0.4764	500.71	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	0.0420	0.5016	0.4563	8003.74	
SN-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0963	0.4732	0.4305	778.51	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	9.90 <sup>-5</sup>	0.5236	0.4763	2337.05	
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-103					
78	BY PASS PARA CALENTAMNTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	0.0241	0.5110	0.4649	3115.55	
83	RECIRCULACN DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0	
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	0.0241	0.5110	0.4649	3115.55	
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	1.09 <sup>-4</sup>	0.5236	0.4763	1514.81	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	0.0163	0.5151	0.4688	4630.37	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRACN-DESPARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO LIGERO

Núm	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol/hr	TEMP. °F	SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEX</sub>	X <sub>TOL</sub>			
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	0.0077	0.5196	0.4727	4 263.85		
93	FILTRADO "B"	0.0077	0.5196	0.4727	4 263.85		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.1166	0.4626	0.4208	366.52		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	0.0163	0.5151	0.4686	4 630.37		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.1166	0.4626	0.4208	366.52		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.5236	0.4764	1757.66		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.0201	0.5131	0.4668	2124.19		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	1.03 <sup>-4</sup>	0.5236	0.4763	2558.06		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-105	0.0092	0.5188	0.4720	4682.24		
109	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.5236	0.4764	2158.39		
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-105	0.0062	0.5204	0.4734	6 840.63		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	1.03 <sup>-4</sup>	0.5236	0.4763	6409.92		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0983	0.4722	0.4295	430.72		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.0062	0.5204	0.4734	6 840.63		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0983	0.4722	0.4295	430.72		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0.0983	0.4722	0.4295	430.72		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	1.03 <sup>-4</sup>	0.5236	0.4763	6409.92		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		
100	TOTAL FILTRADO "C"	1.03 <sup>-4</sup>	0.5236	0.4763	6409.92		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS O VAPORZM						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.5236	0.4764	10 925.99		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0.5236	0.4764	500.71		
31	ALIMENTACION A EA-109-B	0	0.5236	0.4764	10 425.28		
42	SOLVENTE SECO (60, 70) PARA DILUCION	0	0.5236	0.4764	500.71		
33	ALIMENTACION A EA-109-C	0	0.5236	0.4764	9924.57		
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0.5236	0.4764	500.71		
35	ALIMENTACION A EA-109-D	0	0.5236	0.4764	5507.81		
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E	0	0.5236	0.4764	5507.81		
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1102 y 103	0	0.5236	0.4764	3916.05		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0.5236	0.4764	3004.26		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0	0	0		
57	SOLVENTE FRIO (1-15, 00) P/ DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (1-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0.5236	0.4764	2 503.65		
58	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0.5236	0.4764	3004.26		
38	SOLVENTE 5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0.5236	0.4764	5507.81		

SECCION DE DESACEITADO

SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE SECO

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO

NUM	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lbmol/hr	TEMP. °F	
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	1.00	0	0	325.03		
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0.5336	0.4664	334.39		
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	0.4929	0.2706	0.2365	659.42		
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0		
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	0.4929	0.2706	0.2365	659.42		
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	0.4929	0.2706	0.2365	219.81		
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0		
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D,E,F)	0.4929	0.2706	0.2365	219.81		
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0.0000	0.5336	0.4664	111.46		
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (G,H,I)	0.3271	0.3591	0.3138	331.27		
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0.5336	0.4664	222.93		
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIADORS DE DOBLE TUBO	0.1955	0.4293	0.3752	554.20		
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0		
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	0.1955	0.4293	0.3752	554.20		
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0		
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	0.1955	0.4293	0.3752	554.20		
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 00)	0	0.5336	0.4664	780.24		
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0812	0.4903	0.4285	1334.44		
25	CORRIENTE UNIFICADA	0.0812	0.4903	0.4285	4003.32		
111	SOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSION	0	0	0	0		
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0455	0.5093	0.4452	136.45		
98	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACION A FF-101	0.0800	0.4909	0.4291	4139.78		
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0.5336	0.4664	2507.92		
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	0.0498	0.5070	0.4431	6647.70		
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	0.0454	0.5094	0.4452	5815.63		
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0455	0.5093	0.4452	136.45		
90	FILTRADO PRIMARIO	0.0454	0.5094	0.4452	5952.07		
88-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0874	0.4870	0.4256	695.62		
84	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION INCREMENTAL	0	0	0	0		
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	0.0498	0.5070	0.4431	6647.70		
88-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0874	0.4870	0.4256	695.62		
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	2.17 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	1883.66		
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA						
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105						
78	BY PASS PARA CALENTAMIENTO DE PARAF. PRIM.						
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA						
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA						
91	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	0.0237	0.5210	0.4553	2579.25		
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0		
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	0.0237	0.5210	0.4553	2579.25		
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0		
106	FILTRADO "E" PARA LAVADO	2.17 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	1257.92		
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-108	0.0160	0.5251	0.4598	3837.20		



CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO

Núm	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lbmol/hr	TEMP. °F	SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		
83	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	0.0075	0.5296	0.4629	3429.57		
93	FILTRADO "B"	0.0075	0.5296	0.4629	3429.57		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.0874	0.4870	0.4256	407.63		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	0.0160	0.5251	0.4589	3837.20		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.0874	0.4870	0.4256	407.63		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.5336	0.4664	960.34		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.0260	0.5197	0.4542	1367.97		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	2.16 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	3473.58		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.0075	0.5296	0.4629	4846.55		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.5336	0.4664	2221.02		
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.0051	0.5309	0.4640	7067.57		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	2.17 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	6620.16		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0781	0.4919	0.4300	447.41		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.0051	0.5309	0.4640	7067.57		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0781	0.4919	0.4300	447.41		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0.0781	0.4919	0.4300	447.41		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	2.17 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	6620.16		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		
100	TOTAL FILTRADO "C"	2.17 <sup>-4</sup>	0.5335	0.4663	6620.16		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS B WPORZIN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.5336	0.4664	9367.38		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO	0					
30	SOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0.5336	0.4664	334.39		
31	ALIMENTACION A EA-109-B	0	0.5336	0.4664	9033.19		
42	SOLVENTE SECO (80, 70) PARA DILUCION	0	0.5336	0.4664	334.32		
33	ALIMENTACION A EA-109-C	0	0.5336	0.4664	8698.80		
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0.5336	0.4664	668.74		
35	ALIMENTACION A EA-109-D	0	0.5336	0.4664	4848.66		
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E	0	0.5336	0.4664	4348.66		
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-(102 Y 103)	0	0.5336	0.4664	3181.36		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0.5336	0.4664	2507.13		
57	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/DILUCION	0	0.5336	0.4664	2340.73		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0.5336	0.4664	4848.66		
65	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0.5336	0.4664	2507.93		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
30	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

SECCION DE DESACEITADO

SECCION DE ENFRIAMIENTO -  
SECO

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE NEUTRO PESADO

NUM	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol/hr	TEMP. °F
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>		
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	1.0000	0	0	241.49	
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0.0000	0.4935	0.5065	2490.42	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	0.0884	0.4499	0.4617	2731.91	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0884	0.4499	0.4617	2731.91	
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	0.0884	0.4499	0.4617	910.64	
63	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D.E.FI)	0.0884	0.4499	0.4617	910.64	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (80, 70)	0	0	0	0	
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (O.M.II)	0.0884	0.4499	0.4617	910.64	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0.4935	0.5065	1106.85	
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIADORS DE DOBLE TUBO	0.0399	0.4738	0.4863	2017.49	
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0	
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	0.0399	0.4738	0.4863	2017.49	
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	0.0399	0.4738	0.4863	2017.49	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 00)	0	0	0	0	
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0399	0.4738	0.4863	2017.49	
25	CORRIENTE UNIFICADA	0.0399	0.4738	0.4863	6052.47	
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSIÒN	0	0.4935	0.5065	558.35	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0225	0.4824	0.4951	212.48	
86	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACIÒN A FF-101	0.0264	0.4707	0.4831	6823.30	
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0.4935	0.5065	2490.42	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	0.0264	0.4805	0.4931	9313.72	
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	0.0225	0.4824	0.4951	7571.10	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0.0225	0.4824	0.4951	212.48	
90	FILTRADO PRIMARIO	0.0225	0.4824	0.4951	7783.58	
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0462	0.4707	0.4831	1530.14	
64	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCIÒN INCREMENTAL	0	0	0	0	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	0.0264	0.4805	0.4931	9313.72	
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0462	0.4707	0.4831	1530.14	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	5.74 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5062	492.52	
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105					
78	BY PASS PARA CALENTAMNTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
60	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	0.0351	0.4762	0.4887	2022.66	
83	RECIRCULACIÒN DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0.0031	0.4895	0.5024	2864.73	
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	0.0220	0.4827	0.4954	3886.56	
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
106	FILTRADO "C" PARA LAVADO	5.74 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5082	2920.48	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-108	0.0128	0.4872	0.5000	6807.04	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRACIÒN-DESARAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE NEUTRO PESADO

Núm	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol / hr	TEMP. °F	
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0.0081	0.4895	0.5024	1864.73		SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	0.0081	0.4895	0.5024	4086.37		
93	FILTRADO "B"	0.0081	0.4895	0.5024	5951.10		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.0462	0.4707	0.4831	855.94		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	0.0128	0.4872	0.5000	6807.04		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.0081	0.4895	0.5024	855.94		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0.4935	0.5065	367.25		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.0057	0.4907	0.5036	1223.19		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	5.71 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5062	5058.16		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.0016	0.4927	0.5057	6281.35		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0.4935	0.5065	3265.44		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.0044	0.4913	0.5042	9546.79		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	5.71 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5062	8471.16		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0350	0.4762	0.4888	1075.63		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.0044	0.4913	0.5042	9545.79		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0350	0.4762	0.4888	1075.63		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-108						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0.0350	0.4762	0.4888	1075.63		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	5.72 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5062	8471.16		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0	0	0		SECCION DE SOLVENTE
100	TOTAL FILTRADO "C"	5.72 <sup>-4</sup>	0.4932	0.5062	8471.16		
20	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS B VAPORIZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.4935	0.5065	12492.44		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
30	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0.4935	0.5065	2490.42		
31	ALIMENTACION A EA-109-B	0	0.4935	0.5065	10001.72		
42	SOLVENTE SECO (60,70) PARA DILUCION	0	0	0	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C	0	0.4935	0.5065	10001.72		
46	SOLVENTE SECO (30,40) PARA DILUCION	0	0.4935	0.5065	3320.56		
35	ALIMENTACION A EA-109-D	0	0.4935	0.5065	3048.77		
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO SECO
37	ALIMENTACION A EA-109-E	0	0.4935	0.5065	3048.77		
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-1103 y 1031	0	0.4935	0.5065	3632.69		
52	SOLVENTE SECO (5,15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0.4935	0.5065	3048.77		
57	SOLVENTE FRIO (1-15,00) P/DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (1-15,00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0.4935	0.5065	3048.77		
53	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0.4935	0.5065	3048.77		
52	SOLVENTE SECO (5,15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5,15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE PESADO.

NUM	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol/hr	TEMP. °F
		X <sub>H</sub>	X <sub>MER</sub>	X <sub>TOL</sub>		
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	1.000	0	0	236.12	
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0.4935	0.5065	6641.12	
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	0.0343	0.4766	0.4891	6877.24	
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0	
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0343	0.4766	0.4891	6877.24	
4+5+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
83	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0	
7+0+9	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (D,E,F)	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (60, 70)	0	0	0	0	
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIAD'RS EA-103 (O,H,I)	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (30, 40)	0	0	0	0	
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIAD'RS DE DOBLE TUBO	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
65+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0	
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	0.0343	0.4766	0.4991	2292.41	
93+94+95	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
58+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (-15, 00)	0	0	0	0	
22+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0343	0.4766	0.4891	2292.41	
25	CORRIENTE UNIFICADA	0.0343	0.4766	0.4891	6877.24	
III	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORA DISPERS'N	0	0	0	0	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0	
88	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTAC'N A FF-101	0.0343	0.4766	0.4891	6877.24	
87	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0.4935	0.5065	2490.42	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	0.0252	0.4811	0.4937	9367.65	
88	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	0.0217	0.4828	0.4955	7985.16	
91	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0	
90	FILTRADO PRIMARIO	0.0217	0.4828	0.4955	7985.16	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0452	0.4712	0.4836	1382.49	
84	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUC'N INCREMENTAL	0	0	0	0	
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	0.0252	0.4811	0.4937	9367.35	
8N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0452	0.4712	0.4836	1382.49	
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	8.40 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	907.52	
79	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA					
78	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-105					
78	BY PASS PARA CALENTAMTO DE PARAF. PRIM.					
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA					
80	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA					
81	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	0.0277	0.4799	0.4925	2290.02	
83	RECIRCULAC'N DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0	
82	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	0.0277	0.4799	0.4925	2290.02	
100	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0	
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	8.62 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	1772.43	
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	0.0160	0.4856	0.4984	4062.15	

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE

SECCION DE FILTRAC'N-DES-PA-RAFINADO

SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE PESADO

Núm	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO ID mol/Nr1	TEMP. °F	
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		SECCN DE FRAC- CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	0.0100	0.4886	0.5014	3373.51		
93	FILTRADO "B"	0.0100	0.4886	0.5014	3373.51		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.0453	0.4712	0.4836	688.64		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	0.0160	0.4856	0.4984	4062.15		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.0453	0.4712	0.4836	688.64		
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.4935	0.5065	99.78		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.0395	0.4740	0.4865	788.42		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	8.53 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	4261.42		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.0069	0.4901	0.5030	5049.84		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0.4935	0.5065	2629.88		SECCION DE DESACEITADO
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.0045	0.4913	0.5042	7679.72		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	8.53 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	6937.09		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0389	0.4743	0.4868	743.30		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.0045	0.4913	0.5042	7679.72		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0389	0.4743	0.4868	743.300		
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0.0389	0.4743	0.4868	743.300		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	8.53 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	6937.09		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5, 15)	0	0	0	0		SECCION DE ENFRIAMIENTO - SECO
100	TOTAL FILTRADO "O"	8.53 <sup>-4</sup>	0.4931	0.5061	6937.09		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS D VAPORZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.4935	0.5065	11861.04		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0.4935	0.5065	6641.12		
31	ALIMENTACION A EA-109-B	0	0.4935	0.5065	5219.92		
42	SOLVENTE SECO (80, 70) PARA DILUCION	0	0.4935	0.5065	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C	0	0.4935	0.5065	5219.92		
46	SOLVENTE SECO (30, 40) PARA DILUCION	0	0	0	0		
35	ALIMENTACION A EA-109-D	0	0.4935	0.5065	2490.42		
30	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E	0	0.4935	0.5065	2490.42		
31	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-102 y 103)	0	0.4935	0.5065	2729.50		
52	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0.4935	0.5065	2490.42		
37	SOLVENTE FRIO (-15, 00) P/DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (-15, 00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0.4935	0.5065	2490.42		
65	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0.4935	0.5065	2490.42		
32	SOLVENTE SECO (5, 15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5, 15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		

CARACTERIZACION DE CORRIENTES SECCION DE DILUCION-ENFRIAMIENTO.

ACEITE CILINDROS

NUM	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lb mol/hr	TEMP. °F	
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
1	CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO	1.0000	0	0	235.17		
40	SOLVENTE SECO PRIMERA DILUCION	0	0.4935	0.5065	6641.12		
2	ACEITE DILUIDO HACIA HOMOGENEIZACION	0.0342	0.4766	0.4892	6876.29		
41	DILUCION DE POSTHOMOGENEIZACION	0	0	0	0		
3	CARGA A TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0342	0.4766	0.4892	6876.29		
40+6	DIVISION DE CORRIENTE PRINCIPAL	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
43	DILUCION CON SOLVENTE HUMEDO	0	0	0	0		
7+8+9	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (D.E.F)	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
43+44+45	DILUCION CON SOLVENTE (80, 20)	0	0	0	0		
10+11+12	CARGA A INTERCAMBIADORS EA-103 (E.M.I)	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
47+48+49	DILUCION CON SOLVENTE (50, 40)	0	0	0	0		
13+14+15	SALIDA DE INTERCAMBIORS DE DOBLE TUBO	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
45+66+67	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCION	0	0	0	0		
16+17+18	CARGA A ENFRIADORES DE DOBLE TUBO	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
53+54+55	DILUCION CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0		
19+20+21	ENTRADA A ULTIMA ETAPA DE ENFRIAMIENTO	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
56+59+60	DILUCION CON SOLVENTE FRIO (1-15, 00)	0	0	0	0		
62+23+24	EFLUENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO	0.0342	0.4766	0.4892	2292.10		
65	CORRIENTE UNIFICADA	0.0342	0.4766	0.4892	6876.29		
111	DISOLVENTE FRIO PARA MEJORAR DISPERSIÒN	0	0	0	0		
61	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0		
66	CARGA A TAMBOR DE ALIMENTACIÒN A FF-101	0.0342	0.4766	0.4892	6876.29		
67	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO.	0	0.4935	0.5065	2490.42		
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-101	0.0251	0.4811	0.4938	9366.71		
68	ACEITE PRODUCTO DILUIDO FRIO	0.0232	0.4821	0.4948	8532.14		
69	RECIRCULACION DE FILTRADO PRIMARIO	0	0	0	0		
90	FILTRADO PRIMARIO	0.0231	0.4821	0.4948	8532.14		
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0451	0.4713	0.4837	834.56		
64	FILTRADO DE LAVADO PARA DILUCIÒN INCREMENTAL	0	0	0	0		
	TOTAL SALIENDO DEL FILTRO PRIMARIO	0.0251	0.4811	0.4938	9366.71		
5N-1	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA FRIA	0.0451	0.4713	0.4837	834.56		
103	FILTRADO "C" PARA DILUCION	0.0012	0.4929	0.5059	831.42		
75	RECIRCULACION DE PARAF. PRIMARIA TIBIA						
76	PARAFINA PRIMARIA ENTRANDO A EA-103						
78	BY PASS PARA CALENTAMIENTO DE PARAF. PRIM.						
77	PARAFINA PRIMARIA TIBIA						
60	PARAFINA PRIMARIA DILUIDA HOMOGENEIZADA						
61	PARAFINA PRIMARIA HACIA RECRISTALIZACION	0.0232	0.4821	0.4948	1665.98		
63	RECIRCULACIÒN DE FILTRADO "B" PARA DILUCION	0	0	0	0		
62	CARGA A FILTRO DE FRACCIONAMIENTO	0.0232	0.4821	0.4948	1665.98		
108	LAVADO CON SOLVENTE (5, 15)	0	0	0	0		
104	FILTRADO "C" PARA LAVADO	0.0012	0.4929	0.5059	2163.48		
	TOTAL ENTRANDO AL FILTRO FF-102	0.0107	0.4882	0.5011	3829.47		

SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE  
SECCION DE FILTRACIÒN-DESARAFINADO  
SECCION DE FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA

CARACTERIZACION DE CORRIENTES. SECCION DE ENFRIAMIENTO-FILTRACION.

ACEITE CILINDROS

Núm	CORRIENTE	COMPOSICION			FLUJO lbmol/hr	TEMP. °F	
		X <sub>H</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>			
83	RECIRCULACION DE FILTRADO "B"	0	0	0	0		
84	PARAFINA BLANDA DILUIDA FRIA	0.0053	0.4909	0.5038	2981.87		SECCN DE FRAC. CIONAMIENTO DE PARAF. PRIMARIA
93	FILTRADO "B"	0.0053	0.4909	0.5038	2981.87		
SN-2	PARAFINA DURA SIN RECTIFICAR	0.0244	0.4815	0.4941	842.89		
	TOTAL SALIENDO DE FF-102	0.0107	0.4882	0.5011	3824.47		
SN-2	PARAFINA DURA DILUIDA SIN RECTIFICAR	0.0244	0.4815	0.4941	842.89		SECCION DE DESACEITADO
109	DILUCION CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0.4935	0.5065	93.91		
94	PARAFINA DURA DILUIDA HACIA DESACEITADO	0.0219	0.4827	0.4954	936.80		
101	RECIRCULACION DE FILTRADO "C"	0.0012	0.4929	0.5059	4710.25		
95	ALIMENTACION A FILTRO FF-103	0.0046	0.4912	0.5042	5647.05		
105	LAVADO CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0.4935	0.5065	2902.33		
	TOTAL ENTRANDO A FILTRO FF-103	0.0030	0.4920	0.5050	8549.38		
96	FILTRADO "C" (DE DESACEITADO)	0.0012	0.4929	0.5059	7705.16		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0202	0.4835	0.4963	844.22		
	TOTAL SALIENDO DE FF-103	0.0030	0.4920	0.5050	8549.38		
SN-3	PARAFINA DURA RECTIFICADA DILUIDA	0.0202	0.4835	0.4963	844.22		SECCION DE ENFRIAMIENTO DE SOLVENTE SECO
98	RECIRCULACION DE PARAFINA DURA TIBIA						
97	CARGA A EA-102						
99	PARAFINA DURA A SECCN DE RECUPERACION	0.0202	0.4835	0.4963	844.22		
96	FILTRADO DE DESACEITADO	0.0012	0.4929	0.5059	7705.16		
107	REPOSICION CON SOLVENTE SECO (5,15)	0	0	0	0		
100	TOTAL FILTRADO "C"	0.0012	0.4929	0.5059	7705.16		
28	SOLVENTE P/REFLUJO EN COLUMNAS B VAPORZN						
29	SOLVENTE SECO PARA DILUCN INCREMENTAL	0	0.4935	0.5065	12127.78		
27	SOLVENTE SECO PARA DILUCION Y REFLUJO						
39	DISOLVENTE FRIO PARA DILUCION INICIAL	0	0.4935	0.5065	6641.12		
31	ALIMENTACION A EA-109-B	0	0.4935	0.5065	5486.66		
42	SOLVENTE SECO (60,70) PARA DILUCION	0	0	0	0		
33	ALIMENTACION A EA-109-C	0	0.4935	0.5065	5486.66		
46	SOLVENTE SECO (30,40) PARA DILUCION	0	0	0	0		
35	ALIMENTACION A EA-109-D	0	0.4935	0.5065	2490.42		
50	ALIMENTACION A EA-110	0	0	0	0		
37	ALIMENTACION A EA-109-E	0	0.4935	0.5065	2490.42		
51	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-102 Y 103	0	0.4935	0.5065	2996.24		
52	SOLVENTE SECO (5,15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
56	SOLVENTE FRIO PARA LAVADO EN FF-101	0	0.4935	0.5065	2490.42		
57	SOLVENTE FRIO (1-15,00) P/DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (1-15,00) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0	0	0		
85	SOLVENTE DE LAVADO HACIA FF-101	0	0.4935	0.5065	2490.42		
82	SOLVENTE SECO (5,15) PARA DILUCION	0	0	0	0		
38	SOLVENTE (5,15) PRODUCIDO EN EA-109-E	0	0.4935	0.5065	2490.42		














viii.2.1.- Balance Térmico para el Tren de Enfriamiento de Aceite Ceroso :

Para la determinación de la secuencia en el descenso de la temperatura de la corriente de alimentación a los filtros de desparafinado continuo se realizó el siguiente balance de energía en torno al tren de dilución-enfriamiento de la carga de lubricantes desaromatizados :

1.- Debido a que en el diagrama de flujo presentado en el capítulo VII la numeración se hizo basada en cambios de flujo y composición, y a que será necesario caracterizar corrientes con un mismo número de identificación pero en diferentes sitios a lo largo del tren de intercambio de calor, se consideró conveniente establecer la simbología que se exhibe en la figura viii.2.f-1 para la sección de dilución-enfriamiento.

2.- Como puede observarse en dicho diagrama, el filtrado primario (corriente 71) será simbolizado con un dígito adicional dependiendo del punto en que se encuentre al atravesar el tren de enfriamiento.

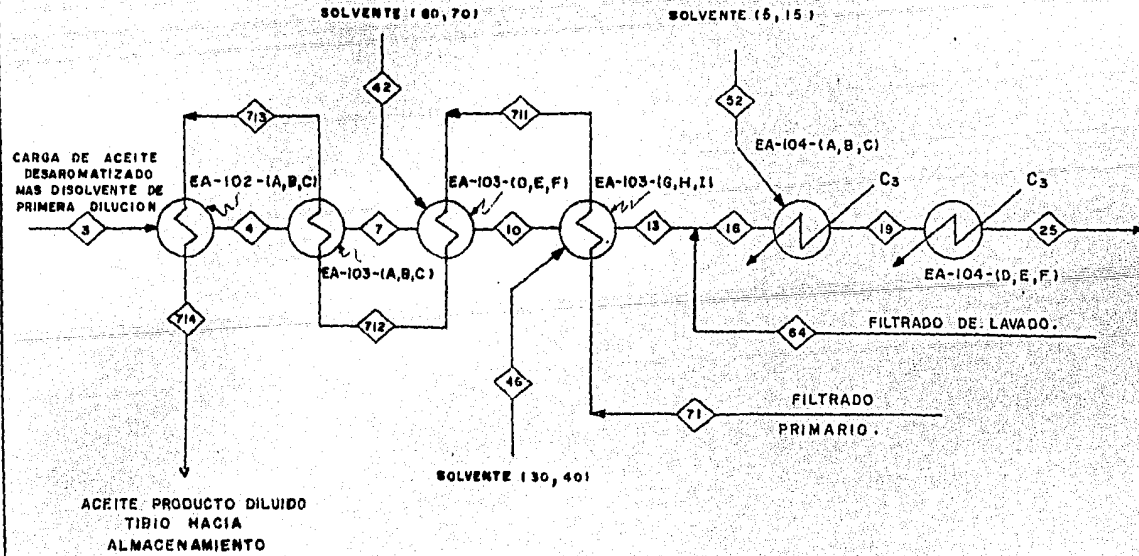
Mótese también que se trata de un esquema simplificado en el que se representa solo uno de los equipos de los arreglos en paralelo de EA-103 y EA-104, e igualmente, una sola unidad del arreglo en serie de EA-102.

Las corrientes , , , , , , , , , , ,  y , son representativas de sus similares que son excluidas en la representación del tren de intercambio en viii.2.f-1. En los cálculos se considerará el flujo total en cada punto del tren de intercambio aunque los resultados se reporten como propios de dichas corrientes representativas.

3.- La clave para la resolución del balance es dimensionar primeramente los intercambiadores de proceso EA-102 y EA-103, y después trabajar con la segunda parte del sistema de dilución-enfriamiento,

Se buscará que los tres EA-102 y los nueve EA-103 sean de cara





viii.2.- BALANCE DE ENERGIA PARA LA SECCION DE TRATAMIENTO.

viii.2.1.- DIAGRAMA REPRESENTATIVO PARA LA REALIZACION DE LOS BALANCES TERMICOS EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO.



terísticas idénticas y que se pueda especificar uno solo de cada uno de estos equipos para el procesamiento de todas las clases de aceites.

#### 4.- Cálculos Preliminares : Determinación del área de transferencia para los intercambiadores de doble tubo EA-103.

Como no se disponía de ningún dato para suponer una área de transferencia para cada uno de los equipos, los cálculos fueron dirigidos a buscar un balance en cuanto a cargas térmicas en los intercambiadores del mismo tipo.

Recordando además que los EA-102 son del tipo tubo y Coraza y que los EA-103 deben ser del tipo de doble tubo, se supuso que del calor total que recibe la corriente  $T_1$ , dos terceras partes lo obtendrá en los EA-102 y el resto en los EA-103.

Para estos cálculos iniciales se tomó como referencia la transferencia de calor total requerida para hacer pasar el filtrado primario del aceite pesado desde la temperatura de filtración (5°F) - hasta una temperatura final  $T_{14} = 100^\circ\text{F}$ , y después, con los datos obtenidos de calor transferido en cada intercambiador se calculó la secuencia de variación de temperaturas para cada uno de los demás tipos de aceite. No se utilizó como referencia un tipo de aceite distinto, porque al hacerlo, para algunos de los aceites restantes ocurría un cruce de temperaturas (Temperatura de salida del fluido frío > Temperatura de entrada del fluido caliente) dentro del intercambiador según los requerimientos de transferencia de calor, o no se alcanzaban temperaturas suficientemente bajas como para obtener consumos razonables de propano en EA-104.

Los cálculos resultan algo complicados, especialmente cuando el aceite en cuestión se procesa bajo dilución incremental. Debe empezarse con una suposición de  $T_1$  y según la energía térmica transferida en cada uno de los EA-103 (3 057 352 BTU/hr). calcular las temperaturas intermedias, para finalmente, conociendo la temperatura de entrada del aceite ceroso al tren de enfriamiento, determinar la transferencia de calor necesaria en EA-102. Con la se

cuencia de aumento de temperaturas de la corriente  $\diamond 71$  se vigila - que la transferencia de calor en cada uno de los intercambiadores sea factible, es decir, que no haya ningún cruce de temperaturas. También debe cuidarse que cada dilución sea hecha a una temperatura adecuada.

Después de varias suposiciones de  $T_3$ , se puede alcanzar la convergencia con la temperatura de homogeneización ( $T_3$ ).

Los resultados para el tratamiento de los cinco diferentes tipos de aceites lubricantes se exhiben en la tabla viii.2.t-4.

El área de transferencia de cada uno de los intercambiadores - puede ser calculada utilizando la siguiente ecuación:

$$A_T = Q / (u \cdot LMTD) ; \text{ donde: } A_T = \text{área de transferencia, ft}^2 .$$

$Q$  = calor transferido en el intercambiador, BTU/hr.

$u$  = coeficiente de transferencia, BTU/hr ft<sup>2</sup>F .

$LMTD$  = media logarítmica de diferencias de temperaturas, °F .

El coeficiente global de transferencia de calor para el tipo de sustancias que estamos manejando variará según datos empíricos de Donald Q. Kern de acuerdo a la siguiente tabla:

COEFICIENTES DE TRANSICION SUCIOS U<sub>s</sub>

INTERCAMBIADORES		U	
FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	Int', h.m <sup>2</sup> .°C	BTU/hr ft <sup>2</sup> .°F
Aguas.....	Aguas.....	1 350 - 2 500	210 - 350
Soluciones acuáticas.....	Soluciones acuáticas.....	1 350 - 2 500	210 - 350
Hidrocarburos ligeros.....	Hidrocarburos ligeros.....	200 - 370	40 - 75
Hidrocarburos medios.....	Hidrocarburos medios.....	100 - 300	25 - 40
Hidrocarburos pesados.....	Hidrocarburos pesados.....	50 - 200	10 - 40
Hidrocarburos pesados.....	Hidrocarburos pesados.....	150 - 250	30 - 60
Hidrocarburos pesados.....	Hidrocarburos pesados.....	50 - 100	10 - 40
<b>REFRIGERANTES</b>			
Aguas, metales, amoníaco y soluciones acuáticas.....	Aguas.....	1 350 - 2 500	210 - 350
Hidrocarburos ligeros.....	Aguas.....	150 - 250	30 - 60
Hidrocarburos medios.....	Aguas.....	250 - 610	50 - 125
Hidrocarburos pesados.....	Aguas.....	25 - 750	5 - 75
CaH.....	Aguas.....	10 - 250	5 - 50
Aguas.....	Soluciones.....	500 - 1 000	100 - 100
Hidrocarburos ligeros.....	Soluciones.....	300 - 500	40 - 100
<b>RECALENTADORES</b>			
Vapor de agua.....	Aguas, metales, amoníaco.....	1 000 - 3 400	180 - 700
Vapor de agua.....	Soluciones acuáticas < 2 P.m.....	1 000 - 3 400	200 - 750
Vapor de agua.....	Hidrocarburos ligeros.....	300 - 2 500	100 - 550
Vapor de agua.....	Hidrocarburos medios.....	500 - 1 000	100 - 200
Vapor de agua.....	Hidrocarburos pesados.....	250 - 350	50 - 100
Vapor de agua.....	CaH.....	10 - 300	5 - 50
Vapor de agua.....	CaH.....	25 - 250	5 - 50
Distilados.....	CaH.....	20 - 300	5 - 50
Distilados.....	Hidrocarburos pesados.....	50 - 300	5 - 50

viii.2.- Balance de Energía para la -  
Sección de Tratamiento .

viii.p-40

ACEITE	$h_{714}$	$T_{714}$	$h_3$	$T_3$	$Q_{EA-102}$	$h_4$	$T_4$	$h_{713}$
NL	10 955 190		9 166 286	110	581 868	8 584 418	103.18	10 373 322
N	14 077 101	55.00	9 326 282	120	6 364 304	2 961 978	38.62	7 712 797
NP	18 625 247	58.47	19 575 777	120	11 316 625	8 254 152	52.67	7 308 622
P	34 788 320	100.00	39 057 448	120	27 516 171	11 541 277	37.95	7 272 149
C	41 511 078	110.86	54 154 078	160	27 516 171	26 637 907	83.43	13 995 000

	$T_{713}$	$Q_{EA-103-A}$	$h_7$	$T_7$	$h_{712}$	$T_{712}$	$h_{42}$	$T_{42}$
NL	41.82	3 057 352	5 527 076	66.98	7 315 970	29.80	1 106 551	60
N	30.74	3 057 352	5 169 739	67.09	4 655 455	18.74	738 973	60
NP	23.66	3 057 352	5 201 800	33.58	4 251 270	13.89	-	-
P	22.38	3 057 352	8 483 925	28.07	4 214 797	13.08	-	-
C	39.71	3 057 352	23 580 555	74.38	16 937 648	31.27	-	-

	$Q_{EA-103-D}$	$h_{10}$	$T_{10}$	$h_{712}$	$T_{711}$	$h_{712}$	$T_{46}$	$Q_{EA-103-G}$
NL	3 057 352	3 576 265	35.79	4 258 618	17.53	536 314	30	3 057 352
N	3 057 352	2 851 360	32.19	1 598 093	6.50	716 334	30	3 057 352
NP	3 057 352	2 144 448	14.00	1 193 918	3.93	4 792 361	40	3 057 352
P	3 057 352	5 426 573	18.09	1 157 445	3.62	-	-	3 057 352
C	3 057 352	20 523 203	65.21	7 880 296	22.70	-	-	3 057 352

	$h_{13}$	$T_{13}$	$h_{71}$	$T_{71}$	$EA-102$ $A_T$ (A,B,C)	$EA-103$ $A_T$ (A,B,C)	$EA-103$ $A_T$ (D,E,F)	$EA-103$ $A_T$ (G,H,I)
NL	1 057 227	9.06	1 201 266	5	59 %	422 %	780 %	2 224 %
N	510 342	4.59	-1 459 259	-6	916 %	334 %	569 %	1 196 %
NP	3 879 456	14.37	-1 863 434	-6	1 744 %	847 %	1 421 %	849 %
P	2 369 221	7.97	-1 763 502	-6	10 400 %	1 339 %	1 385 %	1 433 %
C	17 465 856	55.91	4 822 943	14	3 955 %	469 %	476 %	483 %

"h" y "Q" en BTU/hr ; "T" en °F ; Area de Transferencia en ft<sup>2</sup> por equipo.



viii.2.t-4.- CARACTERIZACION DE INTERCAM-  
BIADORES DE SERVICIO DEL TREN DE DILUCION-  
ENFRIAMIENTO DE ACEITES LUBRICANTES .

( CALCULOS PRELIMINARES ) .



Considerando que estamos procesando fluidos orgánicos pesados diluidos en disolventes ligeros, supondremos un coeficiente de transferencia global de 50 para todos los tipos de aceites en cada uno de los intercambiadores. El coeficiente de transferencia real deberá ser determinado en el momento del diseño mecánico de los equipos ya que depende de la geometría del intercambiador.

Las últimas cuatro columnas de la tabla viii.2.t-4 muestran las áreas de transferencia para cada uno de los intercambiadores EA-103 y para EA-102.

Una vez determinadas las superficies de intercambio que se requieren en cada caso para establecer los flujos de calor señalados en viii.2.t-4, se procede a estimar un área promedio que será asignada a cada tipo de intercambiador EA-103, la cual se espera pueda servir para el procesamiento de todas las clases de aceites. Esta estimación deberá ser hecha considerando las áreas de transferencia bajo las cuales son fabricados los intercambiadores de doble tubo con raspadores internos. Según datos de la Arthur G. McKee & Company se puede disponer de los siguientes:

Intercambiadores de Doble Tubo con Raspadores de Superficie :  
integrados por :

- a).- 9 elementos de doble tubo con un área de transferencia total de 690 ft<sup>2</sup>.
- b).- 12 elementos de doble tubo con un área total de 920 ft<sup>2</sup>.
- c).- 15 elementos de doble tubo con un área total de 1150 ft<sup>2</sup>.
- d).- 12 elementos de doble tubo con un área total de 975 ft<sup>2</sup>.
- e).- 15 elementos de doble tubo con un área total de 1094 ft<sup>2</sup>.

En base a los resultados reportados en la tabla viii.2.t-4 se elige la opción (c) para cada uno de los nueve equipos EA-103.

5.- Cálculos Intermedios.- Determinación del Área de Transferencia para EA-102.

Con el área de transferencia de 1150 ft<sup>2</sup> para los EA-103 se realizó una segunda serie de cálculos de los cuales se sacó en conclusión que un conjunto de intercambiadores EA-102 colocados en serie con 2142 ft<sup>2</sup> de área de transferencia por unidad no pueden utilizar

viii.2.- Balance de Energía para la -  
Sección de Tratamiento

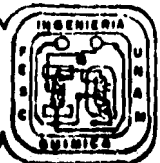
viii.p-42

ACEITE	$h_{714}$	$T_{714}$	$h_3$	$T_3$	$Q_{EA-102}$	$A_T^{EA-102}$	$h_4$	$T_4$
NL	11 341 304	40.92	9 168 139	110	6 315 100	1 151 %	2 853 457	34.83
N	8 996 923	37.29	9 406 375	120	8 314 603	2 142 %	6 82 320	8.94
NP	19 165 508	60.07	19 575 777	120	12 482 157	2 129 %	7 093 620	45.43
P	28 293 330	82.55	38 967 751	119.74	11 790 241	2 142 %	27 178 979	85.76
C	42 266 738	111.02	54 281 942	160.33	15 255 591	2 142 %	39 028 943	118.92
	$h_{713}$	$T_{713}$	$Q_{EA-103-A}$	$A_T^{EA-103-A}$	$h_7$	$T_7$	$h_{712}$	$T_{712}$
NL	5 026 204	18.44	1 476 471		1 377 404	16.88	3 549 733	13.12
N	1 091 772	4.45	392 989	1 150 %	290 394	3.80	698 783	2.85
NP	6 683 351	21.68	3 174 214	1 150 %	3 920 189	25.41	3 509 137	11.49
P	16 503 089	49.56	6 025 462	1 150 %	20 974 406	67.17	10 297 627	31.43
C	27 011 147	73.23	7 718 324	1 150 %	31 311 817	97.03	19 292 823	53.22
	$h_{42}$	$T_{42}$	$Q_{EA-103-D}$	$A_T^{EA-103-D}$	$h_{10}$	$T_{10}$	$h_{711}$	$T_{711}$
NL	1 106 551	60	1 462 781	1 150 %	1 021 340	10.32	2 086 952	7.75
N	738 973	60	1 081 148	1 150 %	-51 179	-0.59	-382 365	-1.57
NP	-	-	1 841 875	1 150 %	2 071 333	13.52	1 659 262	5.46
P	-	-	6 130 848	1 150 %	14 844 525	48.27	4 166 779	12.93
C	-	-	7 399 583	1 150 %	23 913 534	75.37	11 893 240	33.38
	$h_{46}$	$T_{46}$	$Q_{EA-103-B}$	$A_T^{EA-103-B}$	$h_{13}$	$T_{13}$	$h_{71}$	$T_{71}$
NL	536 314	30	743 796	1 150 %	813 859	7.0	1 343 157	5
N	716 334	30	1 076 994	1 150 %	-411 837	-3.72	-1 459 259	-6
NP	4 792 361	40	3 522 696	1 150 %	3 340 998	12.40	-1 863 434	-6
P	-	-	6 066 687	1 150 %	8 777 838	28.99	-1 899 908	-6
C	-	-	7 070 297	1 150 %	16 843 297	54	4 822 943	14

"h" y "Q" en BTU/hr; Temperaturas en °F; Áreas de Transferencia en ft<sup>2</sup>



viii.2.t-5.- Balance de energía para intercambiadores de proceso del tren de enfriamiento - de aceite. Cálculos Intermedios .



para el tratamiento de todos los tipos de aceite lográndose las condiciones requeridas en los extremos del tren de intercambiadores de proceso. Los resultados de estos cálculos intermedios se presentan en viii.2.t-5. Sin embargo, como puede observarse al analizar esta tabla, las diluciones no se están haciendo al nivel de temperatura adecuado por lo que se hace necesario cambiar las características de flujo de los aceites neutro ligero, neutro y neutro pesado en el tren de enfriamiento.

6.- Cálculos Finales.- Definición de las condiciones de operación en el tren de intercambiadores de proceso para cada uno de los aceites lubricantes.

Para lograr el ajuste a un descenso progresivo de la temperatura del aceite ceroso que atraviesa el tren de intercambiadores de proceso, se propone, para los casos de neutro y neutro ligero, utilizar solo una de las tres baterías arregladas en paralelo de los EA-103 (bloqueando el acceso a los intercambiadores EA-103-A y C) de manera que se disminuya el área de transferencia y se restrinja la caída de temperatura que, según viii.2.t-5 resultaba muy rápida; adicionalmente, si es necesario, se puede colocar un by-pass alrededor de los EA-102 y prescindir del uso de estas unidades.

En el caso de aceite neutro pesado se puede resolver el problema de un descenso no progresivo de temperatura cambiando el punto de inyección del solvente de 60°F y llevarlo a EA-105-A donde el nivel de temperatura parece ser más adecuado.

Al igual que en el inciso (5), el procedimiento general para la resolución del balance térmico consistió de los siguientes pasos:

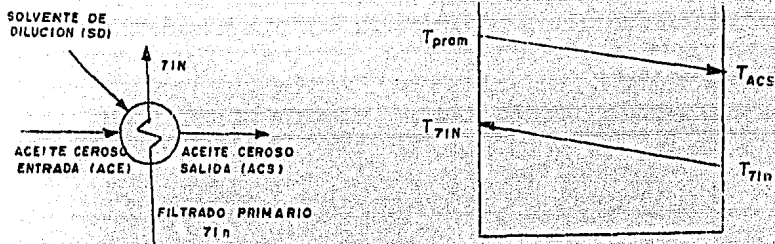
- a).- suposición de  $T_{13}$ .
- b).- cálculo de  $h_{13}$ .
- c).- suposición de  $T_{711}$ .
- d).- cómputo  $T_{711}$ .
- e).- evaluación de  $Q_{EA-103-C} = h_{711} - h_{71}$ .
- f).- cálculo de  $h_{10} = Q_{EA-103-C} - h_{40} + h_{13}$ .
- g).- cómputo de  $T_7$ .

- h).- cálculo de  $A_T^{EA-103-0}$  y búsqueda de convergencia con un área total para los tres intercambiadores en paralelo (J, H e I) de  $3450 \text{ ft}^2$  (1150 por equipo). Si existe convergencia avanzar al paso (i), si no es así, regresar a (c) suponiendo un nuevo valor de  $T_{711}$ .
- i).- suposición de  $T_{712}$ .
- j).- cálculo de  $h_{712}$ .
- k).- determinación de  $Q_{EA-103-0} = h_{712} - h_{711}$ .
- l).- evaluación de  $h_7 = Q_{EA-103-0} - h_{42} + h_{10}$ .
- m).- cómputo de  $T_7$ .
- n).- cálculo de  $A_T^{EA-103-0}$  y búsqueda de convergencia con un área total de  $3450 \text{ ft}^2$ . Si hay convergencia avanzar al paso (o), en caso contrario regresar a (i) suponiendo un nuevo valor para  $T_{712}$ .
- o).- Suponer un valor de  $T_{713}$ .
- p).- cálculo de  $h_{713}$ .
- q).- evaluación de  $Q_{EA-103-A} = h_{713} - h_{712}$ .
- r).- cálculo de  $h_4 = Q_{EA-103-A} + h_7$ , y determinación de  $T_4$ .
- s).- determinación de  $A_T^{EA-103-A}$  y búsqueda de convergencia con  $3450 \text{ ft}^2$ . Si existe tal convergencia pasar al inciso (t), si no, regresar a (o).
- t).- suposición de  $T_{714}$ .
- u).- cálculo de  $h_{714}$ .
- v).- obtención de  $Q_{EA-102} = h_{714} - h_{713}$ .
- w).- cálculo de  $h_3 = Q_{EA-102} + h_4$ .
- x).- evaluación de  $T_3$ .
- y).- cálculo del área de transferencia para EA-102 y búsqueda de convergencia con un área total, para los tres equipos - en serie, de  $6426 \text{ ft}^2$ ; si existe tal convergencia avanzar al paso (z), en caso contrario regresar al inciso (t).
- z).- comparar el valor de  $T_3$  obtenido con la temperatura de no homogeneización requerida, si ambas son iguales, se ha logrado la caracterización completa del sistema de intercambiadores de proceso, si no es así, regresar al paso (a) con una nueva suposición de  $T_3$ .



Programa para caracterización térmica de corrientes en torno a los intercambiadores de proceso del sistema de enfriamiento de aceite ceroso :

El siguiente programa permite la resolución de los balances de energía para cada uno de los intercambiadores de proceso que componen el tren de dilución-enfriamiento de la carga de aceite ceroso, de acuerdo al siguiente esquema :



Donde  $T_{prom}$  es la temperatura promedio de las corrientes de entrada de aceite ceroso y de solvente de dilución, calculada como la temperatura correspondiente a una corriente de composición igual a la del aceite ceroso que abandona el intercambiador y entalpía equivalente a:  $h = h_{ACE} + h_{SD}$ .

Programa :

- I.- Lectura de datos y asignación de variables :
- 1.- entrada de aceite ceroso al intercambiador :  
 $X_{MEK} \rightarrow D$  ;  $X_{TOL} \rightarrow E$  ; Flujo molar  $\rightarrow F$  ; Temperatura  $\rightarrow G$  ;  
 $m \rightarrow M$  ; (recordar que la entalpía del aceite está definida - por  $h = m T$ ) .
- 2.- corriente de filtrado primario  $7In$  que entra al intercambiador:  
 $X_{MEK} \rightarrow A$  ;  $X_{TOL} \rightarrow B$  ; Flujo molar  $\rightarrow C$  ; Entalpía  $\rightarrow H$  ;  
 Temperatura  $\rightarrow Z$  ;
- 3.- corriente añadida para dilución incremental :  
 flujo molar  $\rightarrow V$  ; entalpía  $\rightarrow L$  ; temperatura  $\rightarrow U$  ;
- 4.- corriente de salida de aceite ceroso :  
 $X_{MEK} \rightarrow \theta$  ;  $X_{TOL} \rightarrow P$  ; flujo molar  $\rightarrow R$  ;

- 5.- Cálculo de entalpía de entrada de aceite ceroso :  

$$F \{ DG ( 34.608 + 0.0364 G ) + EG ( 34.5375 + 0.039 G ) + MG ( 1 - D - E ) \} \longrightarrow I ;$$
- 6.- Cálculo de entalpía de la corriente 71 a la salida del intercambiador :  

$$T_{71M} \longrightarrow K ;$$

$$C \{ AK ( 34.608 + 0.0364 K ) + BK ( 34.5375 + 0.039 K ) + KM ( 1 - A - B ) \} \longrightarrow J ;$$
- 7.- Cálculo del calor transferido en el equipo :  

$$J - H \longrightarrow Q ;$$
- 8.- Determinación de la entalpía del aceite ceroso a la salida del intercambiador :  $Q - L + I \longrightarrow N ;$
- 9.- Estimación de la temperatura de salida del aceite ceroso :  

$$T_o \longrightarrow T ; \Delta T \longrightarrow X ;$$

$$Lb1 1 : T + X \longrightarrow F ;$$

$$R \{ \theta T ( 34.608 + 0.0364 T ) + PT ( 34.5375 + 0.039 T ) + MT ( 1 - \theta - P ) \} \longrightarrow S ;$$
 if:  $N \geq S \Rightarrow$  Go to 1 ; else:  $T - X \longrightarrow T ; X + 10 \longrightarrow X ;$   
 if:  $X \geq 10^{-2} \Rightarrow$  Go to 1 ; else : Temperatura = T .
- 10.- Cálculo de la entalpía total de las corrientes de entrada :  

$$I + L \longrightarrow [Z 1] ;$$
- 11.- Estimación de la temperatura promedio de las corrientes de entrada :  

$$T_o' \longrightarrow [Z 2] ; \Delta T \longrightarrow [Z 3] ;$$

$$Lb1 2 : [Z 2] + [Z 3] \longrightarrow [Z 2] ;$$

$$R \{ \theta [ ( [Z 2] ( 34.608 + 0.0364 [Z 2] ) ) + P [ ( [Z 2] ( 34.5375 + 0.039 [Z 2] ) ) + M [ ( [Z 2] ( 1 - \theta - P ) ) ] \} \longrightarrow [Z 4] ;$$
 if:  $[Z 1] \geq [Z 4] \Rightarrow$  Go to 2 ; else :  $[Z 2] - [Z 3] \longrightarrow [Z 2] ;$   
 $[Z 3] + 10 \longrightarrow [Z 3] ;$   
 if:  $[Z 3] \geq 10^{-2} \Rightarrow$  Go to 2 ; else :  
 Temperatura promedio =  $[Z 2] ; [Z 2] \longrightarrow Y .$
- 12.- Cálculo de la media logarítmica de diferencias de temperaturas en el intercambiador (LMTD) :  

$$( Y - K - T + Z ) + \ln \{ ( Y - K ) \div ( T - Z ) \} \longrightarrow W .$$

13.- cálculo del área de transferencia del intercambiador :

$$\text{Area} = Q \div W \div u$$

El programa debe ser aplicado a cada intercambiador de proceso introduciendo en el paso 6 distintos valores de la temperatura de la corriente de salida del filtrado primario hasta encontrar convergencia en la etapa 13 con la superficie de intercambio asignada al equipo correspondiente.

En realidad, si se dispone de los suficientes pasos de programación en la computadora, en el paso (6) se puede introducir un procedimiento de iteración similar al de las etapas (9) y (11), terminando sus cálculos iterativos en el paso (14) donde se metería el valor del área de transferencia con el que debe converger la superficie calculada en la fase (13).

Nótese que los procedimientos de estimación de temperatura en los pasos (9) y (11) corresponden al método que se había delineado en la página viii.p-24.

Este programa se aplica :

- entre los pasos (c) a (h) para encontrar las condiciones térmicas que den convergencia con el área de transferencia asignada al conjunto de intercambiadores EA-103 ( G , H e I ) .
- entre los pasos (i) a (n) hasta que se encuentren las condiciones que proporcionen la convergencia con la superficie asignada a EA-103- ( D , E y F ) .
- entre los pasos (o) a (s) para los balances alrededor de los equipos EA-103- ( A , B y C ) ; y
- entre los pasos (t) a (y) para los balances de energía alrededor de EA-102 .

Los balances de energía anteriores deben ajustarse completamente a las condiciones impuestas en el inciso (z) que consiste en la convergencia de T<sub>1</sub> con la temperatura de homogeneización prospectificada .

Para el ajuste final se introdujeron unas pequeñas variantes en los casos de neutro ligero, neutro y neutro pesado consistentes en:

- para neutro ligero y neutro en los pasos (n), (n) y (s), cambiar la convergencia a una área de transferencia total de  $1150 \text{ ft}^2$ , significando que solo se utilizará una línea de las tres derivaciones en paralelo de la corriente principal; además, eliminar los pasos (t) a (y) y adelantar el paso (z) después del cumplimiento de las condiciones impuestas en (s). Es to último porque la corriente de proceso  $\diamond 3$  no se introducirá a EA-102, sino que se implementará un by pass alrededor de este equipo.
- para neutro pesado, debido a que la corriente número 46 se inyecta en EA-103-A, y no en EA-103-G, en el paso (r) la ecuación para  $h_4$  cambia a:

$$h_4 = Q_{EA-103-A} + h_7 - h_{46} ,$$

y en el paso (f):

$$h_{10} = Q_{EA-103-G} + h_{13} .$$

Únicamente con este tipo de aceite se da la necesidad de cambiar el punto de inyección de solvente de dilución con respecto al diagrama de flujo P-101.

En el cuadro de la tabla viii.2.t-6 se exhiben las condiciones de operación definitivas en el tren de intercambiadores de proceso de la sección de dilución-enfriamiento de aceites desaromatizados.

#### 7.- Balance Técnico alrededor de los enfriadores de servicio - del tren de enfriamiento de aceite ceroso.-

El balance en el resto de la sección de dilución-enfriamiento, es decir, en el sistema de enfriadores de servicio, debe realizarse considerando las características del refrigerante de que se disponga en cada caso.

Como veremos en el capítulo IX, en el circuito de acondicionamiento de propano se producirá un líquido saturado de 130 psia que al atravesar el tren de enfriamiento de solvente se expandirá pro-

viii.2.- Balance de Energía para la -  
Sección de Tratamiento .

viii.p-49

ACEITE	$h_{714}$	$T_{714}$	$h_3$	$T_3$	$Q_{EA-102}$	$A_{EA-102}^T$	$h_4$	$T_4$
NL	8 682 633	31.58	9 103 362	109.26	0	2 142 %	9 103 362	109.26
N	7 025 494	28.07	9 379 638	120.67	0	2 142 %	9 379 638	120.67
NP	19 498 400	61.07	19 499 273	119.55	12 167 957	2 142 %	7 331 316	46.91
P	28 293 330	82.55	38 967 751	119.74	11 790 241	2 142 %	27 178 979	85.76
C	42 266 738	111.02	54 281 942	160.33	15 255 591	2 142 %	39 028 993	118.92

	$h_{713}$	$T_{713}$	$h_{46}^{(40^\circ F)}$	$Q_{EA-103-A}$	$h_7$	$T_7$	$h_{712}$	$T_{712}$
NL	8 682 633	31.58	-	3 556 459	5 546 485	67.21	5 125 674	18.85
N	7 025 494	28.07	-	4 182 071	5 198 258	67.45	2 843 423	11.52
NP	7 453 225	24.12	4 792 361	3 249 109	8 874 944	32.41	4 204 116	13.74
P	16 503 089	49.56	-	6 205 462	20 974 406	67.17	10 297 627	31.43
C	27 011 147	73.23	-	7 718 324	31 316 817	97.03	19 292 823	53.22

	$h_{42}^{(60^\circ F)}$	$Q_{EA-103-D}$	$h_{10}$	$T_{10}$	$h_{711}$	$T_{711}$	$h_{46}$	$T_{46}$
NL	1 106 551	2 256 467	4 403 509	43.93	2 875 208	10.65	536 314	30
N	738 973	2 566 203	3 371 157	37.97	2 77 220	1.13	716 334	30
NP	-	3 138 298	5 745 670	21.17	1 073 818	3.54	-	-
P	-	6 130 848	14 844 525	48.27	4 166 779	12.93	-	-
C	-	7 399 583	23 913 534	75.37	11 993 240	33.38	-	-

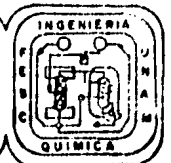
  

	$Q_{EA-103-B}$	$A_{EA-103-B}^T$	$h_{13}$	$T_{13}$	$h_{71}$	$T_{71}$	$h_{16}$	$T_{16}$
NL	1 532 051	1 150 %	3 407 772	29	1 343 157	5		
N	1 736 409	1 150 %	2 351 012	21	-1 459 259	-6		
NP	2 937 252	1 150 %	2 808 419	10.44	-1 803 434	-6		
P	6 066 687	1 150 %	8 777 838	28.99	-1 899 908	-6		
C	7 070 297	1 150 %	16 843 237	54	4 902 974	14		

"h" y "Q" en BTU/hr; Temperaturas en °F; Areas de Transferencia en ft<sup>2</sup>.



viii.2.t-6.- Balance de Energía para el Sistema de Intercambiadores de Proceso del Tren de Enfriamiento de Aceite .  
Cálculos Definitivos .



gresivamente al intercambiar calor con el agente desparafinado y - por efectos de caída de presión en su paso por estos equipos, de manera que finalmente se dispondrá de propano líquido saturado a las siguientes presiones:

100 psia (55°F); 72 psia (35°F); 52 psia (16°F); 35 psia (-5°F) y 23 psia (-15°F).

Un adecuado diseño de la red de intercambiadores EA-109 permitirá tomar ramificaciones de la corriente de propano que está siendo usada para disminuir la temperatura del solvente, y utilizarla en los enfriadores de servicio de la unidad.

En los casos en los que no se produce disolvente (-15,00) habrá disponibilidad de propano hasta 35 psia (escala descendente), en caso contrario, también se dispondrá de refrigerante a 23 psia. Esto será definido según la temperatura de filtración primaria que sea la mínima durante todo el tratamiento.

En todos los casos se considerará la utilización de refrigerante a la menor temperatura disponible con el objeto de aumentar el gradiente de temperaturas entre las corrientes que toman parte en la transferencia de calor en los EA-104 y disminuir la superficie de intercambio de estos equipos.

Para la determinación del área para transmisión de calor que habría de ser asignada a cada uno de los seis EA-104, se hicieron algunos cálculos preliminares en los que se asignaba un valor de 1150 ft<sup>2</sup> a los tres primeros colocados en paralelo y posteriormente se determinaba el área necesaria en los tres últimos; los cálculos demostraron que en el caso del aceite pesado la segunda superficie daba un valor cercano a los 1150 ft<sup>2</sup>, mientras que en el caso de aceite cilindros, solo se necesitaban 1000 ft<sup>2</sup>. Para mayor claridad se presentan a continuación los resultados de los cálculos realizados sobre estos dos tipos de aceites:

Balances térmicos en el Sistema de Intercambiadores de Servicio del Tren de Enfriamiento de Aceite Ceroso .

	$T_{13}$	$h_{13}$	$Q_{EA-104-A}$	$A_{EA-104-A}$	$h_{19}$	$T_{19}$	FLUJO MOLAR DE PROPANO.
PESADO	28.99	8 777 858	7 330 670	1 150	1 447 167	4.8785	948.34
CILINDROS	54.00	16 843 237	8 949 916	1 150	7 893 321	25.8907	1132.61
	TEMPERATURA DEL PROPANO	$Q_{EA-104-D}$	$A_{EA-104-D}$	$h_{25}$	$T_{25}$	FLUJO MOLAR DEL PROPANO	TEMPERATURA DEL PROPANO
PESADO	- 15	3 210 689	1 113.88	-1 763 502	- 6	414.87	- 15
CILINDROS	- 5	3 866 826	1 003.86	4 226 495	14	464.06	- 5

Conforme a los resultados con aceite pesado, el área que deben poseer los tres segundos EA-104 corresponde también a 1150 ft<sup>2</sup>. Una menor superficie comercial de intercambio en estos equipos provocaría que no se alcanzase la temperatura de filtración deseada - a menos que se incrementara lo suficiente el flujo de alimentación de propano, pero en este caso se obtendría como corriente de salida una mezcla bifásica que no puede ser alimentada al compresor - del ciclo de regeneración de refrigerante .

Si utilizamos seis EA-104 de 1150 ft<sup>2</sup> cada uno, el área en todos los casos resultará algo grande, pero la transferencia de energía térmica sería controlada mandando la cantidad de refrigerante justa para la obtención de la temperatura de filtración en la corriente número 25. La clave consistiría en introducir una menor cantidad de propano que la definida según la transferencia de calor latente y ajustar su flujo hasta obtener la temperatura deseada a la salida de la corriente de proceso, a pesar de que el propano que abandone el equipo tenga algún grado de sobrecalentamiento .

En la tabla viii.2.t-7 se presentan las características térmicas de las corrientes de proceso y los requerimientos de propano en cada uno de los intercambiadores al usarse equipos con superficie de intercambio de 1150 ft<sup>2</sup>. Nótese que con aceite neutro lige-

viii.2.t-7.- Características Térmicas de las Corrientes de Proceso y Requerimientos de Propano en Intercambiadores de Servicio del Tren de Enfriamiento de Aceite

	$T_{13}$	$h_{13}$	$T_{64}$	$h_{64}$	$h_{16}$	$T_{16}$	$h_{52}$	$T_{52}$
NL	29.00	3 407 772	5	102 489	3 510 261	25.97	522 130	5
N	21.00	2 351 012	-	-	2 351 012	21.00	-	-
NP	10.44	2 808 419	-	-	2 808 419	10.44	-	-
P	28.99	8 777 838	-	-	8 777 838	28.99	-	-
C	54.00	16 843 237	-	-	16 843 237	54.00	-	-

	ENTRADA PROPANO	$\bar{h}$ ENTRADA PROPANO	$F_{PROPANO}$	$Q_{EA-104-A,B,C}$	$A_{EA-104-A,B,C}$	$h_{19}$	$T_{19}$
NL	- 5	- 2 787	370.58	2 842 476	1 150 c/u	1 189 965	5
N	- 15	- 3 051	0	0	1 150 c/u	2 351 012	21.00
NP	- 15	- 3 051	568.43	4 423 809	1 150 c/u	-1 615 390	- 6
P	- 15	- 3 051	948.34	7 330 670	1 150 c/u	1 447 167	4.88
C	- 5	- 2 787	1132.61	8 949 916	1 150 c/u	7 893 321	25.89

	$T_{SALIDA PROPANO}$	(SM) <sub>PROP</sub>	$\bar{h}$ SALIDA PROPANO	$h_{57}$	$T_{57}$	ENTRADA PROPANO	$\bar{h}$ ENTRADA PROPANO	$F_{PROPANO}$	$Q_{D,S,F}$ $Q_{EA-104}$
NL	0.43	5.43	4 883	-	-	- 5	-2 787	0	0
N	-	-	-	-482 417	- 6	- 15	-3 051	385.54	3 014 608
NP	-11.64	3.36	4 731	-	-	-	-	-	0
P	- 15	0	4 679	-	-	- 15	-3 051	414.67	3 210 669
C	10.00	15	5 115	-	-	- 5	- 2787	458.45	3 666 826

	$A_{EA-104-D,E,F}$	$T_{SALIDA PROPANO}$	(SM) <sub>PROPAN</sub>	$\bar{h}$ SALIDA PROPANO	$h_{25}$	$T_{25}$
NL	1 150 c/u	-	-	0	1 189 965	5
N	1 150 c/u	- 9.29	5.71	4 768	-1 146 013	-6
NP	1 150 c/u	-	-	-	-1 615 390	-6
P	1 150 c/u	-14.12	0.88	4 685	-1 763 502	-6
C	1 150 c/u	13.97	18.97	5 211	4 226 495	14

Notas :  $\bar{h}$  (entalpías molares de propano) en BTU/lbmol.

$S_M$  (Grado de sobrecalentamiento) en °F.

$h$  y  $Q$  en Btu/hr; flujo ( $P$ ) en lbmol/hr;



re y neutro pesado solo se utiliza un intercambiador. Se reporta - también en esta tabla el grado de sobrecalentamiento en la corriente de vapor de propano recuperada. Para la resolución del balance de energía se siguió el siguiente procedimiento :

1.- De acuerdo al diagrama presión-entalpía para el propano, - los contenidos caloríficos molares de líquido y vapor saturados que son utilizados en EA-104 son :

Para refrigerante de 35 psia :

$$\bar{h}_{\text{liq. sat.}} = - 2\ 787 \text{ BTU/lbmol.} \quad \bar{H}_{\text{vap. sat.}} = 4\ 752 \text{ BTU/lbmol.}$$

Para refrigerante de 23 psia :

$$\bar{h}_{\text{liq. sat.}} = - 3\ 051 \text{ BTU/lbmol.} \quad \bar{H}_{\text{vap. sat.}} = 4\ 679 \text{ BTU/lbmol.}$$

Como en casi todos los casos estaremos recuperando vapor de propano con cierto grado de sobrecalentamiento, se tomó en consideración establecer una ecuación sencilla que interrelacione la entalpía del vapor sobrecalentado con la temperatura de sobrecalentamiento, - dichas ecuaciones son las siguientes :

$$\bar{H} = 4\ 752 + 24.2 ( T^{\text{SH}} - T^{\text{SAT}} ) , \text{ para propano de 35 psia.}$$

$$\bar{H} = 4\ 679 + 15.6 ( T^{\text{SH}} - T^{\text{SAT}} ) , \text{ para propano de 23 psia.}$$

Expresiones en las que  $T^{\text{SH}}$  es la temperatura de sobrecalentamiento y  $T^{\text{SAT}}$  es la temperatura de las fases en equilibrio.

2.- Una vez determinado el calor que será transferido en el intercambiador (  $Q =$  entalpía de la corriente de proceso que entra al equipo - entalpía de la corriente de proceso que abandona el equipo), se calculan las temperaturas de las corrientes de proceso.

En cuanto a las condiciones técnicas de las corrientes de servicio: La temperatura del flujo de entrada de propano corresponde a la temperatura de saturación, mientras que, en este momento, se desconoce la temperatura de salida de la fase vapor.

3.- Suponer una temperatura de salida del vapor sobrecalentado :

$$T^{\text{SH}} > T^{\text{SAT}}$$

4.- Calcular L M T D.

5.- Con Q y LMTD calcular el área de transferencia :

$$\text{Area} = Q / ( u \text{ LMTD } ) ; \quad \text{con } u = 60 \text{ BTU} / ( \text{ hr} \cdot \text{F} \cdot \text{ft}^2 ).$$

6.- Si el área de transferencia es igual a 1150 ft<sup>2</sup>, la suposición de T<sup>sm</sup> es correcta, en caso contrario regresar al paso (3).

En el paso (2), los valores de la energía térmica que ha de ser transferida en cada uno de los intercambiadores de servicio [EA-104-(A,B y C), y EA-104-(D,E y F)] se asignan de manera que el vapor de propano que abandona dichos equipos tenga más o menos el mismo grado de sobrecalentamiento; por supuesto, se requiere de un método iterativo para lograr los objetivos señalados; adicionalmente, la temperatura de la corriente número 25 debe ajustarse a las condiciones de filtración en FF-101.

Antes de su entrada a los intercambiadores de servicio, el aceite tipo neutro ligero se le añade filtrado de lavado (corriente número 64); dicha dilución se considera adiabática. Para la caracterización de la mezcla resultante se utiliza el método de la página viii.p-24. En las primeras cuatro columnas de la tabla - - viii.2.t-7 se exhiben los resultados de dicho mezclado adiabático.

Las diluciones finales que son llevadas a cabo en los intercambiadores de servicio son tomadas en cuenta de la misma manera que se hizo en el caso de los intercambiadores de proceso de nuestro tren de enfriamiento de la carga de aceites lubricantes cerosos .

## viii.2.2.- Balance de Energía para los Sistemas de Filtración Continua .

### viii.2.2.1.- Filtración Primaria .-

Se considera el sistema representado en la figura de la página viii.p-4. El balance alrededor de FF-101 resulta sencillo debido a que no existe ningún equipo de transferencia de calor. Solo hace falta evaluar las entalpías de las corrientes de proceso, para lo cual es de utilidad la ecuación presentada en la página viii.p-24.

Para el cálculo de las entalpías molares de los hidrocarburos se consideró que la misma ecuación que sirve para caracterizar a los aceites lubricantes, es de utilidad para los distintos tipos de parafinas. Según la tabla viii.2.t-1 esto no es rigurosamente cierto, pero si se utilizan cada una de las expresiones reportadas en esta tabla para cada una de las especies, los cálculos se complicarían en gran medida para obtener, finalmente, prácticamente los mismos resultados que los que se obtienen cuando se considera una sola ecuación como general para los derivados del mismo tipo de aceite (esta observación es válida para bajas temperaturas, digamos  $T < 100^{\circ}\text{F}$ ). Los resultados se exponen en las tablas de las páginas ix.p-(5 a 24) que es el resumen de los balances de energía en toda la sección de tratamiento .

### viii.2.2.2.- Recristalización - Fraccionamiento de Parafina - Primaria .

Se asientan estos balances en base a la figura de la página viii.p-5. La recirculación de parafina tibia deberá de ser ajustada de manera que con una sola unidad de cada intercambiador (EA-105 y EA-106) se puedan procesar todos los tipos de parafinas primarias.

Las características del vapor de servicio que se utiliza en dichos equipos son las siguientes :

Condiciones de entrada :

Presión = 260 psia .

Entalpía molar = 23 616 BTU/lbmol

Temperatura = 590 °F

Volumen molar = 40.959 ft<sup>3</sup>/lbmol.

Entropía molar = 29.4354 BTU/lbmol °F .

Condiciones a la salida :

Presión = 70 psia                      Entalpía molar = 21.503 BTU/lbmol.  
Temperatura = 303.31 °F                Volumen molar = 112.63 ft<sup>3</sup>/lbmol .  
Entropía molar = 29.4354 BTU/lbmol °F .

Para la caracterización de cada una de las corrientes de proceso y la especificación del área de transferencia de los equipos de intercambio de calor se siguió el procedimiento que se describe a continuación :

1.- Resolución del Circuito de Recirculación de Parafina Tibia :

1.1.- Conociendo las condiciones bajo las cuales se separa el - filtrado "C" en los filtros FF-103, se pueden evaluar las propiedades (flujo molar, temperatura, entalpía) de la corriente 103 que se inyecta a SN-1 .

1.2.- Considerando mezcla adiabática se pueden obtener la temperatura y entalpía de la corriente mezclada :  $T_F$  ,  $T_F$  .

1.3.- La corriente de recirculación de parafina tibia que se añade en EA-104 está a la temperatura de homogenización (reportada en la tabla v.3.t-5 como temperatura de calentamiento). Como no conocemos el flujo de esta corriente, solo podemos calcular su entalpía molar,  $\bar{h}_{79}$  .

1.4.- La temperatura y flujo molar de la corriente 76 es desconocida, por lo tanto la determinación de la capacidad de intercambio de calor para EA-105 requiere de un método iterativo el cual se presenta a continuación :

1.4.1.- La base del procedimiento es suponer inicialmente que - por el circuito de derivación hacia EA-107 no hay flujo y tratar de ajustar todas las variables de proceso de manera que una misma área de transferencia para EA-105 permita el tratamiento de todas las - clases de parafinas primarias .

Con la suposición anterior las ecuaciones para la resolución - del balance de energía en esta zona se reducen a :

$$F_{76} = 0 ; \quad X_{i76} = X_{i77} = X_{i79} = X_{i81} .$$

$$Q_{EA-105} = F_{76}(\bar{h}_{77} - \bar{h}_{76}) = A_T^{EA-105} (LMTD) u.$$

$$= F_{VOP} (23\ 616 - 21\ 303).$$

$$LMTD = \left[ (590 - T_H) - (308.31 - T_{76}) \right] \div \ln \left[ \frac{(590 - T_H)}{(308 - T_{76})} \right]$$

donde:  $T_H$  = temperatura de homogeneización de la parafina - primaria.

$F_{VOP}$  = flujo molar del vapor de media presión.

El coeficiente global de transferencia de calor es fijado en 60 BTU/hr °F ft<sup>2</sup>, que corresponde a equipos que manejan fluidos orgánicos medianos y vapor de agua. La superficie de transferencia deberá ser determinada analizando los cálculos iterativos que se hagan con diferentes relaciones de recirculación para todos los tipos de hidrocarburos y por generalización a un solo valor de dicha variable.

El método consiste en los siguientes pasos:

1.4.2.- Cálculo del área de transferencia de EA-105 a diferentes relaciones de recirculación:

a).- con la temperatura de homogeneización ( $T_H$ ) calcular la entalpía molar de la corriente 79 que se recircula:

$$\bar{h}_{79} = T_H \left[ X_{MEK} (34.608 + 0.0364 T_H) + X_{TOL} (34.5375 + 0.039 T_H) + m (1 - X_{MEK} - X_{TOL}) \right].$$

b).- suponer una relación de recirculación:

$$R = F_{79} / (F_{SN-1} + F_{105}) = F_{79} / F_{81}.$$

c).- calcular el flujo molar de la corriente de proceso que atraviesa el intercambiador EA-105:

$$F_{76} = F_{81} (R + 1).$$

d).- considerando mezclado adiabático, determinar la entalpía de la corriente 76:

$$\begin{aligned} h_{76} &= \bar{h}_{79} R F_{81} - h_{105} - h_{SN-1} \\ &= \bar{h}_{79} R F_{81} - h_{\Sigma} \end{aligned}$$

e).- utilizando el método de cálculos iterativos de la página - viii.p-24, calcular la temperatura de la corriente 76.

f).- determinar la energía térmica que deberá ser transferida - en EA-105 para obtener la temperatura de homogeneización a la salida de este equipo :

$$Q = \dot{h}_{79} F_{B1} - h_{76} = Q_{EA-105}$$

g).- calcular la media logarítmica de diferencias de temperaturas para el intercambiador :

$$LMTD = \frac{(590 - T_M) - (303.31 - T_{76})}{\ln[(590 - T_M) \div (303.31 - T_{76})]}$$

h).- Obtener el área de transferencia para la relación de recirculación supuesta y el consumo de vapor de media presión correspondiente :

$$\text{Area} = Q / (u \text{ LMTD}) ; F_{Vop} = Q / (23616 - 21303)$$

1.4.3.- Con el método anterior, para diferentes relaciones de recirculación se van calculando las respectivas áreas de transferencia y se elige un valor representativo que pueda ser utilizado para el procesamiento de todos los tipos de parafinas. Los resultados se presentan en la tabla viii.2.t-3 .

1.4.4.- Por un análisis superficial de los resultados anteriores se puede notar que resulta difícil especificar un solo equipo - EA-105 para la homogeneización de los cinco tipos de cera, ya que las áreas de transferencia requeridas en este intercambiador (dentro de las relaciones de recirculación probadas) varían mucho de un tipo de hidrocarburo a otro.

Se puede tomar como referencia la parafina que necesite de menor superficie de intercambio, darle una relación de recirculación lógica y utilizar el intercambiador EA-106 para los hidrocarburos restantes.

En nuestro caso, la parafina primaria tipo cilindros es la que requiere de áreas de transferencia menores; si consideramos que con una recirculación de 2/1 obtendremos una temperatura adecuada para la movilización de la pasta de cera a partir de FA-104, se definirá entonces una superficie de intercambio de 477 ft<sup>2</sup> para EA-105.

A partir de este valor se procede al dimensionamiento de EA-106 buscándose, igualmente, la especificación de un solo equipo para el tratamiento de las parafinas restantes .

viii.2.- Balance de Energía para la -  
Sección de Tratamiento .

viii.p-59

	RELACION DE RECIRCULACION	TEMPERATURA DE ENTRADA A EA-105	AREA DE TRANSFERENCIA DE EA-105	FLUJO MOLAR DEL VAPOR DE SERVICIO
NEUTRO LIGERO	0	22.09	598.53	5 753
	1	73.06	653.85	5 753
	2	89.10	674.48	5 753
	3	96.97	658.31	5 753
NEUTRO	0	17.99	511.86	4 952
	1	71.18	560.85	4 952
	2	87.88	579.20	4 952
	3	96.07	588.83	4 952
	4	100.93	594.75	4 952
	5	104.15	598.80	4 952
NEUTRO PESADO	0	3.41	540.52	5 288
	1	69.75	604.47	5 283
	2	90.42	628.97	5 288
	3	100.53	642.35	5 288
PESADO	0	9.85	630.11	6 032
	1	78.23	709.34	6 032
	2	99.64	740.25	6 032
	3	109.82	756.80	6 032
	4	115.96	767.12	6 032
CILINDROS	0	25.42	412.06	3 848
	1	85.29	458.79	3 848
	2	104.03	476.79	3 848
	3	113.21	486.37	3 848
	4	118.65	492.33	3 848
Unidades	Adimensional	° F	ft <sup>2</sup>	lbmol/hr

viii.2.t-8.- Determinación del área de -  
intercambio de calor en EA-105.



1.4.5.- El procedimiento de búsqueda de la superficie de intercambio para EA-106 consiste de los siguientes pasos:

a).- Suponer una relación de recirculación (R) .

b).- Con el área de transferencia asignada a EA-105 obtener la temperatura de salida de este intercambiador .

c).- Considerando que la corriente que abandona EA-105 se alimenta toda a EA-106, obtener el área de intercambio correspondiente a la relación de recirculación supuesta en (a) e intentar la generalización a un solo valor .

Se realizaron cálculos para diferentes relaciones de recirculación obteniéndose los resultados que se citan a continuación :

viii.2.t-9.- Determinación del Area de Transferencia de EA-106 .			
Aceite tipo:	Relación de Recirculación	Area EA-106 ft <sup>2</sup>	T <sub>70</sub> (°F)
NEUTRO LIGERO	0	119.38	104.28
	1	172.17	108.81
	2	191.32	111.78
	3	201.15	113.55
	4	207.25	114.70
NEUTRO	0	53.12	115.85
	1	89.27	114.07
	2	104.93	115.15
	3	113.14	116.02
	4	119.01	116.65
NEUTRO PESADO	0	102.88	119.73
	1	133.25	119.30
	2	157.22	121.53
	3	166.89	123.17
	4	172.14	124.19
PESADO	0	165.09	113.98
	1	221.55	123.00
	2	242.71	127.76
	3	253.77	130.48
	4	260.25	132.23





Se eligió la segunda opción porque proporciona un mejor control sobre la temperatura de la corriente que se lleva a calentamiento - en EA-106 que en el caso 1 donde se necesitan altas temperaturas de salida en el fluido de proceso que atraviesa este equipo con el inconveniente de acercarnos bastante a la temperatura de descomposición por cracking térmico de los hidrocarburos manejados, además de que el hecho de tener en esta corriente una temperatura mucho más alta que la de la desviación  $\diamond 77$  que no se calienta, da lugar a dificultades en la transferencia de calor a la hora de mezclado en EA-106 y por lo tanto, se corre el riesgo de no llevar a cabo la homogeneización de manera efectiva. En cambio, con dos intercambiadores EA-106 en paralelo se tienen temperaturas más cercanas entre la corriente que recibe energía térmica y la que se lleva a mezclado - tal como sale de EA-105; adicionalmente, la segunda alternativa permite el seleccionamiento de las superficies de intercambio de EA-106 (A y B) en valores que sean útiles para procesar dos de los cuatro hidrocarburos que quedan por caracterizar. Dichas áreas fueron especificadas en 105 y 157 ft<sup>2</sup> respectivamente, correspondiendo al procesamiento con relación de reflujo 2/1 para las parafinas de aceite neutro y neutro pesado según se puede observar en viii.2.t-9.

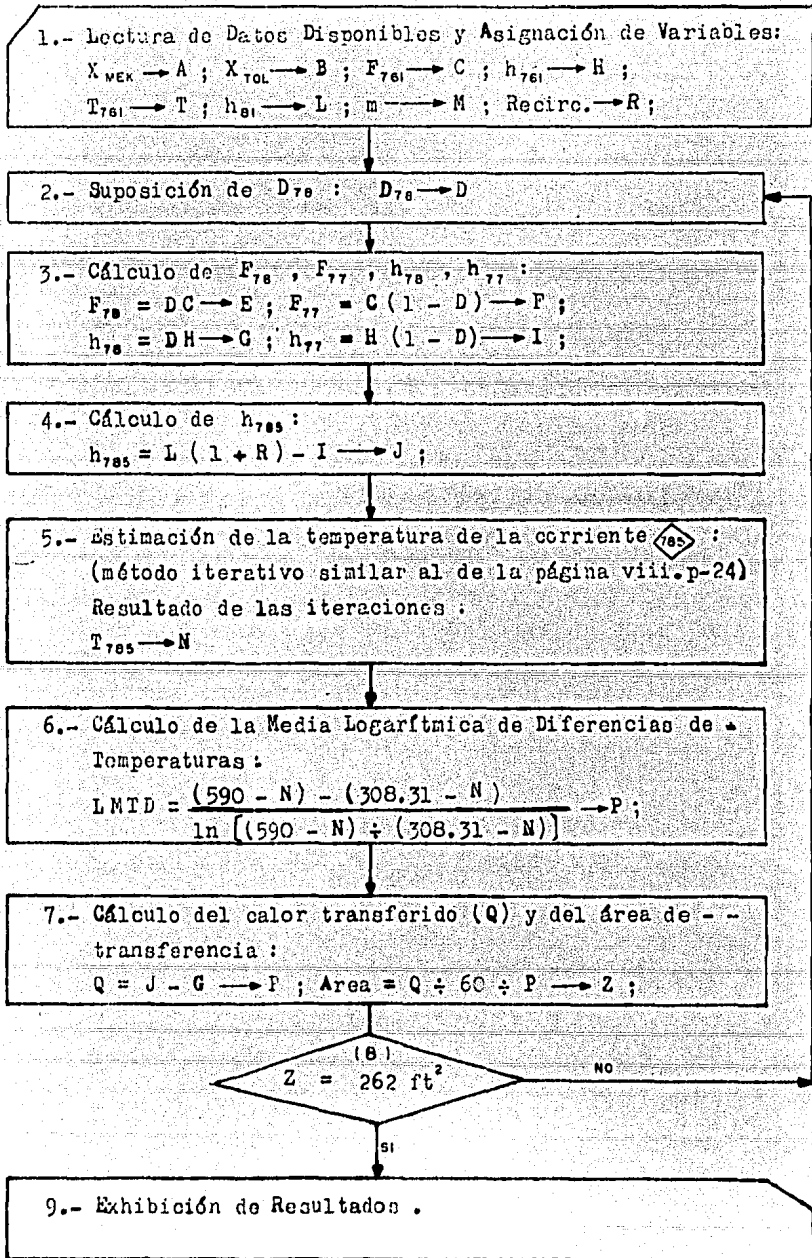
El siguiente método permite la resolución del balance de energía según el esquema de procesamiento de la figura de la página anterior :

#### Programa para Balance de Energía en el Sistema de Homogeneización de Parafina Primaria :

El algoritmo que se presenta en la siguiente página muestra los pasos que se siguieron para la caracterización de las condiciones de operación en esta zona de la sección de tratamiento .

En el bloque correspondiente a la tarjeta de lectura se introducen los datos correspondientes a :

- a).- Composición en fracción molar de la mezcla hidrocarburo/di-solvente que se procesa en el circuito de homogeneización, y que es la misma para todas las corrientes involucradas.



- b).- Datos correspondientes a la corriente 761 : flujo (F), -- lbmol/hr; entalpía (h), BTU/hr ; y, temperatura (T).
- c).- Misceláneos : flujo entálpico de la corriente 81, BTU/hr ; pendiente (m) de la ecuación  $h = f(T)$  para el hidrocarburo en cuestión; y, la relación de recirculación (Recirc) asignada a cada secuencia de cálculos,  $Recirc = F_{79}/F_{81}$

En el segundo bloque se define una variable ( $D_{78}$ ), desviación - 78, que es igual a la relación del flujo de la ramificación que se desvía hacia la ruta 78 con respecto a la corriente inicial 761 :

$$D_{78} = F_{78} / F_{761} .$$

Es a partir de este parámetro que se implementa un ciclo de cálculos iterativos para la resolución de los balances térmicos correspondiente a la relación de recirculación especificada en la etapa 1 .

En el bloque número 5 se determina, por medio del dato de entalpía, la temperatura de la corriente 785 utilizando el método descrito en la página viii.p-24; siguiendo la simbología definida en la tarjeta de lectura, los pasos para la evaluación de dicha temperatura son los que se citan a continuación :

$0 \rightarrow N$  ;  $10 \rightarrow Y$  ;

suposición de  $T_{785}$  :

Lbl 2 :  $N + Y \rightarrow N$  ;

cálculo de  $h_{785}$  :

$EN[A(34.608 + 0.0364 N) + B(34.5375 + 0.039 N) + M(1 - A - B)] \rightarrow k$ ;

comparación de la entalpía calculada  $k$  con el valor obtenido en el bloque 4, cuando se encuentre convergencia la suposición de  $T_{785}$  será la correcta .

$K \geq J \Rightarrow$  Go to 2 ;

$N - Y \rightarrow N$  ;  $Y \div 10 \rightarrow Y$  ;  $Y \geq 10^{-2} \Rightarrow$  Go to 2 ;

resultado de las iteraciones :

$T_{785} = N$

En la octava etapa se compara el valor del área de transferencia calculada (con la suposición de  $D_{78}$ ) contra la superficie total de intercambio de los dos EA-106 conectados en paralelo; cuando se

encuentra convergencia, la suposición de  $D_{76}$  es correcta y se ha logrado la caracterización de los balances de energía para la relación de recirculación asignada en la etapa 1. En los casos de aceite neutro y neutro pesado la convergencia en el paso 8 debe ser cambiada a 125 y 157  $\text{ft}^2$  respectivamente, porque con ellos solo se utiliza uno de los dos intercambiadores EA-106. Asimismo, cuando un aceite solo requiera del uso de uno de estos equipos, el área de convergencia asumirá el valor correspondiente.

Realizando cálculos a distintas relaciones de recirculación se puede obtener una serie de condiciones de operación entre las cuales se puede elegir la más conveniente desde puntos de vista técnicos o económicos; en nuestro caso, el criterio de selección que utilizamos se basa en la obtención de una temperatura adecuada en la corriente 76 para su movilización a partir del recipiente FA-104. La caracterización Térmica de la corriente 761 se consigue considerando una superficie de intercambio de 477  $\text{ft}^2$  en EA-105.

Los flujos de las corrientes 781 y 782 guardan la siguiente relación :

$$\frac{F_{782}}{F_{781}} = \frac{A_T^{EA-106-B}}{A_T^{EA-106-A}} = \frac{Q_{EA-106-B}}{Q_{EA-106-A}}$$

En la tabla viii.2.t-10 se exhiben los resultados definitivos de los balances de energía en el circuito de homogeneización del tren de recristalización de parafina primaria.

## 2.- Resolución del Balance de Energía en las Etapas de Enfriamiento y Filtración del Sistema de Recristalización :

Para el dimensionamiento de los enfriadores con servicio de propano y de los intercambiadores de proceso del tren de recristalización de parafina primaria se siguió el procedimiento que se describe a continuación :

2.1.- Inicialmente se consideró que EA-107 estaría integrado por un solo equipo; bajo esta condición se procedió a estimar la superficie para transferencia de calor que deberían poseer EA-107

VIII.1.10.- BALANCE TERMICO EN LA SECCION DE RECRISTALIZACION DE PARAFINA PRIMARIA. ETAPA DE HOMOGENEIZACION.

	$h_{SN-1}$	$T_{103}$	$h_{103}$	$T_{\Sigma}$	$h_{\Sigma}$	$T_{79}$	R	$T_{76}$
NL	194 818	30	2 504 337	27.09	2 699 155	120	0.78	45.98
N	- 203 390	30	2 019 442	17.99	1 816 052	120	2.00	87.89
NP	-416 254	40	713 616	3.41	297 362	130	2.00	92.56
P	-376 626	40	1 316 823	9.85	940 197	140	2.00	71.14
C	845 440	40	1 210 171	25.41	1 755 611	140	2.00	104.03
	$F_{76}$	$h_{76}$	$Q_{EA-103}$	$T_{761}$	$h_{761}$	$F_{VM}$	$T_{77}$	$h_{77}$
NL	5 545.68	15 183 884	10 329 930	108.52	25 513 974	4 466	-	-
N	7 737.75	28 375 249	9 494 485	114.62	37 855 312	4 105	114.62	-
NP	6 067.98	25 997 682	9 316 445	122.81	35 315 571	4 028	112.81	-
P	6 870.06	30 726 197	9 654 017	127.76	40 382 242	4 174	127.76	33 880 701
C	4 997.94	23 068 272	8 905 511	140.00	31 974 074	3 850	140	31 974 074
	$F_{77}$	$T_{78}$	$F_{78}$	$h_{781}$	$F_{781}$	$h_{781}$	$T_{781}$	$Q_{EA-108-A}$
NL	0	108.52	5 545.68	25 513 974	0	-	-	0
N	0	114.62	7 737.75	28 375 249	7 737.75	28 375 249	114.62	1 956 483
NP	0	122.81	6 067.98	25 997 682	0	-	-	0
P	5 763.98	127.76	1106.08	6 501 541	443.27	2 605 579	127.76	1 721 983
C	4 997.94	-	0	-	0	-	-	0
	$F_{VM}$	$h_{783}$	$T_{783}$	$F_{782}$	$h_{782}$	$Q_{EA-106-B}$	$F_{VM}$	$h_{784}$
NL	0	-	-	5 545.68	25 513 974	2 976 820	1 287	28 490 794
N	845.86	39 812 259	120	0	-	-	0	-
NP	0	-	-	6 067.98	25 997 682	2 855 163	1 234.40	37 586 226
P	744.48	4 327 562	196.4	662.80	3 895 962	2 574 774	1 113.18	6 470 736
C	0	-	-	0	-	0	0	-
	$T_{784}$	$F_{80}$	$h_{80}$	$T_{80}$	$F_{81}$	$h_{81}$	$T_{81}$	$D_{78}$
NL	120	5 545.68	28 490 794	120	3 155.55	16 006 064	120	1.0
N	-	7 737.75	39 812 259	120	2 579.28	13 270 753	120	1.0
NP	130	6 067.98	37 586 226	130	2 027.66	12 528 742	130	1.0
P	196.4	6 870.06	44 679 000	140	2 290.02	14 893 000	140	0.16
C	-	4 997.94	31 968 990	140	1 665.98	10 656 393	140	0.0

$A_T^{EA-103} = 477 \text{ Ft}^2$ ;  $A_T^{EA-106-A} = 105 \text{ Ft}^2$ ;  $A_T^{EA-106-B} = 157 \text{ Ft}^2$ .

y los dos EA-108.

Al realizarse cálculos preliminares con parafina de neutro ligero, que es la que requiere de mayor cantidad de calor transmitido - para hacerla llegar a la temperatura de filtración deseada, se observó que aún utilizando los enfriadores de mayor capacidad disponible, se requieren áreas de transferencia muy grandes en EA-107. Este hecho nos obliga a utilizar en EA-108 (A y B) equipos de 1150 ft<sup>2</sup> de superficie de intercambio.

2.2.- Una vez definidas las características de EA-108 (A y B), se calculó el área necesaria en EA-107 para alcanzar los requerimientos térmicos en las corrientes de proceso. En la tabla viii.2.t-11 se presentan los resultados para cuatro de los cinco casos que nos ocupan en el presente estudio (la parafina de neutro pesado fue excluida porque con ella se utiliza la recirculación de la corriente S3 y los balances difieren un poco con respecto al de los hidrocarburos restantes.

En los enfriadores de servicio se consideró, para todas las parafinas manejadas, la utilización de propano líquido saturado a 52 psia (16°F) y la transferencia de, únicamente, calor latente de este fluido, de manera que la corriente de salida de tales equipos será siempre vapor saturado. En la tabla citada anteriormente se reportan los consumos de propano en cada enfriador bajo estas condiciones. El método utilizado se presenta a continuación:

Caracterización de Corrientes de Proceso y Flujo de Propano en Intercambiadores de Servicio EA-108. Transferencia de Calor Latente de Parte del Refrigerante.

1.- lectura de datos disponibles y asignación de variables:

- corriente de proceso entrando al intercambiador:

temperatura de entrada  $\rightarrow E$ ; Flujo (lbmol/hr)  $\rightarrow F$ ;

entalpía (BTU/hr)  $\rightarrow A$ ;  $X_{MEX} \rightarrow G$ ;  $X_{TOL} \rightarrow H$ ;

pendiente ( $h = m T$ )  $\rightarrow M$ ;

- corriente de propano:

temperatura de saturación  $\rightarrow K$ ; entalpía molar del líq.sat.  $\rightarrow C$ ;

entalpía molar del vapor saturado  $\rightarrow B$ ;

1.- Lectura de datos disponibles y asignación de variables .

2.- Suposición de la temperatura de salida de la corriente de propano :  $T$  .

3.- Cálculo de la entalpía de salida de la corriente de proceso :  
 $PT ( G ( 34.608 + 0.0364 T ) + H ( 34.5375 + 0.039 T ) + M ( 1 - G - H ) ) \rightarrow I .$

4.- Determinación del Calor Transferido en el Intercambiador :  
 $Q_{INTERC.} = I - A \rightarrow Q .$

5.- Cálculo de la Media Logarítmica de Diferencias de Temperaturas :  
 $LMTD = \frac{(T - N) - (E - N)}{\ln \left[ \frac{(T - N)}{(E - N)} \right]} \rightarrow J .$

6.- Cálculo del Area de Transferencia : (coeficiente global de transferencia = 70)  
 $Area = Q \div 70 \div J \rightarrow K$

$K = 1500 ?$

NO

SI

8.- Exhibición de Resultados :  
Temperatura de salida de la corriente de proceso =  $T$  .  
Entalpía de salida de la corriente de proceso =  $I$  .  
Calor transferido en el intercambiador =  $Q$  .  
Flujo de Propano =  $Q \div ( B - C )$  .



Obsérvese que en el caso de parafinas de aceites pesado y cilindros, se prescinde de la utilización de refrigerante en EA-108-A, - esto se debe a que si se hace trabajar este equipo, el área de transferencia para EA-107 se reduciría notablemente y se ocasionarían - grandes problemas en la especificación de una sola unidad de este - intercambiador, además de que se estaría desperdiciando la posibilidad de recuperación de energía térmica de las corrientes de proceso.

2.3.- Debido a las diferencias notables en cuanto a requerimientos de superficie de intercambio en EA-107, se consideró la opción de utilizar dos equipos en EA-107 y colocarlos en serie respecto a la parafina primaria, y en paralelo con relación a la parafina blanda producto diluida. La figura que se muestra en la página viii.p-76 resume el diagrama de flujo propuesto aquí para el tratamiento de los diferentes tipos de parafinas primarias en esta etapa de la sección de recristalización-fraccionamiento.

Puede notarse que la corriente de parafina blanda diluida se divide en dos ramificaciones que se hacen pasar por EA-107-A y EA-107-B, y una tercera corriente que se hace fluir sin atravesar ningún intercambiador. Este esquema resulta muy versátil en la especificación de un solo tren de intercambiadores para el tratamiento de las cinco clases de parafinas primarias .

2.4.- El siguiente paso es la definición del área de transferencia para cada intercambiador EA-107.

Como puede notarse de la tabla viii.2.t-11, la parafina primaria de aceite pesado requiere de mayor superficie para llevarla hasta la temperatura de filtración bajo el esquema de una sola unidad en EA-107. Sin embargo, el área requerida por parafina de neutro ligero no difiere mucho de la anterior, y lo mismo sucede entre los - casos de neutro y cilindros. Estas observaciones son la clave para el dimensionamiento de EA-107-A y EA-107-B. El método utilizado se describe a continuación :

viii.2.- Balance de Energía en la -  
Sección de Tratamiento .

viii.p-70

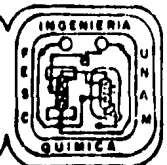
	$h_{01}$	$T_{01}$	$h_{04}$	$T_{04}$	$Q_{EA-107}$	$A_T^{EA-107}$	$h_{012}$	$T_{012}$
NL	16 006 064	120	4 722 462	30	7 829 939	4 025	64.369	8 176 125
N	13 270 753	120	3 799 360	30	4 995 619	1 986	77.643	8 275 134
NP	12 528 742	130	7 305 360	40	*	*	*	*
P	14 895 000	140	5 196 576	40	8 503 496	4 576	68.159	6 839 504
C	10 656 393	130	4 465 647	40	4 399 411	1 775	85.948	6 256 982

	$h_{008}$	$T_{008}$	$Q_{EA-108-A}$	$A_T^{EA-108-A}$	FLUJO DE PROPANO EN EA-108-A	$T_{013}$	$h_{013}$	$Q_{EA-108-B}$
NL	12 552 401	76.18	2 914 253	1 150	397.52	42.27	5 261 872	1 569 341
N	8 794 979	66.95	3 528 442	1 150	481.30	45.83	4 746 692	1 684 732
NP	*	*	*	1 150	*	*	*	*
P	13 250 072	96.68	0	1 150	842.01	68.16	6 839 504	2 920 315
C	8 865 058	76.60	0	1 150	0	85.95	6 256 982	3 457 853

	$A_T^{EA-108-B}$	FLUJO DE PROPANO EN EA-108-B	$T_{02}$	$h_{02}$	Nota:
NL	1 150	214.07	30	3 692 531	* Los resultados de la caracterización de parafina tipo Neutro se presentarán posteriormente
N	1 150	229.81	30	3 861 960	
NP	1 150	0	40	6 413 471	
P	1 150	398.35	40	3 919 189	
C	1 150	471.68	40	2 799 129	



viii.2.t-11.- Sección de Recristalización de Parafina Primaria.  
Etapa de Enfriamiento - Cristalización.



a).- Primero se asignó un área de transferencia para EA-107-B correspondiente a 1 986 ft<sup>2</sup> que es la superficie que se requiere - para el procesamiento de parafina tipo neutro; este valor fue elegido debido a que :

1.- Especifica las condiciones de operación del hidrocarburo - tipo neutro iguales a las reportadas en viii.2.t-11 .

2.- Con esta área se permite alcanzar la transferencia deseada en el caso cilindros por desviación de parte de la parafina blanda hacia la corriente 841; esto es debido a que la superficie de intercambio requerida con este tipo de parafina resulta menor a la - especificada para EA-107-B .

b).- Con el área anterior se procedió a calcular el área requerida en EA-107-A al tratar parafina de aceite pesado. Para esto se tomó en consideración que de la corriente total de parafina blanda (corriente número 84), la derivación hacia EA-107-B correspondería a:

$$(\text{Flujo})_{843} = F_{843} = \left[ \frac{1\ 986}{4\ 576} \right] (\text{Flujo})_{84} .$$

Así mismo, la entalpía estaría dada por :

$$(\text{Flujo Entálpico, BTU/hr})_{843} = h_{843} = \left[ \frac{1\ 986}{4\ 576} \right] (\text{Flujo Entálpico})_{84} .$$

c).- Con estos valores se determinó la temperatura intermedia - de la parafina primaria (T<sub>811</sub>) y el área necesaria para EA-107-A. La secuencia de cálculos se detalla a continuación :

1.- Lectura de datos disponibles para los cálculos y asignación de variables :

- Corriente 81 : Parafina primaria caliente :

X<sub>MEX</sub> → A ; X<sub>TOL</sub> → B ; Flujo → F ; Temperatura → I ;  
Entalpía → H ; pendiente de ecuación h = m T : m → M ;

- Corriente 812 .- Parafina primaria tibia :

(composiciones iguales a las de la corriente 81)

Entalpía → N ; Temperatura → V ;

- Corriente 84.- Parafina Blanda Fría :

X<sub>MEX</sub> → C ; X<sub>TOL</sub> → D ; Flujo → E ; Temperatura → G ;

- Corriente 84 (Continuación).-

Entalpía  $\rightarrow J$  ;

- Fracción de corriente 843 con respecto a corriente 84 :

$$\frac{F_{843}}{F_{84}} = \frac{1\ 986}{4\ 576} = 0.4340 \rightarrow L ;$$

2.- Suposición de la temperatura de la corriente 811 :  $T_{811} \rightarrow T$  ;

3.- Cálculo de la entalpía de la corriente 811 con la temperatura supuesta :

$$h_{811} = FT (A (34.608 + 0.0364 T) + B (34.5375 + 0.039 T) + M (1 - A - B)) \rightarrow K ;$$

4.- Determinación del calor transferido en EA-107-B :

$$Q_{EA-107-B} = H - K \rightarrow Q ;$$

5.- Cálculo de la entalpía de la corriente 845 :

$$h_{845} = Q + LJ \rightarrow S ;$$

6.- Determinación de la temperatura de la corriente 845:

Método iterativo similar al de la página viii.p-24:

resultado de las iteraciones :  $T_{845} \rightarrow P$  ;

7.- Cálculo de la Media Logarítmica de Diferencias de Temperaturas para EA-107-B :

$$LMTD = \frac{(T - P) - (V - G)}{\ln[(T - P) \div (V - G)]} \rightarrow S ;$$

8.- Cálculo del área de transferencia para EA-107-B :

$$Area = Q \div u \div S \rightarrow U ; \quad u = 50 \text{ BTU/ hr} \cdot \text{F ft}^2.$$

9.- Determinación del calor transferido en EA-107-A :

$$Q_{EA-107-A} = K - N \rightarrow \bar{N} ;$$

10.- Cálculo de entalpía de la corriente 844 ;

$$h_{844} = Q + J (1 - L) \rightarrow Y ;$$

11.- Estimación de la temperatura de la corriente 844 :

Método similar al de la página viii.p-24 :

resultado de las iteraciones :  $T_{844} = W$  ;

12.- Cálculo de LMTD para EA-107-A :

$$LMTD = \frac{(I - W) - (T - G)}{\ln\left\{\frac{(I - W)}{(T - G)}\right\}} \rightarrow X;$$

13.- Cálculo del área de transferencia para EA-107-A ;  
 $\bar{N} \div X \div 50 \rightarrow Z.$

14.- Exhibición de los resultados :

Temperatura de la corriente 811 = T .

Entalpía de la corriente 811 = K .

Temperatura de la corriente 845 = P .

Entalpía de la corriente 845 = Ө .

Calor transferido en EA-107-B = Q .

Entalpía de la corriente 844 = Y .

Temperatura de la corriente 844 = W .

Calor transferido en EA-107-A =  $\bar{N}$  .

Superficie de intercambio para EA-107-A = Z .

Aplicando el método anterior se obtiene una área de transferencia para EA-107-A de 1 964 ft<sup>2</sup> .

Empleando el mismo programa de cálculo se determinaron las entalpías y temperaturas de las corrientes de proceso para el caso de la parafina de neutro ligero, requiriéndose en esta ocasión la aplicación del programa a distintos valores de  $L = F_{843}/F_{844}$  (paso 1), - hasta encontrar convergencia con el área asignada a EA-107-A. Dicha convergencia se encontró con  $L = 0.3890$  .

Para la parafina de aceite neutro los resultados del balance de energía corresponden a los de la tabla viii.2.t-11, obsérvese que - solo se utiliza el intercambiador EA-107-B, siendo  $L = 1.0000$  .

Con neutro pesado, las únicas variaciones de los balances se refieren a la recirculación de la parafina blanda diluida fría de la corriente 83. Esto implica un manejo en EA-108-B de un flujo mayor, pero con una media logarítmica de diferencias de temperaturas más - baja que reduce en parte el consumo de propano y favorece la cristalización de parafina dura de mejor calidad .

Las ecuaciones para balance de energía en torno a EA-108-B son:

$$h_{s21} - h_{s2} = Q_{EA-108-B}; \text{ con } h_{s21} = h_{s3} + h_{s13}.$$

$$Q_{EA-108-A} = 0; h_{s13} = h_{s12}.$$

Inicialmente no se conoce la temperatura de la corriente 321, - pero sí se tiene la composición y flujo de esta corriente y el área de transferencia de EA-108-B. Con estos datos y empleando el programa de la página viii.p-24, se determinan  $T_{s21}$  y  $h_{s21}$ , una vez hecho esto se puede calcular  $h_{s13}$  con:  $h_{s13} = h_{s21} - h_{s3}$ .

Finalmente, aplicando el programa de la página anterior, a distintos valores de "L" se pueden obtener las respectivas superficies de transferencia para EA-107-A, hasta encontrar convergencia con - 1 964 ft<sup>2</sup>.

En el caso de parafina de aceite cilindros, se introduce parte de la corriente 64 a EA-107-A y el resto se hace fluir por la desviación de la corriente 341.

La determinación del flujo que atraviesa el intercambiador indicado se puede lograr con el siguiente procedimiento:

Balace de entalpía para sección de tratamiento de parafina primaria de aceite cilindros. Etapa enfriadores de proceso .-

1.- Lectura de datos disponibles y asignación de variables:

- corriente 34 :

entalpía → A ; flujo → B ; temperatura → E ;

$X_{HEX} \rightarrow C ; X_{TOL} \rightarrow D .$

- corriente S1 :

temperatura → C ;

entalpía → H ;

- corriente S12 :

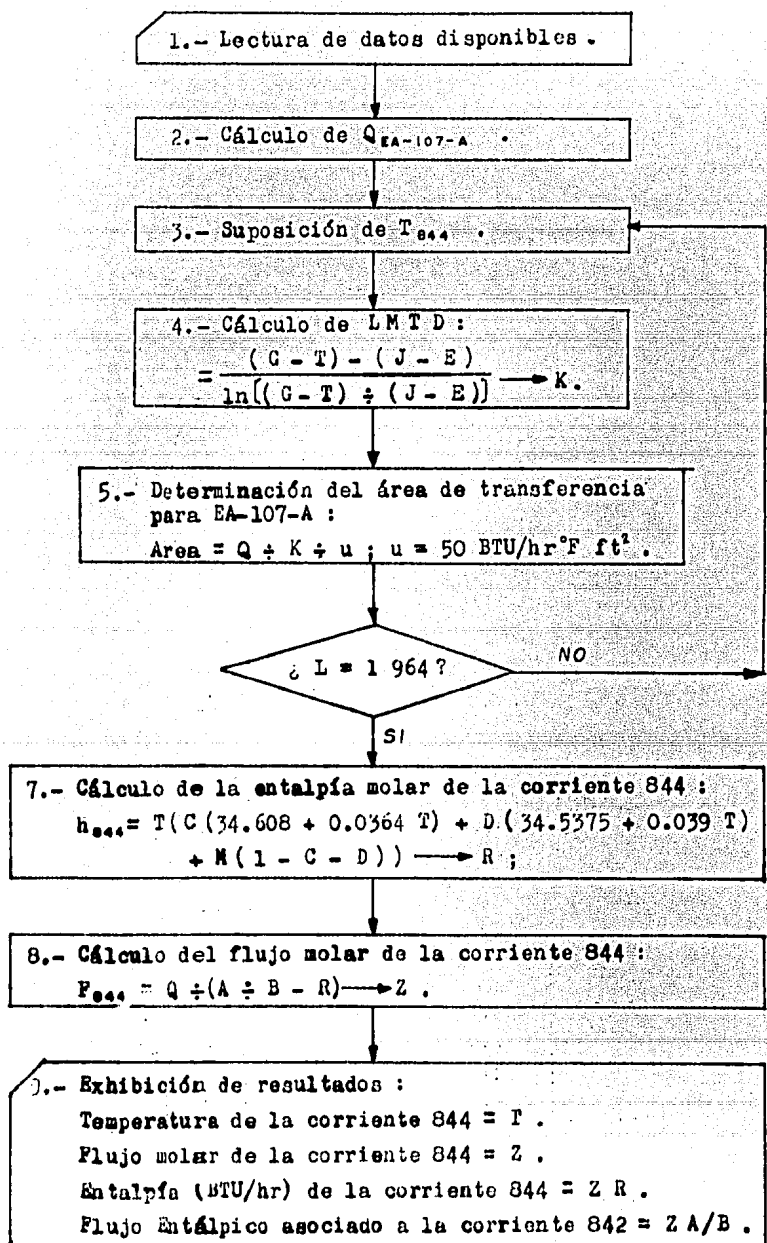
temperatura → I ;

entalpía → J ;

2.- Cálculo del calor transferido en EA-107-A :

$$Q_{EA-107-A} = H - J \rightarrow Q .$$

Los pasos restantes se presentan en el diagrama de bloques de la página siguiente .



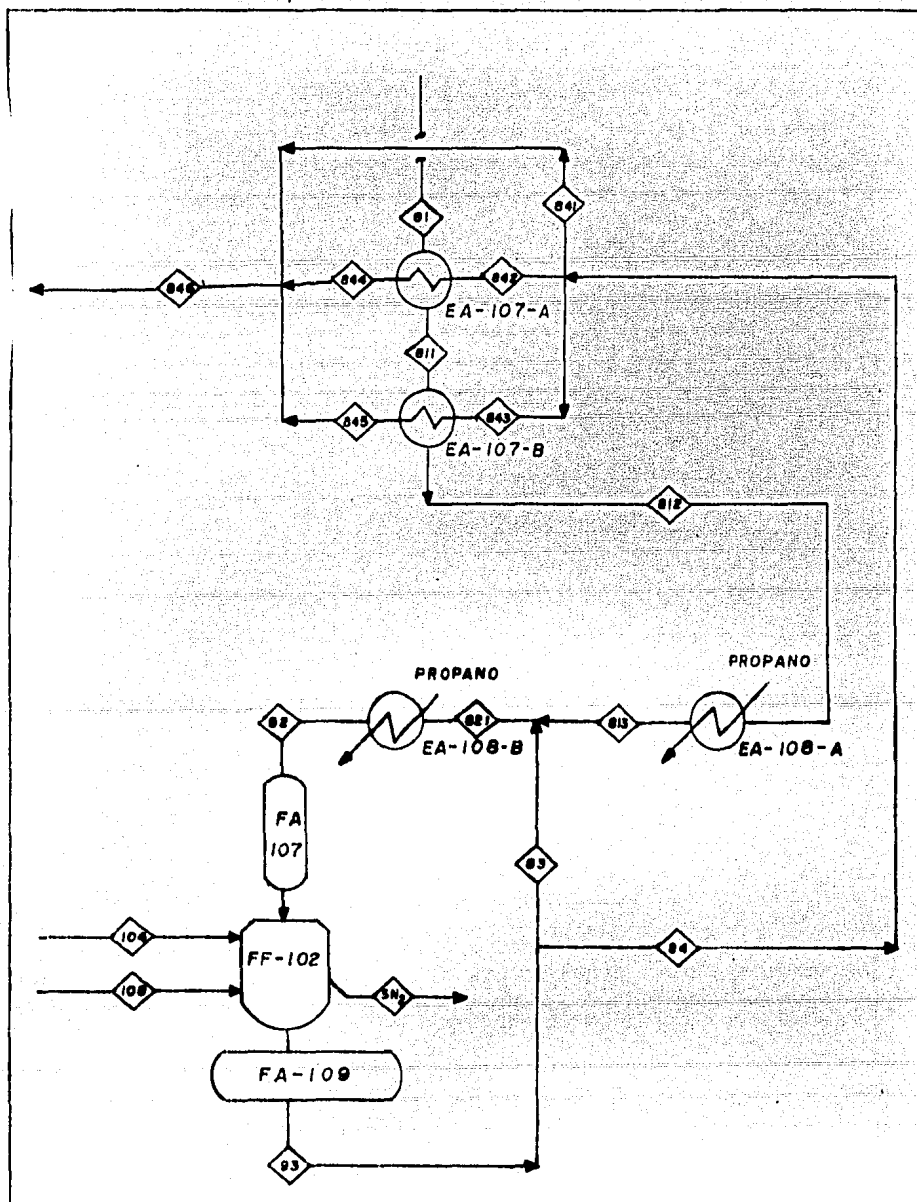


DIAGRAMA DE FLUJO DESARROLLADO. SECCION DE RECRISTALIZACION-FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA. ETAPAS DE ENFRIAMIENTO Y FILTRACION.



1-12.-BALANCE DE ENERGIA PARA LA SECCION DE RECRISTALIZACION-FRACCIONAMIENTO DE PARAFINA PRIMARIA, ETAPAS DE ENFRIAMIENTO Y FILTRACION.

viii. 2.1-12.

	$h_{846}$	$T_{846}$	$h_{81}$	$T_{81}$	$h_{841}$	$T_{841}$	$h_{844}$
NL	12 552 401	76.01	16 006 060	120	-	-	8 195 909
N	8 794 979	66.945	13 270 753	120	-	-	-
NP	13 777 065	73.05	12 528 742	130	-	-	4 929 716
P	13 250 071	76.58	14 893 000	140	-	-	8 155 377
C	8 865 058	76.12	10 656 393	130	969 507	40	7 895 551
	$T_{844}$	$Q_{EA-107-A}$	$h_{842}$	$T_{842}$	$F_{842}$	$h_{846}$	$T_{846}$
NL	81.03	5 310 495	2 885 424	30	2 605.21	4 356 492	68.47
N	-	-	-	-	0	8 794 979	66.95
NP	113.29	3 306 355	1 623 361	40	1 068.16	8 847 349	61.02
P	104.39	5 214 116	2 941 262	40	1 909.41	5 094 694	86.46
C	86.33	4 399 411	3 496 140	40	2 334.50	-	-
	$Q_{EA-107-B}$	$h_{843}$	$T_{843}$	$F_{843}$	$h_{812}$	$T_{812}$	$h_{84}$
NL	2 519 455	1 837 038	30	1 658.64	64.37	8 176 125	4 722 462
N	4 995 619	3 799 360	30	3 429.57	77.64	8 275 134	3 799 360
NP	3 164 854	5 682 495	40	3 739.04	66.08	6 057 533	7 305 856
P	2 839 380	2 255 313	40	1 464.10	68.16	6 839 504	5 196 576
C	0	-	-	0	85.95	6 256 982	4 465 647
	$T_{84}$	$Q_{EA-108-A}$	$h_{813}$	$T_{813}$	FLUJO DE PROPANO EN EA-108-A	$h_{83}$	$T_{83}$
NL	30	2 914 253	5 261 872	42.27	397.52	-	-
N	30	3 528 442	4 746 692	45.83	491.30	-	-
NP	40	0	6 057 533	66.08	0	2 833 968	40
P	40	0	6 839 504	68.16	0	-	-
C	40	0	6 256 982	85.95	0	-	-
	$h_{821}$	$T_{821}$	$Q_{EA-108-B}$	$h_{82}$	$T_{82}$	FLUJO DE PROPANO EN EA-108-B	$h_{104}$
NL	-	-	1 569 431	3 692 531	30	214.07	1 623 241
N	-	-	1 684 732	3 061 960	30	229.81	1 348 591
NP	8 891 501	54.73	2 478 030	6 413 471	40	338.02	4 231 507
P	-	-	2 920 315	3 719 189	40	398.35	2 571 382
C	-	-	3 457 853	2 799 129	40	471.68	3 149 046
	$T_{104}$	$h_{108}$	$T_{108}$	$h_{93}$	$T_{93}$	$h_{SN_2}$	$T_{SN_2}$
NL	30	-	30	4 722 462	30	594 891	30
N	30	-	30	3 799 360	30	611 040	30
NP	40	-	40	8 914 148	40	1 608 972	40
P	40	-	40	5 196 576	40	1 296 321	40
C	40	-	40	4 465 647	40	1 427 437	40

Los resultados de los balances de energía descritos para el tren de recristalización en su sección de enfriamiento se reportan en la tabla viii.2.t-12. Las entalpías de las corrientes 104, 189, 93 y - SN-2 que se exhiben al final de dicha tabla fueron calculadas por aplicación del programa general  $h = f(T)$  presentado en la página - viii.p-24 .

### viii.2.3.- Desaceitado de Parafina Dura .-

Para la realización de los balances térmicos en el sistema de - rectificación de parafina dura se siguieron los mismos lineamientos que en los anteriores circuitos de filtración. La figura de la página viii.p-6 es la representación esquemática del flujo de las co- - rrientes que serán definidas al realizar los presentes balances . El cómputo de la entalpía de las corrientes SN-2, 109, 94, 95, 101, 105, 100, 102, SN-3 y 99, se logra fácilmente con ayuda del programa de - la página viii.p-24,  $h = f(T)$  . Los datos de fracción mol, flujo y temperatura se toman de las tablas de las páginas viii.p-(26 a 35) .

La caracterización térmica de las corrientes de proceso y el dimensionamiento de los intercambiadores de calor de esta zona de la - sección de tratamiento siguió un método similar al que se ha aplica- do hasta este momento en los casos anteriores :

1.- Cálculo del Área de transferencia requerida en EA-112 para - llevar la parafina dura diluida fría hasta las condiciones de salida, considerando inicialmente el empleo de un solo equipo en EA-112, y - probando con diferentes relaciones de recirculación. Por un análisis de estos cálculos preliminares se obtiene una idea de cual deberá ser la superficie para transferencia de calor en este intercambiador .

2.- Como las superficies de intercambio necesarias para los dis- tintos tipos de parafina resultaron distribuidas dentro de un amplio rango de variación, y al no poder ser ajustadas utilizando relaciones de recirculación dentro de límites razonables, se procedió a probar - con distintos arreglos de dos intercambiadores :

2.1.- Colocando dos equipos en serie (el primero con 147 ft<sup>2</sup> que, se-

gún las observaciones hechas en el paso 1, puede ser utilizado para el tratamiento de parafinas duras tipos neutro ligero y neutro, con relación de recirculación cercana a 2 y temperatura de movilización de la corriente  $97 \approx 100^{\circ}\text{F}$ ) tampoco se logró un adecuado ajuste para el segundo calentador de servicio. En este caso se consideró un esquema de proceso en el que el by-pass de recirculación se tomó de una ramificación de la corriente entre los dos EA-112 .

2.2.- Utilizando un arreglo en paralelo de EA-112 antes de realizar la recirculación (tal como se muestra en la figura de la página siguiente), se obtuvieron buenos resultados, los cuales se pueden resumir en :

- a).- La factibilidad de la utilización de un solo equipo en EA-112-B junto con EA-112-A para el tratamiento de las cinco clases de parafinas .
- b).- La obtención de consumos de vapor de servicio dentro de límites razonables, especialmente cuando se emplean bajas relaciones de recirculación .
- c).- La posibilidad de trabajar bajo relaciones de recirculación adecuadas .

3.- Habiendo especificado el esquema más conveniente para el arreglo de EA-102 se calcularon las condiciones de operación en cada punto del sistema de calentamiento. Con una superficie para EA-112-B de  $135 \text{ ft}^2$ , valor obtenido por el análisis de los resultados de ensayos con distintas relaciones de recirculación para las tres parafinas más pesadas, se procedió a la determinación de temperaturas y entalpías de las corrientes de proceso y el consumo de vapor en los dos calentadores de servicio. Con dicha área de transferencia se logran los objetivos señalados en los incisos (a), (b) y (c) del párrafo precedente .

En la página viii.p-81 se presenta con detalle el procedimiento de cálculo para la resolución de los balances de entalpía según el inciso anterior. Los resultados se exponen en la tabla viii.2.t-13.

El parámetro R es la relación de recirculación (corriente de parafina dura diluida caliente/corriente de parafina dura fría separa

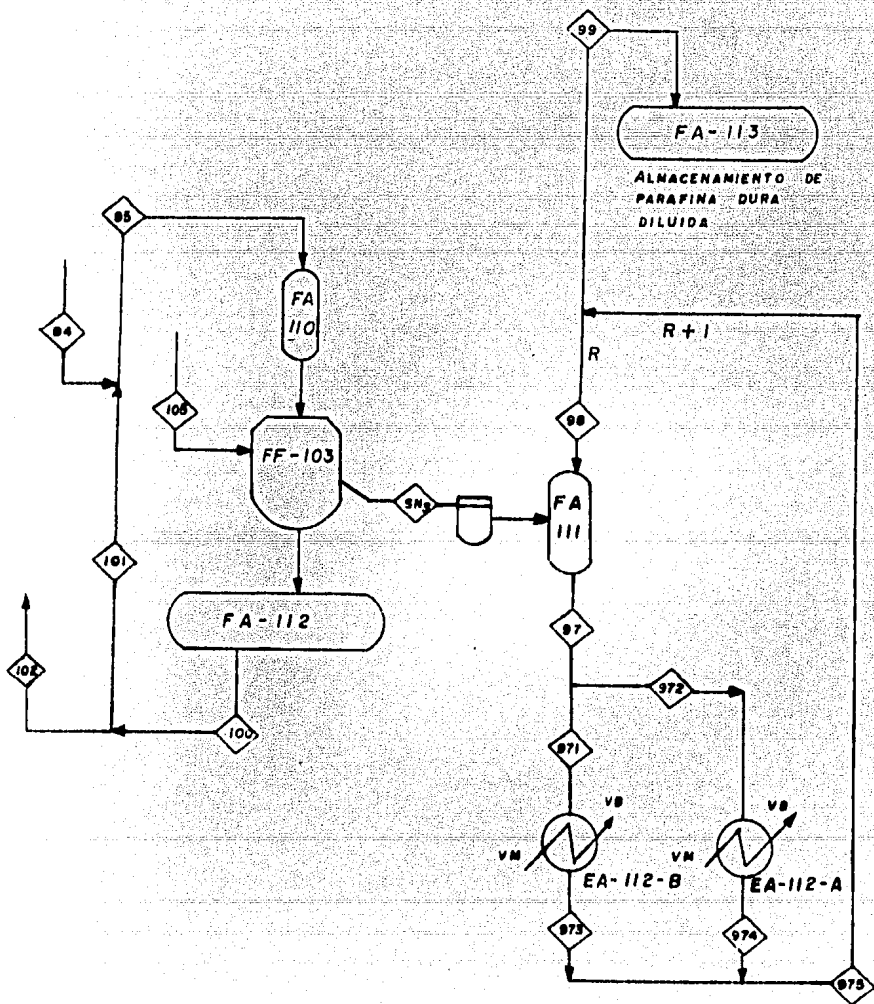


DIAGRAMA DE FLUJO DE CORRIENTES DESARROLLADO. SISTEMA DE DESACEITADO DE PARAFINA DURA

1.- Tarjeta de lectura de datos (ver página anterior).

2.- Suposición de la Relación de Recirculación (R).

3.- Cálculo de:

- Flujo molar de la corriente 98:  $F_{98} = BR \rightarrow K$ ;
- Temperatura de corriente 97:  $T_{97} = (ZB + KD) + (B + K) \rightarrow L$ ;
- Entalpía molar de la corriente 97:  
 $h_{97} = L[G(34.608 + .0364L) + H(34.5375 + .039L) + M(1 - G - H)] \rightarrow E$ ;

4.- Suposición del porcentaje de derivación hacia EA-112-A:

$$N = (F_{972} / F_{97}) \rightarrow N;$$

5.- Cálculo del calor transferido en EA-112-A según la suposición de N, y considerando que al salir de dicho intercambiador la corriente de proceso habrá de alcanzar la temperatura requerida para almacenamiento ( $T_{974} = T_{98} = T_{99}$ ):

$$Q_{EA-112-A} = N(B + K)(C - E) \rightarrow Q$$

6.- Cálculo de LMTD y área de transferencia para EA-112-A:

$$LMTD = [(I - D) - (J - L)] \div \ln [(I - D) \div (J - L)] \rightarrow S;$$
$$\text{área} = Q \div S \div 60 \rightarrow W$$

NO

7.- Comparación entre el área de transferencia calculada para EA-112-A con el valor asignado de 125 ft<sup>2</sup> ;

¿  $W = 125 \text{ ft}^2$  ?

SI

8.- Una vez bien definido el valor de N, calcular el calor que se habrá de transmitir en EA-112-B:

$$Q_{EA-112-B} = (1 - N)(B + K)(C - E) \rightarrow U;$$

9.- Determinar el área de transferencia para EA-112-B correspondiente a la relación de recirculación supuesta:

$$A_T^{EA-112-B} = U \div S \div 60 \rightarrow V;$$

NO

10.- ¿  $V = 135 \text{ ft}^2$  ?

SI

11.- Tarjeta de exhibición de resultados (ver siguiente página)

da en los filtros "C") mientras que el porcentaje de derivación - "N" es definido como:

$$N = \frac{\text{Flujo de la corriente de entrada a EA-112-A.}}{\text{Flujo total de parafina dura entrando a los dos EA-112.}}$$

Y corresponde a la fracción de la corriente 97 que atraviesa - el equipo de 125 ft<sup>2</sup>.

En los casos en los que se utilizaron los dos intercambiadores EA-112, este parámetro (N), calculado por las iteraciones indicadas en el paso número seis del programa de cómputo que se presenta a continuación, resultó ser igual a la relación:

$$N = \frac{A_T^{EA-112-A}}{A_T^{EA-112-A} + A_T^{EA-112-B}}$$

Programa para la Resolución del Balance de Energía en el Sistema de Calentamiento de Parafina Dura Diluida Rectificada.-

1.- Lectura de datos disponibles y asignación de variables:

- Parafina dura diluida (corriente SN-3):

$X_{MEN} \rightarrow G$ ; entalpía (BTU/hr)  $\rightarrow A$ ; temperatura ( $^{\circ}F$ )  $\rightarrow Z$ ;

$X_{TOL} \rightarrow H$ ; flujo (lbmol/hr)  $\rightarrow B$ ; pendiente =  $m_H \rightarrow M$ ;

- Recirculación de parafina dura caliente (corriente 98):

entalpía molar (BTU/lbmol)  $\rightarrow C$ ; temperatura  $\rightarrow D$ ;

Nota 1.- Se considera  $T_{98} = T_{e9}$  = temperatura requerida - en la parafina dura diluida que va hacia almacenamiento en FA-113.

Nota 2.- La composición de todas las corrientes de proceso involucradas en esta secuencia de cálculos es la misma, e igual a la de la corriente SN-3.

- Datos correspondientes al vapor de servicio:

temperatura de entrada del vapor de media presión = 550  $\rightarrow I$ ;

temperatura de salida del vapor = 378.18  $\rightarrow J$ ;

entalpía molar del vapor a la entrada = 23 229 BTU/lbmol;

entalpía molar del vapor de salida = 21 872 BTU/lbmol;

2.- Suposición de la relación de recirculación:

Relación de Recirculación =  $R = F_{98} / F_{SN-3} \rightarrow R$ ;

11.- Exhibición de Resultados :

- Porcentaje de derivación =  $N \Delta$
- Relación de Recirculación =  $R \Delta$
- Temperatura de la corriente 97 =  $L \Delta$
- Flujo (lbmol/hr) de corriente 97 =  $(B + K) \Delta$
- Flujo entálpico asociado a corriente 97 (BTU/hr) =  $E(B + K) \Delta$
- Temperatura de corriente 98 =  $D \Delta$
- Flujo molar de corriente 98 =  $K \Delta$
- Entalpía de corriente 98 (BTU/hr) =  $KC \Delta$
- Temperatura corriente 972 =  $L \Delta$
- Flujo molar de la corriente 972 =  $N(B + K) \Delta$
- Entalpía de corriente 972 =  $NE(B + K) \Delta$
- Temperatura de corriente 971 =  $L \Delta$
- Flujo molar de corriente 971 =  $(1 - N)(B + K) \Delta$
- Entalpía molar de corriente 971 =  $(1 - N)E(B + K) \Delta$
- Flujo de vapor en EA-112-A =  $Q \div (23\ 229 - 21\ 872) \Delta$
- Flujo de vapor en EA-112-B =  $U \div (23\ 229 - 21\ 872) \Delta$
- Temperatura de corriente 974 =  $D \Delta$
- Flujo de corriente 974 =  $N(B + K) \Delta$
- Entalpía de corriente 974 =  $NC(B + K) \Delta$
- Temperatura de corriente 973 =  $D \Delta$
- Flujo de corriente 973 =  $(1 - N)(B + K) \Delta$
- Entalpía de corriente 973 =  $C(1 - N)(B + K) \Delta$

Los resultados de la aplicación de este programa de cálculo se presentan en las tablas viii.2.t-13, incisos (a) y (b).

	$T_{SN_2}$	$h_{SN_2}$	$T_{109}$	$h_{109}$	$T_{94}$	$h_{94}$	$T_{95}$	$h_{95}$
NL	30	594 891	30	1 882 642	30	2 447 354	30	5 219 101
N	30	611 040	30	1 028 625	30	1 640 043	30	5 369 125
NP	40	1 608 972	40	530 029	40	1 831 233	40	9 160 449
P	40	1 296 321	40	144 006	40	1 440 483	40	7 626 694
C	40	1 427 437	40	135 535	40	1 562 453	40	8 416 475

	$T_{101}$	$h_{101}$	$T_{105}$	$h_{105}$	$T_{100}$	$h_{100}$	$T_{SN_3}$	$h_{SN_3}$
NL	30	2 741 167	30	2 312 889	30	6 868 746	30	6 61 779
N	30	3 729 330	30	2 378 945	30	7 097 368	30	650 299
NP	40	7 328 808	40	4 712 809	40	12 273 931	40	1 908 109
P	40	6 183 372	40	3 795 545	40	10 065 801	40	1 353 713
C	40	6 855 989	40	4 188 755	40	11 215 221	40	1 393 322

## NOTAS

Temperaturas (T) en °F .

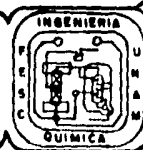
Flujos Entálpicos (h) en BTU/hr .

En esta tabla aparecen las características térmicas de las corrientes de proceso desde la salida de la parafina dura no rectificada de FF-102 hasta su tratamiento en el filtro de desaceitado .



viii.2.- Balances de Energía en la  
Sección de Tratamiento .

viii.2.t-13.- Balance de Energía  
en el Sistema de Desaceitado de Parafina Dura .  
Etapa de Dilución-Filtración .





viii.2.- Balances de Energía en la -  
Sección de Tratamiento .

viii.p-85

	$T_{SN_3}$	$h_{SN_3}$	$R$	$h_{98}$	$T_{98}$	$F_{98}$	$h_{97}$	$T_{97}$
NL	30	661.779	1.78	5 931.024	140	770.99	6 456.098	100.57
N	30	650.299	1.99	6 547.291	140	849.82	7 048.866	103.33
NP	40	1 908.109	0.772	5 586.069	140	831.46	7 319.358	83.60
P	40	1 353.713	2.732	16 212.670	160	2 031.44	17 277.687	127.85
C	40	1 393.322	1.479	9 314.997	160	1 249.44	10 256.077	111.61

	$F_{97}$	$N$	$F_{972}$	$h_{972}$	$T_{972}$	$Q_{EA-112-A}$	CONSUMO DE VAPOR EN EA-112-A	$h_{974}$
NL	1 197.40	1.0000	1 197.40	6 456.098	100.57	2 765.124	1 195.47	9 263.060
N	1 337.76	1.0000	1 337.76	7 048.866	103.33	2 748.495	1 188.28	9 837.386
NP	1 906.01	0.5212	993.98	3 817.082	83.60	2 816.448	1 237.12	6 677.901
P	2 774.00	0.5212	1 446.19	9 007.543	127.58	2 534.843	1 095.91	11 541.900
C	2 092.82	0.5212	1 091.22	5 347.624	111.61	2 631.042	1 137.50	7 978.160

	$T_{974}$	$F_{971}$	$h_{971}$	$T_{971}$	$Q_{EA-112-B}$	CONSUMO DE VAPOR EN EA-112-B	$h_{973}$	$T_{973}$
NL	140	0	-	-	0	0	-	-
N	140	0	-	-	0	0	-	-
NP	140	913.12	3 506.486	83.60	2 628.163	1 136.26	6 134.649	140
P	160	1 328.55	8 274.773	127.58	2 328.185	1 006.57	10 602.958	160
C	160	1 002.45	4 912.591	111.61	2 416.541	1 044.76	7 329.131	160

	$F_{99}$	$h_{99}$	$T_{99}$	$A_T^{EA-112-A}$	$A_T^{EA-112-B}$	NOTAS:
NL	430.72	3 313.421	140	147 ft <sup>2</sup>	135 ft <sup>2</sup>	R = Relación de Recirculación = $F_{98} / F_{SN_3}$
N	447.41	3 273.644	140	147	135	N = Porcentaje de Derivación hacia "EA-112-A" = $F_{972} / F_{97}$
NP	1 075.63	7 226.475	140	147	135	
P	743.38	5 932.196	160	147	135	
C	844.22	6 172.294	160	147	135	



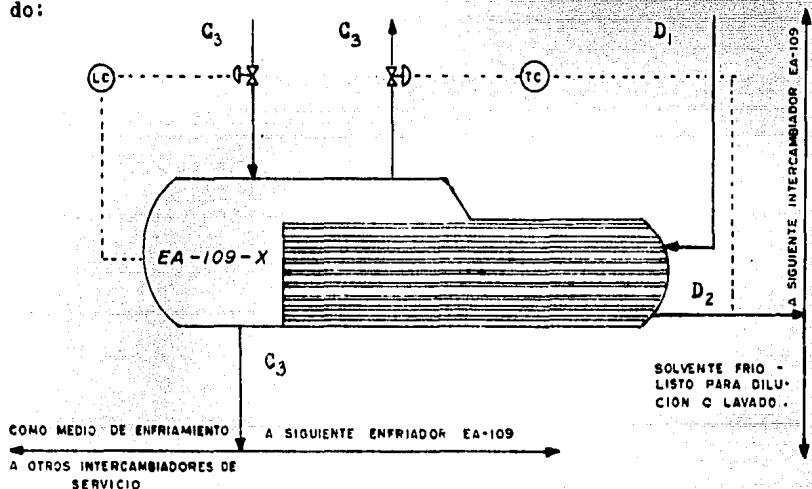
viii.2.t-13.- Balances de Energía en el Sistema de Desaceitado de Parafina Dura .

b) Etapa de Calentamiento para Almacenamiento de la Parafina Dura Diluida .



viii.2.3.- Balances de Energía para el Tren de Enfriamiento - del agente desparafinante .-

La siguiente figura es una representación esquemática de una - unidad de transferencia de calor de las cinco que componen el tren de enfriadores de disolvente, EA-109, de la planta de desparafinado:



El propano entra como líquido saturado a la presión  $P_{ent}$ , y - sufre una vaporización parcial por efecto tanto de transferencia - de calor como de caída de presión en la coraza del intercambiador, dando lugar a las corrientes de salida de vapor y líquido en equilibrio a la presión  $P_{sal}$ , que es la presión de operación en el equipo.

La corriente de proceso (D) se enfría desde la temperatura  $D_1$ , hasta la temperatura de la corriente  $D_2$ .

El dimensionamiento de cada uno de los equipos EA-109 se hace considerando los requerimientos de área de transferencia correspondiente al caso en que el aceite lubricante en procesamiento reclame una mayor superficie de intercambio. Para los casos restantes, - las condiciones de operación, y por lo tanto el calor total transferido en cada uno de los EA-109, necesaria para lograr la produc-

ción del agente desparafinante en la cantidad y temperatura preestablecidas, pueden ser alcanzadas fácilmente regulando el flujo de entrada de refrigerante así como la cantidad evaporada de propano por medio de los controles que se indican.

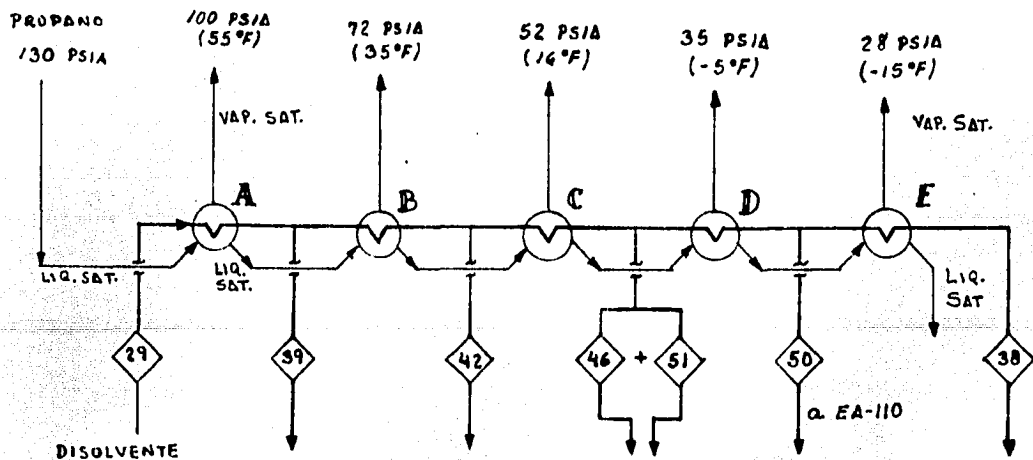
El esquema de la página siguiente representa el flujo de propano (líneas delgadas no numeradas) y de disolvente en el tren de enfriamiento EA-109.

La tabla inferior exhibe las características (caudal y temperatura) de las corrientes de agente desparafinante de distintos niveles térmicos que se requieren para la operación continua de la sección de tratamiento de la unidad desparafinadora. Los flujos molares que se reportan fueron establecidos a partir de los datos de balance de materia que fueron presentados en las páginas viii.p -26 a viii.p-35. En la columna correspondiente a la composición del disolvente se reporta únicamente la fracción molar de la metil-etil-cetona, quedando especificada la fracción mol de tolueno por la relación sencilla:  $X_{TOL} = 1 - X_{MEK}$ .

Algunas ramificaciones de la corriente de refrigerante deberán de ser tomadas para cumplir con los requerimientos de propano en otros intercambiadores de servicio. Dichas ramificaciones serán extraídas de la corriente de líquido saturado que abandona el intercambiador correspondiente, conforme al nivel de temperatura del propano demandado.

Según la tabla viii.2.t-7, los requerimientos de refrigerante en la fase final de enfriamiento de la carga de aceite a desparafinado son los que se resumen a continuación:

	Propano	
	temperatura	flujo (lbmol/hr)
Neutro Ligero	- 5	370.58
Neutro	- 15°F	385.54
Neutro Pesado	- 15	568.43
Pesado	- 15°F	1 399.01
Cilindros	- 5°F	1 591.06



	lbmol/hr	°F	lbmol/hr	°F	lbmol/hr	°F	lbmol/hr	°F	lbmol/hr	°F	lbmol/hr	°F	COMPOSICION
CORRIENTE NUMERO	29		39		42		46 + 51		50		38		
NEUTRO LIGERO	10 925.97	100	500.71	90	500.71	60	4 416.76	30	CERO	17	5 507.81	+5	$X_M = 0.5236$
NEUTRO	9 367.38	100	334.39	90	334.39	60	3 850.14	30	CERO	12	4 848.66	-6	$X_M = 0.5336$
NEUTRO PESADO	12 492.44	100	2 490.42	90	CERO	65	6 953.25	40	CERO	17	3 048.77	-6	$X_M = 0.4935$
PESADO	11 861.04	100	6 641.12	90	CERO	65	2 729.50	40	CERO	17	2 490.42	-6	$X_M = 0.4935$
CILINDROS	12 127.78	100	6 641.12	90	CERO	65	2 996.24	40	CERO	27	2 490.42	+14	$X_M = 0.4935$

En el sistema de enfriadores de servicio de la sección de recristalización de parafina primaria también se utiliza propano líquido saturado; según la tabla viii.2.t-11, se requiere de propano líquido de 52 psia de presión (16°F) en las siguientes cantidades:

Neutro Ligero = 611.59 lbmol/hr .

Neutro = 711.11 lbmol/hr.

Neutro Pesado = 338.02 lbmol/hr .

Pesado = 398.35 lbmol/hr.

Cilindros = 471.68 lbmol/hr .

Adicionalmente, tal como se había mencionado en el capítulo - VII (Sistema de circulación de gas inerte), el flujo de anhídrido carbónico que se utiliza para hermetización de recipientes y filtros de la unidad de desparafinado y para separar por soplado la cera de estos últimos equipos, requiere ser enfriado hasta una temperatura adecuada para su utilización. El propano que se emplea para enfriar dicho gas inerte también se produce en el tren de intercambiadores EA-109. Sin embargo, la cantidad necesaria de gas inerte a producir sólo puede ser determinada por conocimientos empíricos. En las instalaciones industriales de Salamanca se utilizan aproximadamente 180 lbmol/hr de propano de -17°F para enfriamiento de 19 500 lb/hr de gas inerte (120 a -10°F) en el área de servicios auxiliares; nosotros tomaremos como previsión un flujo de 200 lbmol/hr de refrigerante a -15°F para la producción de CO<sub>2</sub> frío; en los casos en que esta cantidad esté sobrada, bastará con flashear en una válvula isoentálpica el propano restante en fase líquida para mandarlo a la succión de menor presión del compresor de propano .

Con las anteriores consideraciones se puede conocer el flujo de disolvente y propano en cada uno de los intercambiadores del tren de enfriamiento y se puede proceder al dimensionamiento de cada uno de los intercambiadores que componen dicho tren .

Los balances de materia y energía deben ser realizados iniciando en EA-109-E donde es posible conocer el flujo de salida de la corriente de propano líquido saturado, sumando los requerimientos para enfriamiento de gas inerte con la demanda de refrigerante de - -

-15°F en el tren de enfriamiento de aceite que va hacia desparafinado.

Programa General para el Dimensionamiento de los Intercambiadores de Servicio del Tren de Enfriamiento de Solvente :

1.- Lectura de datos y asignación de variables :

Corriente de disolvente :

- Temperatura de entrada  $\rightarrow D$  ;
- Temperatura de salida  $\rightarrow E$  ;
- Flujo molar  $\rightarrow A$  ;  $X_{MEX} \rightarrow B$  ;  $X_{TOL} \rightarrow C$  ;

Corriente de Propano:

- Flujo de Salida de propano líquido saturado  $\rightarrow L$  ;
- Temperatura de salida del propano  $\rightarrow H$  ;
- Entalpía molar de propano líquido a la temperatura de salida  $\rightarrow J$  ;
- Entalpía molar de propano vapor a la temperatura de salida  $\rightarrow K$  ;
- Temperatura de entrada del propano  $\rightarrow G$  ;
- Entalpía molar de propano líquido a la temperatura de entrada  $\rightarrow I$  ;

2.- Cálculo de la entalpía de entrada del disolvente :

$$h_{ENT-DISOLV} = DA(B(34.608 + 0.0364D) + C(34.5375 + 0.039D)) \rightarrow M ;$$

y de la entalpía de salida del disolvente :

$$h_{SAL-DISOLV} = EA(B(34.608 + 0.0364E) + C(34.5375 + 0.039E)) \rightarrow N ;$$

3.- Cálculo del calor transferido en el equipo :

$$Q = M - N \rightarrow Q ;$$

4.- Determinación del flujo de entrada de propano (líq. sat.):

$$F = [Q - L(J - K)] \div (K - I) \rightarrow F ;$$

$$\text{Corriente de salida de propano vapor saturado} = F - L ;$$

5.- Determinación del Área de transferencia necesaria :

$$LMTD = (D - E) \div \ln [(D - H) \div (E - H)] \rightarrow Z ;$$

$$\text{Área} = Q / 75 Z .$$

Nótese que se ha asumido un coeficiente global de transferencia de calor de 75 BTU/hr·F ft<sup>2</sup> para el cálculo del área de intercambio en cada uno de los enfriadores.

Los resultados de la aplicación del programa anterior se resumen en la tabla viii.2.t-14 que se presenta a continuación:

viii.2.t-14.- Dimensionamiento del Tren de Enfriamiento de - Agente Desparafinante .						
EA-109-E :						
	$h_{ENT\ DISOLV}$	$h_{SAL\ DISOLV}$	Q	$F_{PROP}$	$V_{PROP}$	Area
NL	3 297 210	957 329	2 339 881	516.19	316.19	1 221.95
N	2 037 977	- 999 293	3 037 270	1001.46	415.93	2 471.69 *
NP	1 825 083	- 628 278	2 453 361	1099.79	331.36	1 803.13
P	1 490 838	- 513 216	2 004 054	1877.29	278.28	1 473.72
C	2 393 163	1 223 804	1 169 359	359.70	159.70	444.20
EA- 109-D						
NL	5 899 455	3 297 210	2 602 245	1 293.85	407.08	1 239.22
N	5 193 424	2 037 977	3 155 446	1 523.16	521.70	1 687.89 *
NP	4 400 103	1 825 083	2 575 020	1 504.15	404.36	1 068.25
P	3 594 271	1 490 838	2 103 433	2 241.90	364.61	872.61
C	3 594 271	2 393 163	1 201 108	2 182.01	231.25	419.99
EA-109-C						
NL	21 932 942	10 630 278	11 302 663	3 698.91	1 793.47	5 752.46 *
N	199223 588	9 317 328	9 906 260	3 875.66	1 641.39	5 041.77
NP	24 067 822	14 434 765	9 633 057	3 368.02	1 525.85	3 667.07
P	12 562 013	7 533 591	5 028 423	3 514.21	873.96	1 914.20
C	13 203 937	7 918 560	5 285 377	3 555.16	901.47	2 012.01
	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	lbmol/hr	lbmol/hr	ft <sup>2</sup>
Nota: * significa : área seleccionada.						

viii.2.t-14.- Dimensionamiento del tren de Enfriamiento de A -  
gente Desparafinante (Continuación) -

	$h_{ENT-DISOLV}$	$h_{SAL-DISOLV}$	$q$	$F_{PROV}$	$V_{PROV}$	Area
<b>EA-109-B :</b>						
ML	35 618 701	23 039 493	12 579 208	5 877.88	2 179.07	4 408.08 *
M	30 861 199	19 962 561	10 898 638	5 837.34	1 961.68	3 819.16
MP	34 177 034	24 070 389	10 106 644	5 128.10	1 760.08	3 267.20
P	17 836 535	12 562 013	5 274 522	4 512.21	998.00	1 705.11
C	18 747 989	13 203 937	5 544 052	4 586.57	1 031.41	1 792.24
<b>EA-109-A :</b>						
NL	41 888 364	37 329 412	4 558 952	6 941.62	1 063.74	1 527.64
M	35 911 147	32 002 933	3 908 213	6 819.00	981.66	1 309.59
MP	47 900 989	42 686 832	5 214 157	6 236.02	1 107.92	1 747.19 *
P	45 479 950	40 529 330	4 950 621	5 514.05	1 001.84	1 658.88
C	46 502 738	41 440 784	5 061 954	5 601.36	1 014.79	1 696.19
	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	lbmol/hr	lbmol/hr	ft <sup>2</sup>
Nota: * = área seleccionada.						

viii.3.- Resumen tabular de los Balances de Materia y Energía en  
La Sección de Tratamiento.

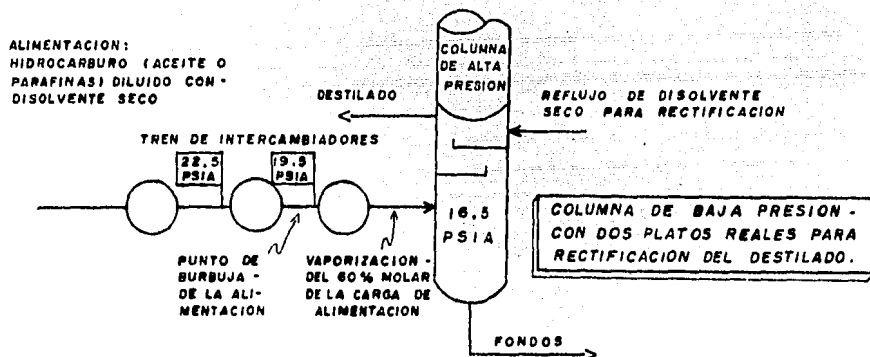
En primera instancia nos habíamos propuesto exponer en este inciso, las características térmicas de las corrientes de proceso de la sección de tratamiento, sin embargo, después se creyó más conveniente integrar tal información a los documentos básicos de Ingeniería que se presentan en el capítulo IX, por lo que este inciso queda vacío.



#### viii.4.- Sección de Recuperación de Productos .

##### viii.4.1.- Destilación en Columna de Baja Presión (16.5 psia) .

El esquema siguiente resume las generalidades del sistema de destilación a baja presión para recuperación de disolvente a partir de los productos principales de la unidad desparafinadora :



A continuación se procederá a la caracterización de los flujos, composición de corrientes y temperaturas, para el tratamiento de cada uno de los distintos tipos de hidrocarburos en esta sección de los sistemas de recuperación de productos .

a).- Composición y Flujo de las corrientes de Proceso que entran al Sistema de Recuperación :

En las tablas de las páginas viii.p-(26 a 35) se reportan los datos de flujos molares y composiciones de cada uno de los diferentes tipos de hidrocarburos diluidos recuperados en la sección de tratamiento de la unidad desparafinadora. Debido a que la capacidad de diseño de la sección de recuperación de productos es distinta a la de la sección de tratamiento, se tendrá una variación en el flujo de los hidrocarburos diluidos que entran a esta zona de la planta de desparafinado con respecto al caudal de las corrientes que abandonan los trenes de intercambio de calor instalados en la primera sección

de la planta.

La tabla que se presenta a continuación resume las características de flujo de la corriente de alimentación a la primera etapa de vaporización de disolvente :

viii.4.t-1.- Fracciones Molares y Flujos de las Corrientes de Alimentación a la Sección de Recuperación de Productos .							
	X <sub>H</sub>	lbmol/hr HIDROCAR.	X <sub>Mek</sub>	lbmol/hr MEK	X <sub>Tol</sub>	lbmol/hr TOL	lbmol/hr TOTALES
ACEITES LUBRICANTES      Capacidad de Diseño = 48 865.1 BPD .							
NEUTRO LIGERO	0.0389	247.75	0.5033	3 205.46	0.4578	2 915.68	6 368.89
NEUTRO	0.0454	282.22	0.5094	3 166.58	0.4452	2 767.50	6 216.30
NEUTRO PESADO	0.0225	145.94	0.4824	3 128.95	0.4951	3 211.33	6 486.22
PESADO	0.0217	140.83	0.4828	3 133.30	0.4955	3 215.73	6 489.86
CILINDROS	0.0232	148.81	0.4821	3 092.30	0.4948	3 173.76	6 414.22
PARAFINAS DURAS      Capacidad de Diseño = 5 876.31 BPD							
NEUTRO LIGERO	0.0983	51.79	0.4722	248.78	0.4295	226.29	526.86
NEUTRO	0.0781	43.97	0.4919	276.94	0.4300	242.09	563.00
NEUTRO PESADO	0.0350	22.23	0.4762	302.45	0.4888	310.45	635.14
PESADO	0.0389	26.90	0.4743	327.99	0.4868	336.63	691.52
CILINDROS	0.0202	15.23	0.4835	355.84	0.4983	366.73	735.96
PARAFINAS BLANDAS      Capacidad de Diseño = 27 350.40 BPD							
NEUTRO LIGERO	0.0077	28.24	0.5196	1 905.65	0.4727	1 733.64	3 667.53
NEUTRO	0.0075	28.46	0.5296	2 099.66	0.4629	1 756.55	3 794.67
NEUTRO PESADO	0.0081	30.94	0.4895	1 869.77	0.5024	1 919.04	3 819.75
PESADO	0.0100	38.28	0.4886	1 870.36	0.5014	1 919.36	3 828.00
CILINDROS	0.0053	27.35	0.4909	2 533.23	0.5038	2 599.80	5 160.53

El flujo molar de cada componente es calculado utilizando la siguiente ecuación :

$$\left[ \begin{array}{l} \text{FLUJO MOLAR DEL} \\ \text{COMPONENTE } i \text{ EN} \\ \text{LA CARGA DE ALI-} \\ \text{MENTACION} \\ \text{(lbmol/hr)} \end{array} \right] = 14.6054 \left[ \begin{array}{l} \text{(S. gr.)} \\ \text{(PM)} \end{array} \right] \left[ \begin{array}{l} \text{CAPACIDAD DE} \\ \text{DISEÑO DE LA} \\ \text{SECCION DE} \\ \text{RECUPERACION} \\ \text{(BPD)} \end{array} \right] \left[ \begin{array}{l} \text{PORCENTAJE EN VOLUMEN} \\ \text{DEL COMPONENTE } i \text{ EN} \\ \text{LA CORRIENTE DE ALI-} \\ \text{MENTACION (BPD)} \end{array} \right]$$

Los datos de porcentaje en volumen de cada componente se encuentran reportados en las tablas de las páginas viii.p-(12 a 21) como rendimiento en base a la carga de aceite desaromatizado a la sección de tratamiento. El valor que debe usarse en el último factor de la ecuación anterior corresponde a :

$$\left[ \begin{array}{l} \% \text{ Vol. DEL COMPONENTE } i \\ \text{EN LA ALIMENTACION A} \\ \text{LA SECCION DE RECUPERACION.} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \% \text{ Vol. DEL COMPONENTE } i \\ \text{EN LA CORRIENTE DE EN-} \\ \text{TRADA AL SISTEMA DE RE-} \\ \text{CUPERACION (BASE CARGA} \\ \text{DE ACEITE DESAROMATIZA-} \\ \text{DO A LA UNIDAD).} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \% \text{ Vol. DE LA CORRIENTE TO-} \\ \text{TAL QUE ENTRA AL SISTEMA} \\ \text{DE RECUPERACION CON RES-} \\ \text{PECTO A LA CARGA DE A-} \\ \text{CEITE DESAROMATIZADO A} \\ \text{LA UNIDAD.} \end{array} \right]$$

b).- Cálculo del Punto de Burbuja a 19.5 Psia :

En el punto de burbuja deben cumplirse las siguientes relaciones:

$$\sum y_i = 1 = \sum K_i X_i = K_H X_H + K_M X_M + K_T X_T .$$

Donde la constante de equilibrio  $K_i$  es definida como :

$$K_i = \frac{y_i v_i}{\Phi_i} .$$

$K_i$  será determinada calculando por separado cada uno de los términos de que depende a través de un rango de temperaturas en el cual se espera encontrar el punto de burbuja de cada mezcla multicomponente .

Según cálculos previos con aceite neutro ligero, la evaluación de  $v_i$ ,  $\gamma_i$ , y  $\Phi_i$  para los hidrocarburos (aceites y parafinas) a esta presión y dentro del rango de temperaturas considerado (190 a 220°F), resulta poco útil ya que se obtendría un valor de  $K_i$  del orden de  $10^{-6}$  a  $10^{-10}$  que, multiplicado por la fracción molar  $X_i$  nos da una contribución pequeña para  $\sum X_i K_i = 1$  (vaporización infinitesimal del hidrocarburo); la estimación del punto de burbuja sin obtener  $K_H$  es adecuada debido a que trabajaremos con cuatro cifras significativas.

b.1.- Cálculo del coeficiente de fugacidad en fase líquida.-

Este coeficiente se determinó empleando la ecuación de 13 constantes desarrollada por Lee y Edmister que aparece reportada en la página vi.p- 15 . Para su aplicación se utilizó el siguiente programa :

1.- Lectura y asignación de Variables :  
 Temperatura ( $^{\circ}\text{R}$ )  $\rightarrow$  A .  
 Temperatura Crítica ( $^{\circ}\text{R}$ )  $\rightarrow$  B .  
 Presión Crítica (psia)  $\rightarrow$  C .  
 Factor acéntrico ( $\omega$ )  $\rightarrow$  F .  
 Presión = 19.5 psia .

2.- Cálculo de temperatura y presión -  
 reducidas :  
 Temperatura reducida =  $A \div B \rightarrow D$  .  
 Presión reducida =  $19.5 \div C \rightarrow E$  .

3.- Cálculo de  $\ln V_i$  :  
 $6.32873 - 8.45167 \div D - 6.90287 \ln D + 1.37895 D^2 - 0.33448 D^6$   
 $+ E (- 0.18076 + D - 0.286517 \ln D + 0.1894 D^2) - 0.002584 D^3 E^2$   
 $- \ln E + F [(1 - D) (3.7015 - 11.201 + D) - 0.05044 E \div D +$   
 $+ 0.002255 E^2 D^3] = \ln V_i$  .

Los resultados para metil-etil-cetona y tolueno se presentan en la siguiente tabla :

viii.4.t-2.- COEFICIENTES DE FUGACIDAD EN FASE LIQUIDA PARA DISOLVENTES A 19.5 PSIA.

T ( $^{\circ}\text{F}$ )	190	195	200	205	210	215	220	225
$(\ln V)_{\text{MEK}}$	-0.0982	-0.0164	0.0638	0.1424	0.2194	0.2944	0.3689	0.4415
$(\ln V)_{\text{TOL}}$	-0.9830	-0.8948	-0.8080	-0.7229	-0.6394	-0.5575	-0.4771	-0.3982

b.2.- Cálculo del coeficiente de actividad en fase líquida :

Se hace uso de la teoría desarrollada por Hildebrand para la cual son útiles las siguientes expresiones :

$$\ln \gamma_i = \frac{\bar{v}_i^{liq} (\delta_i - \bar{\delta})^2}{RT}$$

con :

$$\bar{\delta} = \frac{X_N \bar{v}_N^L \delta_N + X_M \bar{v}_M^L \delta_M + X_T \bar{v}_T^L \delta_T}{X_N \bar{v}_N^L + X_M \bar{v}_M^L + X_T \bar{v}_T^L}$$

El parámetro de solubilidad  $\bar{\delta}$  de la mezcla depende, como puede verse, de la composición y de las propiedades ( $\delta_i, \bar{v}_i^L$ ) de cada componente.

El programa que se presenta a continuación permite calcular  $-\ln \gamma_i$  para cada uno de los elementos de las mezclas multicomponentes. Los resultados se presentan en las tablas viii.4.t-3.

1.- Lectura de datos y asignación de variables :

- composición de la mezcla ternaria (Mek-Tol-Hc):

$X_{MEK} \rightarrow A ; X_{TOL} \rightarrow B ;$

- propiedades del hidrocarburo :

volumen líquido molar ( $\bar{v}_H^L$ )  $\rightarrow C ;$

parámetro de solubilidad ( $\delta_H$ )  $\rightarrow D ;$

- propiedades de la metil-etil-cetona :

volumen líquido molar ( $\bar{v}_M^L$ )  $\rightarrow E ;$

parámetro de solubilidad ( $\delta_M$ )  $\rightarrow F ;$

- propiedades del tolueno :

volumen líquido molar ( $\bar{v}_T^L$ )  $\rightarrow G ;$

parámetro de solubilidad ( $\delta_T$ )  $\rightarrow H ;$

- temperatura del sistema :

temperatura ( $^{\circ}F$ )  $\rightarrow T ;$

$(T - 32) \div 1.8 + 273.15 \rightarrow T .$

- constante universal del estado gaseoso :

$R = 1.986 \text{ cal/gmol}^{\circ}K \rightarrow R .$

2.- Cálculo del parámetro de solubilidad ponderado de la mezcla ( $\bar{\delta}$ ) :

$$\bar{\delta} = [CD(1 - A - B) + AEF + BGH] \div [C(1 - A - B) + AE + BG] \rightarrow L$$

3.- Cálculo de los coeficientes de actividad para cada uno de los componentes :

$$\ln \gamma_M = C(D - L)^2 \div (RT) ; \ln \gamma_H = E(F - L)^2 \div (RT) ;$$

$$\ln \gamma_T = G(H - L)^2 \div (RT) .$$

viii.4.t-3.a.- Coeficientes de Actividad en Fase Líquida para mezclas de Aceites Lubricantes Diluidos a 19.5 psia.

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	
NEUTRO LIGERO								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0265	0.0264	0.0262	0.0260	0.0258	0.0256	0.0254	
$\ln \gamma_{TOL}$	6.3633	6.3151	6.2676	6.2203	6.1747	6.1292	6.0845	$\cdot 10^{-4}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO								
$\ln \gamma_{MEK}$	2.9405	2.9182	2.8962	2.8746	2.8533	2.8323	2.8116	$\cdot 10^{-2}$
$\ln \gamma_{TOL}$	2.5391	2.5198	2.5009	2.4822	2.4638	2.4457	2.4278	$\cdot 10^{-4}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO PESADO								
$\ln \gamma_{MEK}$	2.5441	2.5249	2.5059	2.4872	2.4687	2.4506	2.4327	$\cdot 10^{-2}$
$\ln \gamma_{TOL}$	8.4062	8.3425	8.2797	8.2179	8.1570	8.0970	8.0379	$\cdot 10^{-4}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
PESADO								
$\ln \gamma_{MEK}$	2.1058	2.0898	2.0741	2.0586	2.0434	2.0283	2.0135	$\cdot 10^{-2}$
$\ln \gamma_{TOL}$	1.9969	1.9818	1.9669	1.9522	1.9377	1.9235	1.9094	$\cdot 10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
CILINDROS								
$\ln \gamma_{MEK}$	2.1669	2.1505	2.1343	2.1184	2.1027	2.0872	2.0720	$\cdot 10^{-2}$
$\ln \gamma_{TOL}$	1.7984	1.7847	1.7713	1.7581	1.7451	1.7322	1.7195	$\cdot 10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
<p>Notas: Los coeficientes de fugacidad correspondientes a los hidrocarburos dan valores menores a <math>10^{-4}</math>, es por esto que no se reportan los valores del coeficiente de actividad de estas sustancias, de cualquier forma sus <math>K_i</math>s tienden a cero.</p>								

viii.4.t-3.b.- Coeficientes de Actividad en Fase Líquida para Mezclas Diluidas de Parafinas Duras a 19.5 psia .

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	
NEUTRO LIGERO								
$\ln \gamma_{HEK}$	0.0680	0.0675	0.0670	0.0665	0.0660	0.0655	0.0650	
$\ln \gamma_{TOL}$	6.64	6.59	6.54	6.49	6.45	6.40	6.35	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO								
$\ln \gamma_{HEK}$	0.0536	0.0532	0.0528	0.0524	0.0520	0.0516	0.0512	
$\ln \gamma_{TOL}$	2.45	2.43	2.41	2.40	2.38	2.36	2.34	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO PESADO								
$\ln \gamma_{HEK}$	0.0357	0.0355	0.0352	0.0349	0.0347	0.0344	0.0342	
$\ln \gamma_{TOL}$	1.04	1.03	1.02	1.02	1.01	1.00	0.995	$10^{-6}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
PESADO								
$\ln \gamma_{HEK}$	0.0322	0.0319	0.0317	0.0315	0.0312	0.0310	0.0308	
$\ln \gamma_{TOL}$	5.30	5.26	5.22	5.18	5.14	5.11	5.07	$10^{-5}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
CILINDROS								
$\ln \gamma_{HEK}$	0.0216	0.0215	0.0213	0.0211	0.0210	0.0208	0.0207	
$\ln \gamma_{TOL}$	1.81	1.80	1.79	1.77	1.76	1.75	1.74	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
<p>Notas: Los coeficientes de fugacidad de los hidrocarburos presentan valores muy cercanos a cero (<math>\ln \gamma_M</math>) <math>&lt; -7</math>, es por eso que no se determinan los coeficientes de actividad de estas sustancias, de cualquier forma sus <math>K_i</math>'s tienden a cero.</p>								

viii.4.t-3.c.- Coeficientes de Actividad en Fase Líquida para Mezclas de Parafinas Blandas Diluidas a 19.5 psia .

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	
NEUTRO LIGERO								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0128	0.0127	0.0126	0.0125	0.0124	0.0123	0.0122	
$\ln \gamma_{TOL}$	6.35	6.30	6.26	6.21	6.16	6.12	6.07	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0121	0.0120	0.0119	0.0119	0.0118	0.0117	0.0116	
$\ln \gamma_{TOL}$	6.87	6.81	6.76	6.71	6.66	6.61	6.57	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
NEUTRO PESADO								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0153	0.0152	0.0150	0.0149	0.0148	0.0147	0.0146	
$\ln \gamma_{TOL}$	4.65	4.61	4.58	4.55	4.51	4.48	4.45	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
PESADO								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0155	0.0154	0.0152	0.0151	0.0150	0.0149	0.0148	
$\ln \gamma_{TOL}$	4.53	4.49	4.46	4.43	4.40	4.36	4.33	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
CILINDROS								
$\ln \gamma_{MEK}$	0.0129	0.0129	0.0128	0.0127	0.0126	0.0125	0.0124	
$\ln \gamma_{TOL}$	6.21	6.17	6.12	6.08	6.03	6.00	5.94	$10^{-3}$
$\ln \gamma_H$	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	

Notas: Debido a que los coeficientes de fugacidad de los hidrocarburos exhiben valores muy bajos ( $\ln \gamma_i \leq -7$ ), no se calcularon los parámetros termodinámicos de estas sustancias ya que de cualquier forma los coeficientes de equilibrio  $K_i$  tienden a cero.



b.3.- Cálculo del coeficiente de fugacidad en fase vapor ( $\Phi_i$ ):

Esta propiedad termodinámica fue calculada a partir de las expresiones propuestas por Redlich y Kwong (página vi.p-17).

El cómputo de  $\ln \Phi$  por medio de dichas ecuaciones requiere de:

1).- La determinación de  $\gamma_i$  definida como:

$$\gamma_i = \frac{\alpha_i \chi_i}{\sum \alpha_i \chi_i}, \text{ siendo } \alpha_i = \frac{P_i^{\text{SAT}}}{P_{i \text{ REF}}^{\text{SAT}}}$$

donde:

$\chi_i$  = fracción mol del componente i en fase líquida.

$\alpha_i$  = coeficiente de volatilidad relativa del componente i.

$P_i^{\text{SAT}}$  = presión de saturación del componente i a la temperatura del sistema.

$P_{i \text{ REF}}^{\text{SAT}}$  = presión de saturación del componente i tomado como referencia a la temperatura del sistema.

El componente de referencia para el cálculo de las volatilidades relativas puede ser cualquiera (Mek, Tol o Hc); las presiones de vapor se obtienen por lectura de las gráficas de las figuras vi.5.f-7 y vi.5.f-8.

El compuesto que se eligió como referencia fue la metil-etil-cetona. Con esta elección se obtienen volatilidades relativas del tolueno mayores a la unidad, mientras que en todos los casos, las volatilidades relativas de los hidrocarburos tienden a cero dentro del rango de temperaturas ensayado.

2).- La resolución de un sistema de ecuaciones simultáneas para el cálculo del factor "z", el cual es una función compleja de "A", "B" y "P", por métodos iterativos.

A continuación se resume la secuencia utilizada para el cómputo de  $\ln \Phi_i$ :

1.- Leer los valores de presión de vapor para cada componente a la temperatura de interés utilizando la gráfica respectiva presentada en el capítulo VI (figs. vi.5.f-7 ó vi.5.f-8).

2.- Tomando como referencia a la presión de saturación de la metil-etil-cetona, calcular la volatilidad relativa  $(\alpha)_i$  de cada uno de los constituyentes de la mezcla .

3.- Leer las propiedades de la mezcla que se está caracterizando:  
Fracciones molares :  $X_{MEK}$  ,  $X_{TOL}$  ,  $X_M$  .  
Temperaturas críticas y Presiones críticas de cada elemento.

4.- A partir de la ecuación de la página anterior, calcular  $y_i$  para cada componente .

5.- Evaluar, a partir de las ecuaciones presentadas en la página -vi.p-17, los valores de :  
 $A_i$  y  $B_i$  para cada uno de los constituyentes de la mezcla .  
 $A$  y  $B$  para el sistema .

6.- Suponer un valor inicial para  $h$  , por ejemplo  $10^{-2}$ .  
Suponer también un valor de  $\Delta h = 10^{-4}$ .

7.- calcular " $z_1$ " a partir de :  
$$z = \frac{1}{1-h} - \frac{A^2}{B} \frac{h}{1+h}$$

8.- calcular " $z_2$ " a partir de :  
$$z = BP/h$$

Decision diamond:  $z_1 \geq z_2$

10.- incrementar  $h$  en  $\Delta h$  .

11.- Disminuir el valor de  $h$  en  $\Delta h$  - y sumarle al resultado  $(\Delta h/10)$ ; con esto se consigue, cada vez que se llegue a este paso, una mejor aproximación de " $z$ " a su valor real.

Decision diamond:  $\Delta h \geq 10^{-6}$

12.- El valor buscado de " $z$ " es :  
$$(z_1 + z_2) / 2 = z$$

13.- Evaluar  $\ln \gamma_i$  para cada componente.  
(antependltima ecuación página vi.p-17)

viii.4.t-4.- Coeficientes de Fugacidad en Fase Vapor para Aceites -  
Lubricantes Diluidos a 19.5 psia .

T(°F)	195	200	205	210	215	220	225	
NEUTRO LIGERO								
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.032	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289	
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0429	-0.0420	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380	
$\ln \Phi_H$	-0.2253	-0.2203	-0.2161	-0.2115	-0.2072	-0.2029	-0.1989	
NEUTRO								
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.0320	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289	
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0429	-0.0420	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380	
$\ln \Phi_H$	-0.2350	-0.2304	-0.2259	-0.2214	-0.2171	-0.2030	-0.1991	
NEUTRO PESADO								
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.0320	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289	
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0430	-0.0421	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380	
$\ln \Phi_H$	-0.2778	-0.2720	-0.2667	-0.2610	-0.2558	-0.2504	-0.2452	
PESADO								
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.0320	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289	
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0430	-0.0421	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380	
$\ln \Phi_H$	-0.2841	-0.2780	-0.2735	-0.2665	-0.2611	-0.2554	-0.2499	
CILINDROS								
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.0320	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289	
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0430	-0.0421	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380	
$\ln \Phi_H$	-0.2823	-0.2764	-0.2710	-0.2655	-0.2601	-0.2543	-0.2488	
Notas:								

Según los resultados reportados en la tabla anterior (viii.4.t-4), podemos notar que los coeficientes de fugacidad de Mek y Tol. permanecen virtualmente constantes a una temperatura dada, independientemente del tipo de hidrocarburo que se trate. A la misma conclusión se llegó al analizar los resultados para parafinas dura y blanda.

Con las parafinas dura y blanda se obtuvieron casi exactamente los mismos resultados que con los aceites lubricantes (se observó una variación hasta la quinta cifra significativa, es decir, en el orden de unas cuantas cienmilésimas). Tomando en cuenta que tanto aceites y parafinas poseen las mismas propiedades críticas y que en lo único en que varían para el cálculo de  $\ln \Phi_{MEK}$  y  $\ln \Phi_{TOL}$  es en la concentración del disolvente, se puede concluir que la concentración de cada una de las sustancias influye muy poco en los valores de estos dos parámetros termodinámicos.

El coeficiente de fugacidad en fase vapor para hidrocarburos ( $\Phi_M$ ) si presenta variación notable tanto con el tipo de hidrocarburo (propiedades críticas de dicho compuesto), como con la composición de la mezcla multicomponente. Sin embargo, debido a que el coeficiente de equilibrio de los hidrocarburos tiende a cero (por que  $\ln v_M \approx -10$ , y consecuentemente  $v \approx 0$ ), la determinación del coeficiente de fugacidad para estas sustancias es de poca utilidad.

Para  $\Phi_{MEK}$  y  $\Phi_{TOL}$  se pueden generalizar los siguientes valores que solo están en función de la temperatura:

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225
$\ln \Phi_{MEK}$	-0.0327	-0.0320	-0.0314	-0.0307	-0.0301	-0.0295	-0.0289
$\ln \Phi_{TOL}$	-0.0430	-0.0421	-0.0412	-0.0404	-0.0396	-0.0388	-0.0380

Con estos datos se procede a calcular los coeficientes de equilibrio para la metil-etil-cetona y tolueno cuyos resultados se exhiben en viii.4.t-5; en estas tablas se reportan también los valores de  $\sum K_i X_i$ ; que sirven para determinar los puntos de burbuja de las mezclas.

## viii.4.5-a.- Coeficientes de Equilibrio .

Aceites Lubricantes  
a 19.5 psia

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	230
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.0437	1.1301	1.2214	1.3180	1.4202	1.5281	1.6418	-
$K_{TOL}$	0.4269	0.4652	0.5061	0.5494	0.5961	0.6455	0.6980	-
$\sum K_i X_i$	0.7207	0.7817	0.4864	0.9149	0.9877	1.0646	1.1459	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.0468	1.1334	1.2248	1.3216	1.4241	1.5322	1.6463	-
$K_{TOL}$	0.4268	0.4650	0.5059	0.5495	0.5959	0.6453	0.6977	-
$\sum K_i X_i$	0.7233	0.7844	0.8491	0.9179	0.9907	1.0678	1.1494	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.0426	1.1289	1.2200	1.3165	1.4186	1.5200	1.6401	-
$K_{TOL}$	0.4270	0.4653	0.5062	0.5498	0.5963	0.6457	0.6981	-
$\sum K_i X_i$	0.7144	0.7750	0.8391	0.9073	0.9796	1.0560	1.1368	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.0381	1.1240	1.2148	1.3109	1.4126	1.5200	1.6332	-
$K_{TOL}$	0.4275	0.4658	0.5068	0.5504	0.5969	0.6464	0.6989	-
$\sum K_i X_i$	0.7130	0.7735	0.8376	0.9056	0.9778	1.0541	1.1348	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.0387	1.1246	1.2155	1.3116	1.4134	1.5209	1.6341	-
$K_{TOL}$	0.4274	0.4657	0.5067	0.5503	0.5968	0.6463	0.6987	-
$\sum K_i X_i$	0.7122	0.7726	0.8367	0.9046	0.9765	1.0530	1.1335	-
Notas: Para la determinación del punto de burbuja de las mezclas hidrocarburo-solvente se buscará convergencia con $\sum K_i X_i = 1.0000$ vía interpolación lineal de $K_M$ y $K_T$ .								

## viii.4.t-5.b.- Coeficientes de Equilibrio.

Parafinas Duras  
a 19.5 psia

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	230
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.0880	1.1774	1.2723	1.3275	1.4785	1.5903	1.7091	-
$K_{TOL}$	0.4295	0.4680	0.5091	0.5299	0.5996	0.6493	0.7020	-
$\sum K_i X_i$	0.6982	0.7570	0.8194	0.8856	0.9557	1.0298	1.1081	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.0724	1.1607	1.2543	1.3532	1.4579	1.5685	1.6347	-
$K_{TOL}$	0.4271	0.4660	0.5070	0.5507	0.5972	0.6467	0.6992	-
$\sum K_i X_i$	0.7114	0.7713	0.8350	0.9024	0.9739	1.0495	1.1249	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.0534	1.1403	1.2324	1.3298	1.4329	1.5416	1.6563	-
$K_{TOL}$	0.4267	0.4649	0.5058	0.5494	0.5953	0.6451	0.6975	-
$\sum K_i X_i$	0.7102	0.7703	0.8341	0.9018	0.9736	1.0494	1.1297	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.0497	1.1362	1.2281	1.3252	1.4279	1.5363	1.6507	-
$K_{TOL}$	0.4267	0.4649	0.5058	0.5494	0.5959	0.6484	0.6976	-
$\sum K_i X_i$	0.7056	0.7652	0.8287	0.8960	0.9673	1.0443	1.1225	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.0390	1.1245	1.2154	1.3115	1.4134	1.5207	1.6341	-
$K_{TOL}$	0.4274	0.4658	0.5067	0.5503	0.5963	0.6463	0.6988	-
$\sum K_i X_i$	0.7153	0.7758	0.8401	0.9083	0.9808	1.0573	1.1383	-

Notas: Para la determinación del punto de burbuja de las mezclas hidrocarburo-solvente se buscará convergencia con  $\sum K_i X_i = 1.0000$  vía interpolación lineal de  $K_{MEK}$  y  $K_{TOL}$ .

viii.4.t-5.c.- Coeficientes de Equilibrio.

Parafinas Blandas  
a 19.5 psia

T (°F)	195	200	205	210	215	220	225	230
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.0295	1.1146	1.2049	1.3003	1.4013	1.5079	1.6203	-
$K_{TOL}$	0.4294	0.4679	0.5089	0.5528	0.5995	0.6491	0.7018	-
$\sum K_i X_i$	0.7379	0.8003	0.8666	0.9369	1.0115	1.0903	1.7736	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.0288	1.1138	1.2041	1.2995	1.4005	1.5070	1.6193	-
$K_{TOL}$	0.4296	0.4681	0.5092	0.5531	0.5998	0.6494	0.7021	-
$\sum K_i X_i$	0.7437	0.8066	0.8734	0.9442	1.0194	1.0987	1.1830	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.0321	1.1173	1.2078	1.3044	1.4047	1.5115	1.6242	-
$K_{TOL}$	0.4286	0.4671	0.5081	0.5519	0.5985	0.6480	0.7006	-
$\sum K_i X_i$	0.7205	0.7816	0.8465	0.9153	0.9883	1.0654	1.1470	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.0323	1.1176	1.2080	1.3037	1.4050	1.5118	1.6245	-
$K_{TOL}$	0.4286	0.4671	0.5080	0.5518	0.5984	0.6480	0.7006	-
$\sum K_i X_i$	0.7193	0.7802	0.8449	0.9137	0.9865	1.0636	1.1450	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.0296	1.1148	1.2051	1.3006	1.4016	1.5082	1.6206	-
$K_{TOL}$	0.4293	0.4678	0.5089	0.5527	0.5994	0.6490	0.7017	-
$\sum K_i X_i$	0.7217	0.7829	0.8480	0.9169	0.9900	1.673	1.1491	-
Notas: Para la determinación del punto de burbuja de las mezclas - se busca convergencia con $\sum K_i X_i = 1.0000$ vía interpolación lineal de $K_{MEK}$ y $K_{TOL}$ .								

Las temperaturas de burbuja se determinan finalmente por interpolación lineal :

$$T(^{\circ}\text{F}) = \frac{1 - (\sum K_1 X_1)_{215^{\circ}\text{F}}}{\sum (K_1 X_1)_{220^{\circ}\text{F}} - \sum (K_1 X_1)_{215^{\circ}\text{F}}} (5^{\circ}\text{F}) + 215^{\circ}\text{F} .$$

viii.4.t-6.- Puntos de Burbuja de la Carga de Alimentación .					
19.5 psia	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros
Aceites Lubricantes	215.80	215.60	216.34	216.45	216.54 °F
Parafinas Duras	217.99	216.73	216.74	217.12	216.25 °F
Parafinas Blandas	214.27	213.78	215.76	215.88	215.65 °F

c).- Caracterización de la Corriente de Alimentación a la Columna de Baja Presión .-

Para el cálculo de la temperatura de vaporización y las composiciones de las fases en equilibrio separadas en el vaporizador que alimenta a la columna de baja presión, es necesario determinar los coeficientes de equilibrio de cada componente a 16.5 psia y dentro de un rango de temperaturas entre el cual se cree se encontrará el valor buscado. Los coeficientes  $K_1$  se determinan siguiendo el mismo procedimiento que en los cálculos del punto de burbuja, utilizándose, inclusive, los mismos programas para la evaluación de  $v_1$ ,  $\gamma_1$ , y  $\phi_1$  .

Los resultados de los cálculos de los coeficientes de equilibrio se presentan en las tablas viii.4.t-7, reportándose únicamente los valores para metil-etil-cetona y tolueno debido a que  $K_M$  tiende a cero. Variación en el orden de  $10^{-7}$  para neutro ligero a  $10^{-12}$  para hidrocarburos tipo cilindros .

El último renglón de cada cuadro de las tablas citadas exhibe el porcentaje de vaporización en función de la temperatura a la presión de operación de 16.5 psia .



viii.4.t-7.a.- Coeficientes de Equilibrio y Porcentaje de Vaporización  
Aceites Lubricantes a 16.5 psia .

T (°F)	200	205	210	215	220	225	230	235
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.3210	1.4370	1.5508	1.6713	1.7984	1.9323	-	-
$K_{TOL}$	0.5465	0.5964	0.6459	0.7006	0.7587	0.8205	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.3036	0.5397	0.6918	0.7792	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.3204	1.4364	1.5501	1.6706	1.7977	1.9315	-	-
$K_{TOL}$	0.5465	0.5964	0.6460	0.7006	0.7538	0.8204	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.2976	0.5221	0.6685	0.7558	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.3171	1.4329	1.5464	1.6665	1.8024	1.9269	-	-
$K_{TOL}$	0.5468	0.5949	0.6463	0.7010	0.7592	0.8209	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.2930	0.5774	0.7613	0.8460	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.3165	1.4322	1.5464	1.6658	1.7925	1.9260	-	-
$K_{TOL}$	0.5472	0.5954	0.6468	0.7015	0.7597	0.8215	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.2984	0.5845	0.7646	0.8510	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.3146	1.4301	1.5434	1.6634	1.7895	1.9233	-	-
$K_{TOL}$	0.5471	0.5953	0.6467	0.7013	0.7596	0.8214	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.2856	0.5707	0.7530	0.8422	-	-
<p>Notas: En todos los casos el coeficiente de equilibrio correspondiente al hidrocarburo tiende a cero.</p>								

viii.4.t-7.b.- Coeficientes de Equilibrio y Porcentaje de Vaporización.  
Parafinas Duras a 16.5 psia .

T (°F)	200	205	210	215	220	225	230	235
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.3642	1.4837	1.6008	1.7248	1.8555	1.9932	2.1247	-
$K_{TOL}$	0.5482	0.5965	0.6480	0.7027	0.7611	0.8230	0.8874	-
%VAP	0.0000	0.0000	0.1051	0.3012	0.4462	0.5509	0.6224	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.3477	1.4659	1.5817	1.7043	1.8337	1.9700	-	-
$K_{TOL}$	0.5467	0.5049	0.6462	0.7009	0.7591	0.8208	-	-
%VAP	0.0000	0.0000	0.1841	0.3854	0.5290	0.6276	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.3287	1.4453	1.5597	1.6808	1.8086	1.9431	-	-
$K_{TOL}$	0.5462	0.5942	0.6455	0.7002	0.7583	0.8200	-	-
%VAP	0.0000	0.0000	0.2380	0.4948	0.6754	0.7769	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.3275	1.4440	1.5583	1.6793	1.8070	1.9414	-	-
$K_{TOL}$	0.5466	0.5947	0.6461	0.7007	0.7589	0.8206	-	-
%VAP	0.0000	0.0000	0.2165	0.4739	0.6515	0.7564	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.3139	1.4294	1.5426	1.6625	1.7890	1.9223	-	-
$K_{TOL}$	0.5472	0.5954	0.6468	0.7015	0.7597	0.8215	-	-
%VAP	0.0000	0.0000	0.3125	0.6086	0.7906	0.8717	-	-
<p>Notas: Los coeficientes de equilibrio correspondientes a las parafinas dan valores cercanos a cero .</p>								

viii.4.t-7.c.- Coeficientes de Equilibrio y Porcentaje de Vaporización.  
Parafinas blandas a 16.5 psia .

T (° F)	200	205	210	215	220	225	230	235
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.3026	1.4172	1.5296	1.6486	1.7742	1.9065	-	-
$K_{TOL}$	0.5497	0.5981	0.6497	0.7046	0.7631	0.8251	-	-
% VAP	0.0000	0.1091	0.5068	0.8014	0.9164	0.9498	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.3020	1.4251	1.5288	1.6477	1.7733	1.9055	-	-
$K_{TOL}$	0.5499	0.5983	0.6500	0.7469	0.7634	0.8255	-	-
% VAP	0.0000	0.1774	0.5483	0.8253	0.9240	0.9532	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.3055	1.4203	1.5329	1.6521	1.7779	1.9104	-	-
$K_{TOL}$	0.5489	0.5972	0.6487	0.7035	0.7634	0.8239	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.3808	0.7159	0.8909	0.9396	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.3165	1.4322	1.5457	1.6658	1.7925	1.9260	-	-
$K_{TOL}$	0.5472	0.5954	0.6468	0.7015	0.7597	0.8215	-	-
% VAP	0.0000	0.0000	0.3807	0.6977	0.8699	0.9266	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.3146	1.4301	1.5434	1.6634	1.7899	1.9233	-	-
$K_{TOL}$	0.5471	0.5953	0.6467	0.7013	0.7596	0.8214	-	-
% VAP	0.0000	0.0109	0.4151	0.7590	0.9226	0.9417	-	-
<p>Notas: En todos los casos el coeficiente de equilibrio correspondiente a las parafinas tiende a cero .</p>								

El porcentaje de vaporización se determinó utilizando las siguientes ecuaciones :

$$X_i^* = \frac{y_i}{1 + (\% \text{ VAP}) (K_i - 1)} \quad , \quad \sum X_i^* = 1.00$$

Donde :  $X_i^*$  = fracción mol del componente i en la fase remanente de líquido que queda en equilibrio con el vapor liquerado .

$y_i$  = composición inicial de la mezcla a vaporizar .

$K_i$  = coeficiente de equilibrio del componente i a la temperatura T .

$\% \text{ VAP}$  = porcentaje vaporizado a la temperatura T .

Estas ecuaciones, aplicadas a las mezclas multicomponentes que tenemos, quedan :

$$X_M^* = \frac{y_M}{1 + (\% \text{ VAP}) (K_M - 1)} \quad ; \quad X_T^* = \frac{y_T}{1 + (\% \text{ VAP}) (K_T - 1)} \quad ;$$

$$X_H^* = \frac{y_H}{1 - \% \text{ VAP}} \quad ; \quad \sum X_i^* = X_M^* + X_T^* + X_H^* = 1.00 .$$

Para cada una de las temperaturas utilizadas en el cálculo de los  $K_i$ 's se tienen las anteriores cuatro ecuaciones con cuatro incógnitas ( $X_M^*$ ,  $X_T^*$ ,  $X_H^*$  y  $\% \text{ Vap}$ ). Para su resolución se empleó el siguiente método :

1).- Se leyeron los valores de  $K_M = f(T)$  y  $K_T = f(T)$  correspondientes a la temperatura a la que se va a evaluar el porcentaje de vaporización .

2).- Utilizando el sistema de cuatro ecuaciones anterior, se procedió a resolverlo de la siguiente manera :

2-a.- primero se asumió un porcentaje de vaporización ( $\% \text{ Vap}$ ) .

2-b.- con el porcentaje de vaporización supuesto se calculó  $X_M^*$ ,  $X_T^*$  y  $X_H^*$  .

2-c.- cuando  $\sum X = 1.00$ , el porcentaje de vaporización supuesto era el valor correcto, si no sucede así hay que regresar al paso (2-a) .

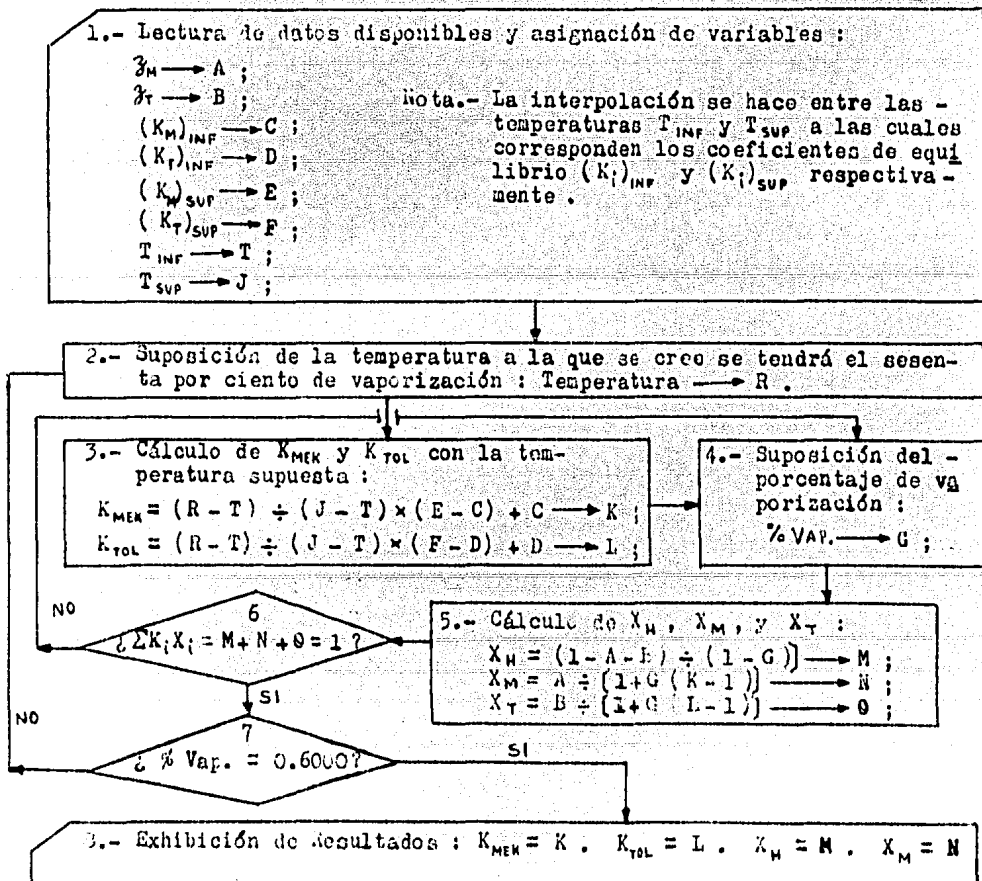
3).- Con el porcentaje de vaporización calculado se pueden de-

terminar las composiciones de las dos fases en equilibrio mediante :

$$X_i^* = \frac{z_i}{1 + (\% \text{ VAP}) (K_i - 1)} ; \text{ y } y_i^* = K_i X_i^*$$

Una vez lograda la determinación del porcentaje vaporizado a los distintos valores de temperatura que se indican en viii.4.t-7, se recurrió a la aplicación del siguiente procedimiento para determinar - con mejor exactitud la temperatura de entrada a la columna de baja presión :

Programa para Interpolación de  $K_i$ 's a 60 % de Vaporización de la Carga de Alimentación a la Columna de Baja Presión (16.5 psia).-



viii.4.t-8.- Condiciones de Vaporización en Columna de Baja Presión .

(1):  $K_M = 0$

(3):  $y_H = 0$

(2):  $X_H = 1 - X_M - X_T$

	$T_{VAP}$ (°F)	% VAP	$K_M^{(1)}$	$K_T$	$X_M^{(2)}$	$X_T$	$y_M^{(3)}$	$y_T$	CORRIENTE VAPORIZADA lbmol/hr
ACEITES LUBRICANTES									
NEUTRO LIGERO	216.71	0.6003	1.7119	0.7206	0.3526	0.5501	0.6036	0.3964	3823.24
NEUTRO	217.32	0.6003	1.7298	0.7277	0.3542	0.5322	0.6127	0.3873	3 729.24
NEUTRO PESADO	215.46	0.6005	1.6793	0.7065	0.3426	0.6011	0.5753	0.4247	3 894.98
PESADO	215.32	0.6004	1.6742	0.7053	0.3437	0.6020	0.5754	0.4246	3 896.51
CILINDROS	215.61	0.6002	1.6791	0.7085	0.3425	0.5997	0.5751	0.4249	3 849.81
PARAFINAS DURAS									
NEUTRO LIGERO	228.22	0.6001	2.0781	0.8646	0.2867	0.4675	0.5958	0.4042	316.17
NEUTRO	223.36	0.6001	1.9256	0.8007	0.3162	0.4884	0.6089	0.3911	337.86
NEUTRO PESADO	217.52	0.6003	1.7457	0.7297	0.3289	0.5835	0.5742	0.4258	381.27
PESADO	218.26	0.6003	1.7628	0.7388	0.3253	0.5774	0.5735	0.4265	415.12
CILINDROS	216.82	0.6004	1.6584	0.6996	0.3465	0.6080	0.5746	0.4253	441.87
PARAFINAS BLANDAS									
NEUTRO LIGERO	211.31	0.6002	1.5610	0.6642	0.3887	0.5920	0.6068	0.3932	2 201.25
NEUTRO	210.73	0.6003	1.5464	0.6581	0.3988	0.5825	0.6167	0.3833	2 277.94
NEUTRO PESADO	213.06	0.6006	1.6061	0.6823	0.3589	0.6209	0.5763	0.4237	2 294.14
PESADO	213.25	0.6006	1.6240	0.6825	0.3554	0.6196	0.5772	0.4228	2 290.10
CILINDROS	212.49	0.6002	1.6034	0.6740	0.3604	0.6264	0.5778	0.4222	3 097.35

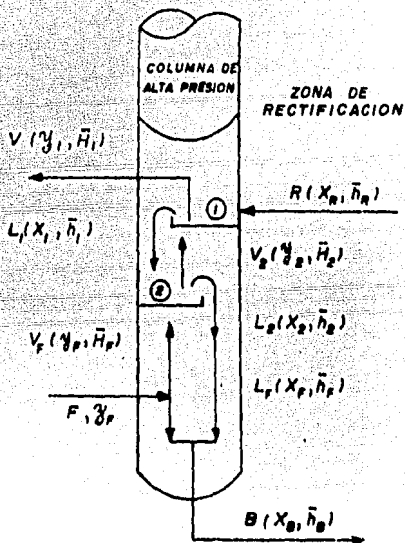
VIII-P-114

d).- Cálculo de Reflujo en Columna de Baja Presión .-

La primera columna en la que se lleva a cabo la eliminación del solvente, posee dos platos reales para rectificación de la corriente de vapor saliente .

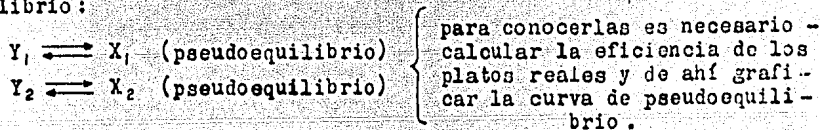
El reflujo (R) que se inyecta a la sección de líquido del plato superior es agente desparafinante de 100°F proveniente del sistema de recuperación de disolvente y tiene exactamente la misma composición que la corriente usada para dilución .

El diagrama adjunto muestra el flujo de corrientes en el interior de la columna de baja presión y la simbología que se utilizará para la resolución de los balances de materia alrededor de ella. La tabla que se presenta a continuación exhibe el establecimiento de las expresiones algebraicas para la caracterización de las condiciones de operación en la zona de rectificación de la columna de baja presión :



Ecuaciones Generales para Balance de Materia y Energía en la Zona de Rectificación de la Columna de Baja Presión .		
Balance de Materia (global)	Balance de Materia por componente (para Mek) .	Balance Entálpico por corriente .
Externo (Sección de Rectificación Completa) :		
$V_1 + R = V_2 + L_2$	$y_F V_F + X_n R = y_1 V_1 + X_2 L_2$	$\bar{H}_F V_F + \bar{h}_n R = \bar{H}_1 V_1 + \bar{h}_2 L_2$
Alrededor del primer plato .		
$R + V_2 = L_1 + V_1$	$X_n R + Y_2 V_2 = X_1 L_1 + Y_1 V_1$	$\bar{h}_n R + \bar{H}_2 V_2 = \bar{h}_1 L_1 + \bar{H}_1 V_1$
Alrededor del segundo plato .		
$V_F + L_1 = V_2 + L_2$	$Y_F V_F + X_1 L_1 = Y_2 V_2 + X_2 L_2$	$\bar{H}_F V_F + \bar{h}_1 L_1 = \bar{H}_2 V_2 + \bar{h}_2 L_2$

De las nueve ecuaciones anteriores solo seis son independientes. Además de ellas, se puede recurrir a las interrelaciones de pseudoequilibrio:



La relación de reflujo interno que puede considerarse como una constante nos provee de dos ecuaciones adicionales:

$$\text{Relación de reflujo interno} = \psi = \frac{L_2}{V_F} = \frac{L_1}{V_2} = \text{constante.}$$

También se pueden disponer de los datos de  $\bar{h}_L = f(X)$  y de  $\bar{H}_V = f(Y)$  a partir de los diagramas de entalpía-concentración.

El plato superior de la columna se comporta como un condensador. La corriente de reflujo externo (R) que es líquido subenfriado, extrae calor de la corriente ascendente de vapor saturado ( $V_2$ ). Parte de este vapor condensa para formar la corriente  $L_1$  que al abandonar el plato superior se encuentra en pseudoequilibrio con el vapor saturado  $V_1$ .

Cuando el caudal de reflujo externo es pequeño (como en nuestro caso), la relación de reflujo interno también asume un valor bajo. Adicionalmente, la composición de la corriente del domo de la columna ( $Y_1$ ) permanecerá casi sin variación con respecto a la de la fase vapor ( $Y_F$ ) de la carga de alimentación:  $Y_F \approx Y_1 \approx Y_2$ ; y el efluente líquido tanto del plato 1 como del plato 2 corresponderá a la composición en pseudoequilibrio con  $Y_F$ . Estos hechos simplifican el balance de materia y energía alrededor de la sección de rectificación.

Por manejos algebraicos de las ecuaciones citadas anteriormente se puede llegar a establecer una ecuación sencilla para la caracterización de la operación en la zona de rectificación:

$$\psi = \frac{L_2}{V_F} = \frac{(R/V_F)(\bar{H}_1 X_R - Y_1 \bar{h}_R)}{\bar{H}_R(X_1 - Y_1) + X_R(\bar{H}_1 - \bar{h}_1)}$$

Expresión que permite un método simplificado para la resolución



los balances alrededor de la columna de baja presión, dicho método es el que se presenta a continuación:

1.- Este procedimiento es aplicable para relaciones de reflujo interno menores a  $10^{-1}$ , es decir,  $L_2 \leq 10 \%$  de  $V_r$ .

2.- A bajas relaciones de reflujo externo ( $R/V_r$ ),  $Y_1 \approx Y_r$ ; por lo tanto se puede determinar  $\bar{H}_1$  con la composición  $Y_r$  de la fase vapor que entra como carga de alimentación a la columna. Esta determinación puede ser visual (leyendo directamente el valor de  $\bar{H}_1$ , a partir de la curva de composición vs. entalpía) o analíticamente cuando la curva ( $\bar{H}$  vs.  $Y$ ) puede ser linealizada en un amplio rango alrededor de las composiciones de interés.

3.- La composición  $X_1$  se determina como la composición de líquido en pseudoequilibrio con el vapor de composición  $Y_1$ .

Para obtener  $X_1$ , es necesario construir la curva de pseudoequilibrio para el sistema binario Mek-Tol en función de la eficiencia de los platos reales de la columna.

Después, el valor de  $X_1$  puede determinarse gráficamente, o analíticamente cuando la forma de la curva lo permita.

4.- Con  $X_1$  se puede obtener  $\bar{h}_1$ , por medio del diagrama de (entalpía molar del líquido saturado) vs. (composición de fase líquida) y  $\bar{h}_1$  se calcula como la entalpía de un líquido subenfriado de composición  $X_1$ .

5.- Aplicando la ecuación de  $\Psi$ , se puede obtener  $\Psi/(R/V_r)$ , y una vez definida la relación de reflujo externa ( $R/V_r$ )\*, puede calcularse el valor que asume la relación de reflujo interno.

En seguida se describen los procedimientos empleados para la construcción de los diagramas de pseudoequilibrio y de entalpía-composición para el sistema binario Mek-Tol a 16.5 psia.

\*Nota.- El reflujo externo bajo el cual trabajará cada una de las columnas de vaporización corresponderá a un 2% de la corriente a rectificar salvo en los casos en que la evaporación del hidrocarburo (aceite o parafina) sea considerable.

d.1.- Construcción de la Curva de Equilibrio para el Sistema Binario Mek-Tol a 16.5 psia .

Para efectuar el balance de materia en la sección de rectificación de la columna de destilación a baja presión, es necesario conocer la curva de distribución al equilibrio para la presión de operación (16.5 psia) de los solventes Mek y Tol, componentes mayoritarios de la fase vapor separada de la carga de alimentación .

Para la caracterización de las relaciones de equilibrio del sistema metil-etil-cetona/tolueno se utilizó el método Uniquac ( Ind.-Eng. Chem. Process Dev., Vol. 17, Núm.4, 1978) cuyas predicciones sobre las condiciones de equilibrio de sistemas de no electrolitos a presiones moderadas son bastante cercanas a los datos empíricos, tal como puede observarse al analizar los resultados reportados en la tabla de la página siguiente que corresponden a una comparación del modelo Uniquac contra las predicciones que se obtienen por aplicación de otras ecuaciones como las de Van Laar o Margules, y los resultados empíricos para mezclas binarias Mek/Tol en condiciones isotérmicas .

La ecuación Uniquac propone un método para el cálculo del coeficiente de actividad en fase líquida  $\gamma_i$ , el cual es necesario para obtener las composiciones en equilibrio; dicho método se basa en el empleo de las siguientes ecuaciones :

Para sistemas binarios :

$$\ln \gamma_1 = \ln \frac{\phi_1}{x_1} + \left(\frac{z}{2}\right) q_1 \ln \frac{\theta_1}{\phi_1} + \left(l_1 - \frac{r_1}{r_2} l_2\right) \phi_2 - q_1 \ln (\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}) + \theta_2 q_1 h .$$

y :

$$\ln \gamma_2 = \ln \frac{\phi_2}{x_2} + \left(\frac{z}{2}\right) q_2 \ln \frac{\theta_2}{\phi_2} + \phi_1 \left(l_2 - \frac{r_2}{r_1} l_1\right) - q_2 \ln (\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}) - \theta_1 q_2 h .$$

con:

$$l_1 = \frac{z}{2} (r_1 - q_1) - (r_1 - 1) .$$

$$l_2 = \frac{z}{2} (r_2 - q_2) - (r_2 - 1) .$$

vii-p-119

(1) 2-BUTANONE C4H8O  
 (2) TOLUENE C7H8

\*\*\*\*\* ANTICINE CONSTANTS REGION \*\*\*\*\*  
 (1) 7.00355 1241.340 221.969 43- 88 C METHOD 1 CONSISTENCY A  
 (2) 4.95087 1342.310 219.107 -27- 111 C METHOD 2 -

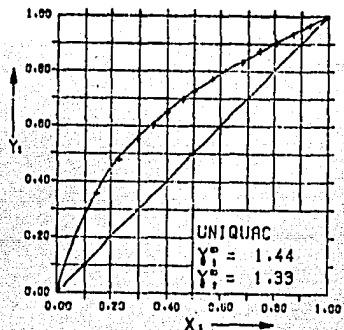
TEMPERATURE= 75.00 DEGREE C

LIT: KRUS J., LINEK J., COLLECT. CZECH. CHEM. COMMUN. 36, 2547 (1971).

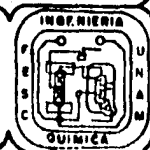
CONSTANTS: A12 A21 ALPHA12

MARGULES C.3354 0.2844  
 VAN LAAR C.3435 0.2033  
 WILSON 340.1700 -140.4299  
 NRTL -90.6407 333.9262 C.3004  
 UNIQUAC -248.7054 349.4781

P	EXPERIMENTAL DATA		MARGULES		VAN LAAR		WILSON		NRTL		UNIQUAC	
	PG	X1	Y1	DIFF P	DIFF Y1	DIFF P	DIFF Y1	DIFF P	DIFF Y1	DIFF P	DIFF Y1	DIFF P
327.75	0.1450	0.3560	-2.77	-0.3071	-3.23	-0.0074	-3.31	-0.0075	-3.16	-0.0074	-2.76	-0.0078
369.03	0.2284	0.4759	-3.22	-0.0079	-3.48	-0.0078	-1.54	-0.0077	-3.45	-0.0078	-3.48	-0.0071
399.45	0.2542	0.5500	-2.77	-0.0077	-2.85	-0.0073	-2.89	-0.0072	-2.66	-0.0074	-2.81	-0.0063
421.30	0.3479	0.5953	-3.83	-0.0016	-3.00	-0.0090	-3.42	-0.0089	-3.83	-0.0092	-3.61	-0.0079
463.67	0.4024	0.6484	-3.54	-0.0062	-3.43	-0.0057	-3.44	-0.0056	-3.48	-0.0058	-3.16	-0.0067
465.10	1.4624	0.6535	-5.53	-0.0265	-5.34	-0.0060	-5.35	-0.0060	-5.41	-0.0062	-5.06	-0.0053
480.80	0.5017	0.7221	-4.19	-0.0047	-4.12	-0.0043	-4.14	-0.0042	-4.19	-0.0044	-3.85	-0.0037
504.29	0.5664	0.7650	-4.42	-0.0028	-4.23	-0.0025	-4.25	-0.0024	-4.21	-0.0026	-4.23	-0.0021
523.80	0.6215	0.7566	-4.20	-0.0047	-4.01	-0.0045	-4.04	-0.0045	-4.09	-0.0045	-3.99	-0.0044
547.11	0.6799	0.8295	-5.15	-0.0053	-4.89	-0.0051	-4.91	-0.0051	-4.95	-0.0052	-4.92	-0.0051
568.94	0.7441	0.8716	-0.94	0.0015	-0.83	0.0017	-0.86	0.0020	-0.89	0.0019	-0.83	0.0014
589.61	0.8060	0.9013	-2.77	-0.0009	-1.68	-0.0007	-2.00	-0.0009	-2.02	-0.0009	-2.01	-0.0010
611.12	0.8715	0.9314	-1.36	-0.0019	-1.33	-0.0019	-1.32	-0.0019	-1.33	-0.0019	-1.35	-0.0040
631.44	0.9311	0.9681	-0.98	-0.0010	-0.75	-0.0010	-0.96	-0.0010	-0.97	-0.0010	-0.98	-0.0010
MEAN DEVIATION:			3.23	0.0050	3.18	0.0049	3.20	0.0049	3.21	0.0049	3.13	0.0045
MX. DEVIATION:			5.50	0.0095	5.34	0.0090	5.35	0.0089	5.41	0.0092	5.06	0.0079



vii.4.t-9.- Comparación de la Consistencia de distintos Modelos Matemáticos en la Predicción de Equilibrios Líquido-Vapor de sistemas Mek-Tol.



$$\phi_1 = \frac{X_1 r_1}{X_1 r_1 + X_2 r_2} \quad ; \quad \phi_2 = \frac{X_2 r_2}{X_1 r_1 + X_2 r_2} \quad ;$$

$$\theta_1 = \frac{X_1 q_1}{X_1 q_1 + X_2 q_2} \quad ; \quad \theta_2 = \frac{X_2 q_2}{X_1 q_1 + X_2 q_2} \quad ;$$

$$h = \frac{\tau_{21}}{\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}} - \frac{\tau_{12}}{\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}} \quad ;$$

$$\tau_{21} = e^{(-a_{21}/T)} \quad ; \quad \tau_{12} = e^{(-a_{12}/T)}$$

Ecuaciones en las cuales :

$$\tau_{ij} = \text{Parámetro binario Uniquac} = \exp(-\Delta U_{ij}/RT) = e^{-a_{ij}/T}$$

$\theta_i$  = Fracción área activa del componente i en contribución combinatorial al coeficiente de actividad ( $\gamma_i$ ) .

$\phi_i$  = Fracción segmental activa del componente i contribuyendo al coeficiente de actividad .

$\gamma$  = Número de coordinación = 10 .

$r_i$  = Parámetro de volumen molecular activo para el componente i .

$q_i$  = Parámetro de área de interacción molecular para i .

Los parámetros  $r_i$  y  $q_i$  son constantes de la estructura molecular de los componentes puros que dependen del tamaño y área superficial externa de las moléculas. En la referencia citada ( Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development, Vol. 17, No. 4 1978, pág. 552) se presenta una tabla donde se reportan los valores de estos parámetros estructurales para algunas sustancias. Así mismo, se exhiben los valores del parámetro Uniquac ( $\tau_{ij}$ ) para algunos sistemas binarios, determinados empíricamente. Leyendo en dichas tablas tenemos, para las sustancias de interés :

$$r_{MEK} = 3.25 \quad ; \quad q_{MEK} = 2.88 \quad .$$

$$r_{TOL} = 3.92 \quad ; \quad q_{TOL} = 2.97 \quad .$$

$$a_{MEK-TOL} = -82.85 \quad ; \quad a_{TOL-MEK} = 123.57 \text{ } ^\circ\text{K} \quad .$$

De aquí en adelante asignaremos :

Sustancia 1 = MEK ; Sustancia 2 = TOL

$$a_{MEK-TOL} = a_{12} \quad ; \quad a_{TOL-MEK} = a_{21} \quad .$$

La relación termodinámica fundamental de equilibrio de fase se establece:

$$\phi_i Y_i P = \gamma_i X_i f_i^o$$

Donde:

$\phi_i$  = Coeficiente de fugacidad fase vapor.

$f_i^o$  = Fugacidad del líquido puro  $i$  en el estado standard.

$P$  = Presión final del sistema

$X_i, Y_i$  = Fracción mol del componente  $i$  en fase líquida y vapor respectivamente.

Si tomamos como estado standard al líquido puro  $i$  a la presión y temperatura del sistema, y si además asumimos que  $\phi_i = 1$  (suposición válida a bajas y moderadas presiones), la expresión anterior se reduce a:

$$Y_i P = X_i f_i^o \gamma_i$$

En la cual:

$f_i^o$  = Presión de saturación del líquido puro  $i$  a la temperatura del sistema.

Que, utilizando la ecuación Uniquac, y aplicada a un sistema binario da lugar a:

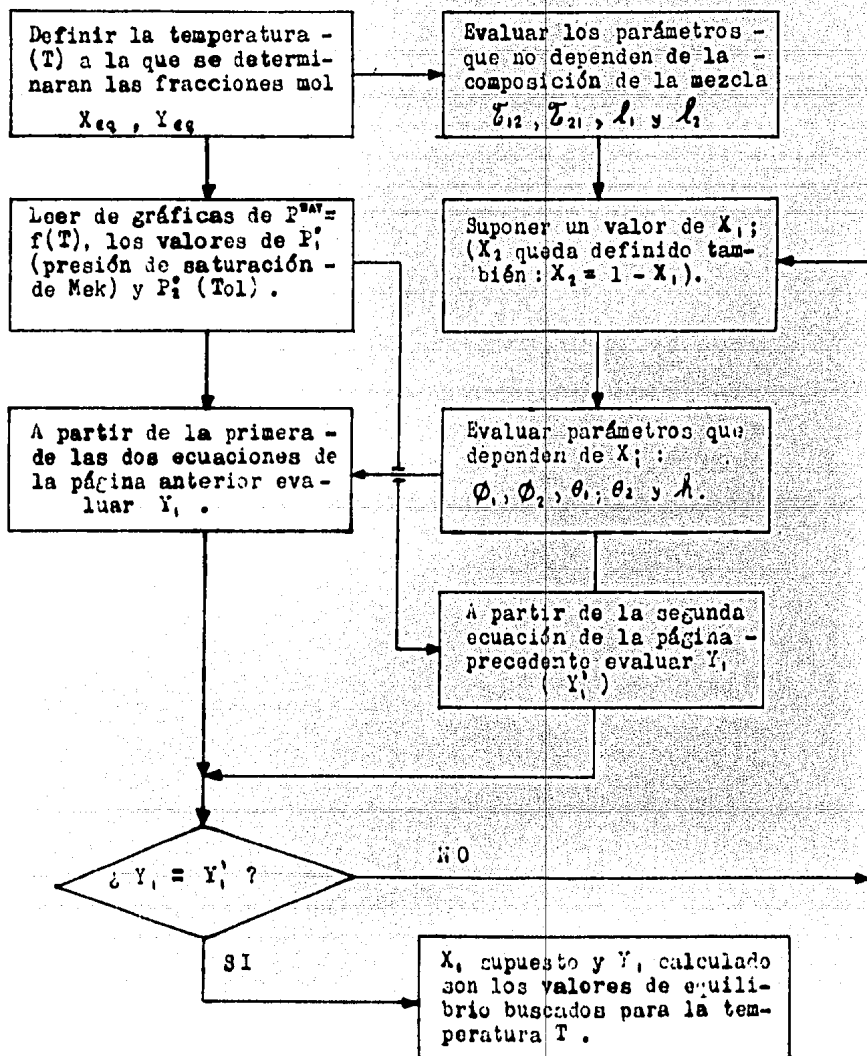
$$y_1 = \frac{X_1 P_1^o}{P} \exp \left[ \ln \frac{\phi_1}{X_1} + 5 q_1 \ln \frac{\theta_1}{\phi_1} + \phi_2 \left( l_1 - \frac{r_1}{r_2} l_2 \right) - q_1 \ln (\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}) + \theta_2 q_1 h \right]$$

$$y_2 = 1 - \frac{X_2 P_2^o}{P} \exp \left[ \ln \frac{\phi_2}{X_2} + 5 q_2 \ln \frac{\theta_2}{\phi_2} + \phi_1 \left( l_2 - \frac{r_2}{r_1} l_1 \right) - q_2 \ln (\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}) - \theta_1 q_2 h \right]$$

Con los parámetros  $\phi_1, \phi_2, \theta_1, \theta_2, q_1, q_2, r_1, r_2, l_1, l_2$ , y  $h$  definidos como se citó anteriormente.

Para sistemas isobáricos, como en nuestro caso, la secuencia del cálculo de las composiciones en equilibrio es la que se presenta a continuación:

Procedimiento para la determinación de las relaciones de equilibrio en sistemas binarios a presión constante. -



Los cálculos deben ser realizados desde :

- Temperatura de ebullición del componente ligero a la presión  $k$ .
- Hasta la temperatura de ebullición del componente pesado a dicha presión.

El resultado de la aplicación del método descrito en la página anterior se presenta en la tabla siguiente y en las figuras viii.4.f-1 y viii.4.f-2.

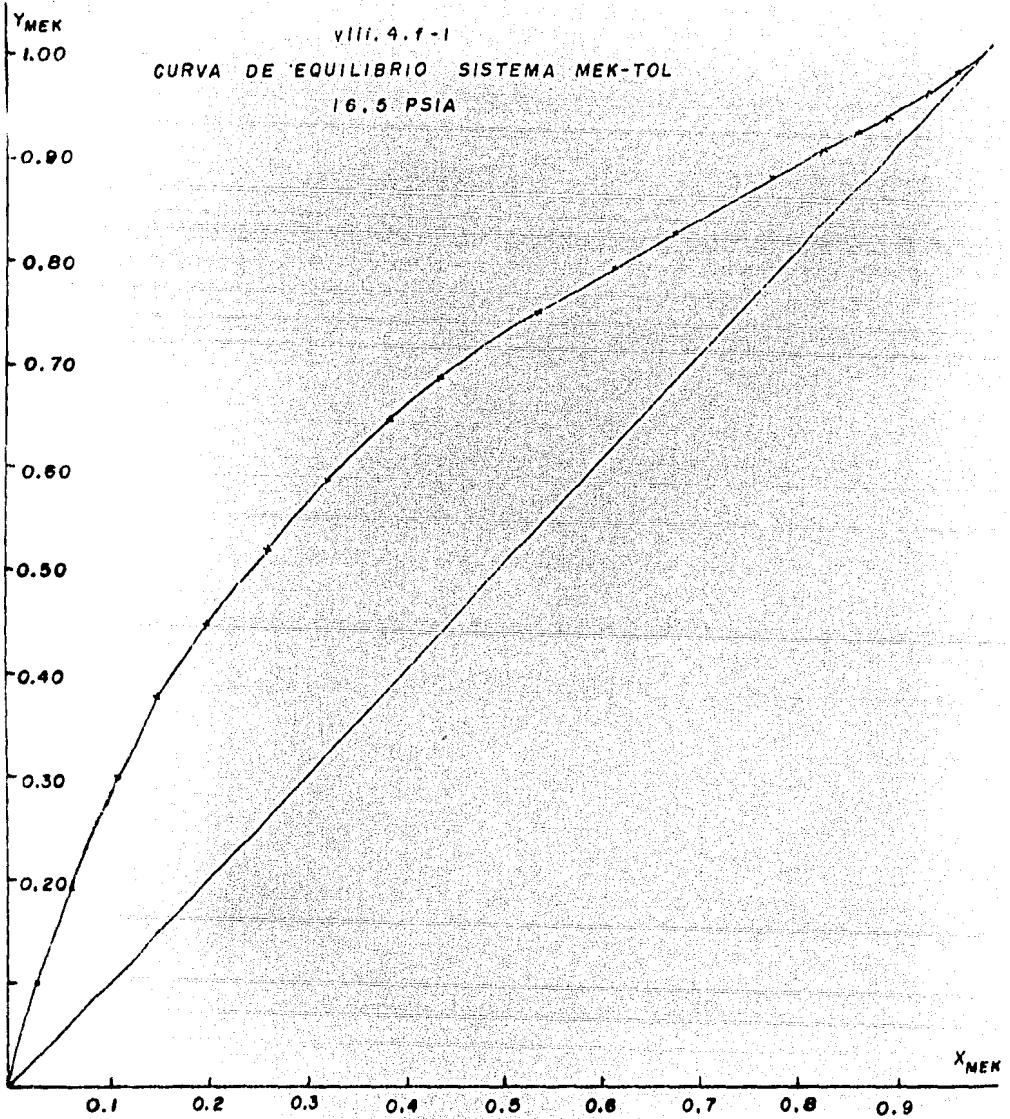
Es a partir de las relaciones de equilibrio que se procede a determinar la curva de pseudoequilibrio para el sistema Mek/Tol a 16.5 psia, siendo necesaria antes la evaluación de la eficiencia global de la columna.

viii.p-123

viii.4.t-10.- DATOS CURVA DE EQUILIBRIO SISTEMA MEK-TOL a 16.5 psia .													
$T(^{\circ}F)$	183	185	190	195	200	205	210	215	220	225	230	235	240
$P_{MEK}^{\circ}$	17.4	18.0	19.4	21.2	23.0	24.8	27.1	29.4	31.7	33.4	36.0	38.2	40.4
$P_{TOL}^{\circ}$	6.5	6.75	7.6	8.1	8.7	9.5	10.4	11.2	12.0	12.9	14.2	15.3	16.4
$T(^{\circ}K)$	357.0	358.2	360.9	363.7	366.3	369.3	372.0	374.8	377.6	380.4	383.2	385.9	388.7
$X_{MEK}$	0.8901	0.8233	0.6750	0.5414	0.4358	0.3791	0.2594	0.1976	0.1493	0.1105	0.0633	0.0363	0.0023
$X_{TOL}$	0.1098	0.1766	0.3249	0.4585	0.5641	0.6209	0.7405	0.8023	0.8506	0.8894	0.9366	0.9636	0.9976
$y_{MEK}$	0.9425	0.9076	0.8226	0.7481	0.6795	0.6534	0.5202	0.4465	0.3758	0.3011	0.1927	0.1006	0.0084
$y_{TOL}$	0.0575	0.0924	0.1773	0.2519	0.3205	0.3466	0.4798	0.5535	0.6244	0.6989	0.8073	0.8994	0.9916
TEMPERATURA DE EBULLICION DE MEK a 16.5 psia = 180°F													
TEMPERATURA DE EBULLICION DE TOL a 16.5 psia = 241°F													

viii. 4. f-1

CURVA DE EQUILIBRIO SISTEMA MEK-TOL  
16.5 PSIA



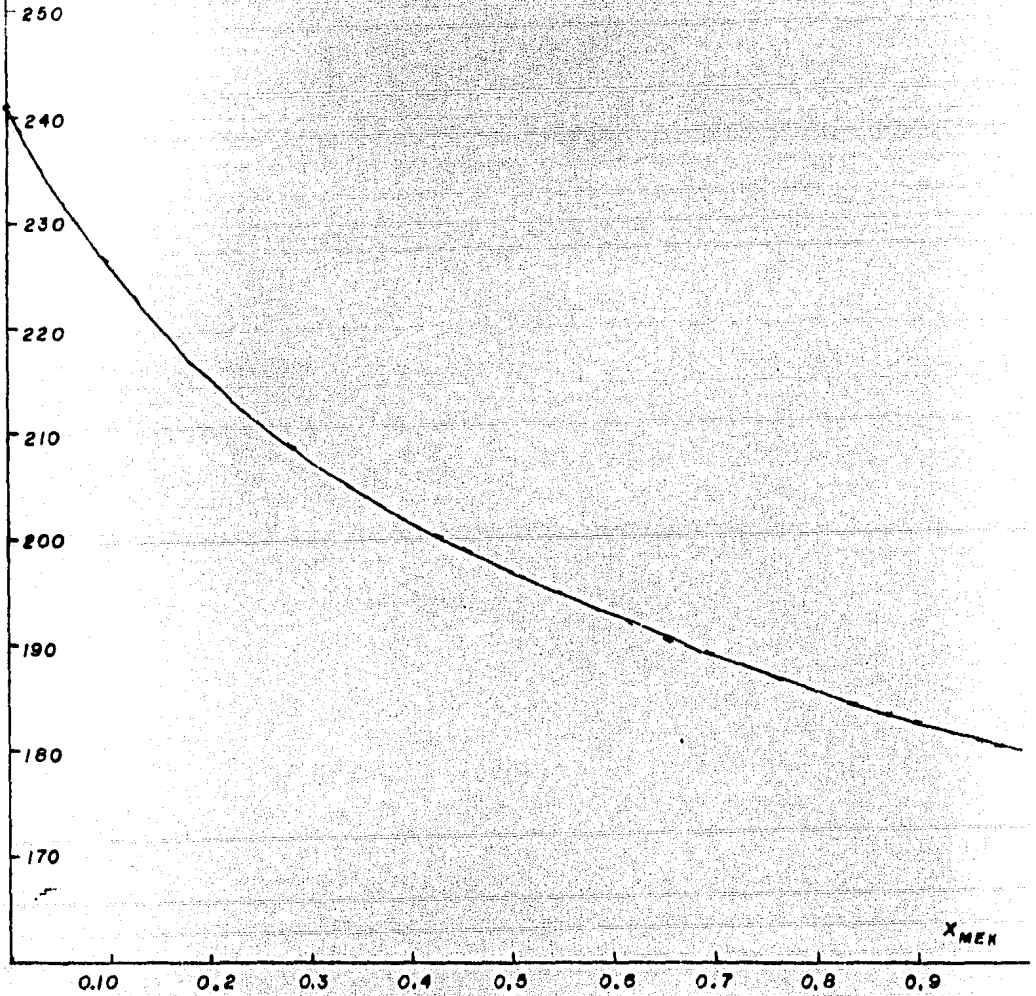
viii. 4. f-1.



T (°F)

viii. 4.1-2

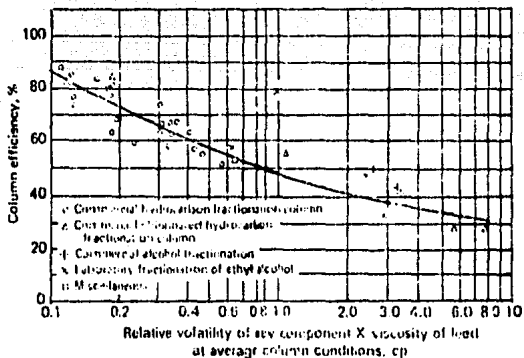
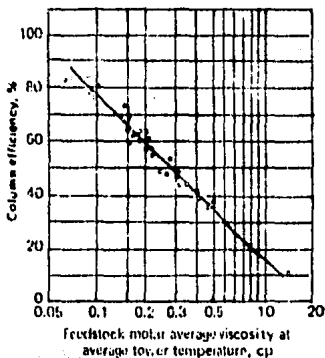
DIAGRAMA FRACCION MOL DE FASE LIQUIDA  
vs. TEMPERATURA



SISTEMA MEK-TOL A 16.5 PSIA.

d.2.-Cálculo de la eficiencia de la columna de baja presión .-

La eficiencia de las columnas de vaporización pueden ser estimadas por medio de los siguientes diagramas que son resultado de correlaciones empíricas :



Lo único que se necesita es conocer la viscosidad molar promedio de la carga de alimentación en estado líquido a la temperatura promedio de la torre y la volatilidad relativa entre ambos componentes (Mek y Tol) .

Como el reflujo externo (R) tiene un bajo caudal de corriente, - la temperatura promedio de la columna asumirá un valor muy parecido al de la carga de alimentación .

La viscosidad de los disolventes es determinada a partir de las gráficas de viscosidad cinemática y gravedad específica que fueron presentadas al final del capítulo VI .

El cuadro de la página siguiente resume los resultados obtenidos para la eficiencia global de la columna de destilación de baja presión .

Los datos de fracciones molares de metil-etil-cetona  $(X_m)_v$  y de tolueno  $(X_t)_v$ , corresponden a la composición de la fase vapor - que se alimenta a la columna de vaporización y que fueron presentadas en la tabla viii.4.2-3 .

viii.4.t-11.- Eficiencia Global de la Sección de Rectificación de la columna de Baja Presión como función de las Propiedades de la Carga - de alimentación .

	T <sub>promedi</sub>	(X <sub>M</sub> ) <sub>V<sub>F</sub></sub>	μ <sub>Mek</sub>	(X <sub>T</sub> ) <sub>V<sub>F</sub></sub>	μ <sub>Tol</sub>	μ <sub>Mezcla</sub>	eficiencia
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>							η
NEUTRO LIBERO	215	0.6036	0.2073	0.3964	0.2690	0.2318	55 <sub>aprox</sub>
NEUTRO	215	0.6127	0.2073	0.3873	0.2690	0.2312	55 <sub>aprox</sub>
NEUTRO PESADO	214	0.5753	0.2081	0.4247	0.2702	0.2345	55 <sub>aprox</sub>
PESADO	214	0.5754	0.2081	0.4246	0.2702	0.2345	55 <sub>aprox</sub>
CILINDROS	214	0.5751	0.2081	0.4249	0.2702	0.2345	55 <sub>aprox</sub>
<b>PARAFINAS DURAS</b>							
NEUTRO LIBERO	225	0.5958	0.2005	0.4042	0.2592	0.2242	56 <sub>aprox</sub>
NEUTRO	220	0.6089	0.2031	0.3911	0.2629	0.2265	56 <sub>aprox</sub>
NEUTRO PESADO	215	0.5742	0.2073	0.4258	0.2690	0.2336	55 <sub>aprox</sub>
PESADO	216	0.5735	0.2064	0.4265	0.2677	0.2325	55 <sub>aprox</sub>
CILINDROS	214	0.5746	0.2081	0.4253	0.2702	0.2345	55 <sub>aprox</sub>
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>							
NEUTRO LIBERO	210	0.6068	0.2116	0.3932	0.2751	0.2366	55 <sub>aprox</sub>
NEUTRO	210	0.6167	0.2116	0.3833	0.2751	0.2359	55 <sub>aprox</sub>
NEUTRO PESADO	211	0.5763	0.2108	0.4237	0.2739	0.2375	55 <sub>aprox</sub>
PESADO	211	0.5772	0.2108	0.4228	0.2739	0.2375	55 <sub>aprox</sub>
CILINDROS	211	0.5778	0.2108	0.4222	0.2739	0.2374	55 <sub>aprox</sub>
Unidades	°F	adimens.	c poise	adimens.	c poise	c poise	%

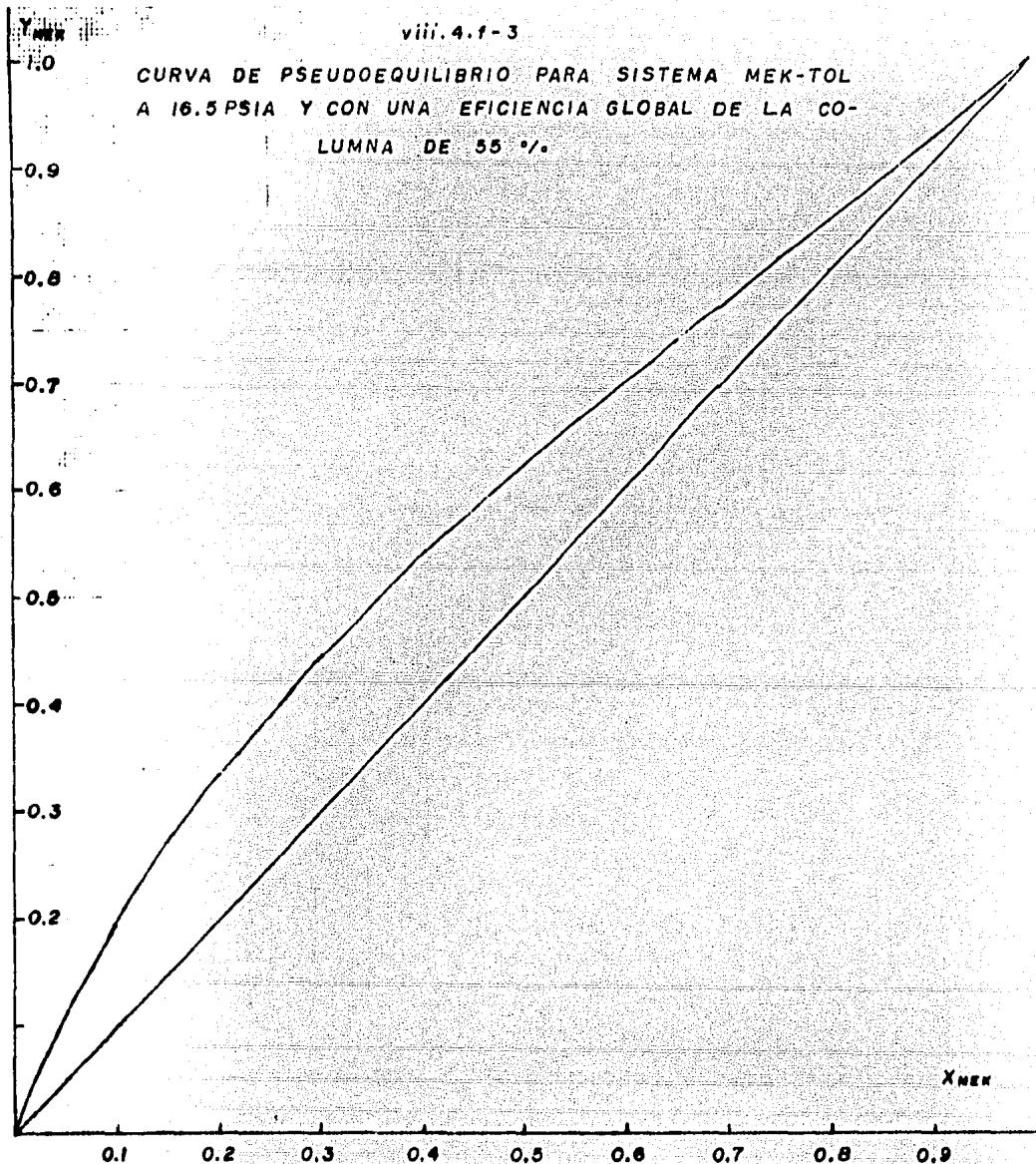
La eficiencia de la columna resultó ser prácticamente la misma en todos los casos, por lo que se procedió a la construcción de a curva de pseudoequilibrio para un 55 % de eficiencia, tomándose en consideración que la fracción mol del componente clave en la fase vapor en pseudoequilibrio con la fase líquida está dada por :

$$Y = (Y_{eq} - X_{eq}) \eta + X_{eq} = \eta X_{eq} (K - 1) + X_{eq}$$

La figura que se presenta a continuación corresponde a la curva definida por la ecuación anterior .

viii.4.f-3

CURVA DE PSEUDOEQUILIBRIO PARA SISTEMA MEK-TOL  
A 16.5 PSIA Y CON UNA EFICIENCIA GLOBAL DE LA CO-  
LUMNA DE 55 %.



### d.3.- Construcción del diagrama Entalpía-Concentración .

La expresión que define el contenido calorífico de una mezcla en fase líquida es :

$$\bar{h}_l = \bar{C}_{p_l} (T_l - T_o) + \Delta \bar{H}_s ; \text{ con } \bar{C}_{p_l} = \sum X_i \bar{C}_{p_i}$$

Donde :  $\bar{h}_l$  = Entalpía molar de la mezcla en fase líquida .

$\bar{C}_{p_l}$  = Capacidad calorífica molar promedio de la mezcla .

$T_l$  = Temperatura de burbuja de la mezcla líquida .

$T_o$  = Temperatura de dilución a la cual teóricamente se forma la mezcla, y que corresponde normalmente - (según datos de literatura) a 77°F .

$\Delta \bar{H}_s$  = Entalpía molar de dilución de una mezcla líquida - de composición  $X_i$  a 77°F .

Para la fase vapor se tiene :

$$\bar{H}_g = \sum \left\{ Y_i \left[ \bar{C}_{p_i} (T_g - T_o) + \lambda_i (PM)_i \right] \right\}$$

Con :  $\bar{H}_g$  = Entalpía molar de la fase vapor en equilibrio con - la fase líquida de composición  $X_i$  .

$\bar{C}_{p_i}$  = Capacidad calorífica molar del componente puro i en estado líquido .

$Y_i$  = Fracción molar del componente i en la fase vapor - que se encuentra en equilibrio con la fase líquida de composición  $X_i$  .

$\lambda_i$  = Calor latente específico de vaporización del componente i .

$T_g$  = Temperatura de rocío de la mezcla en fase vapor de composición  $Y_i^*$  .

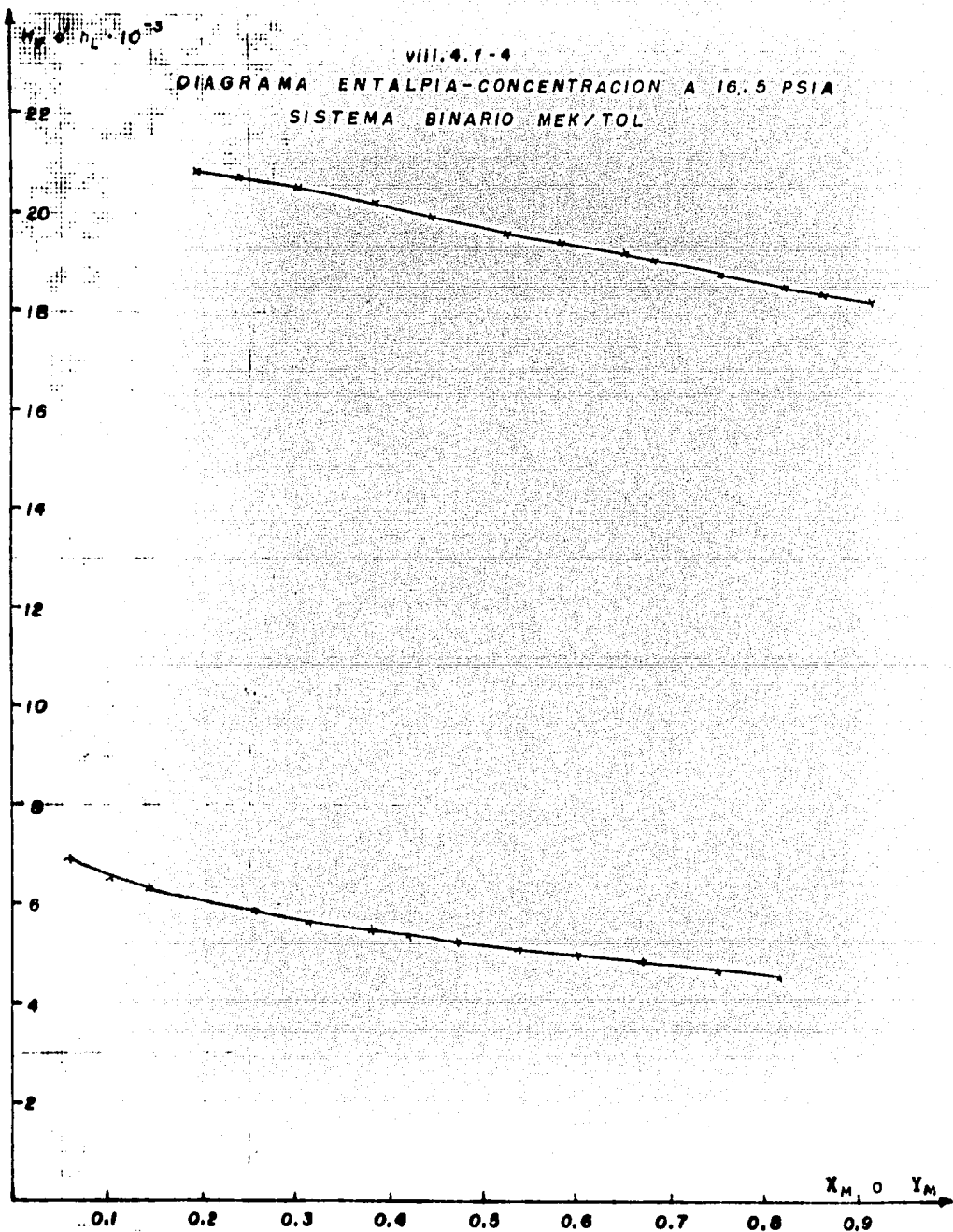
En soluciones ideales el calor de dilución es igual a cero; las mezclas binarias de metil-etil-cetona y tolueno se comportan como - tales .

$T_l = T_g$  corresponden a la temperatura de equilibrio que define  $Y_i^* = f(X_i)$  .

Las capacidades caloríficas y los calores latentes de vaporización se pueden obtener a partir de las gráficas vi.5.f-2 y vi.5.f-3 respectivamente . El diagrama de entalpía-concentración para presión de 16.5 psia se presenta en la página siguiente .

viii.4.1-4

DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRACION A 16.5 PSIA  
SISTEMA BINARIO MEK/TOL



d.4.- Caracterización de las condiciones de operación en la zona de rectificación de la columna de baja presión .

Aplicando el método de la página viii.p-117 se pueden establecer los siguientes pasos para la caracterización de flujos y composiciones de las corrientes de la columna de baja presión .

1.- Tomando en cuenta que la composición de la corriente de vapor que abandona el plato superior es prácticamente igual a la de la fase vapor alimentada a la torre de vaporización, se pueden calcular las siguientes variables de proceso :  $(Y_1 = Y_r)$  :

$X_1$ , a partir de las relaciones de pseudoequilibrio .

$\bar{H}_1$  y  $\bar{h}_1$ , mediante el diagrama de entalpía-concentración .

Para evitar problemas en la lectura de datos y darle uniformidad a los cálculos, se consideró conveniente establecer ecuaciones matemáticas para :  $Y = f(X)$  ,  $\bar{H}_v = f(Y)$  , y  $\bar{h}_l = f(X)$  , y determinar  $Y_2$ ,  $\bar{H}_2$  y  $\bar{h}_2$  a partir de ellas en lugar de hacerlo gráficamente. El comportamiento lineal de las curvas de pseudoequilibrio y entalpía-concentración alrededor de las composiciones de nuestro interés permitió el establecimiento de las siguientes expresiones algebraicas :

$$Y = 0.8182 X + 0.215 \quad , \text{ rango de aplicabilidad: } 0.42 < X < 0.56.$$

$$\bar{H}_v = 21\,500 - 3\,684.21 Y \quad , \text{ rango de aplicación: } 0.55 < Y < 0.80.$$

$$\bar{h}_l = 6\,100 - 2\,127.67 X \quad , \text{ rango de aplicación: } 0.42 < X < 0.77.$$

2.- Con la composición de la corriente de reflujo ( $X_R$ ) se puede determinar su entalpía molar utilizando la siguiente ecuación :

$$h_R = X_R (\bar{C}_p)_M + (1 - X_R) (\bar{C}_p)_T (T - T_o)$$

Donde :  $(\bar{C}_p)_M$  = Capacidad calorífica molar promedio (entre  $T_R$  y  $T_o$ ) de la metil-etil-cetona = 33.93  
 = 33.93 BTU/lbmol $^{\circ}$ F .

$(\bar{C}_p)_T$  = Capacidad calorífica molar promedio (entre  $T_R$  y  $T_o$ ) del tolueno = 37.85 (BTU/lbmol $^{\circ}$ F).

$T_R$  = Temperatura a la que es inyectado el reflujo  
 = 100 $^{\circ}$ F .

$T_o$  = Temperatura de referencia para la caracterización de la sección de rectificación = 77°F .

3.- Evaluar  $\Psi / (R/V_F)$  con :

$$\frac{\Psi}{(R/V_F)} = \frac{\bar{H}_1 X_R - Y_1 \bar{h}_R}{\bar{h}_R (X_1 - Y_1) + X_R (\bar{H}_1 - \bar{h}_1)}$$

4.- Definiendo  $(R/V_F) = 2 \cdot 10^{-1}$ , evaluar  $\Psi$  y posteriormente el caudal de las corrientes que entran y salen de la columna .

La tabla viii.4.t-12 resume los valores de  $\Psi$  que fueron encontrados aplicando el método discutido líneas arriba, y los caudales de las corrientes de proceso en torno a la columna de baja presión. Las ecuaciones que se citan a continuación fueron las que sirvieron para calcular dichas variables :

$$V_F = (\% \text{ Vaporización}) F .$$

$$L_F = (1 - \% \text{ Vaporización}) F = F - V_F .$$

$$V_1 = R + V_F (1 - \Psi) .$$

$$B = L_F + V_F \Psi .$$

$$R = 0.02 V_F .$$

$$L = V_F \Psi .$$

Donde :  $F$  = Carga de alimentación (lbmol/hr) a la columna de vaporización (mezcla bifásica) .

$\Psi$  = Relación de reflujo interno de operación en la columna .

$V_F$ ,  $L_F$ ,  $V_1$ ,  $B$ ,  $L_2$  y  $R$  = Definidos según figura de la página viii. p-115 .

Las composiciones de las corrientes que se reportan en la tabla viii.4.t-12 se calculan a partir de las siguientes ecuaciones (los resultados se exhiben en el cuadro de viii.4.t-13).

$$(Y_1)_v = (Y_1)_v = \left( \begin{array}{l} \text{Composición del componente } i \text{ en la fracción de} \\ \text{vapor de la carga de alimentación a la columna.} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Fracción molar del componente } i \text{ en la corriente} \\ V_1 \end{array} \right)$$

$$(X_1)_l = \left( \begin{array}{l} \text{Composición del componente } i \text{ en la fase líquida de la} \\ \text{carga de alimentación.} \end{array} \right)$$

$$(X_1)_R = \left( \text{Composición de } i \text{ en la corriente de reflujo} \right)$$



$(\lambda_i)_2 = (\text{fracción mol del líquido en pseudoequilibrio con } V_F)$   
 $= (\text{fracción mol del componente } i \text{ en la corriente } L_2).$

$(X_i)_B = (\text{composición del componente } i \text{ en la corriente } B)$

#### d.4.- Determinación de la Temperatura de Fondo de la Columna - de Baja Presión.

Los balances de energía sobre las corrientes internas de la parte inferior de la columna de baja presión proporcionan los datos de la temperatura de la corriente de proceso que abandona el equipo por el fondo de la unidad. Los flujos entálpicos de las corrientes de la sección de rectificación deben volver a ser calculados para corregir los efectos del cambio de temperatura de referencia con respecto al valor asumido durante los cálculos de las relaciones de equilibrio. La temperatura de cero grados Fahrenheit fue el nivel térmico de referencia para el cómputo de las entalpías molares de las corrientes de proceso en la sección de tratamiento, pero tuvo que ser cambiada por requerimientos para la construcción de las curvas de equilibrio de sistemas Mek/Tol en los que se utiliza una temperatura de referencia de 77°F. Las condiciones térmicas bajo las cuales es separada la corriente de disolvente seco por el domo de las columnas de vaporización, que son importantes para la especificación de los equipos que conforman los trenes de intercambio de calor a la entrada de la sección de recuperación de productos, se calculan fácilmente con ayuda de la ecuación  $H = f(T)$  y la aplicación de las interrelaciones correctas para la evaluación de las entalpías molares de las sustancias puras.

Las expresiones que se muestran a continuación serán de aplicabilidad para la resolución de los balances de energía a la salida de la columna de vaporización a baja presión. Las ecuaciones algebraicas son resultado de linealizaciones de las curvas  $C_p = f(T)$  y  $\lambda_v = f(T)$  para disolventes, y  $H = f(T)$  para aceites y parafinas.

La temperatura de referencia en todos los casos es de 0°F, al igual que en la sección de tratamiento.

viii.4.t-12.- Características de Flujo de las Corrientes en la Columna de Baja Presión .

	F	$\Psi / (R/V_r)$	$\Psi$	$V_r$	R	$V_i$	$L_2$	B	
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	6 368.89	1.3069	0.0261	3 823.84	76.46	3 799.77	99.94	2 645.58	
NEUTRO	6 216.30	1.3051	0.0261	3 731.64	74.63	3 708.88	97.40	2 582.05	
NEUTRO PESADO	6 486.22	1.3131	0.0263	3 894.98	77.90	3 870.59	102.29	2 693.53	
PESADO	6 489.86	1.3130	0.0263	3 896.51	77.93	3 872.12	102.32	2 695.67	
CILINDROS	6 414.22	1.3131	0.0263	3 849.81	77.00	3 825.71	101.11	2 665.51	
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	526.86	1.3094	0.0262	316.17	6.3234	314.21	8.2800	218.97	
NEUTRO	563.00	1.3062	0.0261	337.86	6.7571	335.79	8.8265	233.97	
NEUTRO PESADO	635.14	1.3134	0.0263	381.27	7.6255	378.88	10.0154	263.88	
PESADO	691.52	1.3136	0.0263	415.12	8.3024	412.52	10.9064	287.31	
CILINDROS	735.96	1.3133	0.0263	441.87	8.8372	439.10	11.6060	305.70	
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	3 667.53	1.3059	0.0261	2 201.25	44.03	2 187.78	57.40	1 523.77	
NEUTRO	3 794.67	1.3038	0.0261	2 277.94	45.56	2 264.10	59.40	1 576.13	
NEUTRO PESADO	3 819.75	1.3124	0.0262	2 294.14	45.88	2 279.81	60.22	1 585.83	
PESADO	3 828.00	1.3124	0.0262	2 299.10	45.98	2 284.73	60.35	1 589.25	
CILINDROS	5 160.53	1.3122	0.0262	3 097.35	61.95	3 078.01	81.29	2 144.47	

viii.4.t-12.- Características de Flujo de las Corrientes en la Columna de Baja Presión .

	F	$\Psi/(R/V_f)$	$\Psi$	$V_f$	R	$V_i$	$L_2$	B	
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	6 368.89	1.3069	0.0261	3 823.84	76.46	3 799.77	99.94	2 645.58	
NEUTRO	6 216.30	1.3051	0.0261	3 731.64	74.63	3 708.88	97.40	2 582.05	
NEUTRO PESADO	6 486.22	1.3131	0.0263	3 894.98	77.90	3 870.59	102.29	2 693.53	
PESADO	6 489.86	1.3130	0.0263	3 896.51	77.93	3 872.12	102.32	2 695.67	
CILINDROS	6 414.22	1.3131	0.0263	3 849.81	77.00	3 825.71	101.11	2 665.51	
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	526.86	1.3094	0.0262	316.17	6.3234	314.21	8.2800	218.97	
NEUTRO	563.00	1.3062	0.0261	337.86	6.7571	335.79	8.8265	233.97	
NEUTRO PESADO	635.14	1.3134	0.0263	381.27	7.6255	378.88	10.0154	263.88	
PESADO	691.52	1.3136	0.0263	415.12	8.3024	412.52	10.9064	287.31	
CILINDROS	735.96	1.3133	0.0263	441.87	8.8372	439.10	11.6069	305.70	
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	3 667.53	1.3059	0.0261	2 201.25	44.03	2 187.78	57.49	1 523.77	
NEUTRO	3 794.67	1.3038	0.0261	2 277.94	45.56	2 264.10	59.40	1 576.13	
NEUTRO PESADO	3 819.75	1.3124	0.0262	2 294.14	45.88	2 279.81	60.22	1 585.83	
PESADO	3 828.00	1.3124	0.0262	2 299.10	45.98	2 284.73	60.35	1 589.25	
CILINDROS	5 160.53	1.3122	0.0262	3 097.35	61.95	3 078.01	81.29	2 144.47	

viii.4.t-13.- Fracciones Molares de Corrientes en Columna de Baja Presión .

$$(Y_T)_1 = 1 - (Y_M)_1 ; (X_H)_F = 1 - (X_M)_F - (X_T)_F ; (X_H)_2 = 0 ; (X_H)_B = 1 - (X_M)_B - (X_T)_B$$

$$(Y_H)_1 = 0 .$$

	$(X_M)_R$	$(Y_M)_1$	$(X_M)_F$	$(X_T)_F$	$(X_M)_2$	$(X_T)_2$	$(X_M)_B$	$(X_T)_B$	
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.6036	0.3526	0.5501	0.4570	0.5250	0.3572	0.5492	
NEUTRO	0.5336	0.6127	0.3542	0.5322	0.4861	0.5139	0.3592	0.5315	
NEUTRO PESADO	0.4935	0.5753	0.3426	0.6011	0.4404	0.5596	0.3463	0.5995	
PESADO	0.4935	0.5754	0.3437	0.6020	0.4405	0.5595	0.3474	0.6004	
CILINDROS	0.4935	0.5751	0.3425	0.5997	0.4401	0.5599	0.3462	0.5982	
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.5958	0.2867	0.4675	0.4654	0.5346	0.2935	0.4700	
NEUTRO	0.5336	0.6089	0.3162	0.4884	0.4814	0.5186	0.3324	0.4985	
NEUTRO PESADO	0.4935	0.5742	0.3289	0.5835	0.4390	0.5610	0.3331	0.5026	
PESADO	0.4935	0.5735	0.3253	0.5774	0.4382	0.5618	0.3286	0.5768	
CILINDROS	0.4935	0.5746	0.3465	0.6000	0.4395	0.5605	0.3500	0.6062	
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.6068	0.3887	0.5920	0.4789	0.5211	0.3921	0.5893	
NEUTRO	0.5336	0.6167	0.3988	0.5825	0.4910	0.5090	0.4023	0.5797	
NEUTRO PESADO	0.4935	0.5763	0.3589	0.6209	0.4427	0.5573	0.3621	0.6185	
PESADO	0.4935	0.5777	0.3554	0.6196	0.4427	0.5573	0.3587	0.6172	
CILINDROS	0.4935	0.5778	0.3604	0.6264	0.4434	0.5566	0.3635	0.6238	

d.5.- Cálculo de la Temperatura de Fondo en Columnas de Vaporización.

Se considera una mezcla adiabática entre la corriente ( $L_F$ ) de líquido saturado de la carga de alimentación y el efluente líquido del plato inferior ( $L_2$ ).

El procedimiento de cálculo es el siguiente :

1.- Con  $X_2$  determinar, a partir de las relaciones de equilibrio, la temperatura del líquido saturado que abandona el segundo plato de la sección de rectificación.

2.- Haciendo uso de las expresiones adecuadas para el cálculo de entalpía en fase líquida, evaluar el contenido calorífico de la corriente  $L_2$  :

$$\bar{h}_2 = (X_M)_2 (\bar{h}_M)_2 + (X_T)_2 (\bar{h}_T)_2.$$

3.- Con  $(X_i)_F$  y la temperatura de vaporización, determinar la entalpía molar de la fase líquida saturada presente en la carga de alimentación :

$$\bar{h}_F = (X_M)_F (\bar{h}_M)_F + (X_T)_F (\bar{h}_T)_F + (X_N)_F (\bar{h}_N)_F = \sum (X_i)_F (\bar{h}_i)_F$$

4.- La entalpía molar de la corriente de fondo de la columna está definida por la siguiente ecuación :

$$\bar{h}_B = \frac{L_F \bar{h}_F + \bar{h}_2 L_2}{B} ; \text{ con } L_F = F - V_F.$$

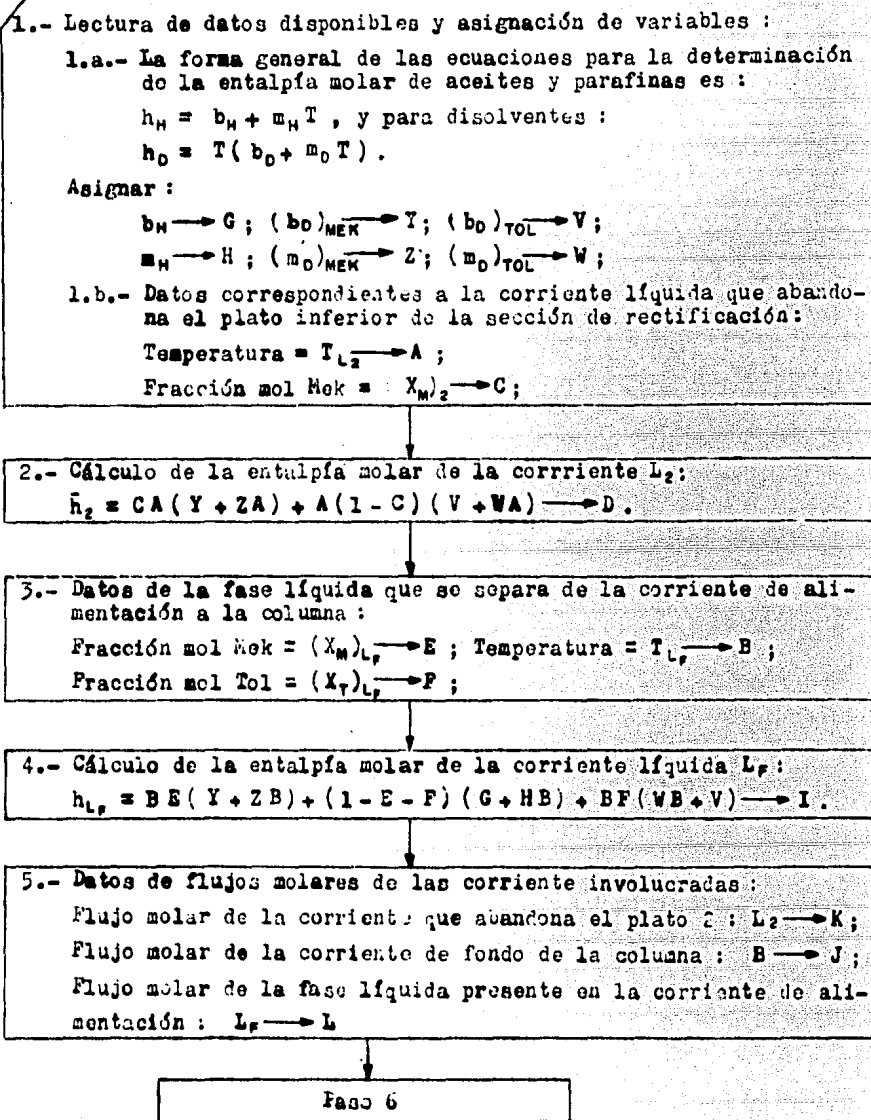
5.- Utilizando el método iterativo de la página viii.p-24 para la estimación de la temperatura de la corriente de proceso a partir de los datos de contenido calorífico, se obtiene el nivel térmico bajo el cual se recupera el producto de fondos de la columna de vaporización.

Los resultados de la aplicación de este método se presentan en la tabla viii.4.t-15. En la página viii.p-138 se describe el programa de cómputo desarrollado para el empleo del método recién delineado.

viii.4.t-14.- Interrelaciones Entalpfa-Temperatura para Sustancias Puras

Sustancia	Entalpfa molar, fase lquida, $h_l$ :	Entalpfa molar fase - vapor, $h_v$	Rango de Aplicaci3n
Disolventes			
MEK	$T(34.608 + 0.0364 T)$	$\bar{h}_M + 17\ 116.54 - 19.07 T$	$170 < T < 190$
TOL	$T(33.156 + 0.0433 T)$	$\bar{h}_T + 17\ 692.41 - 13.86 T$	$180 < T < 255$
Aceites Lubricantes			
N. Ligero	$- 7\ 469.1 + 237.06 T$	$56\ 704 + 187.95 T$	$170 < T < 300$
Neutro	$- 7\ 465.4 + 239.92 T$	$58\ 013 + 191.17 T$	$170 < T < 300$
N. Pesado	$- 10\ 164.0 + 328.03 T$	$79\ 376 + 261.78 T$	$170 < T < 300$
Pesado	$- 9\ 734.0 + 325.50 T$	$80\ 600 + 262.45 T$	$170 < T < 300$
Cilindros	$- 10\ 185.5 + 338.00 T$	$84\ 175 + 273.00 T$	$170 < T < 300$
Parafinas Duras			
N. Ligero	$- 8\ 510.0 + 270.14 T$	$64\ 616 + 214.18 T$	$170 < T < 300$
Neutro	$- 8\ 529.2 + 274.11 T$	$66\ 281 + 218.41 T$	$170 < T < 300$
N. Pesado	$- 11\ 080.0 + 375.85 T$	$86\ 592 + 285.53 T$	$170 < T < 300$
Pesado	$- 10\ 205.0 + 341.25 T$	$84\ 500 + 275.15 T$	$170 < T < 300$
Cilindros	$- 10\ 341.0 + 343.20 T$	$85\ 470 + 277.20 T$	$170 < T < 300$
Parafinas Blandas			
N. Ligero	$- 7\ 990.2 + 253.60 T$	$60\ 660 + 201.07 T$	$170 < T < 300$
Neutro	$- 7\ 853.8 + 252.40 T$	$61\ 031 + 201.11 T$	$170 < T < 300$
N. Pesado	$- 10\ 752.0 + 347.00 T$	$83\ 968 + 276.93 T$	$170 < T < 300$
Pesado	$- 10\ 048.0 + 336.00 T$	$83\ 200 + 270.91 T$	$170 < T < 300$
Cilindros	$- 10\ 185.5 + 338.00 T$	$84\ 175 + 273.00 T$	$170 < T < 300$
<p>Notas : 1).- Utilizando datos de temperatura en °F se obtienen entalpfas en BTU/lbmol.</p> <p>2).- El rango de aplicaci3n corresponde al intervalo de temperaturas (°F) en el que las dos ecuaciones, entalpfa molar en fase lquida y en fase vapor, son aplicables .</p>			

Programa para la Evaluación de la Temperatura de Fondo en Co-  
lumnas de Vaporización :



6.- Cálculo de la entalpía molar de la corriente de fondo ( $h_B$ ):  
 $(LI + KD) / J \rightarrow N$ .

7.- Cálculo de las fracciones molares de  $N_2$ ,  $O_2$  e hidrocarburo en la corriente de fondo de la columna:

$$(X_M)_B = (CK + EL) / J \rightarrow N;$$

$$(X_T)_B = [K(1 - C) + FL] / J \rightarrow O;$$

$$(X_H)_B = 1 - N - O \rightarrow I.$$

8.- Cálculo de la temperatura de la corriente de fondo,  $T_B$ :

Se utiliza el siguiente procedimiento iterativo:

8.a.- Suposición de  $T_B = T$

$$100 \rightarrow T;$$

$$\Delta T = 10 \rightarrow X.$$

8.b.1:  $T + X \rightarrow T$ . (Las iteraciones inician con este valor para  $T_B$ ).

8.b.- Cálculo de  $\bar{h}_B^*$  con  $T_B$  supuesta:

$$\bar{h}_B^* = NT(Y + ZT) + OT(V + WT) + P(G + HT) \rightarrow Q.$$

8.c.- Si  $h_B^* = h_B$  (evaluada en el paso 6), la suposición de  $T_B$  es correcta, en caso contrario hay que regresar a 8.a con otro valor de  $T_B$  hasta lograr convergencia entre los dos datos.

$Q \geq M \Rightarrow$  Go to 1:

$T - X \rightarrow T$ ;  $X + 10 \rightarrow X$ ;  $X \geq 10^{-2} \Rightarrow$  Go to 1:

9.- Exhibición de Resultados:

- entalpía asociada al flujo de la corriente  $L_2 = h_{L_2} = DK$ .
- entalpía asociada al flujo de la corriente  $L_1 = h_{L_1} = IL$ .
- entalpía de la corriente de fondo de la columna =  $h_B = MJ$ .
- temperatura en el fondo de la columna de vaporización =  $T$ .



viii.4.t-15.- Temperaturas de Fondo de las Columnas de Baja Presión Y -  
Contenido Calorífico de las Corrientes Involucradas .

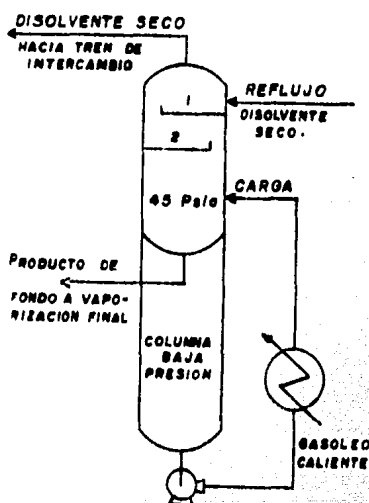
	T <sub>VAP</sub>	T <sub>L-2</sub>	h <sub>L-2</sub>	h <sub>L-F</sub>	h <sub>B</sub>	T <sub>B</sub>
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>						
NEUTRO LIGERO	216.71	198.0	826 553	32 050 442	32 876 995	216.19
NEUTRO	217.32	197.5	803 146	32 973 530	33 776 676	216.79
NEUTRO PESADO	215.46	199.7	854 590	31 206 005	32 060 595	215.00
PESADO	215.32	199.7	854 840	30 924 782	31 799 622	214.86
CILINDROS	215.61	199.7	844 731	31 421 646	32 266 376	215.15
<b>PARAFINAS DURAS</b>						
NEUTRO LIGERO	228.22	198.5	68 684	4 311 129	4 379 813	227.66
NEUTRO	223.36	197.7	72 869	4 049 715	4 122 584	222.83
NEUTRO PESADO	217.53	199.9	83 774	3 716 071	3 799 845	217.10
PESADO	218.26	200.0	91 281	4 047 861	4 139 142	217.81
CILINDROS	214.82	199.8	97 021	3 407 827	3 504 848	214.36
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>						
NEUTRO LIGERO	211.31	198.0	475 474	14 144 665	14 620 140	210.84
NEUTRO	210.73	197.3	489 219	14 546 597	15 035 816	210.26
NEUTRO PESADO	213.06	199.6	502 814	15 442 602	15 945 416	212.60
PESADO	213.25	199.6	503.900	15 827 550	16 331 449	212.79
CILINDROS	212.49	199.6	678 742	20 000 685	20 679 427	212.03
Unidades	°F	°F	BTU / hr	BTU / hr	BTU / hr	°F

viii.4.2.- Segunda Etapa de Eliminación de Solvente:

Vaporización en Columna de Alta Presión :

El producto de fondo de la primera etapa de eliminación de solvente, que contiene todo el hidrocarburo alimentado a la sección de recuperación, se lleva a vaporización a presión impuesta para cumplir con una segunda fase en la separación del agente desparafinante. Para eso, se introduce como alimentación a una columna que opera a - 45 psia y que, al igual que la primera, también posee dos platos regles para rectificación del disolvente liberado .

La columna será diseñada para permitir una separación del noventa por ciento molar del disolvente contenido en la corriente de carga. El siguiente esquema exhibe las principales características tomadas como base para la operación de esta torre y el flujo desde la columna de baja presión de la carga de hidrocarburo diluido .



El porcentaje de vaporización - en base a la carga de alimentación se calcula de la manera siguiente :

$$\left[ \begin{array}{l} \text{Porcentaje} \\ \text{de} \\ \text{vaporiza-} \\ \text{ción} \end{array} \right] = 0.90 \left[ \begin{array}{l} \text{Porcentaje m} \\ \text{lar de disol-} \\ \text{vente en la} \\ \text{corriente.} \end{array} \right]$$

La tabla viii.4.t-16 muestra - los resultados de los cálculos apli- cados a cada uno de los diferentes tipos de hidrocarburos .

Posteriormente se determinará - la temperatura a la que debe operar el equipo correspondiente para lo- grar la separación deseada .

Los coeficientes de equilibrio de Mek y Tol reportados en viii.4 t-17 se calculan para el rango de 290 a 360°F en el cual se conside- ra la mayor posibilidad de encontrar los requerimientos de evapora- ción de disolvente. Una vez obtenidos los valores de K; se procede a la evaluación del porcentaje vaporizado correspondiente a cada una - de las temperaturas ensayadas, dando lugar a la disponibilidad de

viii.4.t-16.- Porcentaje de Vaporización Requerido en la Carga de Alimentación a la columna de 45 psia . (% mol)					
Hidrocarburo tipo	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros
Aceites Lubricantes	81.58	80.16	85.12	85.30	85.00
Parafinas Duras	74.53	73.07	82.41	81.58	86.06
Parafinas Blandas	88.33	88.38	88.24	87.83	88.86

datos de porcentaje de vaporización como función de la temperatura a partir de los cuales se construye la tabla viii.4.t-18 .

viii.4.t-18.- Porcentaje de Vaporización en Función de la Temperatura a 45 psia .							
Temp ( F)	300	310	320	330	340	350	360
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>							
NEUTRO LIGERO	0.4010	0.5803	0.6793	0.7375	0.7747	0.7996	0.8177
NEUTRO	0.3583	0.5348	0.6373	0.7002	0.7048	0.7639	0.7982
NEUTRO PESADO	0.5413	0.7179	0.7974	0.8391	0.8640	0.8804	0.8918
PESADO	0.5485	0.7254	0.8037	0.8444	0.8686	0.8845	0.8957
CILINDROS	0.5289	0.7099	0.7919	0.8346	0.8602	0.8771	0.8890
<b>PARAFINAS DURAS</b>							
NEUTRO LIGERO	0.0022	0.1069	0.3083	0.4013	0.4689	0.5189	0.5568
NEUTRO	0.1236	0.2602	0.4267	0.5110	0.5700	0.6126	0.6443
NEUTRO PESADO	0.4002	0.5800	0.6972	0.7555	0.7917	0.8160	0.8332
PESADO	0.3531	0.5410	0.6650	0.7288	0.7687	0.7956	0.8122
CILINDROS	0.6005	0.7616	0.8384	0.8639	0.8896	0.9030	0.9124
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>							
NEUTRO LIGERO	0.8226	0.9104	0.9316	0.9456	0.9540	0.9594	0.9632
NEUTRO	0.8360	0.9142	0.9348	0.9480	0.9553	0.9610	0.9648
NEUTRO PESADO	0.7919	0.8939	0.9248	0.9412	0.9506	0.9568	0.9610
PESADO	0.7469	0.8684	0.9066	0.9270	0.9393	0.9462	0.9516
CILINDROS	0.8472	0.9278	0.9504	0.9614	0.9676	0.9716	0.9744

viii.4.t-17.a.- Coeficientes de Equilibrio. Aceites Lubricantes  
 $K_i$  a 45 psia.

T (° F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.6927	1.8834	2.0871	2.3035	2.5329	2.7753	3.0298	3.2964
$K_{TOL}$	0.7707	0.8677	0.9730	1.0868	1.2095	1.3422	1.4814	1.6313
$K_H$	$4.3 \cdot 10^{-6}$	-	-	-	-	-	-	$6.4 \cdot 10^{-5}$
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.7029	1.8946	2.0993	2.3169	2.5473	2.7909	3.2466	3.3145
$K_{TOL}$	0.7720	0.8691	0.9746	1.0885	1.2114	1.3430	1.4838	1.6388
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.6796	1.8690	2.0713	2.2863	2.5142	2.7551	3.0080	3.2730
$K_{TOL}$	0.7694	0.8662	0.9714	1.0850	1.2075	1.3388	1.4791	1.6288
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.6699	1.8583	2.0596	2.2736	2.5004	2.7402	2.9919	3.2557
$K_{TOL}$	0.7688	0.8656	0.9706	1.0842	1.2066	1.3378	1.4781	1.6276
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.6711	1.8596	2.0610	2.2752	2.5021	2.7420	2.9939	3.2578
$K_{TOL}$	0.7688	0.8656	0.9708	1.0843	1.2067	1.3379	1.4782	1.6277
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-

Notas: Los coeficientes de equilibrio de los aceites lubricantes tienden a cero en el rango de temperaturas ensayado.

viii.4.t-17.b.- Coeficientes de Equilibrio.. Parafinas Duras  
 $K_i$  a 45 psia.

T (°F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.7887	1.9888	2.0271	2.4290	2.6691	2.9226	3.1886	3.4670
$K_{TOL}$	0.7892	0.8882	0.9958	1.1118	1.2370	1.3711	1.5144	1.6671
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.7546	1.9514	2.0258	2.3845	2.6207	2.8703	3.1322	3.4065
$K_{TOL}$	0.7814	0.8880	0.9862	1.1013	1.2254	1.3583	1.5004	1.6520
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.7081	1.9003	2.0335	2.3236	2.5547	2.7989	3.0553	3.3238
$K_{TOL}$	0.7727	0.8700	0.9755	1.0896	1.2125	1.3414	1.4851	1.6353
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.7022	1.8939	2.0365	2.3160	2.5464	2.7900	3.0456	3.1334
$K_{TOL}$	0.7719	0.8690	0.9745	1.0884	1.2113	1.3429	1.4836	1.6337
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.6702	1.8587	2.0293	2.2741	2.5009	2.7457	2.9925	3.2563
$K_{TOL}$	0.7668	0.8656	0.9707	1.0868	1.2067	1.3378	1.4782	1.6277
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-

Notes: A esta presión los coeficientes de equilibrio de las parafinas tienden a cero en el rango de temperaturas ensayado y a las - concentraciones correspondientes..

viii.4.t-17.c.- Coeficientes de Equilibrio

Parafinas Blandas

 $K_i$ 

a 45 psia .

T (°F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	1.6428	1.8286	2.2033	2.3282	2.4619	2.6986	2.9470	3.2075
$K_{TOL}$	0.7697	0.8666	0.9718	1.0855	1.2080	1.3394	1.4797	1.6295
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	1.6417	1.8274	2.1614	2.2368	2.4604	2.6968	2.9452	3.2055
$K_{TOL}$	0.7699	0.8668	0.9720	1.0857	1.2083	1.3396	1.4800	1.6298
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	1.6482	1.8345	2.1055	2.2452	2.4695	2.7068	2.9559	3.2170
$K_{TOL}$	0.7691	0.8713	0.9711	1.0847	1.2071	1.3384	1.4787	1.6283
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	1.6506	1.8272	2.0985	2.2483	2.4730	2.7105	2.9599	3.2213
$K_{TOL}$	0.7689	0.8691	0.9709	1.0844	1.2068	1.3380	1.4783	1.6279
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	1.6447	1.8307	2.0600	2.2406	2.4646	2.7014	2.9501	3.2108
$K_{TOL}$	0.7695	0.8663	0.9715	1.0852	1.2077	1.3390	1.4793	1.6290
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
<p>Notas: A esta presión los coeficientes de equilibrio de las parafinas tienden a cero en el rango de temperaturas ensayado y a las concentraciones correspondientes .</p>								

viii.4.t-19.- Condiciones de Vaporización en Columna de Alta Presión .

(1)  $K_M = 0$                       (3)  $y_H = 0$                        $(X_D)_{LF} = \text{FRACCIÓN MOL DE DISOLVENTE EN FASE LÍQUIDA} = X_M + X_T$

(2)  $X_H = 1 - X_M - X_T$

	$T_{VAP}$	% VAP	$K_M^{(1)}$	$K_T$	$X_M^{(2)}$	$X_T$	$y_M^{(3)}$	$y_T$	$(X_D)_{LF}$
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	358.77	0.8159	3.2638	1.6130	0.1255	0.3661	0.4095	0.5905	0.4916
NEUTRO	368.34	0.8017	3.5382	1.7591	0.1183	0.3304	0.4187	0.5813	0.4487
NEUTRO PESADO	333.69	0.8513	2.6374	1.2601	0.1446	0.4903	0.3815	0.6195	0.6354
PESADO	332.99	0.8531	2.5723	1.2460	0.1484	0.4962	0.3816	0.6183	0.6290
CILINDROS	335.39	0.8501	2.6316	1.2775	0.1450	0.4840	0.3816	0.6183	0.6290
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	360.00	0.5568	3.4670	1.6671	0.1236	0.3427	0.4237	0.5713	0.4663
NEUTRO	360.00	0.6443	3.4065	1.6520	0.1264	0.3447	0.4306	0.6694	0.4711
NEUTRO PESADO	354.27	0.8242	3.1702	1.5494	0.1194	0.4010	0.3785	0.6213	0.5204
PESADO	362.68	0.8159	3.1750	1.6741	0.1194	0.3721	0.3770	0.6230	0.4915
CILINDROS	326.94	0.8607	2.4317	1.1701	0.1568	0.5288	0.3812	0.6187	0.6856
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	305.08	0.8834	2.0188	0.9201	0.2064	0.6340	0.4165	0.5834	0.8495
NEUTRO	304.31	0.8839	1.9717	0.9122	0.2164	0.6285	0.4267	0.5733	0.8449
NEUTRO PESADO	307.93	0.8826	2.0497	0.9505	0.1880	0.6467	0.3852	0.6147	0.8347
PESADO	311.86	0.8784	2.1265	0.9921	0.1803	0.6215	0.3834	0.6165	0.8018
CILINDROS	303.23	0.8887	1.9050	0.9004	0.2015	0.6844	0.3838	0.6162	0.8859

viii.4.t-19.- Condiciones de Vaporización en Columna de Alta Presión .

(1)  $K_M = 0$                       (3)  $y_H = 0$                        $(X_D)_{LF} = \text{FRACCIÓN MOL DE DISOLVENTE EN FASE LÍQUIDA} = X_M + X_T$   
 (2)  $X_H = 1 - X_M - X_T$

	$T_{VAP}$	% VAP	$K_M^{(1)}$	$K_T$	$X_M^{(2)}$	$X_T$	$y_M^{(3)}$	$y_T$	$(X_D)_{LF}$
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	358.77	0.8159	3.2638	1.6130	0.1255	0.3661	0.4095	0.5905	0.4916
NEUTRO	368.34	0.8017	3.5382	1.7591	0.1183	0.3304	0.4187	0.5813	0.4487
NEUTRO PESADO	333.69	0.8513	2.6374	1.2601	0.1446	0.4903	0.3815	0.6195	0.6354
PESADO	332.99	0.8531	2.5723	1.2460	0.1484	0.4962	0.3816	0.6183	0.6290
CILINDROS	335.39	0.8501	2.6316	1.2775	0.1450	0.4840	0.3816	0.6183	0.6290
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	360.00	0.5568	3.4670	1.6671	0.1236	0.3427	0.4237	0.5713	0.4663
NEUTRO	360.00	0.6443	3.4065	1.6520	0.1264	0.3447	0.4306	0.6694	0.4711
NEUTRO PESADO	354.27	0.8242	3.1702	1.5494	0.1194	0.4010	0.3786	0.6213	0.5204
PESADO	362.68	0.8159	3.1750	1.6741	0.1194	0.3721	0.3770	0.6230	0.4915
CILINDROS	326.94	0.8607	2.4317	1.1701	0.1568	0.5288	0.3812	0.6187	0.6856
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	305.08	0.8834	2.0188	0.9201	0.2064	0.6340	0.4165	0.5834	0.8499
NEUTRO	304.31	0.8839	1.9717	0.9122	0.2164	0.6285	0.4267	0.5733	0.8449
NEUTRO PESADO	307.93	0.8826	2.0497	0.9505	0.1880	0.6467	0.3852	0.6147	0.8347
PESADO	311.86	0.8784	2.1265	0.9921	0.1803	0.6215	0.3834	0.6166	0.8018
CILINDROS	303.23	0.8887	1.9050	0.9004	0.2015	0.6844	0.3838	0.6162	0.8859



Las condiciones de operación de la columna se determinan utilizando el método de interpolación lineal descrito en la página viii. p-113 buscándose convergencia con el porcentaje de evaporación requerido. Los resultados se resumen en viii.4.t-19.

Con aceite neutro se hizo una extrapolación lineal aprovechando el comportamiento cercano a la linealidad de  $K_M$  y  $K_T$  en pequeños intervalos de temperatura. En cambio, con las parafinas duras no fue posible hacer esto debido al alejamiento de la funcionalidad lineal para rangos de variación más grandes de los puntos de vaporización.

Analizando los datos reportados en viii.4.t-19 se puede observar que, tratando de cumplir con las condiciones de evaporación señaladas en viii.4.t-16, se obtienen temperaturas de operación distribuidas dentro de un amplio intervalo de variación para cada conjunto de productos (aceites, parafinas duras y parafinas blandas), dando lugar a una corriente de fondo con un contenido de disolvente  $[(X_D)_L]$  que difiere mucho de un tipo de hidrocarburo a otro. Ante esta situación se consideró conveniente cambiar la forma de operación de la columna de vaporización de alta presión hacia la producción de una corriente de fondo con una concentración total de disolvente del 50 % molar, obteniéndose una mayor uniformidad en las condiciones térmicas a la entrada del equipo y en la fase líquida separada ( $L_F$ ) que ayudarían en la especificación de un solo equipo para el tratamiento de todos los grados de aceites o parafinas, no solo en la columna de 45 psia sino también en la unidad de rectificación con vapor que corresponde a un paso ulterior en la eliminación del agente desparafinante.

En la tabla viii.4.t-20 se presentan los resultados de las modificaciones en las condiciones de procesamiento propuestas para el funcionamiento de los equipos de la segunda etapa de eliminación de disolvente.

Una vez definidas las características de las corrientes de entrada a la columna de vaporización (porcentaje de vaporización y composición de cada una de las fases generadas), se procede a la construcción de los diagramas de equilibrio y entalpía concentra-

viii.4.t-20.- Modificación a Condiciones de Operación en Columna de Alta Presión .

$$(X_D)_{LF} = 0.5000 .$$

(1)  $K_M = 0$

(3)  $y_H = 0$

(4)  $(X_D)_{LF} = \text{FRACCIÓN MOL DE DISOLVENTE EN FASE LÍQUIDA} = X_M + X_T$

(2)  $X_H = 1 - X_M - X_T$

	$T_{VAP}$	% VAP	$K_M^{(1)}$	$K_T$	$X_M^{(2)}$	$X_T$	$y_M^{(3)}$	$y_T$	$(X_D)_{LF}$
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	356.86	0.8128	3.2130	1.5844	0.1276	0.3723	0.4100	0.5900	0.4999
NEUTRO	355.69	0.7814	3.1993	1.5693	0.1321	0.3678	0.4227	0.5773	0.4999
NEUTRO PESADO	359.65	0.8916	3.2640	1.6237	0.1147	0.3852	0.3744	0.6256	0.4999
PESADO	359.85	0.8956	3.2520	1.6255	0.1151	0.3848	0.3744	0.6256	0.4999
CILINDROS	359.78	0.8888	3.2523	1.6246	0.1153	0.3847	0.3751	0.6249	0.5000
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	351.98	0.5270	3.2451	1.5429	0.1345	0.3654	0.4365	0.5635	0.4999
NEUTRO	353.15	0.6238	3.2189	1.5483	0.1352	0.3647	0.4352	0.5648	0.4999
NEUTRO PESADO	358.71	0.8314	3.2894	1.6161	0.1147	0.3853	0.3774	0.6226	0.5000
PESADO	359.85	0.8128	3.1815	1.6316	0.1189	0.3611	0.3781	0.6219	0.5000
CILINDROS	359.97	0.9124	3.2556	1.6274	0.1144	0.3855	0.3726	0.6274	0.4999
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	358.25	0.9628	3.1622	1.6034	0.1272	0.3728	0.4023	0.5977	0.5000
NEUTRO	357.57	0.9640	3.1425	1.5935	0.1312	0.3688	0.4124	0.5876	0.5000
NEUTRO PESADO	360.28	0.9612	3.2246	1.6326	0.1154	0.3846	0.3720	0.6280	0.5000
PESADO	360.34	0.9518	3.2304	1.6331	0.1149	0.3851	0.3700	0.6290	0.5000
CILINDROS	360.44	0.9746	3.2225	1.6352	0.1148	0.3851	0.3700	0.6300	0.4999

ción a 45 psia, a partir de los cuales se definen las condiciones de operación en la sección de rectificación del equipo.

Aplicando la ecuación Uniquac se calcularon las interrelaciones de equilibrio para el sistema binario Mek-Tol a 45 psia.

viii.4.t-21.- Diagrama de Equilibrio Sistema Mek-Tol a 45 psia:											
T (°F)	250	255	260	265	270	280	290	295	300	305	310
$\alpha_{M-T}$	2.53	2.51	2.47	2.45	2.42	2.39	2.36	2.33	2.36	2.33	2.32
$X_{MEK}$	0.8597	0.7204	0.5491	0.4830	0.3461	0.2669	0.1580	0.1085	0.0796	0.0465	0.0201
$X_{TOL}$	0.1402	0.2795	0.4009	0.5120	0.6033	0.7330	0.8420	0.8916	0.9203	0.9534	0.9799
$Y_{MEK}$	0.9231	0.8465	0.7734	0.7063	0.6217	0.5060	0.3613	0.2736	0.2168	0.1370	0.0637
$Y_{TOL}$	0.0764	0.1535	0.2266	0.2997	0.3703	0.4940	0.6387	0.7264	0.7832	0.8230	0.9363
Punto de ebullición de la metil-etil-cetona = 245°F .											
Punto de ebullición del Tolueno = 313°F .											

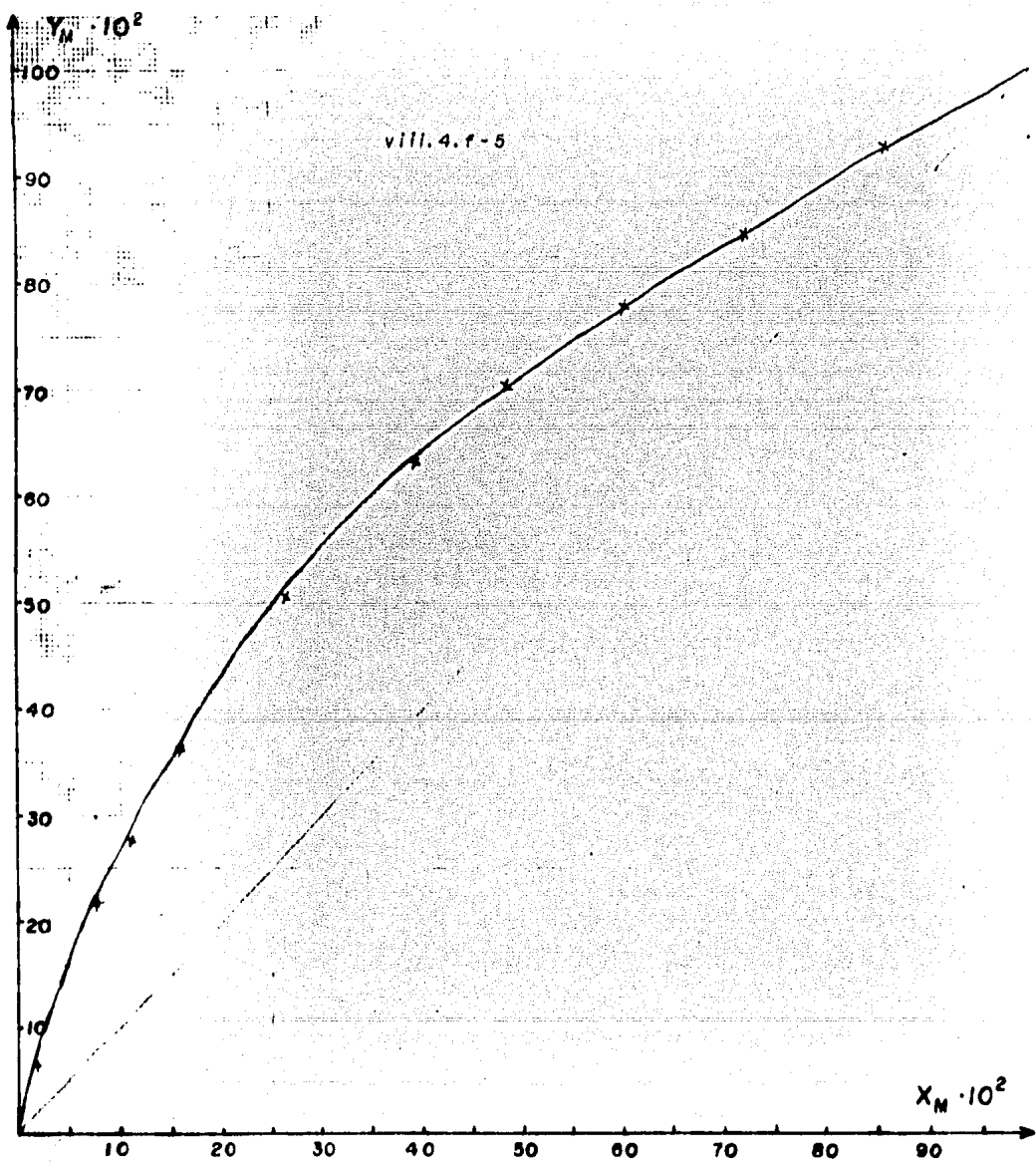
Con los datos anteriores se pueden construir las gráficas :

$$Y_{\text{equilibrio}} = f(X), \text{ y } T_{\text{equilibrio}} = f(X).$$

El diagrama de entalpía-concentración se construye de la misma manera que en el caso de la columna de baja presión, los resultados se presentan gráficamente en la figura de la página viii.p-152.

Para la resolución de los balances de materia y energía es necesario contar con las relaciones de pseudoequilibrio para el sistema Mek-Tol. La eficiencia global de la columna de alta presión se determina haciendo uso del método descrito en la página viii.p-126, la tabla viii.4.t-22 es el resultado de la aplicación de dicho procedimiento.

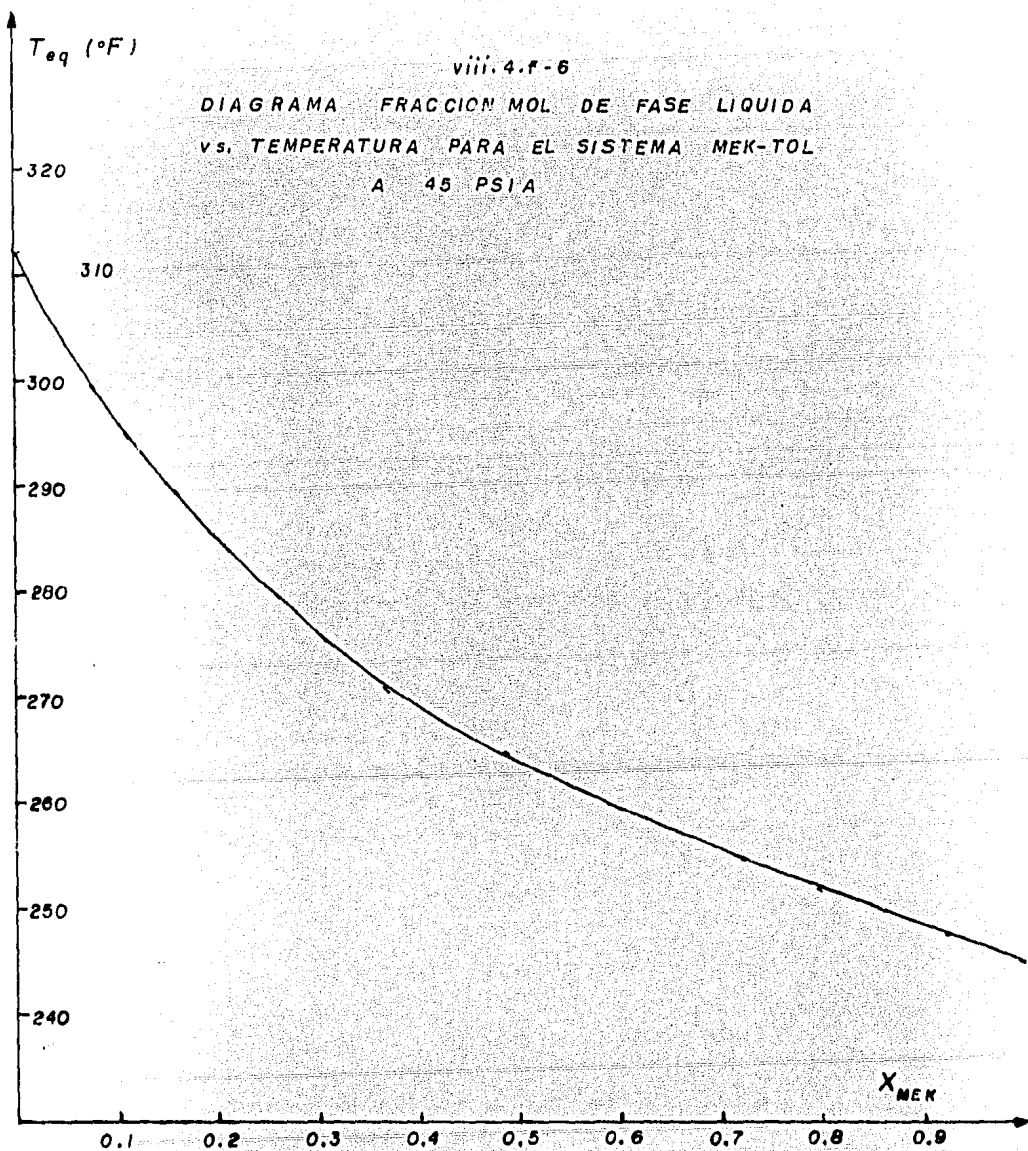
Una vez construidas las curvas de pseudoequilibrio y de entalpía-concentración se procede a la linealización de dichas curvas dentro del rango de utilidad para los balances alrededor de la zona de enriquecimiento del equipo de separación. Las ecuaciones algebraicas resultantes serán presentadas durante el establecimiento del programa de cómputo para la caracterización de la sección superior de la columna de 45 psia.

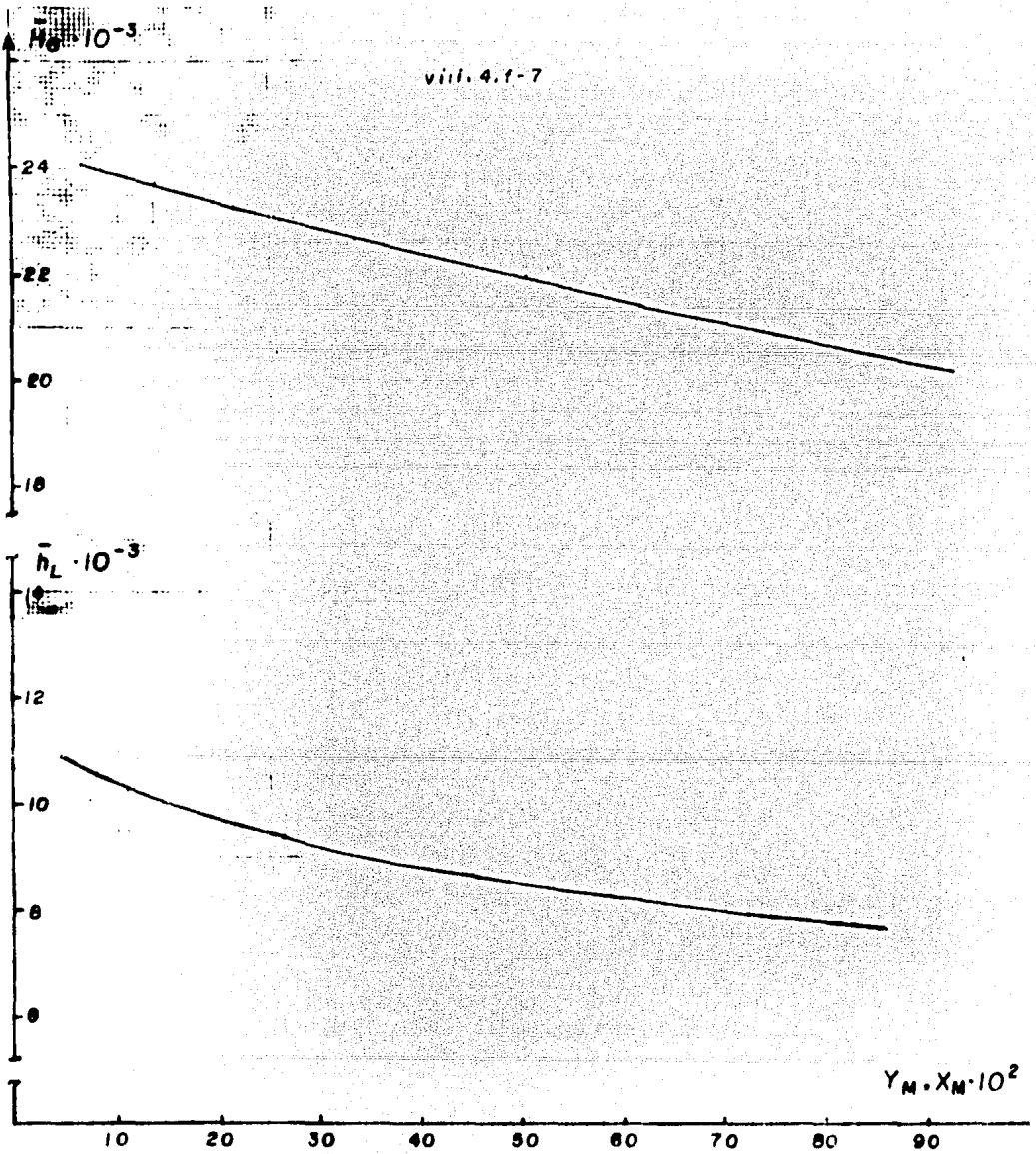


Curva de Equilibrio Sistema MEK/TOL a 45 psia.

viii.4.f-6

DIAGRAMA FRACCION MOL DE FASE LIQUIDA  
vs. TEMPERATURA PARA EL SISTEMA MEK-TOL  
A 45 PSIA





**Diagrama Entalpía-Composición para el Sistema MEK/TOL  
a 45 psia**

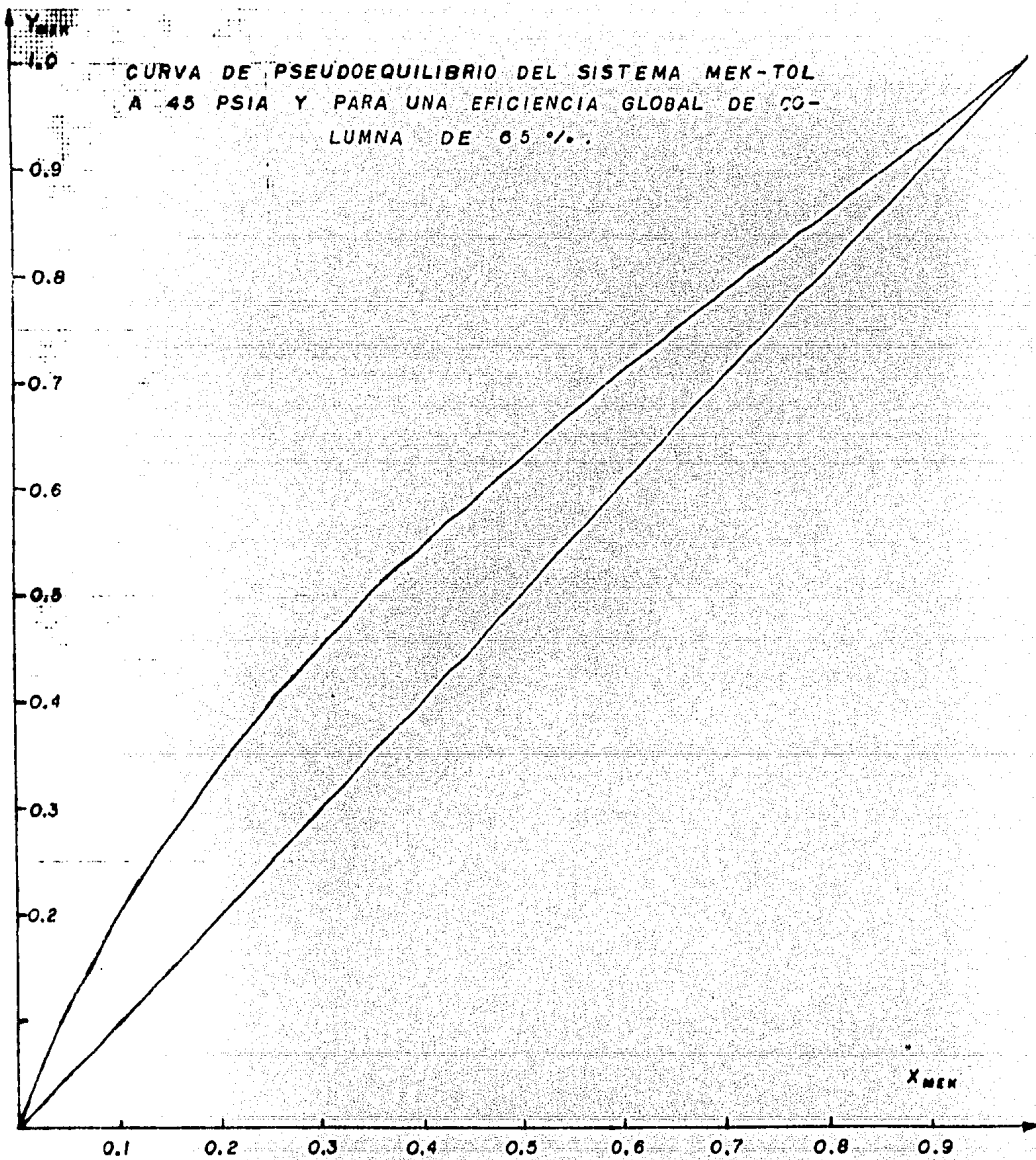
viii.4.t-22.- CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL DE LA COLUMNA DE ALTA PRESION

$M_i$  = Viscosidad del componente i (centipoises)  $\eta$  = eficiencia (adimensional)  
 $M_\Sigma$  = Viscosidad de la mezcla (centipoises)

	$T_{prom.}$	$(X_M)_F$	$M_{MEK}$	$(X_T)_F$	$M_{TOL}$	$M_\Sigma$	$\eta$
ACEITES LUBRICANTES							
NEUTRO LIGERO	324 °F	0.4100	0.1361	0.5900	0.1737	0.1583	65.0
NEUTRO	324	0.4227	0.1361	0.5773	0.1737	0.1578	65.0
NEUTRO PESADO	327	0.3744	0.1354	0.6256	0.1727	0.1587	65.0
PESADO	327	0.3744	0.1354	0.6256	0.1727	0.1587	65.0
CILINDROS	327	0.3751	0.1354	0.6249	0.1727	0.1587	65.0
PARAFINAS DURAS							
NEUTRO LIGERO	322 °F	0.4365	0.1367	0.5635	0.1744	0.1579	65.5
NEUTRO	323	0.4352	0.1363	0.5648	0.1737	0.1574	65.5
NEUTRO PESADO	326	0.3774	0.1357	0.6226	0.1730	0.1589	65.0
PESADO	327	0.3781	0.1354	0.6219	0.1727	0.1588	65.0
CILINDROS	327	0.3726	0.1354	0.6274	0.1727	0.1588	65.0
PARAFINAS BLANDAS							
NEUTRO LIGERO	326 °F	0.4023	0.1357	0.5977	0.1730	0.1580	65.0
NEUTRO	325	0.4124	0.1359	0.5876	0.1734	0.1579	65.0
NEUTRO PESADO	327	0.3720	0.1354	0.6290	0.1727	0.1589	65.0
PESADO	327	0.3710	0.1354	0.6290	0.1727	0.1589	65.0
CILINDROS	327	0.3700	0.1354	0.6300	0.1727	0.1589	65.0

La temperatura promedio ( $T_{prom}$ ) de la columna fue calculada con la temperatura de entrada de la mezcla bifásica y la temperatura del domo correspondiente a la temperatura de equilibrio con la composición de salida de la fase vapor según la gráfica de la página viii.p-151 :

$$T_{prom} = \frac{T_{vaporización} + T_{domo}}{2}$$



viii. 4. f - 8

viii. p-154



Reflujo en Columna de alta presión .-

Se aplica el método delineado en la página viii.p-131 , para lo cual se establecieron las siguientes relaciones algebraicas :

$$Y = f(X) : Y = 0.1007 + 1.2045 X ; \text{aplicabilidad} : 0.32 < Y < 0.44 .$$

$$\bar{h} = f(X) : \bar{h} = 10\,700 - 5\,066.67 X ; \text{aplicabilidad} : 0.20 < X < 0.36 .$$

$$\bar{H} = f(Y) : \bar{H} = 24\,200 - 4\,666.67 Y ; \text{aplicabilidad} : 0.20 < Y < 0.65 .$$

Con :  $X$  e  $Y$  = fracciones molares correspondientes a la Mek, y :

$$\bar{h}_R = \left[ X_R (\bar{C}_P)_M + (1 - X_R) (\bar{C}_P)_T \right] (T_R - T_0) , \text{ y}$$

$$\frac{\psi}{(R/V_F)} = \frac{\bar{H}_1 X_R - Y_1 \bar{h}_R}{\bar{h}_R (X_1 - Y_1) + X_R (\bar{H}_1 - \bar{h}_1)} .$$

Donde cada una de las variables es especificada de acuerdo a la simbología empleada durante la caracterización de la columna de baja presión. Los parámetros termodinámicos de las dos ecuaciones anteriores toman los siguientes valores :

$T_R = 100^\circ\text{F}$  = temperatura de inyección del reflujo .

$T_0 = 77^\circ\text{F}$  = temperatura de referencia para la construcción de la curva entalpia-concentración .

$(\bar{C}_P)_M = 38.93 \text{ BTU/lbmol}^\circ\text{F}$  .

$(\bar{C}_P)_T = 37.85 \text{ BTU/lbmol}^\circ\text{F}$  .

Se desarrolló el siguiente programa que permite el cálculo de la relación de reflujo a partir de las ecuaciones anteriores, y la determinación de los flujos molares de las corrientes en torno a la columna de alta presión :

1.- Lectura de datos y asignación de variables :

- fracción mol de mek en la corriente de reflujo =  $X_R \rightarrow R$  .
- fracción mol de mek en la fase vapor de la corriente alimentada a la columna =  $Y_f \rightarrow A$  .
- porcentaje de vapor en la carga de alimentación = % Vap  $\rightarrow E$  .
- flujo molar de la carga de alimentación =  $F \rightarrow F$  .
- fracción mol de mek en la fase líquida de la corriente de alimentación a la columna de vaporización =  $(X_M)_{L_v} \rightarrow J$  .
- fracción mol de tolueno en la fase líquida de la corriente alimentada a la columna =  $(X_T)_{L_v} \rightarrow K$  .

1.- Lectura de datos y asignación de variables .

2.- Cálculo de la entalpía molar del reflujo inyectado a 100°F :

$$\bar{h}_R = [39.93 R + 37.85 (1 - R)] (100 - 77) \rightarrow S ;$$

3.- Cálculo de la fracción-mol de mek en la corriente L<sub>1</sub> :

$$X_1 = (A - 0.1007) \div 1.2045 \rightarrow B ;$$

4.- Cálculo de  $\bar{H}_1$  (entalpía molar de la corriente de vapor recuperada por el domo de la columna) :

$$\bar{H}_1 = 24\,200 - 4666.67 A \rightarrow C ;$$

5.- Cálculo de la entalpía molar de la corriente L<sub>1</sub> :

$$\bar{h}_1 = 10\,700 - 5\,066.67 B \rightarrow D ;$$

6.- Cálculo del reflujo interno ( $\Psi$ ) :

$$\begin{aligned} [\Psi / (R/V)] &= (CR - AS) + [3(B - A) + R(C - D)] \rightarrow G ; \\ \Psi &= 0.02 G . \end{aligned}$$

7.- Cálculo del flujo molar de la corriente V<sub>F</sub> :

$$V_F = 2F \rightarrow I ;$$

8.- Cálculo del flujo molar de la corriente de reflujo :

$$R = 0.02 I ;$$

9.- Cálculo del flujo molar de las corrientes V<sub>1</sub>, L<sub>2</sub> y B :

$$V_1 = I (1 - H) + R$$

$$L_2 = HI ;$$

$$B = F - I + HI \rightarrow M .$$

- Cálculo de la composición de las corrientes L<sub>2</sub> y B :

$$(X_M)_2 = B . \quad (X_T)_2 = 1 - B .$$

$$(X_M)_B = [HIB + J(F - I)] \div M . \quad (X_T)_B = [K(F - I) + HI(1 - B)] \div M .$$

LOS RESULTADOS DE LA APLICACION DE ESTE PROGRAMA SE PRESENTAN EN LAS DOS PAGINAS SIGUIENTES.

viii.4.t-23.- Características de Flujo de corrientes en la Columna de Alta Presión .

	F	$\Psi/(R/V_F)$	$\Psi$	$V_F$	R	$V_I$	$L_2$	B	
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	2 645.58	1.7099	0.0342	2 150.33	43.01	2 119.80	75.54	568.79	
NEUTRO	2 582.05	1.7052	0.0341	2 017.61	40.35	1989.16	68.81	633.24	
NEUTRO PESADO	2 693.53	1.7232	0.0345	2 401.55	48.03	2 366.81	82.77	374.75	
PESADO	2 695.67	1.7232	0.0345	2 414.22	48.28	2 379.32	83.21	364.63	
CILINDROS	2 665.51	1.7229	0.0345	2 369.11	47.38	2 334.85	81.64	378.04	
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	218.97	1.6992	0.0340	115.40	2.3079	113.78	3.9218	107.49	
NEUTRO	233.97	1.7002	0.0340	145.95	2.9190	143.91	4.9629	92.980	
NEUTRO PESADO	263.88	1.7220	0.0344	219.39	4.3878	216.22	7.5558	52.05	
PESADO	287.31	1.7217	0.0344	233.53	4.6705	230.15	8.0413	61.83	
CILINDROS	305.70	1.7240	0.0345	278.92	5.5784	274.88	9.6170	36.40	
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	1 523.77	1.7130	0.0343	1 467.09	29.34	1 446.16	50.26	106.95	
NEUTRO	1 576.13	1.7093	0.0342	1 519.39	30.39	1 497.83	51.94	108.60	
NEUTRO PESADO	1 585.83	1.7242	0.0345	1 524.30	30.49	1 502.22	52.56	114.09	
PESADO	1 589.25	1.7246	0.0345	1 512.65	30.25	1 490.70	52.17	128.78	
CILINDROS	2 144.47	1.7250	0.0345	2 090.00	41.80	2 059.69	72.11	126.58	

viii.4.t-157

viii.4.t-24.- Fracciones Molares de Corrientes en Columna de Alta Presión .

$$(X_T)_1 = 1 - (Y_M)_1 ; (X_M)_F = 1 - (X_M)_F - (X_T)_F ; (X_M)_2 = 0 ; (X_M)_B = 1 - (X_M)_B - (X_T)_B$$

$$(Y_M)_1 = 0$$

	$(X_M)_R$	$(Y_M)_1$	$(X_M)_F$	$(X_T)_F$	$(X_M)_2$	$(X_T)_2$	$(X_M)_B$	$(X_T)_B$
ACEITES LUBRICANTES								
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.4100	0.1276	0.3723	0.2569	0.7432	0.1443	0.4203
NEUTRO	0.5336	0.4227	0.1327	0.3679	0.2673	0.7327	0.1468	0.4074
NEUTRO PESADO	0.4935	0.3744	0.1147	0.3652	0.2272	0.7728	0.1396	0.4708
PESADO	0.4935	0.3744	0.1151	0.3848	0.2272	0.7728	0.1407	0.4733
CILINDROS	0.4935	0.3751	0.1153	0.3847	0.2278	0.7722	00.1396	0.4684
PARAFINAS DURAS								
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.4365	0.1345	0.3654	0.2788	0.7212	0.1398	0.3784
NEUTRO	0.5336	0.4352	0.1352	0.3647	0.2777	0.7223	0.1428	0.3838
NEUTRO PESADO	0.4935	0.3774	0.1147	0.3653	0.2297	0.7703	0.1314	0.4412
PESADO	0.4935	0.3781	0.1189	0.3811	0.2303	0.7697	0.1334	0.4316
CILINDROS	0.4935	0.3726	0.1144	0.3695	0.2257	0.7743	0.1434	0.4682
PARAFINAS BLANDAS								
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.4023	0.1272	0.3728	0.2504	0.7496	0.1851	0.5199
NEUTRO	0.5336	0.4124	0.1312	0.3688	0.2598	0.7412	0.1922	0.5468
NEUTRO PESADO	0.4935	0.3720	0.1154	0.3846	0.2252	0.7748	0.1660	0.5644
PESADO	0.4935	0.3710	0.1149	0.3851	0.2244	0.7756	0.1593	0.5433
CILINDROS	0.4935	0.3700	0.1148	0.3851	0.2236	0.7764	0.1760	0.6100

Determinación de la Temperatura de Fondo en la Columna de alta presión.

Para la definición de las condiciones técnicas en la sección inferior de la columna de la segunda etapa de eliminación de disolvente se utiliza el método desarrollado en la página viii.p-136, siendo de aplicabilidad las siguientes expresiones algebraicas para la resolución de los balances de energía :

viii.4.t-25.- Interrelaciones Entalpía-Temperatura para Sustancias Duras :			
Sustancia	Entalpía molar fase líquida, $\bar{h}_l$ :	Entalpía molar fase vapor $\bar{h}_v$ :	Rango de Aplicación
Disolventes			
mEK	$T(34.608 + 0.0364T)$	$\bar{h}_M + 19\,611 - 27.638 T$	$270 < T < 300$
TOL	$T(33.156 + 0.0433T)$	$\bar{h}_T + 19\,157 - 19.955 T$	$270 < T < 300$
Aceites Lubricantes			
N. Ligero	$- 21\,500 + 318.50 T$	$46\,550 + 264.13 T$	$310 < T < 540$
Neutro	$- 24\,310 + 287.30 T$	$41\,990 + 240.58 T$	$310 < T < 540$
N. Pesado	$- 33\,275 + 393.25 T$	$57\,475 + 329.30 T$	$310 < T < 540$
Pesado	$- 32\,035 + 392.67 T$	$55\,500 + 337.56 T$	$310 < T < 540$
Cilindros	$- 37\,050 + 416.00 T$	$57\,200 + 356.57 T$	$310 < T < 540$
Parafinas Duras			
N. Ligero	$- 24\,500 + 318.50 T$	$46\,550 + 264.13 T$	$310 < T < 540$
Neutro	$- 27\,775 + 328.25 T$	$45\,450 + 274.97 T$	$310 < T < 540$
N. Pesado	$- 36\,300 + 429.00 T$	$59\,400 + 359.24 T$	$310 < T < 540$
Pesado	$- 33\,585 + 411.67 T$	$55\,250 + 353.89 T$	$310 < T < 540$
Cilindros	$- 37\,020 + 422.40 T$	$52\,800 + 362.06 T$	$310 < T < 540$
Parafinas Blandas			
N. Ligero	$- 25\,000 + 299.00 T$	$44\,620 + 236.73 T$	$310 < T < 540$
Neutro	$- 25\,575 + 302.25 T$	$42\,730 + 255.10 T$	$310 < T < 540$
N. Pesado	$- 35\,200 + 416.00 T$	$53\,880 + 348.35 T$	$310 < T < 540$
Pesado	$- 33\,065 + 405.33 T$	$55\,680 + 348.44 T$	$310 < T < 540$
Cilindros	$- 37\,050 + 416.00 T$	$53\,300 + 356.67 T$	$310 < T < 540$
Nota : Utilizando datos de temperatura en °F se obtienen entalpías en BTU/lbmol .			

viii.4.t-26.- Temperaturas de Fondo en la Columna de Alta Presión

	$T_{VAP}$	$T_{L_2}$	$h_{L_2}$	$h_{L_F}$	$h_B$	$T_B$
ACEITES LUBRICANTES						
NEUTRO LIGERO	356.86	280.0	955 119	23 554 858	24 509 977	352.95
NEUTRO	355.69	279.0	866 026	26 829 911	27 695 937	352.62
NEUTRO PESADO	359.65	283.5	1063 377	18 338 661	19 402 038	354.36
PESADO	359.85	283.5	1069 030	17 833 365	18 902 395	354.32
CILINDROS	359.78	283.0	1046 521	19 275 881	20 322 402	354.81
PARAFINAS DURAS						
NEUTRO LIGERO	351.98	278.5	49 241	5 414 647	5 463 888	351.12
NEUTRO	353.15	278.5	62 313	4 628 642	4 690 956	351.88
NEUTRO PESADO	358.71	282.0	96 423	3 002 632	3 099 054	355.65
PESADO	359.85	282.0	102 618	3 549 979	3 652 597	357.01
CILINDROS	359.97	282.5	123 006	1 766 495	1 889 501	353.65
PARAFINAS BLANCAS						
NEUTRO LIGERO	358.25	280.0	635 525	2 875 861	3 511 386	340.61
NEUTRO	357.57	280.0	656 709	2 831 242	3 487 952	339.78
NEUTRO PESADO	360.28	282.5	672 271	4 065 790	4 738 062	346.61
PESADO	360.34	282.5	667 289	4 997 833	5 665 121	348.80
CILINDROS	360.44	282.5	922 342	3 551 515	4 473 857	341.13
Unidades	°F	°F	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	°F

#### viii.4.3.- Tercera Etapa de Eliminación de Solvente .

El producto de fondo de la columna de alta presión se hace pasar a una tercera etapa de separación del agente desparafinante, siendo la presión de operación igual a 14.5 psia en el caso de las parafinas y de 16.5 psia para los aceites lubricantes .

Para hacer llegar la carga a la presión de operación respectiva se utiliza una válvula de expansión donde se reduce la presión isentálpicamente y se logra, por este hecho, la evaporación de parte del fluido de trabajo .

El cálculo del porcentaje vaporizado al abandonar la válvula de expansión requiere de un procedimiento iterativo con el empleo de coeficientes de equilibrio y relaciones entalpía-concentración. A continuación se describen los pasos del método usado para la determinación de dicho porcentaje y de la temperatura de salida de la válvula .

- 1.- Calcular los coeficientes de equilibrio para los constituyentes de la mezcla de alimentación dentro de un rango de temperaturas en el cual se supone se encontrará la temperatura de salida .
- 2.- Establecer ecuaciones algebraicas para la evaluación de las entalpías molares de cada una de las sustancias tanto en la fase líquida como en la fase vapor, y con aplicabilidad dentro del intervalo de temperaturas especificado en el paso 1 .
- 3.- Con los coeficientes de equilibrio, calcular el porcentaje vaporizado a cada temperatura y determinar la entalpía de la mezcla bifásica obtenida. En el momento en que esta última sea igual a la entalpía de la corriente de fondo de la columna de vaporización a alta presión, se habrán encontrado los valores correctos de temperatura y por ciento de vaporización.

Los resultados de la determinación de los coeficientes de equilibrio se presentan en la tabla viii.4.t-27, mientras que las características de las corrientes de proceso a la salida de la válvula de expansión se resumen en la tabla viii.4.t-28 .

Según los intervalos de temperatura, las expresiones algebraicas que tienen aplicación para la resolución de los balances de energía a que se hacen referencia en el paso 2 corresponden a las reportadas en la tabla viii.4.t-25 .

viii.4.t-27.a.- Coeficientes de Equilibrio.  
Tercera Etapa de Vaporización .

Aceites Lubricantes  
a 16.5 psia .

T (°F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	4.9580	5.5163	6.1111	6.7443	7.4120	8.1173	8.8596	0.6350
$K_{TOL}$	2.1191	2.3886	2.6814	2.9979	3.4893	3.7051	4.0964	4.4902
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	4.9928	5.5545	6.1528	6.6897	7.4611	8.1703	8.9165	9.6968
$K_{TOL}$	2.1289	2.3996	2.6934	3.0111	3.3545	3.7210	4.1136	4.5096
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	4.8725	5.5422	6.0080	6.6326	7.2907	7.9861	8.7181	9.4830
$K_{TOL}$	2.0957	3.3637	2.6525	2.9660	3.3049	3.6667	4.0544	4.4451
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	4.7503	5.2883	5.8615	6.4721	7.1171	7.7983	8.5156	9.2655
$K_{TOL}$	2.0647	2.3280	2.6143	2.9236	3.2580	3.6154	3.9984	4.3846
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	4.7412	5.2783	5.8509	6.4611	7.1050	7.7850	8.5011	9.2500
$K_{TOL}$	2.0627	2.3257	2.6117	2.4206	3.2550	3.6121	3.9944	4.3802
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-

Notas: Los coeficientes de Equilibrio de los hidrocarburos dan valores cercanos a cero .



viii.4.t-27.b.- Coeficientes de Equilibrio. Parafinas Duras  
Tercera Etapa de Vaporización. a 16.5 psia

T (°F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	5.3629	6.1751	6.9814	7.8052	8.5771	9.3905	10.2451	11.1373
$K_{TOL}$	2.4224	2.7484	3.0700	3.4325	3.8217	4.2393	4.6856	5.1640
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	5.2902	6.1001	6.9127	7.7183	8.4825	9.2878	10.1340	11.0188
$K_{TOL}$	2.3961	2.7178	3.0470	3.3814	3.7920	4.2068	4.6502	5.1248
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	5.3003	6.1109	6.9234	7.7299	8.4952	9.3017	10.1493	11.0353
$K_{TOL}$	2.3967	2.7199	3.0491	3.4093	3.7962	4.2110	4.6548	5.1300
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	5.1010	5.8900	6.6829	7.4857	8.2301	9.0151	9.8404	10.7038
$K_{TOL}$	2.3463	2.6623	2.9844	3.3374	3.7169	4.1243	4.5604	5.0269
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	5.0972	5.8844	6.6749	7.4588	8.2014	8.9845	9.8070	10.6675
$K_{TOL}$	2.3433	2.6573	2.9782	3.3301	3.7088	4.1157	4.5503	5.0158
$K_H$	-	-	-	-	-	-	-	-

Notas: Los coeficientes de Equilibrio de los hidrocarburos dan valores cercanos a cero.

viii.4.b-27.c.- Coeficientes de Equilibrio. Parafinas Blandas  
Tercera Etapa de Vaporización. a 16.5 psia.

T (°F)	290	300	310	320	330	340	350	360
NEUTRO LIGERO								
$K_{MEK}$	5.2372	6.0407	6.8470	7.6469	8.4048	9.2046	10.0442	10.9222
$K_{TOL}$	2.3797	2.7002	3.0271	3.3845	3.7686	4.1812	4.6223	5.0942
$K_N$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO								
$K_{MEK}$	5.1805	5.9895	6.7894	7.5867	8.3395	9.1340	9.9682	10.8395
$K_{TOL}$	2.3677	2.6858	3.0106	3.3663	3.7490	4.1595	4.5984	5.0683
$K_N$	-	-	-	-	-	-	-	-
NEUTRO PESADO								
$K_{MEK}$	5.2330	6.0360	6.8420	7.6415	8.3997	9.1981	10.0382	10.9157
$K_{TOL}$	2.3786	2.6989	3.0256	3.3828	3.7667	4.1791	4.6200	5.0921
$K_N$	-	-	-	-	-	-	-	-
PESADO								
$K_{MEK}$	5.0760	5.8704	6.6616	7.4469	8.1882	8.9701	9.7914	10.6504
$K_{TOL}$	2.3393	2.6525	2.9730	3.3264	3.7051	4.1115	4.5462	5.0108
$K_N$	-	-	-	-	-	-	-	-
CILINDROS								
$K_{MEK}$	5.0540	5.8497	6.6467	7.4365	8.1768	8.9576	9.7786	10.5603
$K_{TOL}$	2.3350	2.6499	2.9714	3.3238	3.7017	4.1079	4.5421	4.9848
$K_N$	-	-	-	-	-	-	-	-
<p>Notas: Los coeficientes de equilibrio de los hidrocarburos dan valores cercanos a cero.</p>								

Programa para la Evaluación de las Características del Fluido de Proceso a la Salida de la Válvula de Expansión .

1.- Lectura de datos y asignación de variables :

- características de la corriente de entrada :

$X_{MEK} \rightarrow A$  ;  $X_{TOL} \rightarrow c$  ; Flujo (lbmol/hr)  $\rightarrow N$  ; Entalpía (BTU/hr)  $\rightarrow R$  .

- datos para el cálculo : (Se realiza una interpolación lineal de los coeficientes de equilibrio entre las temperaturas  $T_{INF}$  y  $T_{SUP}$  que son elegidas suponiendo que la temperatura de salida de la válvula se encuentra ubicada en el rango  $T_{INF} < T < T_{SUP}$  ; los valores de los coeficientes de equilibrio se toman de las tablas viii.4.t-27 (a, b y c) :

$T_{INF} \rightarrow X$  ;  $(K_{MEK})_{INF} \rightarrow S$  ;  $(K_{TOL})_{INF} \rightarrow H$  ;

$T_{SUP} \rightarrow L$  ;  $(K_{MEK})_{SUP} \rightarrow U$  ;  $(K_{TOL})_{SUP} \rightarrow E$  ;

- las ecuaciones para la evaluación de entalpías molares en fase líquida y vapor se extraen de la tabla viii.4.t-25, sus formas generales son :

para hidrocarburos :

$$h_H = b_H + m_H T ; H_H = B_H + M_H T$$

se asigna :

$$b_H \rightarrow V ; m_H \rightarrow W ; B_H \rightarrow Y ; M_H \rightarrow Z .$$

en el caso de los disolventes MEK y Tol, los parámetros que definen las ecuaciones de entalpía serán introducidos a lo largo del programa .

2.- Suposición de la Temperatura de salida

$$T_{SAC} \rightarrow B ; \Delta T_{SAC} \rightarrow D ;$$

$$L \text{ bbl } 2 : B + D \rightarrow B . \text{ (los cálculos iniciales con esta temperatura supuesta) .}$$

3.- Cálculo por interpolación lineal de los coeficientes de equilibrio correspondientes a la temperatura supuesta :

$$K_{MEK} = (U - S) (B - X) \div (L - X) + S \rightarrow J ;$$

$$K_{TOL} = (E - H) (B - X) \div (L - X) + H \rightarrow I ;$$

4.- Cálculo del porcentaje vaporizado a la temperatura supuesta :  
(ver página siguiente)

4.- Cálculo del porcentaje vaporizado a la temperatura supuesta:

% Vaporización inicial =  $0 \rightarrow G$  ;  $\Delta$  % Vaporización =  $0.10 \rightarrow F$  ;

Lbl 1 :  $G + F \rightarrow G$  ;

$$X_{MEK}^* = A \div [1 + G (J - 1)] \rightarrow M ;$$

$$X_{TOL}^* = C \div [1 + G (I - 1)] \rightarrow T ;$$

$$X_M^* = (1 - A - C) \div (1 - G) \rightarrow K ;$$

if :  $(K + M + T) \leq 1 \Rightarrow$  Go to 1 ; else :

$$G - F \rightarrow G ; F \div 10 \rightarrow F ;$$

if :  $F \geq 10^{-4} \Rightarrow$  Go to 1 ; else :

Porcentaje de Vaporización =  $G$  .

5.- Cálculo de la entalpía molar de Mek y Tol en la fase líquida :

$$\bar{h}_{MEK} = B ( 34.608 + 0.0364 B ) \rightarrow O ;$$

$$\bar{h}_{TOL} = B ( 33.156 + 0.0433 B ) \rightarrow P ;$$

6.- Determinación de la entalpía molar de la corriente bifásica a la temperatura de salida supuesta :

$$H_{MEZC} = (1 - G) [M O + T P + (1 - M - T)(V + W B)] + G [M J (O + 19\ 250.7 - 26.4367 B) + I T (P + 19\ 157 - 19.955 B) + (1 - M J - I T) \cdot (Y + Z B)] \rightarrow Q .$$

7.- Comparación de la entalpía calculada con el valor correspondiente a proceso isentálpico; si son iguales, la temperatura de salida supuesta es correcta, si no es así, regresar al paso 2 con otro valor hasta encontrar convergencia :

if :  $N Q \leq R \Rightarrow$  Go to 2 ; else :

$$B - D \rightarrow B ; D \div 10 \rightarrow D ; \text{if : } D \geq 10^{-2} \Rightarrow \text{Go to 2 ; else :}$$

8.- Exhibición de Resultados :

- Porcentaje vaporizado =  $G$  .

- Composición de la fase líquida :

$$X_{MEK} = M . X_{TOL} = T . \text{Flujo (lbmol/hr) = } N (1 - G) .$$

- Composición de la fase vapor :

$$Y_{MEK} = M J . Y_{TOL} = T I . \text{Flujo vapor (lbmol/hr) = } M G .$$

- Entalpía de la mezcla bifásica =  $(M Q + R) + 2$  .

- Temperatura de la mezcla bifásica =  $B$  .

viii.4.t-28.- Condiciones a la Salida de la Válvula de Expansión .

Tercera Etapa de Vaporización .

	TEMPERATURA °F	VAPORIZACION %	$X_M$	$X_T$	FLUJO DE FASE LIQUIDA	$y_M$	$y_T$	FLUJO DE FASE VAPOR	ENTALPIA (BTU/hr)
<b>ACEITES LUBRICANTES</b>									
NEUTRO LIGERO	321.17	0.4004	0.0433	0.2305	341.04	0.2955	0.7044	227.74	24 509 977
NEUTRO	323.31	0.3929	0.0437	0.2220	384.44	0.3061	0.6940	248.80	27 695 937
NEUTRO PESADO	324.81	0.4633	0.0371	0.2369	201.13	0.2582	0.7417	173.62	19 402 038
PESADO	324.50	0.4643	0.0383	0.2411	195.33	0.2588	0.7411	169.30	18 902 395
CILINDROS	326.84	0.4689	0.0372	0.2247	200.78	0.2556	0.7444	177.26	20 322 432
<b>PARAFINAS DURAS</b>									
NEUTRO LIGERO	326.58	0.3786	0.0371	0.1875	66.79	0.3083	0.6916	40.70	5 463 888
NEUTRO	327.05	0.3886	0.0373	0.1883	56.85	0.3086	0.6913	36.13	4 690 956
NEUTRO PESADO	330.96	0.4492	0.0299	0.1941	28.67	0.2559	0.7441	23.38	3 089 054
PESADO	332.42	0.4389	0.0314	0.1933	34.69	0.2638	0.7362	27.14	3 652 597
CILINDROS	321.71	0.5068	0.0331	0.2205	17.95	0.2514	0.7485	18.45	1 889 501
<b>PARAFINAS BLANDAS</b>									
NEUTRO LIGERO	281.48	0.5565	0.0622	0.3403	47.43	0.2830	0.7169	59.52	3 511 386
NEUTRO	280.76	0.5547	0.0676	0.3462	48.39	0.2922	0.7078	60.28	3 487 952
NEUTRO PESADO	297.73	0.5985	0.0425	0.2860	45.81	0.2488	0.7511	68.28	4 738 062
PESADO	304.75	0.5703	0.0399	0.2679	55.34	0.2492	0.7507	73.44	5 665 121
CILINDROS	280.76	0.6256	0.0575	0.3677	47.39	0.2482	0.7517	79.19	4 473 857

## Rectificación del Vapor Liberado de las Corrientes de Aceites Lubricantes .-

Las corrientes de salida de la válvula de expansión correspondientes a los aceites lubricantes se llevan a rectificación de la fase vapor liberada dentro de una columna de separación, utilizándose además, reflujo con solvente seco en la zona de enriquecimiento.

Dicha columna, al igual que las dos primeras estará provista por dos platos en la sección de rectificación y operará bajo una relación de reflujo interno del dos por ciento molar ( $\Psi = 0.02$ ).

Para la determinación de las propiedades de las corrientes en torno a este equipo se procede como en las etapas anteriores de vaporización.

Primero se determina la eficiencia de la columna que, según los cálculos realizados siguiendo el método descrito en la página viii.p-126 resulta ser de 59% para los cinco casos de aceites (ver tabla viii.4.t-29).

Con la eficiencia de la columna estimada en 0.59 se construye el diagrama de pseudoequilibrio para el sistema Mek-Tol que se representa en la página viii.p-170. Los datos de equilibrio se toman de la tabla viii.4.t-10 (página viii.p-123).

El diagrama de entalpía concentración que es útil para la resolución de los balances de materia y energía en la sección de rectificación corresponde al que se presentó durante la caracterización del equipo de la primera etapa de vaporización.

La linealización de la curva de pseudoequilibrio en el rango que comprende las composiciones de todas las fases de vapor presentes en las corrientes de entrada a la válvula da lugar a la siguiente expresión:  $Y_{MEK} = 0.063 + 1.4545 X_{MEK}$ , con rango de aplicabilidad desde  $0.22 < Y_{MEK} < 0.30$ .

En tanto que las ecuaciones lineales para el cálculo de entalpías son:  $\bar{h} = 6960 - 4923.08 X_{MEK}$ ; aplicabilidad:  $0.08 < X_{MEK} < 0.23$ .  
 $\bar{H} = 21540 - 3666.67 Y_{MEK}$ ; aplicabilidad:  $0.10 < Y_{MEK} < 0.44$ .

viii.4.t-29.- Eficiencia Global de la Columna de Tercera Etapa de Vaporización  
de Aceites Lubricantes .

	$T_{vap}$	$T_{domo}$	$T_{prom}$	$(X_M)_{VF}$	$\mu_{MEK}$	$(X_T)_{VF}$	$\mu_{TOL}$	$\mu_{\Sigma}$	eficiencia $\eta$
Neutro Ligero	321.17	225	273	0.2955	0.1550	0.7044	0.1970	0.1849	0.5900
Neutro	323.31	225	274	0.3061	0.1500	0.6940	0.1970	0.1845	0.5900
Neutro Pesado	324.81	227	276	0.2582	0.1530	0.7417	0.1950	0.1841	0.5900
Pesado	324.50	227	276	0.2588	0.1530	0.7411	0.1950	0.1841	0.5900
Cilindros	326.84	227	277	0.2556	0.1530	0.7444	0.1920	0.1820	0.5850
Unidades	°F	°F	°F		cpoise		cpoise	cpoise	%

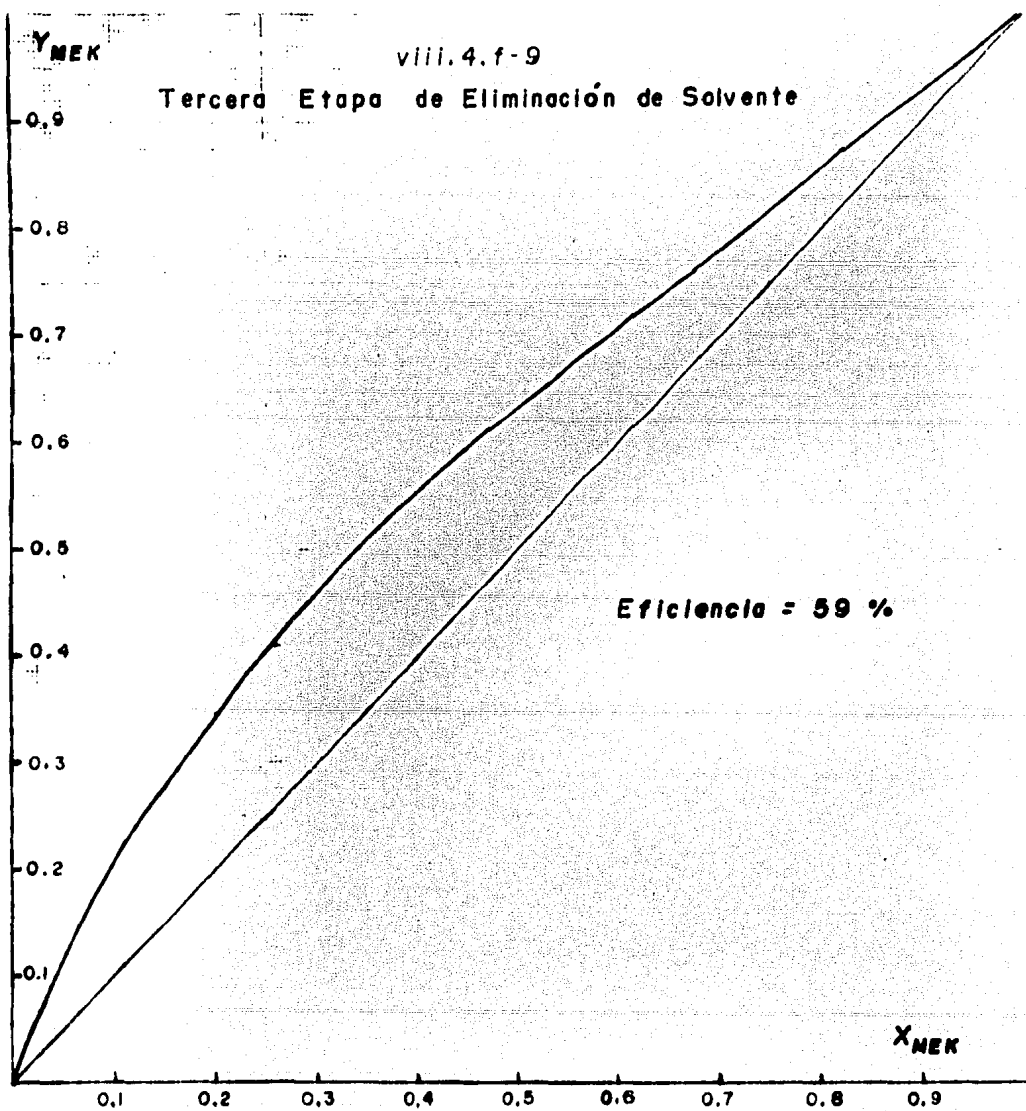
Notas:

(1) (2) (3)

- 1).- Temperatura de entrada de la corriente de vapor a la zona de rectificación del equipo. Dato tomado de la tabla viii.4.t-28 .
- 2).- Temperatura en el domo de la columna. Leída del diagrama de temperatura vs. - composición en fase líquida  $(X_{Mek})$  para el sistema binario Mek-Tol a 16.5 psia. La fracción molar de la metil-etil-cetona con la que se obtiene el valor de la temperatura corresponde a la composición del líquido en equilibrio con el vapor de composición  $Y_M = (X_M)_{VF}$  .
- 3).- Fracción mol de la Mek en una fase líquida hipotética con composición igual a - la de la corriente de alimentación a la sección de rectificación  $(V_P)$

viii.4.f-9

Tercera Etapa de Eliminación de Solvente



Curva de Pseudoequilibrio Sistema Binario Mek-Tol a 16.5 psia



viii.p-171

viii.4.t-30.- Características de Flujo de Corrientes. Tercera Etapa de Vaporización de Aceites Lubricantes.									
	F	$(\Psi/R/V_F)$	$\Psi$	$V_F$	R	$V_1$	$L_2$	B	
ACEITES LUBRICANTES									
NEUTRO LIGERO	568.79	1.0971	0.0219	227.74	4.5549	227.30	4.9974	346.06	
NEUTRO	633.24	1.0970	0.0219	248.48	4.9760	248.32	5.4585	389.90	
NEUTRO PESADO	374.75	1.0980	0.0220	173.62	3.4724	173.20	3.8127	204.94	
PESADO	364.63	1.0980	0.0220	169.30	3.3860	168.97	3.7177	199.05	
CILINDROS	378.04	1.0981	0.0220	177.26	3.5453	176.92	3.8931	204.67	

viii.4.t-31.- Fracciones Molares de Corrientes. Tercera Etapa de Vaporización de - Aceites Lubricantes.								
	$(X_M)_R$	$(Y_M)_1$	$(X_M)_F$	$(X_T)_F$	$(X_M)_2$	$(X_T)_2$	$(X_M)_B$	$(X_T)_B$
NEUTRO LIGERO	0.5236	0.2955	0.0433	0.2305	0.1598	0.8402	0.0450	0.2393
NEUTRO	0.5336	0.3061	0.0437	0.2220	0.1671	0.8329	0.0454	0.2306
NEUTRO PESADO	0.4935	0.2582	0.0371	0.2369	0.1342	0.8658	0.0389	0.2486
PESADO	0.4935	0.2582	0.0383	0.2411	0.1346	0.8654	0.0401	0.2528
CILINDROS	0.4935	0.2556	0.0372	0.2247	0.1324	0.8676	0.0390	0.2369

$(Y_T)_1 = 1 - (Y_M)_1$  ;  $(X_M)_F = 1 - (X_M)_F - (X_T)_F$  ;  $(X_M)_2 = 0$  ;  $(X_M)_B = 1 - (X_M)_B - (X_T)_B$   
 $(Y_M)_1 = 0$  .  $(X_M)_R = 0$  .

La temperatura de las corrientes de fondo de la columna se determinan empleando las ecuaciones  $h = f(T)$  reportadas en la tabla viii.4.t-25 en conjunción con el método descrito al caracterizar la operación en la columna de la primera etapa de eliminación de solvente.

viii.4.t-32.- Temperatura de Fondo de Columna de Vaporización. Tercera Etapa de Eliminación de Disolvente para Aceites Lubricantes						
	$T_{VAP}$	$T_{L_2}$	$h_{L_2}$	$h_{L_F}$	$h_B$	$T_B$
NEUTRO LIGERO	321.17	225.00	48 218	18 315 147	18 363 364	320.80
NEUTRO	323.31	225	52 666	20 912 028	20 964 694	322.96
NEUTRO PESADO	324.81	227	37 190	14 635 720	14 672 909	324.46
PESADO	324.50	227	32 263	14 260 370	14 296 633	324.15
CILINDROS	326.84	227	37 974	15 469 714	15 507 688	326.50
unidades	°F	°F	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	°F

El aceite lubricante resultante, con un menor contenido de solvente de dilución, cuyas propiedades han sido especificadas en las tablas viii.4.t-30, viii.4.t-31 y viii.4.t-32, se envía a una etapa ulterior para la eliminación de los restos de agente desparafinante, que consiste en una destilación por arrastre de vapor, utilizando vapor de agua como medio de separación.

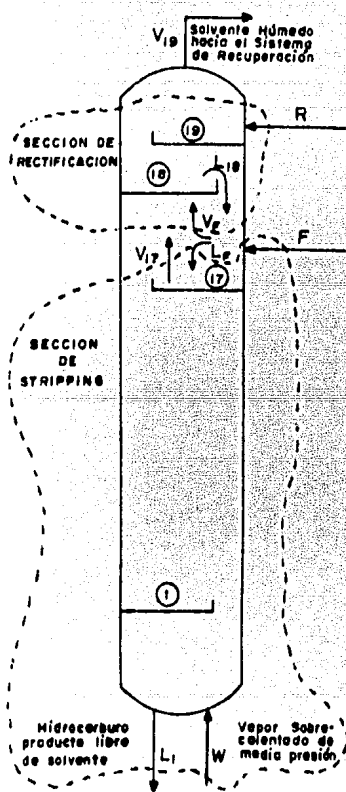
En el caso de los dos tipos de parafinas, las corrientes bifásicas que se recuperan a la salida de las válvulas de expansión corresponden a la carga de alimentación a las respectivas columnas despojadoras.

A continuación se describen las características principales del tratamiento de aceites y parafinas en la etapa de rectificación con vapor de agua.

viii.4.4.- Columna de Despojamiento de Solvente de Hidrocarburos Producto.

Destilación por Arrastre con Vapor.-

La corriente de entrada a las columnas de rectificación con vapor está conformada, en el caso de las parafinas, por las fases líquida y vapor que se separan en la válvula de expansión, mientras que en el caso de los aceites se trata del producto de fondos de la columna de la tercera etapa de vaporización.



El equipo en que se efectúa esta operación es una columna de destilación dividida en dos secciones:

Sección de stripping donde se lleva a cabo el arrastre de las moléculas de las sustancias ligeras presentes en la corriente de aceite o parafinas diluido; y la sección de rectificación en la que, con uso de disolvente húmedo como reflujo, se reintegran a la corriente líquida los hidrocarburos ligeros evaporados del aceite o parafina en tratamiento.

La alimentación (F) se hace sobre el último plato de la sección de stripping.

La transferencia de masa en la sección inferior de la columna se lleva a cabo prácticamente en una sola dirección (esta es una característica de los procesos de absorción y stripping). Por lo tanto, la relación L/V cambia rápidamente a lo largo de la columna si una cantidad importante de material es transferida.

En la destilación por arrastre con vapor (sección inferior del equipo), las moléculas de disolvente presentes en la alimentación líquida  $L_1$  pasan a la fase gaseosa constituida por vapor sobrecalentado.

lentado (W) que se hace fluir a contracorriente, mientras que la transferencia del vapor de agua a la fase líquida es prácticamente nula. Esto provoca que el flujo de la fase de aceite disminuya y que el de la fase vapor aumente a medida que ellas pasan a través de la columna. Además de este efecto (L/V variable), la transferencia unidireccional de materia crea efectos térmicos que deben ser considerados. El material transferido sufre un cambio de fase y los calores de vaporización están involucrados.

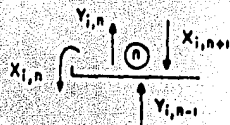
El calor de vaporización de los componentes ligeros en su paso a la fase gaseosa es suministrado por el contenido de calor sensible de la fase líquida. Consecuentemente, la temperatura del líquido descendente decrece en su paso por el equipo.

En la zona de rectificación se predice una transferencia bidireccional de materia debido a que la corriente ascendente contiene algunos elementos más pesados con respecto a los que se alimentan en la corriente de reflujo, el cual, por otra parte, también contiene compuestos más ligeros que los de la fase vapor que llega al plato 18.

Si representamos cualquier plato teórico de la sección de stripping con el subíndice "n", las ecuaciones de equilibrio de fases general para dicha etapa serán:

$$Y_{i,n} = K_{i,n} X_{i,n}$$

$$L_n (X_{i,n} - X_{i,n+1}) = V_n (Y_{i,n-1} - Y_{i,n})$$



Combinando estas dos expresiones se obtiene:

$$\frac{V_n}{L_n} K_{i,n} = \frac{X_{i,n} - X_{i,n+1}}{X_{i,n-1} - X_{i,n}}$$

El término de la derecha se conoce como "factor de stripping",  $S_i$ , o "factor de despojamiento".

Existen algunos métodos cortos para la caracterización de las condiciones de operación de columnas de destilación con arrastre de vapor sin reflujo. Dichos procedimientos utilizan el factor de stripping definido en el párrafo anterior.

Los valores de  $S_i$  varían a lo largo del equipo de separación tanto por efectos térmicos (cambios de temperatura) como por variaciones en las relaciones de flujo ( $V/L$ ). El uso de un factor de stripping representativo (denominado en la literatura como factor de stripping efectivo) es la base para el establecimiento de los métodos cortos. Los dos métodos más ampliamente conocidos para la predicción de un factor de stripping representativo son el de Edmister y el de Horton y Franklin.

**Método de Horton y Franklin.\***

1.- Se asume un valor de  $f_i$  (relación de recuperación entre domo y fondo) para cada componente:

$$f_i = (\text{moles del componente } i \text{ recuperadas por el domo de la columna} - V_N Y_N) \div (\text{moles del componente } i \text{ recuperadas por la corriente del fondo} - L_1 X_1)$$

Estas suposiciones proveen de los datos necesarios para realizar un balance de materia inicial, obteniéndose las moles recuperadas en las corrientes de salida de cada sustancia ( $L_1 X_1$  y  $V_N Y_N$ ).

2.- Un balance de entalpía global es hecho para obtener una estimación preliminar de la temperatura del fondo de la columna. Para efectuar dicho balance es necesario suponer la temperatura del vapor que abandona la etapa superior. Generalmente es suficientemente adecuado asumir un valor entre 5 y 10°F más bajo que la temperatura de entrada de la fase líquida en el caso de operaciones de stripping con vapor sobrecalentado.

3.- Una vez que las relaciones de flujo ( $V/L$ ) y las temperaturas en los extremos de la columna han sido fijados, el perfil de variación de ambos parámetros a lo largo del equipo debe ser estimado. Horton y Franklin sugieren que el porcentaje rectificado en cada plato a través de la columna puede ser considerado constante y que el cambio de temperatura es proporcional a las cantidades de materia transferidas. Estas suposiciones son expresadas matemáticamente de la siguiente manera:

\*El método es aplicable a un equipo de separación con "N" platos teóricos numerados de abajo hacia arriba.

$$\left( \frac{L_1}{L_{N+1}} \right)^{1/N} = \frac{L_n}{L_{n+1}}$$

$$\frac{T_{N+1} - T_n}{T_{N+1} - T_1} = \frac{L_{N+1} - L_n}{L_{N+1} - L_1}$$

donde :

N = número total de platos del equipo de separación.

T = temperatura de etapa teórica, °F.

L = flujo molar de la fase líquida.

Subíndices :

N + 1 = etapa teórica "N+1" que corresponde a la alimentación en fase líquida a la columna.

n = etapa teórica de orden "n".

n + 1 = etapa teórica de orden "n + 1".

1 = etapa teórica de orden "1" correspondiente al extremo inferior de la torre.

4.- Un factor de stripping para cada componente en cualquier etapa teórica puede ser calculado una vez que la temperatura y la relación V/L de dicha etapa ha sido estimada a partir de las ecuaciones anteriores. Deberá aplicarse algún criterio para la selección del punto dentro de la columna donde el factor de stripping representativo ha de ser evaluado.

Horton y Franklin encontraron que el factor de stripping efectivo conviene calcularlo en la etapa en que la transferencia del componente en cuestión llega a ser marginal, esto es, en el plato teórico donde se lleva a cabo la transferencia de la mayor cantidad de cada sustancia. Ambos autores sugieren las siguientes guías para la estimación de la etapa en la que debe ser evaluado  $S_i$  :

$S_i$ :	0-0.1	0.1-0.4	0.4-1.0	1.0-4.0	>4.0
n/N :	1.0	0.9	0.8	0.7	0.6

El factor de recuperación queda definido entonces como :

$$f_1 = \frac{(1 - S_1^N) + q_1 (S_1^N - S_1)}{(1 - S_1^{N+1})}$$

$q_i$  en la última ecuación es la fracción del componente  $i$  que entra en el líquido a rectificar.

Para un componente que entra solamente en la corriente  $L_{N+1}$ ,  $q_i = 1.0$ , mientras que para un elemento que solo se encuentre en el vapor de rectificación, este parámetro toma el valor de cero.

Las relaciones de recuperación calculadas pueden ser usadas para evaluar la fracción de cada componente que abandonan la torre por las corrientes de salida  $L_1$  y  $V_N$ :

$$L_1 X_1 = f (V_0 Y_0 + L_{N+1} X_{N+1}).$$

$$V_N Y_N = (1-f) (V_0 Y_0 + L_{N+1} X_{N+1}).$$

Las recuperaciones calculadas deben ser checadas contra los valores obtenidos en el paso 1 originalmente asumidas para cada componente. Si la concordancia no es suficiente, los cálculos deben ser repetidos a partir del paso 2 con los nuevos valores de  $L_1 X_1$  y  $V_N Y_N$ .

Después de unas cuantas iteraciones se logra obtener una muy buena aproximación a las recuperaciones reales en el domo y fondo del equipo a pesar de que los perfiles calculados para  $L/V$  y  $T$  difieran un poco de los valores empíricos.

#### Método de Edmister.-

Este procedimiento para la estimación de los factores de stripping efectivos es más fácil de usar y requiere menos juicio que los métodos de Horton y Franklin. Edmister sugiere la siguiente expresión para calcular los valores de  $S_i$  representativos en una columna de  $N$  etapas teóricas:

$$S_i = \sqrt{S_{i,N} (S_{i,1} + 1) + 0.25} - 0.5$$

La exactitud de los procedimientos anteriores para la predicción del comportamiento de columnas de destilación por arrastre con vapor es muy buena, encontrándose una gran concordancia con los resultados obtenidos utilizando los métodos rigurosos de cálculo. Una variación menor al 1 % de la composición de las corrientes en los extremos de la columna es muy común, especialmente cuando

do el gas de stripping es completamente insoluble en la corriente a rectificar.

Reflujo en Columnas de Rectificación de Aceites y Parafinas.

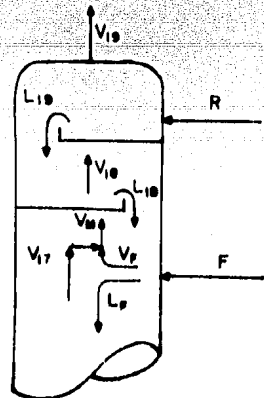
En cada una de las torres en que se lleva a cabo la destilación por arrastre con vapor de los productos principales, el vapor liberado contiene algunas trazas de hidrocarburos ligeros que se evaporan durante la operación de separación del disolvente.

Para obtener una corriente formada exclusivamente por disolvente y agua, y reintegrar las pequeñas cantidades de hidrocarburos a la corriente del fondo de los equipos mencionados, se propone la utilización de un reflujo con disolvente húmedo proveniente del sistema de recuperación del agente desparafinante. La composición de esta última corriente depende de las características de operación de dicho sistema las cuales serán discutidas posteriormente.

El reflujo de que se provee a las columnas de rectificación es agente desparafinante saturado con agua a 130°F. La cantidad de agua de saturación depende de la concentración de Mek y Tolueno en la mezcla y puede ser obtenida a partir del diagrama de miscibilidad de agua en mezclas Mek-Tol (página viii.p-220).

El caudal de la corriente de reflujo es función de la concentración de hidrocarburos ligeros en la fase vapor  $V_n$  a rectificar, asentándose un 2% molar para los casos en que dicha concentración es elevada.

La figura lateral representa la operación de la sección de rectificación de las columnas de destilación por arrastre. La alimentación a esta zona es la corriente  $V_{17} + V_r$ . El reflujo  $R$  será de 2% molar para todos los casos. Las ecuaciones de balance de materia y energía se presentan a continuación:





Ecuaciones para la caracterización de las condiciones de operación en la sección de rectificación de las columnas de destilación por arrastre con vapor de aceites lubricantes y parafinas .

A.- Ecuaciones de Balance de materia .-

	General	For componente
plato 19	$R + V_{19} = L_{19} + V_{19}$	$Y_M V_M + X_{19} L_{19} = Y_{19} V_{19} + X_{19} L_{19}$
plato 18	$V_M + L_{18} = V_{18} + L_{18}$	$Y_{18} V_{18} + X_M R = X_{18} L_{18} + Y_{18} V_{18}$

B.- Relaciones de pseudo-equilibrio .-

For componente :		Acotaciones
plato 19	$Y_{19} = X_{19} [\eta (K_i - 1) + 1]$	$\eta$ = Eficiencia global de la columna. $K_i$ = Coeficiente de equilibrio del componente i.
plato 18	$Y_{18} = X_{18} [\eta (K_i - 1) + 1]$	

C.- Ecuaciones para Balance de Energía .-

Por corriente :

plato 19	$\bar{H}_{19} V_{19} + \bar{H}_R R = \bar{h}_{19} L_{19} + \bar{H}_{19} V_{19}$
plato 18	$\bar{H}_M V_M + \bar{h}_{18} L_{18} = \bar{H}_{18} L_{18} + \bar{H}_{18} V_{18}$

En las dos últimas expresiones, las entalpías molares en fase líquida ( $\bar{h}$ ) y en fase vapor ( $\bar{H}$ ) son calculadas a partir de las siguientes expresiones :

$$\bar{h} = X_{MEK} (34.603 + 0.0364 T) T + X_{TOL} (33.156 + 0.0433 T) T + X_W [3241.26 + 18 (T - 212)] + X_M (m_M T + b_M)$$

$$\bar{H} = Y_{MEK} [(34.603 + 0.0364 T) T + 19611 - 27.638 T] + Y_{TOL} [(33.156 + 0.0433 T) T + 19157 - 19.955 T] + Y_W [8.424 \cdot (T - 300) + 21456] + Y_M (M_M T + B_M)$$

Donde  $X_W$  y  $Y_W$  son las fracciones molares del agua en fase líquida y fase vapor respectivamente;  $m_M$  y  $M_M$  son las pendientes de las ecuaciones linealizadas para la obtención de las entalpías molares de hidrocarburos según página viii.p-159, mientras que  $b_M$  y  $B_M$  son las correspondientes ordenadas al origen de dichas ecuaciones.

Mótese en la figura de la página anterior que la corriente en fase vapor que entra a la sección de rectificación ( $V_M$ ) corresponde a la combinación de las corrientes  $V_{17}$  y  $V_{18}$ . De la misma manera, la -

entrada a la zona de stripping es igual a la suma de las corrientes  $L_{10}$  y  $L_F$ , que denominaremos aquí como  $L_{N+1}$ .

#### Metodología para la Resolución de los Balances de Materia y - Energía .-

El procedimiento que se propone para la caracterización de las corrientes de proceso en torno a la columna de destilación por arrastre con vapor consta de los siguientes pasos :

a).- Cálculos Preliminares .- Inicialmente se caracteriza la operación de la sección inferior de la columna rectificadora sin tomar en cuenta la zona de rectificación con reflujo húmedo, posteriormente por consideraciones adicionales, se logrará la evaluación completa de la columna .

#### a.1.- Sección de Stripping .-

1.- Evaluar los coeficientes de equilibrio ( $K_{MSK}$ ,  $K_{TOL}$  y  $K_M$ ) a la presión de operación y a temperaturas ligeramente inferiores a las correspondientes a la corriente de alimentación (F) al equipo de separación . Tabla viii.4.t-33 .

2.- Con la composición de la fase líquida alimentada a la torre ( $L_F = L_{N+1}$ ), determinar la eficiencia global de la zona de stripping, utilizando para esto la viscosidad de la mezcla líquida ( $L_F$ ) a una temperatura promedio supuesta para esta parte del equipo . Tabla viii.4.t-34 .

3.- Suponer un caudal de flujo para la corriente de vapor de arrastre ( $V_0$ ), el cual es vapor sobrecalentado de media presión cuyas características han sido señaladas en el capítulo VI cuando se discutieron las propiedades de los servicios auxiliares disponibles.

4.- Suponiendo que todo el disolvente es transferido a la fase vapor que sale por la parte superior de la sección, y que la corriente  $L$ , está formada exclusivamente por el hidrocarburo alimentado a la columna de destilación, realizar el balance de materia inicial para la sección de stripping :

domo :

Fondo :

$$L = L_F = L_{N+1}$$

$$L = L_1 = L_{N+1} X_H$$

$$V = V_N = V_o + L_{N+1} \cdot (X_M + X_T)$$

$$V = V_o$$

5.- Considerando sistema isotérmico y utilizando la ecuación de Edmister, calcular valores representativos de  $S_{i,j}$ ; para dicha ecuación :

$$S_{i,N} = K_i (V_N/L_N) \approx K_i (V_N/L_{N+1}) \quad ; \quad y$$

$$S_{i,1} = K_i (V_1/L_1) \approx K_i (V_o/L_1)$$

Donde el subíndice "N" representa la etapa teórica superior - de la zona de stripping y la corriente  $L_{N+1}$ , corresponde en estos cálculos preliminares a la corriente  $L_F$ , es decir, se considera - que la corriente  $L_{1\beta}$  proveniente de la zona de rectificación con solvente húmedo es igual a cero .

6.- Utilizando los coeficientes de stripping calculados en el paso anterior, evaluar las relaciones de recuperación correspondientes,  $f_i$ , para cada componente, y aplicando las ecuaciones respectivas, obtener las moles de cada sustancia recuperadas en las corrientes de domo y fondo de la sección de stripping ( $V_N Y_N$  y  $- L_1 X_1$ ), tabla viii.4.t-35. En la determinación de cada  $f_i$ , el exponente al que debe ser elevado el factor efectivo de stripping es el número de platos teóricos de la sección inferior de la columna ( $N = 17$  platos reales  $\cdot$  eficiencia ) .

7.- Utilizando el factor  $(L_1/L_{N+1})^{1/N}$  determinar el perfil de variación del flujo molar en fase líquida  $L_n$  a lo largo de la columna. Un sencillo balance de materia por plato teórico da la posibilidad de obtener también el perfil de flujos molares de la fase vapor,  $V_n$  .

8.- Suponer una temperatura de la corriente en fase vapor de la etapa superior de la zona de stripping ( $T_N$ ) y realizar el balance térmico para determinar la temperatura de la corriente l. - Si se obtienen valores lógicos de esta última variable ( $T_1 < T_N$ ), el flujo de vapor supuesto en la etapa 3 es procedente. Si  $T_1 > T_N$  hay que regresar a dicho paso con otra suposición para  $V_o$ . La ecuación básica para el balance de energía es la siguiente :

$$h_{L_i} = h_{L_{N+1}} + H_{VM} - u_{VM}$$

Una vez determinada la entalpía de la corriente  $L_i$ , por medio de la expresión anterior, se procede a la estimación de la temperatura de dicho fluido utilizando un método similar al descrito en la página viii.p-24. Realizando ensayos con distintas suposiciones de  $T_M$  se obtiene prácticamente la misma temperatura  $T_i$ .

9.- Calcular el perfil de temperaturas a la largo de la zona de stripping. Si se obtienen perfiles regulares, entonces la suposición de  $T_M$  en el paso 8 es buena. Ver tabla viii.4.t-36.

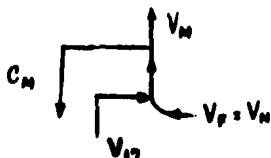
10.- Con dichos perfiles se pueden obtener los valores de  $V/L$  y  $K_i$  en la etapa que recomiendan Horton y Franklin para el cálculo de los nuevos factores de stripping ( $S_i$ ). A partir de ellos se evalúan las recuperaciones  $L_i X_i$  y  $V_N Y_N$  corregidas, tabla viii.4.t-37. Si no varían mucho respecto a las calculadas por el método de Edmister, - se ha logrado una caracterización preliminar aceptable de la zona de stripping.

11.- Finalmente se obtiene el flujo, composición, temperatura y contenido calorífico de la fase vapor que entra a la sección de rectificación ( $V_M$ ) utilizando las siguientes expresiones:

$$\text{Balance de materia: } V_M = V_{17} + V_F = V_N + V_F$$

Las dos ecuaciones anteriores son la misma solo que la primera de ellas está expresada en etapas reales, mientras que la segunda - igualdad se refiere a etapas teóricas.

La corriente en fase vapor que abandona el plato superior de la zona de stripping se combina con la fase vapor alimentada  $V_F$  a la columna, dando lugar a la corriente  $V_M$  que llega como carga de alimentación al plato dieciocho; debido a que la temperatura de la corriente ascendente  $V_{17}$  es menor a la de  $V_F$  que, por otra parte se encuentra en su punto de rocío, puede haber una condensación durante el mezclado isoentálpico de ambos flujos, este condensado ( $C_M$ ) -



se sumará a las corrientes  $L_{M+1}$  y  $L_{18}$  para dar la carga real de alimentación a la sección de stripping. (Redacción continúa en viii.p-196).

## viii.4.t-33.a.- Coeficientes de Equilibrio .

Aceites Lubricantes  
a 14.5 psia.

T (°F)	270	280	290	300	310	320	330	
NEUTRO LIGERO								
$K_N$	2.8687	4.5698	7.1706	11.092	16.922	25.478	37.871	$10^{-6}$
$K_{MEK}$	4.6742	5.2424	5.8539	6.5087	7.2071	7.9500	8.7352	
$K_{TOL}$	1.9217	2.1842	2.4716	2.7849	3.1247	3.4919	3.8875	
NEUTRO								
$K_N$	0.8724	1.4359	2.3257	3.7097	5.8303	9.0350	13.813	$10^{-6}$
$K_{MEK}$	4.6752	5.2436	5.8552	6.5101	7.2086	7.9516	8.7370	
$K_{TOL}$	1.9220	2.1845	2.4719	2.7853	3.1252	3.4924	3.8881	
NEUTRO PESADO								
$K_N$	0.1936	0.3696	0.6914	1.2684	2.2840	4.0400	7.0234	$10^{-8}$
$K_{MEK}$	4.6607	5.2276	5.8376	6.4907	7.1874	7.9285	8.7119	
$K_{TOL}$	1.9178	2.1799	2.4667	2.7795	3.1187	3.4852	3.8802	
PESADO								
$K_N$	0.4289	0.8469	1.6367	3.1000	5.7576	10.494	18.786	$10^{-9}$
$K_{MEK}$	4.4884	5.0369	5.6274	6.2601	6.9353	7.6539	8.4139	
$K_{TOL}$	1.8691	2.1252	2.4057	2.7116	3.0436	3.4023	3.7891	
CILINDROS								
$K_N$	0.5012	1.0520	2.1576	4.3283	8.5001	16.357	30.861	$10^{-10}$
$K_{MEK}$	4.4535	4.9982	5.5848	6.2133	6.8841	7.5982	8.3534	
$K_{TOL}$	1.8597	2.1146	2.3939	2.6985	3.0290	3.3862	3.7714	
Notas: Datos para la evaluación preliminar de la zona de stripping. Columnas de destilación por arrastre de vapor de aceites y - parafinas .								

viii.4,t-33.b.- Coeficientes de Equilibrio . Parafinas Duras .  
a 14.5 psia .

T (°F)	270	280	290	300	310	320	330	
NEUTRO LIGERO								
$K_H$	0.2863	0.4561	0.7157	1.1071	1.6891	2.5432	3.7803	$10^{-5}$
$K_{MEK}$	4.7830	5.3628	5.9865	6.6541	7.3659	8.1229	8.9228	
$K_{TOL}$	1.9541	2.2205	2.5121	2.8300	3.1746	3.5469	3.9480	
NEUTRO								
$K_H$	0.8709	1.4336	2.3219	3.7038	5.8312	9.0210	13.792	$10^{-6}$
$K_{MEK}$	4.7291	5.3032	5.9208	6.5821	7.2873	8.0373	8.8299	
$K_{TOL}$	1.9379	2.2024	2.4919	2.8075	3.1497	3.5194	3.9178	
NEUTRO PESADO								
$K_H$	0.1934	0.3691	0.6906	1.2669	2.2813	4.0352	7.0152	$10^{-8}$
$K_{MEK}$	4.7247	5.3094	5.9277	6.5896	7.2954	8.0462	8.8396	
$K_{TOL}$	1.9397	2.2043	2.4940	2.8099	3.1524	3.5223	3.9211	
PESADO								
$K_H$	0.4286	0.8460	1.6351	3.0967	5.7519	10.484	10.877	$10^{-9}$
$K_{MEK}$	4.5506	5.1056	5.7032	6.3433	7.0262	7.7530	8.5215	
$K_{TOL}$	1.8863	2.1444	2.4271	2.7355	3.0700	3.4315	3.8212	
CILINDROS								
$K_H$	0.5014	1.0522	2.158	4.3293	7.0446	11.636	30.867	$10^{-10}$
$K_{MEK}$	4.5435	5.0978	5.6946	6.3339	7.0159	7.7418	8.5093	
$K_{TOL}$	1.8843	2.1423	2.4247	2.7328	3.0670	3.4282	3.8176	

Notas: Datos para la evaluación preliminar de la zona de stripping .  
Columnas de destilación por arrastre de vapor de aceites y -  
parafinas .

## viii.4.t-33.c.- Coeficientes de Equilibrio .

Parafinas Blandas  
a 14.5 psia

T (° F)	260	270	280	290	300	310	320	
NEUTRO LIGERO								
$K_N$	0.1783	6.2884	0.4594	0.7208	1.1149	1.7009	2.5607	$10^{-5}$
$K_{MEK}$	4.1123	4.6341	5.1980	5.8050	6.4551	7.1484	7.8861	
$K_{TOL}$	1.6723	1.9101	2.1711	2.4569	2.7687	3.1067	3.4720	
NEUTRO								
$K_N$	0.5244	0.8776	1.4443	2.3390	3.7307	5.862	9.0849	$10^{-6}$
$K_{MEK}$	4.0650	4.5814	5.1398	5.7408	6.3846	7.0714	7.8022	
$K_{TOL}$	1.6589	1.8949	2.1542	2.4380	2.7476	3.0834	3.4463	
NEUTRO PESADO								
$K_N$	0.9940	1.9380	3.6996	6.9210	12.697	22.863	40.439	$10^{-9}$
$K_{MEK}$	4.1213	4.6440	5.2090	5.8171	6.4683	7.1629	7.9019	
$K_{TOL}$	1.6749	1.9130	2.1744	2.4606	2.7727	3.1112	3.4769	
PESADO								
$K_N$	0.2127	0.4292	0.8457	1.6375	3.1013	5.7601	10.499	$10^{-9}$
$K_{MEK}$	3.9908	4.4990	5.0485	5.6402	6.2742	6.9507	7.6707	
$K_{TOL}$	1.6385	1.8720	2.1284	2.4093	2.7156	3.0480	3.4072	
CILINDROS								
$K_N$	0.2341	0.5032	1.0561	2.1659	4.3447	8.5318	16.417	$10^{-10}$
$K_{MEK}$	3.9227	4.4233	4.9647	5.5478	6.1727	6.8397	7.5498	
$K_{TOL}$	1.6205	1.8517	2.1056	2.3838	2.6873	3.0166	3.3726	

Notas: Datos para la evaluación preliminar de la zona de stripping .  
Columnas de destilación por arrastre de vapor de aceites y -  
parafinas .

981-p-1114

viii.4.t-34.- Cálculo de la eficiencia Global de la Sección de Stripping de las - Columnas de Destilación por Arrastre de Vapor.									
VISCOSIDADES ( $\mu$ ) EN CENTIPOISES. EFICIENCIA ( $\eta$ ) EN FRACCIÓN.									
	T (°F)	$X_{MEK}$	$M_{MEK}$	$X_{TOL}$	$M_{TOL}$	$X_H$	$M_H$	$M_E$	$\eta$
ACEITES LUBRICANTES									
NEUTRO LIGERO	310	0.0450	0.1390	0.2393	0.1770	0.7157	1.6890	1.2574	0.28
NEUTRO	310	0.0454	0.1390	0.2306	0.1770	0.7240	2.1260	1.5864	0.28
NEUTRO PESADO	315	0.0389	0.1340	0.2486	0.1710	0.7125	4.2130	3.0495	0.22
PESADO	315	0.0401	0.1340	0.2528	0.1710	0.7071	6.9000	4.9276	0.19
CILINDROS	315	0.0390	0.1340	0.2369	0.1710	0.7241	9.4710	6.9037	0.17
PARAFINAS DURAS									
NEUTRO LIGERO	315	0.0371	0.1340	0.1875	0.1710	0.7772	1.5510	1.2425	0.28
NEUTRO	315	0.0373	0.1340	0.1883	0.1710	0.7744	2.2050	1.7447	0.28
NEUTRO PESADO	320	0.0299	0.1290	0.1941	0.1650	0.7760	4.0400	3.1713	0.22
PESADO	320	0.0314	0.1290	0.1933	0.1650	0.7753	6.3300	4.9436	0.19
CILINDROS	310	0.0331	0.1390	0.2205	0.1770	0.7464	9.9710	7.4860	0.17
PARAFINAS BLANDAS									
NEUTRO LIGERO	270	0.0622	0.1692	0.3403	0.2120	0.5975	2.2360	1.4683	0.28
NEUTRO	270	0.0676	0.1692	0.3462	0.2120	0.5862	2.8760	1.7707	0.28
NEUTRO PESADO	290	0.0425	0.1556	0.2860	0.1560	0.6715	5.5040	3.7472	0.22
PESADO	295	0.0399	0.1530	0.2679	0.1510	0.6922	9.5000	6.6225	0.17
CILINDROS	270	0.0575	0.1692	0.3677	0.2120	0.5748	16.2620	9.4351	0.16



viii.4.t-35.- Caracterización de la Zona de Stripping de Columnas de Destilación por Arrastre con Vapor .

Aceites Lubricantes .

Cálculos Preliminares .

SUST	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1} X_{N+1}$	$V_o Y_o$	$L_i X_i$	$V_n Y_n$	$(L_i/L_{N+1}) Y_n$
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	9.7620		$1.749^{-8}$	15.5718		$2.724^{-4}$	15.5715	
Tol	4.2324		$7.952^{-4}$	82.8074		$6.585^{-2}$	82.7415	
Hc	$2.29^{-8}$		0.99997	247.6608		247.6551	$5.6714^{-3}$	
total	-	4.76	-	346.04	350	247.7213	448.3187	0.9322
<b>NEUTRO</b>								
Mek	9.5795		$1.910^{-8}$	17.7015		$3.380^{-4}$	17.7011	
Tol	4.1531		$8.650^{-4}$	89.9109		$7.778^{-2}$	89.8332	
Hc	$7.75^{-8}$		0.99999	282.2876		282.2854	$2.188^{-3}$	
total		4.76	-	389.90	390	282.3635	497.5365	0.9345
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	10.1722		$1.5393^{-4}$	7.9722		$1.2272^{-3}$	7.9709	
Tol	4.4441		$2.9305^{-3}$	50.9481		0.1493	50.7938	
Hc	$4.25^{-8}$		1.00000	146.0198		146.0197	$6.206^{-8}$	
total		3.74		204.94	205	146.1703	263.7596	0.9136
<b>PESADO</b>								
Mek	9.9155		$5.442^{-4}$	7.9819		$4.344^{-3}$	7.9776	
Tol	4.3810		$6.547^{-3}$	50.3198		0.3294	49.9904	
Hc	$1.10^{-8}$		1.00000	140.7483		140.7483	$1.548^{-8}$	
total		3.23		199.05	200	141.0820	257.3680	0.8989
<b>CILINDROS</b>								
Mek	9.6336		$1.286^{-3}$	7.9821		$1.0267^{-2}$	7.9719	
Tol	4.2673		$1.160^{-2}$	48.4863		0.5624	47.9239	
Hc	$1.65^{-9}$		1.00000	148.2015		148.2015	$2.3712^{-7}$	
total		2.89		204.67	205	148.7742	260.8959	0.8955

La corriente  $V_o$  está formada exclusivamente por vapor de agua .

$S_i$  es el factor de stripping efectivo calculado a partir de la ecuación de Edmister .

$N$  es el número de platos teóricos de la sección de stripping .

viii.4.t-35.b.- Caracterización de Corrientes en la Zona de Stripping de Columnas de Destilación por Arrastre.

Cálculos Preliminares .

Parafinas Duras .

Sust.	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1} X_{N+1}$	$V_o Y_o$	$L_i X_i$	$V_n Y_n$	$(L_i/L_{N+1})^{1/N}$
<b>* NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	9.4977	-	$1.987^{-5}$	2.4779	-	$4.924^{-5}$	2.4779	-
Tol	4.1216	-	$8.948^{-4}$	12.5231	-	$1.121^{-2}$	12.5119	-
Hc	$2.59^{-8}$	-	0.99997	51.7890	-	51.7876	$1.341^{-3}$	-
total	-	4.76	-	66.7900	65	51.7989	79.9911	0.9480
<b>NEUTRO</b>								
Mek	9.3572	-	$2.129^{-5}$	2.1205	-	$4.515^{-5}$	2.1205	-
Tol	4.0722	-	$2.440^{-4}$	10.7049	-	$1.011^{-2}$	10.6947	-
Hc	$9.07^{-8}$	-	0.99999	44.0246	-	44.0242	$3.993^{-4}$	-
total	-	4.76	-	56.85	55	44.0344	67.8156	0.9477
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	9.9073	-	$1.694^{-4}$	0.8572	-	$1.452^{-4}$	0.8571	-
Tol	4.9685	-	$1.989^{-3}$	5.5648	-	$1.107^{-2}$	5.5538	-
Hc	$3.89^{-8}$	-	1.00000	22.2479	-	22.2479	$8.654^{-7}$	-
total	-	3.74	-	28.67	30	22.2591	36.4109	0.9346
<b>PESADO</b>								
Mek	9.8269	-	$5.596^{-4}$	1.0893	-	$6.096^{-4}$	1.0887	-
Tol	4.3494	-	$6.688^{-3}$	6.7056	-	$4.844^{-2}$	6.6607	-
Hc	$1.33^{-8}$	-	1.00000	26.8952	-	26.8952	$3.577^{-8}$	-
total	-	3.23	-	34.69	35	26.9406	42.7494	0.9247
<b>CILINDROS</b>								
Mek	9.1200	-	$1.497^{-3}$	0.5941	-	$8.895^{-4}$	0.5933	-
Tol	3.9868	-	$1.383^{-2}$	3.9580	-	$5.473^{-2}$	3.9032	-
Hc	$9.16^{-10}$	-	1.00000	13.3979	-	13.3979	$1.206^{-8}$	-
total	-	2.89	-	17.95	18	13.4535	22.4965	0.9050

- \* La corriente  $V_o$  está formada exclusivamente por vapor de agua .  
 $S_i$  es el factor de stripping efectivo calculado a las condiciones -  
 extremas de la columna, utilizando la ecuación de Edmister .  
 N es el número de platos teóricos de la sección de stripping .

viii.4.t-35.c.- Caracterización de la Zona de Stripping de Columnas de Destilación por Arrastre con Vapor .

Cálculos Preliminares .

Parafinas Blandas .

\*

Sust	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1} X_{N+1}$	$V_0 Y_0$	$L_i X_i$	$V_n Y_n$	$(L_i/L_{N+1})^{1/N}$
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	7.2019	-	$7.139^{-5}$	2.9501	-	$2.106^{-4}$	2.9499	-
Tol	2.9685	-	$3.742^{-3}$	16.1404	-	$6.040^{-2}$	16.0800	-
Hc	$4.48^{-6}$	-	1.00000	28.3394	-	28.3393	$1.270^{-4}$	-
total	-	4.76	-	47.43	48	28.3999	67.0301	0.8979
<b>NEUTRO</b>								
Mek	7.2244	-	$7.037^{-5}$	3.2712	-	$2.302^{-4}$	3.2709	-
Tol	2.9881	-	$3.639^{-3}$	16.7526	-	$6.096^{-2}$	16.6917	-
Hc	$1.38^{-6}$	-	1.00000	28.3662	-	28.3662	$3.915^{-6}$	-
total	-	4.76	-	48.39	49	28.4274	68.9626	0.8943
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	8.2254	-	$3.319^{-4}$	1.9469	-	$6.462^{-4}$	1.9463	-
Tol	3.4793	-	$6.743^{-3}$	13.1017	-	$8.834^{-2}$	13.0133	-
Hc	$9.79^{-8}$	-	1.00000	30.7614	-	30.7614	$3.015^{-7}$	-
total	-	3.74	-	45.81	46	30.8504	60.9596	0.8997
<b>PESADO</b>								
Mek	8.1536	-	$2.039^{-3}$	2.2081	-	$4.503^{-3}$	2.2036	-
Tol	3.5072	-	$1.917^{-2}$	14.8256	-	0.2842	14.5414	-
Hc	$3.24^{-8}$	-	1.00000	38.3063	-	38.3063	$1.226^{-7}$	-
total	-	2.89	-	55.34	55	38.5950	71.7450	0.8828
<b>CILINDROS</b>								
Mek	6.9499	-	$4.329^{-3}$	2.7249	-	$1.197^{-2}$	2.7130	-
Tol	2.9094	-	$3.663^{-2}$	17.4253	-	0.6382	16.7871	-
Hc	$7.91^{-11}$	-	1.00000	27.2398	-	27.2398	$2.724^{-9}$	-
total	-	2.72	-	47.39	47	27.8900	66.5000	0.8229

\* La corriente  $V_0$  está formada exclusivamente por vapor de agua .

$S_i$  es el factor de stripping efectivo calculado aplicando la ecuación de Edmister

N es el número de platos teóricos de la sección de stripping .

viii.4.t-36.a.- Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de Stripping de las Columnas Agotadoras.

Cálculos Preliminares

Aceites Lubricantes.

unidades		$n = 0$ vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76	aceite diluido
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	350	368.02	387.35	403.08	424.98	448.3187	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	247.721	265.74	285.07	305.30	322.7000	346.04
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimensional.	-	1.4856	1.4576	1.4315	1.3897	1.3893	-
T <sub>n</sub>	°F	590	313.23	314.63	316.11	317.70	319.00	320.80
<b>NEUTRO n = 4.76</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	390	409.79	430.97	453.64	472.07	497.5365	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	282.3635	302.15	323.33	346.00	364.4300	339.90
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimensional.	-	1.4513	1.4263	1.4030	1.3644	1.3652	-
T <sub>n</sub>	°F	590	315.71	317.04	318.47	320.00	321.24	322.96
<b>NEUTRO PESADO n = 4.25</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	205	218.82	233.95	250.52	255.04	263.7697	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	146.1703	159.99	175.13	191.69	196.22	204.94
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimensional.	-	1.4970	1.4623	1.4306	1.3305	1.3443	-
T <sub>n</sub>	°F	590	318.66	320.02	321.52	323.15	323.60	324.46
<b>PESADO n = 3.23</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	200	215.87	233.52	238.04	257.968	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	141.0820	156.95	174.60	179.12	-	199.05
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimensional.	-	1.5301	1.4879	1.3633	1.4402	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	317.89	319.60	321.51	322.00	-	324.17
<b>CILINDROS n = 2.89</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	205	222.37	239.62	260.8958	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	143.7742	166.14	189.39	-	-	204.67
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimensional.	-	1.4945	1.4423	1.4227	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	321.11	322.78	324.45	-	-	326.50

viii.4.t-36.b.- Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de Stripping de las Columnas de Destilación por Arrastre  
Cálculos Preliminares . Parafinas Duras .

n = 0

	unidades	vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76	parafina diluida
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	55	67.84	70.84	74.00	76.53	79.9911	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	21.7989	54.04	57.64	60.80	63.33	66.79
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3097	1.2965	1.2838	1.2587	1.2631	-
T <sub>n</sub>	°F	590	323.12	323.78	324.47	325.20	325.78	326.58

NEUTRO

n = 4.76

V <sub>n</sub>	lbmol/hr	55	57.43	60.00	62.70	64.87	67.8156	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	44.0344	46.46	49.03	51.73	53.90	56.85
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3043	1.2914	1.2788	1.2540	1.2582	-
T <sub>n</sub>	°F	590	323.49	324.16	324.88	325.63	326.23	327.05

NEUTRO PESADO

n = 3.74

V <sub>n</sub>	lbmol/hr	30	31.57	33.26	34.59	36.4109	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	22.2591	23.83	25.52	26.85	-	28.67
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4183	1.3957	1.3726	1.3561	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	328.65	329.22	329.82	330.30	-	330.96

PESADO

n = 3.23

V <sub>n</sub>	lbmol/hr	35	37.19	39.57	40.16	42.7494	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	26.9406	29.13	31.51	32.10	-	34.69
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3805	1.3584	1.2745	1.3318	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	329.52	330.34	331.23	331.45	-	332.42

CILINDROS

n = 2.89

V <sub>n</sub>	lbmol/hr	18	19.42	20.81	22.4965	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	13.4535	14.87	16.26	-	-	17.95
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4435	1.3995	1.3835	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	317.35	318.73	320.07	-	-	321.71

viii.4.t-36.c.- Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de Stripping de las Columnas de Destilación por Arrastre.

Cálculos Preliminares .

Parafinas Blandas .

		n = 0						
	unidades	vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76	parafina diluida
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	48	51.23	54.83	58.83	62.22	67.0301	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	28.3999	31.63	35.23	39.23	42.62	47.43
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.8039	1.7335	1.6700	1.5860	1.5727	-
T <sub>n</sub>	°F	590	264.58	267.45	270.65	274.20	277.21	281.48
<b>NEUTRO n = 4.76</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	49	52.36	56.11	60.32	63.89	68.9626	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	28.4274	31.79	35.54	39.75	43.32	48.39
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.8419	1.7650	1.6972	1.6055	1.5919	-
T <sub>n</sub>	°F	590	262.97	265.97	269.31	273.06	276.24	280.76
<b>NEUTRO PESADO n = 3.74</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	46	49.44	53.26	56.41	60.9596	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	30.8504	34.29	38.11	41.26	-	45.81
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.6026	1.5532	1.4802	1.4775	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	290.19	291.92	293.85	295.44	-	297.73
<b>PESADO n = 2.89</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	55	60.13	65.29	71.7450	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	38.5950	43.72	48.88	-	-	55.34
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.5578	1.4934	1.4677	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	295.40	298.26	301.14	-	-	304.75
<b>CILINDROS n = 2.72</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	47	53.00	58.25	66.55	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	27.8900	33.89	39.14	-	-	47.39
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.9003	1.7188	1.7003	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	264.13	269.25	273.72	-	-	280.76

viii. 4.t-37.a.- Corrección de Flujos Molares de Corrientes de Salida de la Zona de Stripping.

Cálculos preliminares .

Aceites Lubricantes .

Just.	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K)T <sub>n</sub>	(S <sub>i</sub> ) <sub>corr</sub>	f <sub>i</sub>	L <sub>i</sub> X <sub>i</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
NEUTRO LIGERO								
Mek	2.86	1.4351	315.90	7.6454	10.9719	1.015 <sup>-5</sup>	1.58 <sup>-4</sup>	15.5716
To1	2.86	1.4351	315.90	3.3413	4.7951	4.55 <sup>-4</sup>	3.77 <sup>-2</sup>	82.7697
Hc.	4.76	1.3893	319.00	2.46 <sup>-5</sup>	3.42 <sup>-5</sup>	0.99997	247.6523	8.464 <sup>-3</sup>
W	-	-	-	-	-	-	-	350
NEUTRO								
Mek	2.86	1.4063	318.27	7.8231	11.0016	1.00 <sup>-5</sup>	1.78 <sup>-4</sup>	17.7013
To1	2.86	1.4063	318.27	3.4289	4.8221	4.44 <sup>-4</sup>	3.99 <sup>-2</sup>	89.8710
Hc	4.76	1.3652	321.24	1.32 <sup>-5</sup>	1.80 <sup>-5</sup>	0.99998	282.283	5.09 <sup>-3</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	390
NEUTRO PESADO								
Mek	2.24	1.4547	320.38	7.9583	11.5769	9.61 <sup>-5</sup>	7.66 <sup>-4</sup>	7.9714
To1	2.24	1.4547	320.38	3.5002	5.0917	1.83 <sup>-3</sup>	9.30 <sup>-2</sup>	50.8551
Hc	4.25	1.3443	323.60	5.11 <sup>-8</sup>	6.87 <sup>-8</sup>	1.00000	145.485	5.63 <sup>-5</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	200
PESADO								
Mek	1.94	1.4904	319.50	7.6180	11.3539	3.56 <sup>-4</sup>	2.84 <sup>-3</sup>	7.9791
To1	1.94	1.4904	319.50	3.3844	5.0441	4.31 <sup>-3</sup>	0.2169	50.1029
Hc	3.23	1.4402	322.00	1.858 <sup>-8</sup>	2.68 <sup>-8</sup>	1.00000	140.7483	3.77 <sup>-5</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	200
CILINDROS								
Mek	1.73	1.4564	322.33	7.7742	11.3223	8.20 <sup>-4</sup>	6.55 <sup>-3</sup>	7.9756
To1	1.73	1.4564	322.33	3.4760	5.0624	7.41 <sup>-3</sup>	0.3591	48.1272
Hc	2.89	1.4227	324.45	2.28 <sup>-9</sup>	3.24 <sup>-9</sup>	1.00000	148.2015	4.74 <sup>-7</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	205

viii.4.t-37-b.- Corrección de Flujos Molares de Corrientes de Salida de la Zona de Stripping.

Cálculos Preliminares .

Parafinas Duras .

Sust.	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K)T <sub>n</sub>	(g <sub>i</sub> ) <sub>corr</sub>	f <sub>i</sub>	L <sub>i</sub> X <sub>i</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
NEUTRO LIGERO								
Mek	2.86	1.2856	324.37	8.4725	10.8922	1.05 <sup>-6</sup>	2.60 <sup>-5</sup>	2.4779
Tol	2.86	1.2856	324.37	3.7222	4.7853	4.59 <sup>-4</sup>	5.75 <sup>-3</sup>	12.5174
Hc	4.76	1.2631	325.78	3.26 <sup>-6</sup>	4.12 <sup>-6</sup>	0.99996	51.7869	2.13 <sup>-3</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	65
NEUTRO								
Mek	2.86	1.2806	324.78	8.4161	10.7777	1.10 <sup>-6</sup>	2.34 <sup>-5</sup>	2.1205
Tol	2.86	1.2806	324.78	3.7129	4.7547	4.72 <sup>-4</sup>	5.06 <sup>-3</sup>	10.6998
Hc	4.76	1.2582	326.23	1.20 <sup>-6</sup>	1.51 <sup>-6</sup>	0.99998	44.0239	6.65 <sup>-4</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	55
NEUTRO PESADO								
Mek	2.24	1.3902	329.36	8.7888	12.2182	7.90 <sup>-6</sup>	6.77 <sup>-6</sup>	0.8571
Tol	2.24	1.3902	329.36	3.8956	5.4157	1.47 <sup>-3</sup>	8.19 <sup>-3</sup>	5.5566
Hc	4.25	1.3561	330.30	7.04 <sup>-6</sup>	9.54 <sup>-6</sup>	1.00000	22.2479	2.12 <sup>-6</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	30
PESADO								
Mek	1.94	1.3597	330.29	8.5438	11.4946	3.43 <sup>-4</sup>	3.73 <sup>-4</sup>	0.0889
Tol	1.94	1.3597	330.29	3.8325	5.21109	3.31 <sup>-3</sup>	2.62 <sup>-2</sup>	6.6794
Hc	3.23	1.3318	331.45	1.09 <sup>-6</sup>	1.45 <sup>-6</sup>	1.00000	26.8952	3.90 <sup>-7</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	35
CILINDROS								
Mek	1.73	1.4114	318.36	7.6228	10.7583	9.46 <sup>-4</sup>	5.62 <sup>-4</sup>	0.5935
Tol	1.73	1.4114	318.36	3.3690	4.7550	8.74 <sup>-3</sup>	3.46 <sup>-2</sup>	3.9234
Hc	2.89	1.3835	320.07	1.67 <sup>-9</sup>	2.31 <sup>-9</sup>	1.00000	13.3979	3.08 <sup>-6</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	18



viii.4.t-37.c.- Corrección de Flujos Molares de Corrientes de Salida de la Zona de Stripping .

Cálculos Preliminares .

parafinas Blandas .

Sust.	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K)T <sub>n</sub>	(S <sub>i</sub> ) <sub>corr</sub>	f <sub>i</sub>	L <sub>i</sub> X <sub>i</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
NEUTRO LIGERO								
Mek	2.86	1.6789	270.20	4.6453	7.7990	4.95 <sup>-5</sup>	1.46 <sup>-4</sup>	2.9500
Tol	2.86	1.6789	270.20	1.9153	3.2156	2.66 <sup>-3</sup>	4.29 <sup>-2</sup>	16.0975
Hc	4.76	1.5727	277.21	2.918 <sup>-6</sup>	4.59 <sup>-6</sup>	1.00000	28.3393	1.30 <sup>-4</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	48
NEUTRO								
Mek	2.86	1.7067	268.84	4.5215	7.7168	5.19 <sup>-5</sup>	1.70 <sup>-4</sup>	3.2710
Tol	2.86	1.7067	268.84	1.8675	3.1873	2.76 <sup>-3</sup>	4.62 <sup>-2</sup>	16.7064
Hc	4.76	1.5919	276.24	1.23 <sup>-6</sup>	1.96 <sup>-6</sup>	1.00000	28.3661	5.55 <sup>-5</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	49
NEUTRO PESADO								
Mek	2.24	1.5357	292.38	5.9721	9.1714	2.24 <sup>-4</sup>	4.36 <sup>-4</sup>	1.9465
Tol	2.24	1.5357	292.38	2.5349	3.8928	4.61 <sup>-3</sup>	6.05 <sup>-2</sup>	13.0412
Hc	3.74	1.4775	295.44	1.01 <sup>-8</sup>	1.49 <sup>-8</sup>	1.00000	30.7614	4.58 <sup>-7</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	46
PESADO								
Mek	1.73	1.5108	297.49	6.1151	9.2387	1.44 <sup>-3</sup>	3.19 <sup>-3</sup>	2.2049
Tol	1.73	1.5108	297.49	2.6387	3.9865	1.38 <sup>-2</sup>	0.2051	14.6205
Hc	2.89	1.4677	301.14	3.27 <sup>-9</sup>	4.80 <sup>-9</sup>	1.00000	38.3063	1.84 <sup>-7</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	55
CILINDROS								
Mek	1.63	1.7860	267.36	4.2911	7.6639	3.418 <sup>-3</sup>	9.31 <sup>-3</sup>	2.7156
Tol	1.63	1.7860	267.36	1.7907	3.1982	2.94 <sup>-2</sup>	0.5138	16.9115
Hc	2.72	1.7003	273.73	6.033 <sup>-11</sup>	1.03 <sup>-10</sup>	1.00000	27.2398	2.72 <sup>-9</sup>
W	-	-	-	-	-	-	0	47

La fracción de  $V_M$  condensada puede ser determinada mediante un balance de materia y energía utilizando las relaciones de equilibrio y empleando el siguiente método:

- 1.- Calcular la entalpía de la mezcla de las corrientes  $V_{17}$  y  $V_F$ :

$$H_I = H_{17} + H_F .$$

- 2.- Suposición de una temperatura para la corriente mezclada, se propone :

$$T_I = \frac{T_{17} V_{17} + T_M V_M}{(V_{17} + V_M)}$$

- 3.- Evaluación de los coeficientes de equilibrio  $K_M$ ,  $K_T$  y  $K_W$  a la temperatura  $T_I$ , ( $K_M \approx 0$ ).

- 4.- Hallar (vía método iterativo) el porcentaje condensado y las composiciones de las fases en equilibrio.

- 5.- Utilizando las ecuaciones de entalpía molar correspondientes, calcular la entalpía de la corriente bifásica, si es igual a  $H_I$ , todo está correcto, en caso contrario regresar al paso 2 con otra suposición de  $T_I$ .

- 6.- Se obtiene de esta manera la caracterización de las corrientes  $C_M$  y  $V_M$ .

La otra alternativa consiste en considerar que no existe condensación durante el mezclado y suponer que la alimentación a la zona de rectificación es la corriente  $V_{17} + V_F$  a la temperatura :

$$T_M = \frac{T_{17} V_{17} + T_F V_F}{V_{17} + V_F} .$$

De cualquier manera, el balance de materia y energía alrededor de la zona de rectificación dará como resultado un flujo de  $L_{18}$  que correspondería a la suma de las corrientes  $L_{18}$  y  $L_M$  del método anterior. La única diferencia entre ambos procedimientos sería la asignación del caudal de reflujo en la corriente R. Debido a que siempre se le da un valor a R igual al dos por ciento molar del flujo de vapor que entra a la sección de rectificación, si no se toma en cuenta la condensación, se estará asignando un flujo mayor a R que el que realmente le correspondería.

Se considera la segunda opción para la caracterización de la zona

de rectificación, de manera que el paso número once consiste en la obtención de las características de la corriente en fase vapor que entra a dicha sección de las columnas despojadoras de solvente; esta corriente (que denominaremos  $V_M$ ) corresponde a la mezcla adiabática del vapor recuperado en la zona de stripping ( $V_N$ ) y la fracción vapor contenida en la carga de alimentación al equipo de separación ( $V_F$ ); sus principales propiedades se reportan en la tabla - viii.4.t-38 que se presenta a continuación :

viii.4.t-38.- Caracterización de la Corriente de Entrada en Fase Vapor ( $V_M$ ) a la Sección de Rectificación de las Columnas Despojadoras .							
$V_M$	Flujo molar	$Y_{MEK}$	$Y_{TOL}$	$Y_W$	$Y_H$	T (°F)	H
<b>Aceites Lubricantes</b>							
N. Ligero	448.35	0.0347	0.1846	0.7806	$1.89 \cdot 10^{-5}$	319.00	10 279 017
Neutro	497.58	0.0356	0.1806	0.7838	$1.02 \cdot 10^{-5}$	321.24	11 413 784
N. Pesado	263.83	0.0302	0.1923	0.7770	$3.79 \cdot 10^{-8}$	323.60	6 076 643
Pesado	258.08	0.0309	0.1941	0.7749	$1.46 \cdot 10^{-8}$	322.00	5 940 888
Cilindros	261.10	0.0305	0.1843	0.7851	$1.82 \cdot 10^{-9}$	324.45	6 003 315
<b>Parafinas Duras</b>							
N. Ligero	120.70	0.1245	0.3369	0.5385	$1.76 \cdot 10^{-5}$	326.24	2 946 291
Neutro	103.95	0.1277	0.3432	0.5291	$6.40 \cdot 10^{-6}$	326.71	2 544 311
N. Pesado	59.79	0.1144	0.3839	0.5017	$3.55 \cdot 10^{-8}$	330.72	1 482 254
Pesado	69.91	0.1180	0.3814	0.5007	$5.58 \cdot 10^{-9}$	332.07	1 735 136
Cilindros	40.97	0.1277	0.4329	0.4394	$7.52 \cdot 10^{-10}$	321.19	1 021 160
<b>Parafinas Blandas</b>							
N. Ligero	126.52	0.1564	0.4643	0.3792	$1.03 \cdot 10^{-6}$	280.01	3 056 888
Neutro	129.26	0.1616	0.4593	0.3791	$4.29 \cdot 10^{-7}$	279.18	3 118 061
N. Pesado	129.27	0.1465	0.4976	0.3559	$3.54 \cdot 10^{-9}$	297.10	3 199 025
Pesado	145.27	0.1412	0.4802	0.3786	$1.27 \cdot 10^{-9}$	303.71	3 603 562
Cilindros	145.82	0.1534	0.5242	0.3223	$1.87 \cdot 10^{-11}$	278.77	3 560 208

viii.4.t-39.- Balance de Materia en la Sección de Rectificación con Reflujo Húmedo de Columnas Despojadoras. Primera Iteración.

	$V_{19}$	$(y_M)_{19}$	$(y_T)_{19}$	$(y_W)_{19}$	$L_{18}$	$(X_M)_{18}$	$(X_T)_{18}$	$(X_W)_{18}$	$L_{19}$	$V_{18}$
<b>Aceites Lubricantes .</b>										
N. Ligero	437.4360	0.0427	0.1587	0.7986	19.8810	0.0892	0.8679	0.0429	17.7475	446.2166
Neutro	486.2956	0.0435	0.1560	0.8004	21.2360	0.0931	0.8631	0.0438	19.0316	495.3757
N. Pesado	255.4223	0.0384	0.1609	0.8007	13.6843	0.0757	0.8827	0.0416	12.0357	262.1814
Pesado	250.0652	0.0391	0.1628	0.7980	13.1764	0.0769	0.8820	0.0412	11.6053	256.5090
Cilindros	253.3430	0.0386	0.1540	0.8074	12.9790	0.0794	0.8767	0.0437	11.4594	259.5803
<b>Parafinas Duras .</b>										
N. Ligero	120.7478	0.1321	0.3294	0.5384	2.3662	0.1658	0.8189	0.0153	2.3755	120.7092
Neutro	104.0272	0.1353	0.3359	0.5288	2.0018	0.1668	0.8184	0.0148	2.0167	103.9649
N. Pesado	59.6167	0.1225	0.3743	0.5032	1.3690	0.1386	0.8484	0.0130	1.3355	59.7564
Pesado	69.7654	0.1260	0.3723	0.5017	1.5428	0.1429	0.8441	0.0130	1.5148	69.8820
Cilindros	40.9043	0.1359	0.4239	0.4402	0.8851	0.1376	0.8523	0.0101	0.8724	40.9573
<b>Parafinas Blandas .</b>										
N. Ligero	128.8915	0.1642	0.4572	0.3785	2.2099	0.1543	0.8376	0.0081	2.2721	126.6322
Neutro	129.6916	0.1693	0.4527	0.3780	2.1536	0.1601	0.8318	0.0081	2.2370	129.3434
N. Pesado	129.3277	0.1546	0.4894	0.3559	2.5277	0.1400	0.8527	0.0073	2.5390	129.2811
Pesado	145.2497	0.1494	0.4718	0.3788	2.9257	0.1394	0.8527	0.0080	2.9217	145.2661
Cilindros	145.9710	0.1616	0.5161	0.3223	2.7654	0.1372	0.8566	0.0062	2.7946	145.8492
Unidades	lbmol/hr				lbmol/hr					lbmol/hr

a.2.- Sección de Rectificación .-

12.- Con las composiciones de la corriente de entrada, y haciendo uso de las viscosidades de la mezcla a la temperatura promedio de la sección superior de la columna, se determina la eficiencia global de la zona de rectificación, resultando en un valor generalizado de 0.62 (62 %). Este resultado, en conjunción con los coeficientes de equilibrio de las sustancias involucradas, permite efectuar el balance de materia en los platos superiores de la columna despojadora. Los resultados de dicho balance se presentan en la tabla viii.4.t-39. Los coeficientes de equilibrio obtenidos por aplicación del método discutido en el subinciso viii.4.1, resultaron ser los siguientes :

Coeficientes de equilibrio a 14.5 psia :								
T (°F)	259	260	270	280	290	300	310	320
$K_{MEK}$	3.0038	3.4098	3.8523	4.3319	4.8495	5.4052	5.9996	6.6336
$K_{TOL}$	1.4017	1.6098	1.8396	2.0921	2.3687	2.7705	2.9980	3.3521
$K_W$	164.86	185.01	206.73	229.99	254.78	281.15	308.90	338.58

Nota: Los coeficientes de equilibrio de aceites y parafinas tienden a cero dentro de este intervalo de temperaturas.

13.- Una vez obtenidas las características de flujo y composiciones de las corrientes líquida ( $L_{18}$ ) y vapor ( $V_{19}$ ) que abandonan la sección de rectificación se procede a la determinación de las características térmicas de dichas corrientes, propiedades que se exhiben en las primeras cuatro columnas de la tabla viii.4.t-40.

Hasta aquí se ha logrado una caracterización preliminar de la forma de operar de las dos secciones que componen la columna de destilación por arrastre de los productos principales en una forma relativamente independiente. A continuación se procede a la evaluación de las condiciones de operación de dicho equipo integrando las propiedades de las corrientes de las dos zonas en un balance que permita la caracterización completa de la columna.

viii.4.t-40.- Propiedades Térmicas de Corrientes de Salida de la -  
Zona de Rectificación de las Columnas Despojadoras .

	$T_{19}$	$H_{19}$	$T_{18}$	$h_{18}$	$h_{LF}$	$h_{LN+1}$
Aceites Lubricantes .						
N. Ligero	330.88	10 032 339	321.27	291 744	18 363 364	18 655 108
Neutro	331.42	11 149 980	323.19	313 813	20 964 694	21 278 512
N. Pesado	341.59	5 897 426	327.08	205 736	14 672 909	14 878 645
Pesado	339.63	5 769 941	325.44	196 888	14 296 633	14 493 521
Cilindros	340.72	5 834 338	327.62	195 222	15 507 688	15 702 910
Parafinas Duras						
N. Ligero	320.95	2 922 548	325.14	35 875	4 349 098	4 384 973
Neutro	321.27	2 524 343	325.61	30 417	3 701 360	3 731 777
N. Pesado	327.83	1 467 060	330.05	21 204	2 451 819	2 473 023
Pesado	328.57	1 718 146	331.37	24 017	2 900 161	2 924 178
Cilindros	318.29	1 012 057	320.44	13 222	1 385 423	1 398 645
Parafinas Blandas						
N. Ligero	276.16	3 041 902	279.06	27 708	1 976 565	2 004 273
Neutro	274.80	3 104 167	278.13	26 887	1 935 981	1 962 868
N. Pesado	294.44	3 177 793	286.37	34 226	2 933 138	2 967 364
Pesado	300.95	3 577 436	302.96	40 728	3 705 302	3 746 030
Cilindros	276.19	3 540 248	278.39	34 617	2 428 248	2 462 865
Nota : Temperaturas en °F ; Entalpías en Btu / hr .						

b).- Caracterización Completa de la Columna Despojadora .-

14.- El primer paso consiste en la corrección de las propiedades de las corrientes de entrada a la sección de stripping. Para esto se considera que la nueva corriente  $L_{N+1}$ , estará conformada por la adición de la corriente  $L_{18}$  (que abandona la zona de rectificación según balances correspondientes a los pasos número 12 y 13) a la fracción líquida  $L_F$  presente en la carga de alimentación a la unidad de destilación .

viii.4.t-41.- Corrección de las Características de las Corrientes de entrada a la Sección de Stripping de las Columnas de Destilación por Arrastre con Vapor .

	$L_{N+1}$	$(X_M)_{N+1}$	$(X_T)_{N+1}$	$(X_W)_{N+1}$	$(X_H)_{N+1}$	$R_{N+1}$	$T_{N+1}$
Aceites Lubricantes .							
N. Ligero	365.921	0.0474	0.2735	0.0023	0.6768	18 655 108	320.81
Neutro	411.136	0.0479	0.2633	0.0023	0.6866	21 278 512	322.97
N. Pesado	218.624	0.0412	0.2883	0.0026	0.6679	14 878 645	324.49
Pesado	212.226	0.0424	0.2919	0.0026	0.6632	14 493 521	324.17
Cilindros	217.649	0.0414	0.2751	0.0026	0.6809	15 702 910	326.50
Parafinas Duras .							
N. Ligero	69.1562	0.0415	0.2091	0.0005	0.7487	4 384 973	326.56
Neutro	58.8518	0.0417	0.2097	0.0005	0.7481	3 731 777	327.03
N. Pesado	30.0381	0.0349	0.2239	0.0006	0.7406	2 473 023	330.95
Pesado	36.2328	0.0361	0.2210	0.0006	0.7423	2 924 178	332.41
Cilindros	18.8351	0.0380	0.2502	0.0005	0.7113	1 398 645	321.69
Parafinas Blandas .							
N. Ligero	49.6399	0.0663	0.3624	0.0004	0.5709	2 004 273	281.44
Neutro	50.5436	0.0715	0.3669	0.0003	0.5612	1 962 868	280.72
N. Pesado	48.3377	0.0476	0.3156	0.0004	0.6364	2 967 364	297.71
Pesado	58.2657	0.0449	0.2973	0.0004	0.6574	3 746 030	304.73
Cilindros	50.1554	0.0619	0.3947	0.0003	0.5431	2 462 865	280.73

Asumiendo mezclado adiabático, las características de las nuevas corrientes de alimentación a la zona de stripping corresponden a los que se reportan en la tabla viii.4.t-41 con la que se inicia esta página .

Mótese la presencia de una cantidad significativa de agua en la mezcla resultante, lo cual obliga a la evaluación de los coeficientes de equilibrio de una mezcla de cuatro componentes. Se utiliza el mismo método delineado en el inciso viii.4.1 en conexión a la obtención de coeficientes de equilibrio para mezclas ternarias, con unas pequeñas modificaciones que consisten en la introducción de una volatili-

viii.4.t-42.- Coeficientes de Equilibrio. Aceites Lubricantes .  
 Mezclas Diluidas de Aceites Lubricantes a 14.5 psia .  
 Caracterización Completa de la Columna Despojadora .

T(°F)	270	280	290	300	310	320	330	
NEUTRO LIGERO								
$K_M$	4.6621	5.2290	5.8392	6.4925	7.1893	7.9307	8.7142	
$K_T$	1.9174	2.1793	2.4661	2.7789	3.1180	3.4844	3.8794	
$K_W$	480.16	528.09	578.65	631.70	687.23	745.15	805.29	
$K_H$	2.8797	4.5713	7.1728	11.095	16.927	25.487	37.884	$\cdot 10^{-6}$
NEUTRO								
$K_M$	4.6642	5.2313	5.8417	6.4953	7.1924	7.9340	8.7178	
$K_T$	1.9180	2.1800	2.4669	2.7797	3.1189	3.4855	3.8805	
$K_W$	480.68	528.65	579.35	632.35	687.93	745.90	806.09	
$K_H$	0.8726	1.4362	2.3261	3.7103	5.8314	9.0366	13.815	$\cdot 10^{-6}$
NEUTRO PESADO								
$K_M$	4.6490	5.2146	5.8233	6.4751	7.1703	7.9099	8.6917	
$K_T$	1.9136	2.1751	2.4614	2.7736	3.1122	3.4781	3.8724	
$K_W$	476.99	524.65	574.93	627.70	682.93	740.55	800.38	
$K_H$	0.1936	0.3696	0.6914	1.2685	2.2842	4.0403	7.0240	$\cdot 10^{-8}$
PESADO								
$K_M$	4.4805	5.0281	5.6178	6.2495	6.9237	7.6413	8.4003	
$K_T$	1.8663	2.1220	2.4021	2.7077	3.0392	3.3975	3.7838	
$K_W$	435.40	479.50	526.08	575.03	626.35	679.95	735.68	
$K_H$	0.4288	0.8467	1.6364	3.0992	5.7564	10.492	18.783	$\cdot 10^{-9}$
CILINDROS								
$K_M$	4.4470	4.9910	5.5768	6.2045	6.8752	7.5877	8.3421	
$K_T$	1.8572	2.1119	2.3909	2.6952	3.0253	3.3821	3.7669	
$K_W$	426.87	470.23	516.05	564.21	614.71	667.47	722.35	
$K_H$	0.5010	1.0516	2.1567	4.3267	8.4971	16.351	30.851	$\cdot 10^{-10}$



viii.4.t-42.b.- Coeficientes de Equilibrio. Parafinas Duras .  
 Mezclas Diluidas de Parafinas Duras a 14.5 psia .  
 Caracterización Completa de la Columna Despojadora .

T (°F)	270	280	290	3000	310	320	330	
NEUTRO LIGERO								
$K_M$	4.7769	5.3562	5.9792	6.6462	7.3573	8.1135	8.9126	
$K_T$	1.9514	2.2175	2.5087	2.8263	3.1705	3.5423	3.9430	
$K_W$	507.50	557.75	610.70	666.22	724.30	784.79	847.58	
$K_H$	0.2863	0.4561	0.7157	1.1071	1.6891	2.5432	3.7804	$\cdot 10^{-5}$
NEUTRO								
$K_M$	4.7239	5.2974	5.9145	6.5752	7.2797	8.0290	8.8209	
$K_T$	1.9356	2.1997	2.4839	2.8042	3.1460	3.5154	3.9134	
$K_W$	494.95	544.13	595.98	650.37	707.28	766.60	828.18	
$K_H$	0.0871	0.1433	0.2322	0.3704	0.5821	0.9021	1.3791	$\cdot 10^{-5}$
NEUTRO PESADO								
$K_M$	4.7272	5.3010	5.9185	6.5799	7.2845	8.0342	8.8265	
$K_T$	1.9366	2.2009	2.4902	2.8057	3.1476	3.5171	3.9153	
$K_W$	495.68	544.92	596.84	651.38	708.27	767.67	829.32	
$K_H$	0.1933	0.3691	0.6905	1.2668	2.2812	4.0350	7.0149	$\cdot 10^{-8}$
PESADO								
$K_M$	4.5457	5.1005	5.6973	6.3368	7.0191	7.7453	8.5130	
$K_T$	1.8842	2.1442	2.4246	2.7327	3.0668	3.4280	3.8173	
$K_W$	451.70	497.26	545.24	595.69	648.55	703.74	761.05	
$K_H$	0.4284	8.8558	1.6348	3.0961	5.7508	10.482	18.765	$\cdot 10^{-9}$
CILINDROS								
$K_M$	4.5381	5.0919	5.6880	6.3266	7.0080	7.7332	8.5000	
$K_T$	1.8821	2.1398	2.4220	2.7298	3.0636	3.4244	3.8134	
$K_W$	449.81	495.15	543.02	593.30	645.98	700.99	758.15	
$K_H$	0.5013	1.052	2.1579	4.3289	8.5013	16.359	30.865	$\cdot 10^{-16}$

viii.4.t-42.c.- Coeficientes de Equilibrio. Parafinas Blandas.  
 Mezclas Diluidas de Parafinas Blandas a 14.5 psia.  
 Caracterización Completa de la Columna Despojadora.

T(°F)	260	270	280	290	3000	310	320	330
NEUTRO LIGERO								
$K_M$	4.1084	4.6297	5.4745	5.7998	6.4493	7.5133	8.2834	
$K_T$	1.6705	1.9080	2.2541	2.4544	2.7659	3.2207	3.5977	
$K_W$	427.58	472.32	548.73	569.45	621.79	757.93	820.77	
$K_H$	0.1783	0.2885	0.4616	0.7210	1.1152	1.7085	2.5721	$10^{-5}$
NEUTRO								
$K_M$	4.0631	4.5794	5.1375	5.7383	6.3818	7.0634	7.7989	
$K_T$	1.6577	1.8936	2.1527	2.4363	2.7458	3.0814	3.4441	
$K_W$	416.31	460.04	506.25	555.03	606.25	659.89	715.88	
$K_H$	0.0524	0.0878	0.1444	0.2339	0.373	0.5861	0.9085	$10^{-5}$
NEUTRO PESADO								
$K_M$	4.1146	4.6366	5.2008	5.8081	6.4584	7.1521	7.8901	
$K_T$	1.6723	1.9101	2.1711	2.4570	2.7686	3.1067	3.4720	
$K_W$	429.07	473.95	521.35	571.36	623.85	678.80	736.13	
$K_H$	0.0994	0.1938	0.3701	0.6923	1.2701	2.2869	4.0450	$10^{-4}$
PESADO								
$K_M$	3.9863	4.4940	5.0430	5.6341	6.2675	6.9433	7.6627	
$K_T$	1.6367	1.8700	2.1262	2.4067	2.7128	3.0449	3.4037	
$K_W$	396.79	438.76	483.14	530.03	579.29	630.09	684.86	
$K_H$	0.2878	0.4292	0.8473	1.6376	3.1014	5.7604	10.499	$10^{-4}$
CILINDROS								
$K_M$	3.9119	4.4201	4.9612	5.5440	6.1686	6.8352	7.5459	
$K_W$	1.6392	1.8503	2.1041	2.3821	2.6854	3.0145	3.3702	
$K_T$	379.54	419.95	462.70	507.90	555.42	605.25	657.34	
$K_H$	0.2341	0.5032	1.0562	2.1661	4.4052	8.5321	16.419	$10^{-10}$

tilidad relativa adicional para la evaluación de los coeficientes de fugacidad en fase vapor de cada uno de los constituyentes de las mezclas. Los resultados son reportados en la tabla viii.4.t-42.

15.- Con los parámetros termodinámicos obtenidos se procede a la aplicación de los pasos 2 a 13 delineados anteriormente, iniciándose la segunda serie de cálculos iterativos, bajo las nuevas condiciones de  $L_{N+1}$ .

16.- En la reaplicación del paso número 3 se promueve un cambio en el caudal de la corriente de vapor de arrastre utilizando ahora una cantidad aproximadamente igual a :

$$(V_o Y_o) \text{ para segunda iteración} = (V_o Y_o) \text{ primera iteración} - (L_{13}) \text{ primera iteración.}$$

Con esto se pretende alcanzar más rápidamente el ajuste de las propiedades de las corrientes de proceso en las dos zonas de la columna, las cuales deben guardar una convergencia aceptable entre dos iteraciones consecutivas.

17.- El resumen de los resultados obtenidos a partir de la segunda serie de cálculos se presentan en las tablas viii.4.t-43 (aplicación de la ecuación de Edmister), viii.4.t-44 (determinación del perfil de temperaturas y flujos molares) y viii.4.t-45 (utilización del método de Horton y Franklin).

Las observaciones que deben hacerse con respecto a esta segunda serie de cálculos se resumen en :

- a).- el ya citado cambio en el flujo molar de la corriente de vapor de arrastre.
- b).- La gran concordancia en la aplicación de los métodos de Edmister y Horton y Franklin, como puede observarse al analizar los factores efectivos de stripping reportados en las tablas viii.4.t-43 y 45, o comparando los flujos y composiciones de las corrientes  $L_1$  y  $V_N$  que son las que finalmente nos interesan. (Esta concordancia ya había sido notada en la primera serie de iteraciones)

viii.4.t-43.- Caracterización de la Zona de Stripping utilizando Ecuación de Edmister

a) Aceites Lubricantes.

Sustancia	$S_i$	N	$f_i$	$L_{NH} X_{N+1}$	$V_0 Y_0$	$L_1 X_1$	$V_N Y_N$	$\left(\frac{L_1}{L_{N+1}}\right)^{1/N}$
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	9.6393		$1.855^{-8}$	17.3447		$3.218^{-4}$	17.3443	
Tol	4.1993		$8.235^{-4}$	100.0794		0.0824	99.9970	
Hc	$2.591^{-5}$		0.99997	247.6553		247.6489	$6.434^{-3}$	
W	915.01		$8.00^{-15}$	0.8416		$6.73^{-15}$	330.8416	
total		4.76		365.921	330	247.7316	448.1894	0.9213
<b>NEUTRO</b>								
Mek	9.9879		$1.573^{-5}$	19.6934		$3.097^{-4}$	19.6931	
Tol	4.3787		$6.834^{-4}$	108.2521		0.0739	108.1781	
Hc	$1.096^{-8}$		0.99999	282.2860		282.2829	$3.095^{-3}$	
W	940.67		$7.014^{-15}$	0.9456		$6.633^{-15}$	370.9456	
total		4.76		411.1771	370	282.3572	498.8199	0.9241
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	9.9592		$1.662^{-4}$	9.0073		$1.497^{-3}$	9.0058	
Tol	4.3695		$3.107^{-3}$	63.0293		0.1958	62.8335	
Hc	$4.890^{-8}$		1.00000	146.0190		146.0190	$7.140^{-8}$	
W	934.20		$7.764^{-12}$	0.5684		$4.413^{-12}$	192.5684	
total		3.74		218.6420	192	146.2163	264.4077	0.8980
<b>PESADO</b>								
Mek	9.7004		$5.827^{-4}$	8.9984		$5.243^{-3}$	8.9931	
Tol	4.3029		$6.902^{-3}$	61.9438		0.4276	61.5212	
Hc	$1.278^{-8}$		1.00000	140.7483		140.7483	$1.802^{-8}$	
W	864.96		$3.258^{-10}$	0.5518		$1.798^{-10}$	185.5518	
total		3.23		210.2472	187	141.1811	258.0661	0.8814
<b>CILINDROS</b>								
Mek	9.9633		$1.171^{-3}$	9.0107		0.0106	9.0001	
Tol	4.4624		$1.032^{-2}$	59.8752		0.6182	59.2571	
Hc	$2.844^{-9}$		1.00000	148.1972		148.1972	$4.15^{-7}$	
W	870.811		$3.185^{-9}$	0.5659		$1.302^{-9}$	193.5659	
total		2.89		217.6490	193	148.8259	261.8231	0.8768

viii.4.b-4-b.- Caracterización de la Zona de Stripping utilizando la Ecuación de Edmister . Parafinas Duras .

Sustancia	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1}X_{N+1}$	$V_0 Y_0$	$L_i X_i$	$V_N Y_N$	$\left(\frac{L_i}{L_{N+1}}\right)^{1/N}$
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	10.1121		$1.485^{-5}$	2.8700		$4.262^{-5}$	2.8699	
Tol	4.4402		$6.422^{-4}$	14.4606		$9.286^{-3}$	14.4513	
Hc	$3.674^{-5}$		0.99996	51.7772		51.7753	$1.902^{-3}$	
W	970.52		$6.045^{-15}$	0.0346		$2.090^{-16}$	63.0346	
total		4.76		69.1424	63	51.7847	80.3577	0.9411
<b>NEUTRO</b>								
mek	9.9131		$1.629^{-5}$	2.4541		$3.997^{-5}$	2.4541	
Tol	4.3653		$6.928^{-4}$	12.3412		$8.550^{-3}$	12.3327	
Hc	$1.315^{-5}$		0.99999	44.0270		44.0265	$5.787^{-4}$	
W	939.20		$7.067^{-15}$	0.0294		$2.078^{-16}$	53.0294	
total		4.76		58.8518	53	44.0350	67.8168	0.9409
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	9.9818		$1.649^{-4}$	1.0483		$1.728^{-4}$	1.04816	
Tol	4.3627		$3.124^{-3}$	6.7255		0.0210	6.7045	
Hc	$4.875^{-8}$		1.00000	22.2462		22.2462	$1.083^{-8}$	
W	955.06		$7.149^{-12}$	0.0180		$1.288^{-13}$	28.5180	
total		3.74		30.038	28.5	22.2673	36.2707	0.9231
<b>PESADO</b>								
Mek	10.3183		$4.806^{-4}$	1.3080		$6.286^{-4}$	1.3074	
Tol	4.6207		$5.594^{-3}$	8.0074		0.0448	7.9627	
Hc	$2.218^{-8}$		1.00000	26.8956		26.8956	$5.971^{-7}$	
W	923.52		$2.637^{-10}$	$2.174^{-2}$		$5.733^{-12}$	33.5217	
total		3.23		36.2328	33.5	26.9410	42.7918	0.9123
<b>CILINDROS</b>								
Mek	9.4930		$1.340^{-3}$	0.7157		$9.58^{-4}$	0.7148	
Tol	4.1963		0.0121	4.7125		0.0571	4.6554	
Hc	$1.947^{-9}$		1.00000	13.3974		13.3974	$2.545^{-8}$	
W	861.83		$3.282^{-9}$	$9.417^{-3}$		$3.091^{-11}$	17.0094	
total		2.89		18.8351	17	13.4555	23.3796	0.8901

viii.4.t-43.c.- Caracterización de la Zona de Stripping utilizando Ecuación de Edmister .

Sustancia	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1}X_{N+1}$	$V_0Y_0$	$L_iX_i$	$V_NY_N$	$\frac{L_i}{L_{N+1}} \frac{Y_N}{Y_0}$
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	6.8898		$8.750^{-5}$	3.2911		$2.880^{-4}$	3.2908	
Tol	2.8188		$4.661^{-3}$	17.9395		0.0839	17.9056	
Hc	$3.94^{-6}$		1.00000	28.3394		28.3393	$1.117^{-4}$	
W	707.04		$2.730^{-14}$	0.0199		$5.419^{-16}$	46.5199	
total		4.76		49.6399	46.5	28.4234	67.7165	0.8895
<b>NEUTRO</b>								
Mek	6.8535		$8.966^{-5}$	3.6139		$3.240^{-4}$	3.6135	
Tol	2.8125		$4.705^{-3}$	18.5444		0.0873	18.4572	
Hc	$1.202^{-6}$		1.00000	28.3651		28.3650	$3.408^{-5}$	
W	692.7248		$3.008^{-14}$	0.0152		$4.561^{-16}$	47.0152	
total		4.76		50.5385	47	28.4526	69.0859	0.8863
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	8.1724		$3.397^{-4}$	2.3009		$7.817^{-4}$	2.3001	
Tol	3.4684		$6.814^{-3}$	15.2554		0.1039	15.1514	
Hc	$1.240^{-6}$		1.00000	30.7621		30.7621	$3.815^{-7}$	
W	798.78		$1.394^{-11}$	0.0133		$2.696^{-13}$	43.5193	
total		3.74		48.3377	43.5	30.8668	60.9709	0.8870
<b>PESADO</b>								
Mek	9.0938		$2.081^{-3}$	2.6161		$5.444^{-3}$	2.6107	
Tol	3.4924		$1.937^{-2}$	17.3224		0.3356	16.9868	
Hc	$3.829^{-9}$		1.00000	38.3039		38.3039	$1.456^{-7}$	
W	750.08		$4.902^{-9}$	2.3306		$1.142^{-10}$	52.0233	
total		2.89		58.2657	52	33.6441	71.6008	0.8676
<b>CILINDROS</b>								
Mek	6.4464		$5.320^{-3}$	3.1046		$1.652^{-2}$	3.0881	
Tol	3.6776		$4.413^{-2}$	19.7963		0.8737	18.9227	
Hc	$6.60^{-11}$		1.00000	27.2394		27.2394	$2.723^{-9}$	
W	616.45		$2.575^{-8}$	0.0150		$3.874^{-10}$	44.0150	
total		2.72		50.1554	44	28.1296	66.0258	0.3085

viii.4.t-44.a.- Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de Stripping de las Columnas Agotadoras .  
 Segunda Serie de Iteraciones . Aceites lubricantes .

n = 0

	unidades	vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76	aceite diluido
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	330	351.16	374.13	399.06	419.63	448.1894	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	247.7316	268.89	291.85	316.79	337.36	365.921
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens	-	1.4175	1.3914	1.3673	1.3246	1.3285	-
T <sub>n</sub>	°F	590	309.32	311.38	313.61	316.03	318.03	320.81
<b>NEUTRO n = 4.76</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	370	393.19	418.28	445.44	468.25	498.8199	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	282.3572	305.55	330.64	357.80	380.61	411.1771
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3925	1.3689	1.3472	1.3087	1.3106	-
T <sub>n</sub>	°F	590	312.38	314.29	316.35	318.58	320.46	322.97
<b>NEUTRO PESADO n = 3.74</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	192	203.60	227.10	242.34	260.4077	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	146.2163	162.82	181.32	196.56	-	218.6240
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4267	1.3948	1.3365	1.3248	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	315.29	317.40	319.75	321.69	-	324.49
<b>PESADO n = 3.23</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	187	206.00	227.55	233.17	258.0661	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	141.1811	160.18	181.73	187.35	-	212.2472
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4591	1.4206	1.2831	1.3774	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	314.53	317.11	320.03	320.79	-	324.17
<b>CILINDROS n = 2.89</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	193	213.91	235.13	261.8231	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	148.8259	169.74	190.96	-	-	217.6490
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4373	1.3852	1.3711	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	318.22	320.74	323.29	-	-	326.50

viii.4.t-44.b.-Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de -  
Stripping de las Columnas Agotadoras .

Segunda Serie de Iteraciones .

Parafinas Duras .

		n = 0						parafina diluida
unidades	vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76		
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	63	66.25	69.69	73.35	76.30	80.3577	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	51.7847	55.03	58.47	62.13	65.08	69.1424
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.2795	1.2664	1.2545	1.2281	1.2347	-
T <sub>n</sub>	°F	590	321.05	322.08	323.17	324.33	325.27	326.56
<b>NEUTRO n = 4.76</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	53	55.77	58.71	61.83	64.36	67.8168	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	44.0350	46.80	49.74	52.86	55.39	58.8518
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.2666	1.2545	1.2431	1.2176	1.2244	-
T <sub>n</sub>	°F	590	321.58	322.60	323.68	324.83	325.76	327.03
<b>NEUTRO PESADO n = 3.74</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	28.5	30.35	32.36	33.97	36.2707	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	22.2673	24.12	26.13	27.74	-	30.0381
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3629	1.3416	1.3000	1.3075	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	326.52	327.58	328.72	329.64	-	330.95
<b>PESADO n = 3.23</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	33.5	36.09	38.93	39.65	42.7918	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	26.9410	29.53	32.37	33.09	-	36.2328
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.3398	1.3183	1.2249	1.2932	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	327.61	328.95	330.41	330.79	-	332.41
<b>CILINDROS n = 2.89</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	17	18.67	20.33	23.3796	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	13.4555	15.12	16.78	-	-	18.8351
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.7951	1.3446	1.3933	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	315.09	317.13	319.17	-	-	321.69



viii.4.t-44.c.- Perfil de Temperaturas y Flujos Molares en la Zona de Stripping de las Columnas Agotadoras .

Segunda Serie de Iteraciones .

Parafinas Blandas .

n = 0

	unidades	vapor H <sub>2</sub> O	n = 1	n = 2	n = 3	n = 4	n = 4.76	Parafina diluida
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	46.5	50.03	54.00	58.47	62.28	67.7165	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	28.4234	31.95	35.92	40.39	44.20	49.6399
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.7604	1.6901	1.6278	1.5420	1.5321	-
T <sub>n</sub>	°F	590	259.33	263.01	267.14	271.80	275.77	281.44
<b>NEUTRO n = 4.76</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	47	50.65	54.77	59.42	63.40	69.0859	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	28.4526	32.10	36.22	40.87	44.85	50.5385
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.7803	1.7062	1.6405	1.5513	1.5405	-
T <sub>n</sub>	°F	590	259.52	263.02	266.98	271.44	275.26	280.72
<b>NEUTRO PESADO n = 3.74</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	43.5	47.43	51.86	55.56	60.9709	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	30.8668	34.80	39.23	42.93	-	48.3377
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.5364	1.4902	1.4163	1.4202	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	287.05	289.45	292.15	294.41	-	297.71
<b>PESADO n = 2.89</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	52	57.93	63.95	71.6208	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	38.6449	44.54	50.59	-	-	58.2657
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.4984	1.4358	1.3959	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	294.35	297.47	300.67	-	-	304.73
<b>CILINDROS n = 2.72</b>								
V <sub>n</sub>	lbmol/hr	44	50.66	56.60	66.0258	-	-	-
L <sub>n</sub>	lbmol/hr	-	38.1296	34.79	40.73	-	-	50.1554
V <sub>n</sub> /L <sub>n</sub>	adimens.	-	1.8009	1.6263	1.6212	-	-	-
T <sub>n</sub>	°F	590	260.04	266.30	271.88	-	-	280.73

a) Aceites Lubricantes .

viii.4.t-45.- Corrección de Flujos Molares y Composiciones de Corrientes de la Zona de Stripping . Segunda Serie de Iteraciones .								
Sustancia	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K) <sub>T<sub>n</sub></sub>	(S <sub>i</sub> ) <sub>corr</sub>	f <sub>i</sub>	L <sub>i</sub> X <sub>i</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	2.86	1.3707	313.29	7.4332	10.1887	1.43 <sup>-5</sup>	2.48 <sup>-4</sup>	17.3445
Tol	2.86	1.3707	313.29	3.2385	4.4390	6.43 <sup>-4</sup>	0.0643	100.0151
Hc	4.76	1.3285	318.03	2.38 <sup>-5</sup>	3.16 <sup>-5</sup>	0.99997	247.6474	7.83 <sup>-3</sup>
W	2.86	1.3707	313.29	706.29	968.11	1.03 <sup>-3</sup>	0.3417	330.4999
Total							248.0536	440.8673
<b>NEUTRO</b>								
Mek	2.86	1.3502	316.06	7.6418	10.3180	1.35 <sup>-5</sup>	2.66 <sup>-4</sup>	19.6931
Tol	2.86	1.3502	316.06	3.3411	4.5112	5.98 <sup>-4</sup>	0.0648	108.1873
Hc .	4.76	1.3106	320.46	9.18 <sup>-6</sup>	1.20 <sup>-5</sup>	0.99999	282.2826	3.40 <sup>-3</sup>
W	2.86	1.3502	316.06	723.06	976.28	1.02 <sup>-3</sup>	0.3800	370.5656
Total							282.7276	498.4495
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	2.24	1.3835	317.96	7.7589	10.7346	1.27 <sup>-4</sup>	1.14 <sup>-3</sup>	9.0062
Tol	2.24	1.3835	317.96	3.4034	4.7086	2.40 <sup>-3</sup>	0.1512	62.8781
Hc	3.74	1.3248	321.69	4.34 <sup>-6</sup>	5.75 <sup>-6</sup>	0.99999	146.0190	8.40 <sup>-6</sup>
W	2.24	1.3835	317.96	728.80	1008.29	9.92 <sup>-4</sup>	0.1910	192.3774
Total							146.3623	264.2617
<b>PESADO</b>								
Mek	1.94	1.4229	316.96	7.2431	10.3062	4.82 <sup>-4</sup>	4.34 <sup>-3</sup>	8.9941
Tol	1.94	1.4229	316.96	3.2886	4.67930	5.39 <sup>-3</sup>	0.3339	61.6149
Hc.	3.23	1.3774	320.79	1.08 <sup>-6</sup>	1.49 <sup>-6</sup>	1.00000	140.7483	2.10 <sup>-6</sup>
W	1.94	1.4229	316.96	663.66	944.32	1.06 <sup>-3</sup>	0.1986	187.3532
Total							141.2851	257.9622
<b>CILINDROS</b>								
Mek	1.73	1.3993	320.06	7.5922	10.6238	9.80 <sup>-4</sup>	8.83 <sup>-3</sup>	9.0019
Tol	1.73	1.3993	320.06	3.3844	4.7358	8.83 <sup>-3</sup>	0.5289	59.3463
Hc	2.89	1.3711	323.29	2.12 <sup>-9</sup>	2.91 <sup>-9</sup>	1.00000	148.1977	4.30 <sup>-7</sup>
W	1.73	1.3993	320.06	667.80	934.45	1.07 <sup>-3</sup>	0.2071	193.3588
total							148.9421	261.7069

b) Parafinas Duras .

viii.4.t-45.- Corrección de Flujos Molares y Composiciones de Corrientes de la Zona de Stripping . Segunda Serie de Iteraciones .								
Sustancia	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K) <sub>T<sub>n</sub></sub>	(S <sub>i</sub> ) <sub>corr</sub>	f <sub>i</sub>	L <sub>i</sub> X <sub>i</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	2.86	1.2318	323.02	8.3548	10.2914	1.37 <sup>-5</sup>	3.93 <sup>-5</sup>	2.8700
Tol	2.86	1.2318	323.02	3.6633	4.5125	5.97 <sup>-4</sup>	8.64 <sup>-3</sup>	14.4520
Hc	4.76	1.2347	325.27	3.19 <sup>-5</sup>	3.94 <sup>-5</sup>	0.99996	51.7752	2.04 <sup>-3</sup>
W	2.86	1.2318	323.02	803.73	920.06	1.01 <sup>-3</sup>	0.0637	62.9709
total							51.8475	80.2949
<b>NEUTRO</b>								
Mek	2.86	1.2447	323.53	8.3085	10.3354	1.34 <sup>-5</sup>	3.29 <sup>-5</sup>	2.4541
Tol	2.86	1.2447	323.53	3.6559	4.5505	5.75 <sup>-4</sup>	7.10 <sup>-3</sup>	12.3341
Hc	4.76	1.2244	325.76	1.18 <sup>-5</sup>	1.44 <sup>-5</sup>	0.99999	44.0246	6.36 <sup>-4</sup>
W	2.86	1.2447	323.53	738.34	981.25	1.019 <sup>-3</sup>	0.0540	52.9754
total							44.0875	67.7642
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	2.24	1.3316	327.85	8.6562	11.5266	9.77 <sup>-5</sup>	1.02 <sup>-4</sup>	0.0482
Tol	2.24	1.3316	327.85	3.8297	5.0996	1.82 <sup>-3</sup>	0.0122	6.7133
Hc	3.74	1.3075	329.64	6.61 <sup>-5</sup>	8.64 <sup>-5</sup>	1.00000	22.2462	1.92 <sup>-5</sup>
W	2.24	1.3316	327.85	816.07	1086.68	9.20 <sup>-4</sup>	0.0262	28.4918
total							22.2848	36.2532
<b>PESADO</b>								
Mek	1.94	1.3196	328.87	8.4262	11.1192	3.80 <sup>-4</sup>	4.97 <sup>-4</sup>	1.3075
Tol	1.94	1.3196	328.87	3.7733	4.9792	4.48 <sup>-3</sup>	3.59 <sup>-2</sup>	7.9715
Hc	3.23	1.2932	330.79	1.94 <sup>-5</sup>	2.51 <sup>-5</sup>	1.00000	26.8956	6.75 <sup>-7</sup>
W	1.94	1.3196	328.87	754.47	995.73	1.00 <sup>-3</sup>	3.37 <sup>-2</sup>	33.4881
total							26.9656	42.7671
<b>CILINDROS</b>								
Mek	1.73	1.4662	316.58	7.4852	10.9748	8.95 <sup>-4</sup>	6.41 <sup>-4</sup>	0.7151
Tol	1.73	1.4662	316.58	3.3010	4.8399	8.34 <sup>-3</sup>	0.0393	4.6732
Hc	2.89	1.3933	319.17	1.57 <sup>-9</sup>	2.19 <sup>-9</sup>	1.00000	13.3974	2.95 <sup>-5</sup>
W	1.73	1.4662	316.58	682.18	1000.21	1.00 <sup>-3</sup>	0.0170	16.9924
total							13.4544	22.3807

c) Parafinas Blandas .

viii.4.t-45.- Corrección de las Características de las Corrientes de Salida de la Zona de Stripping . Segunda Serie de Iteraciones .								
Sustancia	n	(V/L) <sub>n</sub>	T <sub>n</sub>	(K)T <sub>n</sub>	(S <sub>i</sub> )corr	f <sub>1</sub>	L <sub>1</sub> X <sub>1</sub>	V <sub>N</sub> Y <sub>N</sub>
<b>NEUTRO LIGERO</b>								
Mek	2.86	1.6365	266.56	4.4503	7.2629	6.78 <sup>-6</sup>	2.23 <sup>-4</sup>	3.2909
Tol	2.86	1.6365	266.56	1.8263	2.9887	3.64 <sup>-3</sup>	0.06529	17.9241
Hc	4.76	1.5321	275.77	3.88 <sup>-6</sup>	5.94 <sup>-6</sup>	0.99999	28.3392	1.68 <sup>-4</sup>
W	2.86	1.6365	266.56	456.93	747.77	1.34 <sup>-3</sup>	0.0622	46.4577
total							28.4671	67.6728
<b>NEUTRO</b>								
mek	2.86	1.6497	266.43	4.3951	7.2506	6.92 <sup>-5</sup>	2.50 <sup>-4</sup>	3.6136
Tol	2.86	1.6407	266.43	1.8094	2.9850	3.66 <sup>-3</sup>	0.0678	18.4766
Hc	4.76	1.5404	275.26	1.17 <sup>-6</sup>	1.80 <sup>-6</sup>	1.00000	28.3650	5.11 <sup>-5</sup>
W	2.86	1.6497	266.43	444.43	733.18	1.36 <sup>-3</sup>	0.0641	46.9511
total							28.4972	69.0414
<b>NEUTRO PESADO</b>								
Mek	2.24	1.4724	289.87	5.8002	8.5402	2.90 <sup>-6</sup>	6.67 <sup>-4</sup>	2.3002
Tol	2.24	1.4724	289.87	2.4551	3.6149	5.93 <sup>-3</sup>	0.0905	15.1649
Hc	3.74	1.4202	294.41	9.47 <sup>-9</sup>	1.34 <sup>-8</sup>	1.00000	30.7621	4.12 <sup>-7</sup>
W	2.24	1.4724	289.87	570.71	840.31	1.19 <sup>-3</sup>	0.0518	43.4675
total							30.9050	60.9327
<b>PESADO</b>								
Mek	1.73	1.4466	296.63	6.0538	8.7504	1.67 <sup>-3</sup>	4.381 <sup>-3</sup>	2.6117
Tol	1.73	1.4466	296.63	2.6096	3.7750	0.0159	0.2755	17.0469
Hc	2.89	1.3959	300.67	3.20 <sup>-9</sup>	4.47 <sup>-9</sup>	1.00000	38.3039	1.72 <sup>-7</sup>
W	1.73	1.4466	296.63	562.69	813.98	1.229 <sup>-3</sup>	0.0639	51.9594
total							38.6477	71.6180
<b>CILINDROS</b>								
Mek	1.63	1.6913	263.98	4.1190	6.9665	4.37 <sup>-3</sup>	0.01355	3.0910
Tol	1.63	1.6913	263.98	1.7112	2.8942	0.0371	0.7338	19.0625
Hc	2.72	1.6212	271.88	6.07 <sup>-11</sup>	9.84 <sup>-11</sup>	1.00000	27.2394	2.72 <sup>-9</sup>
W	1.63	1.6913	263.98	395.62	669.11	1.49 <sup>-3</sup>	0.0658	43.9492
total							28.0525	66.1028

viii.4.t-46.- Caracterización de la Corriente de Entrada en Fase - Vapor a la Sección de Rectificación de las Columnas Despojadoras .

$V_M$	FLUJO MOLAR	$y_{MEK}$	$y_{TOL}$	$y_W$	$y_H$	$T(^{\circ}F)$	$H$
Aceites Lubricantes							
N. Ligero	447.87	0.0387	0.2233	0.7379	$1.75 \cdot 10^{-5}$	318.03	10 357 749
Neutro	498.45	0.0395	0.2170	0.7434	$6.82 \cdot 10^{-6}$	320.46	11 529 820
N. Pesado	264.26	0.0341	0.2379	0.7280	$3.18 \cdot 10^{-8}$	321.69	6 146 864
Pesado	257.96	0.0349	0.2389	0.7263	$8.14 \cdot 10^{-9}$	320.79	5 998 672
Cilindros	261.71	0.0344	0.2268	0.7388	$1.64 \cdot 10^{-9}$	323.29	6 076 457
Parafinas Duras							
N. Ligero	120.99	0.1274	0.3521	0.5204	$1.69 \cdot 10^{-5}$	326.00	2 957 399
Neutro	103.89	0.1310	0.3591	0.5099	$6.12 \cdot 10^{-6}$	326.50	2 546 886
N. Pesado	59.63	0.1179	0.4043	0.4778	$3.22 \cdot 10^{-8}$	330.46	1 481 733
Pesado	69.91	0.1211	0.3998	0.4790	$9.66 \cdot 10^{-9}$	331.80	1 738 198
Cilindros	40.83	0.1311	0.4527	0.4162	$7.22 \cdot 10^{-10}$	320.86	1 019 405
Parafinas Blandas							
N. Ligero	127.19	0.1583	0.4764	0.3653	$1.32 \cdot 10^{-6}$	279.44	3 069 414
Neutro	129.32	0.1641	0.4728	0.3631	$3.95 \cdot 10^{-7}$	278.77	3 118 624
N. Pesado	129.21	0.1493	0.5143	0.3364	$3.19 \cdot 10^{-9}$	296.76	3 198 325
Pesado	145.06	0.1442	0.4976	0.3582	$1.19 \cdot 10^{-9}$	303.51	3 600 968
Cilindros	145.29	0.1566	0.5409	0.3025	$1.87 \cdot 10^{-11}$	278.14	3 546 641

18.- Después de haber obtenido las propiedades de las corrientes que abandonan la sección de stripping se procede a la determinación de las características de la corriente de entrada en fase vapor a la zona de rectificación, que, como se había señalado antes, corresponde a la combinación adiabática de las corrientes  $V_M$  y  $V_F$ . La tabla viii.4.t-46 exhibe dichas características. Realizando el balance de materia en la sección de rectificación se obtienen las composiciones y flujos molares de las corrientes de salida,  $L_{1g}$  y  $V_{1g}$ , que se reportan en viii.4.t-47. Nótese que aún no existe convergencia con los valores obtenidos durante la primera serie de cálculos.

viii.4.t-47.- Balance de Materia en la Sección de rectificación con Reflujo Húmedo de Columnas Despojadoras. Segunda Serie de Cálculos Iterativos.

	$V_{19}$	$(y_m)_{19}$	$(y_T)_{19}$	$(y_w)_{19}$	$L_{18}$	$(X_m)_{18}$	$(X_T)_{18}$	$(X_w)_{18}$	$L_{19}$	$V_{18}$
<b>Aceites Lubricantes .</b>										
N. Ligero	436.1834	0.0470	0.1965	0.7565	20.6440	0.0836	0.8823	0.0341	18.3579	445.58
Neutro	486.3376	0.0477	0.1915	0.7608	22.0814	0.0874	0.8775	0.0351	19.7137	496.08
N. Pesado	255.1728	0.0427	0.2049	0.7525	14.3724	0.0704	0.8975	0.0321	12.5887	262.48
Pesado	259.3474	0.0435	0.2067	0.7499	13.7718	0.0717	0.8965	0.0318	12.0819	256.27
Cilindros	253.3350	0.0429	0.1954	0.7617	13.6092	0.0741	0.8919	0.0340	11.9669	260.07
<b>Parafinas Duras .</b>										
N. Ligero	121.0466	0.1351	0.3446	0.5203	2.36320	0.1630	0.8227	0.0142	2.3742	121.00
Neutro	103.9800	0.1387	0.3518	0.5095	1.98780	0.1643	0.8221	0.0137	2.00520	103.91
N. Pesado	59.4635	0.1261	0.3947	0.4792	1.35910	0.1362	0.8520	0.0118	1.32680	59.598
Pesado	69.7711	0.1292	0.3907	0.4801	1.53710	0.1407	0.8474	0.0119	1.51020	69.883
Cilindros	40.7707	0.1393	0.4437	0.4169	0.87590	0.1355	0.8553	0.0092	0.86440	40.818
<b>Parafinas Blandas</b>										
N. Ligero	127.5226	0.1662	0.4693	0.3646	2.2112	0.1527	0.8398	0.0076	2.2755	127.25
Neutro	129.7692	0.1718	0.4661	0.3621	2.1372	0.1584	0.8340	0.0075	2.2241	129.41
N. Pesado	129.2873	0.1575	0.5061	0.3364	2.5069	0.1383	0.8550	0.0067	2.5219	129.22
Pesado	145.0644	0.1524	0.4892	0.3584	2.8968	0.1378	0.8549	0.0073	2.8977	145.06
Cilindros	145.4752	0.1648	0.5329	0.3023	2.7206	0.1360	0.8583	0.0056	2.7864	145.33
	lbmol/hr				lbmol/hr				lbmol/hr	lbmol/hr

viii.4.t-48.- Corrección Propiedades Térmicas de Corrientes de Salida de la Zona de Rectificación de las Columnas Despojadoras.

	$T_{19}$	$H_{19}$	$T_{18}$	$h_{18}$	$h_{L_F}$	$h_{L_{N+1}}$
<b>Aceites Lubricantes</b>						
N. Ligero	328.04	10 099 598	319.96	303 169	18 363 364	18 666 533
Neutro	328.89	11 253 155	322.05	326 768	20 964 694	21 291 462
N. Pesado	337.58	5 957 895	324.80	215 532	14 672 909	14 888 441
Pesado	335.90	5 818 899	323.75	205 702	14 296 633	14 502 335
Cilindros	337.48	5 897 939	326.05	204 824	15 507 688	15 712 512
<b>Parafinas Duras</b>						
N. Ligero	317.61	2 933 816	324.37	35 744	4 349 098	4 384 842
Neutro	318.04	2 527 225	324.56	30 103	3 701 360	3 731 463
N. Pesado	324.17	1 466 730	329.19	20 997	2 451 819	2 472 816
Pesado	324.93	1 721 365	330.44	23 860	2 900 161	2 924 021
Cilindros	314.77	1 010 467	319.48	13 042	1 385 423	1 398 465
<b>Parafinas Blandas</b>						
N. Ligero	272.67	3 054 597	277.98	27 601	1 976 565	2 004 166
Neutro	271.60	3 105 056	277.10	26 567	1 937 981	1 962 548
N. Pesado	290.80	3 177 381	295.93	33 931	2 933 138	2 967 069
Pesado	297.45	3 575 045	303.33	40 404	3 705 302	3 745 706
Cilindros	272.56	3 527 411	276.88	33 834	2 428 248	2 462 082
Nota : Temperaturas en °F ; Entalpías en BTU/hr .						

La aplicación del balance de energía permite evaluar las propiedades térmicas de las corrientes de salida de la sección de rectificación, tabla viii.4.t-48.

El siguiente paso consiste en evaluar las propiedades de la nueva corriente  $L_{N+1}$  que sirve como alimentación a la zona de stripping, iniciándose la tercera iteración, tabla viii.4.t-49. Sin embargo, al comparar las características de esta última corriente con su similar obtenida durante la segunda iteración, tabla viii.4.t-41, se puede observar una gran convergencia en cada una de las propiedades por lo que se

viii.4.t-49.- Corrección de las Características de las Corrientes de Entrada a la Sección de Stripping de las Columnas de Destilación por Arrastre de Vapor .

	$L_{N+1}$	$(X_M)_{N+1}$	$(X_T)_{N+1}$	$(X_W)_{N+1}$	$(X_H)_{N+1}$	$h_{N+1}$	$T_{N+1}$	
Aceites Lubricantes								
N. Ligero	366.684	0.0472	0.2755	0.0019	0.6754	18 666 533	320.79	
Neutro	411.981	0.0477	0.2653	0.0019	0.6852	21 291 462	322.95	
N. Pesado	219.312	0.0410	0.2911	0.0021	0.6658	14 888 441	324.46	
Pesado	212.822	0.0421	0.2944	0.0021	0.6613	14 502 535	324.15	
Cilindros	218.279	0.0412	0.2777	0.0021	0.6790	15 712 512	326.48	
Parafinas Duras								
N. Ligero	69.1532	0.0414	0.2092	0.0005	0.7489	4 384 842	326.56	
Neutro	52.8378	0.0416	0.2097	0.0005	0.7482	3 731 463	327.03	
N. Pesado	30.0291	0.0347	0.2239	0.0005	0.7409	2 472 816	330.93	
Pesado	36.2271	0.0360	0.2211	0.0005	0.7424	2 924 021	332.40	
Cilindros	18.8259	0.0379	0.2500	0.0004	0.7117	1 398 465	321.69	
Parafinas Blandas								
N. Ligero	49.6412	0.0662	0.3625	0.0003	0.5709	2 004 166	281.43	
Neutro	50.5272	0.0714	0.3668	0.0003	0.5614	1 962 548	280.71	
N. Pesado	48.3169	0.0475	0.3155	0.0003	0.6367	2 967 069	297.71	
Pesado	58.2368	0.0448	0.2971	0.0003	0.6578	3 745 706	304.73	
Cilindros	50.1106	0.0618	0.3943	0.0003	0.5436	2 462 082	280.71	
unidades	lbmol/hr	a d i m e n s i o n a l				BTU/ hr	°F	

detienen las iteraciones.

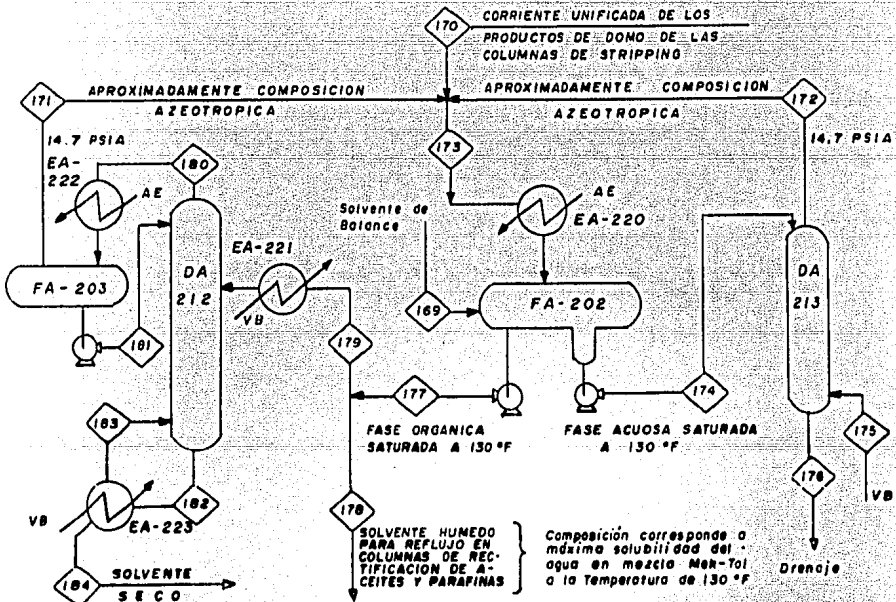
De esta manera quedan caracterizadas las condiciones de operación de la columna de destilación por arrastre de vapor de aceites y parafinas.

Las propiedades que serán tomadas en cuenta para cálculos posteriores corresponden a las reportadas en las tablas viii.4.t-45, 47 y 48 .



viii.4.5.- Sistema de Recuperación de Solvente .-

En el diagrama que se presenta a continuación se exhiben las características principales del sistema de recuperación y secado del agente desparafinante tal como se describió en el capítulo VII :



El método para la especificación de las condiciones de operación en cada uno de los puntos del circuito anterior consta de los siguientes pasos :

- a).- Determinar las propiedades de la corriente de entrada al sistema (corriente 170). Este fluido corresponde a la unificación de las corrientes que se obtienen por el domo de las columnas agotadoras durante la rectificación por arrastre de vapor de los productos principales (aceites y parafinas) .

Caracterización Corriente 170 :						
	Flujo lbmol/hr.	C o m p o s i c i ó n			Entalpía BTU/hr	Temper. °F
		$Y_{MEK}$	$Y_{TOL}$	$Y_W$		
H. Ligero	684.7526	0.0848	0.2735	0.6417	16 088 011	311.74
Neutro	720.0868	0.0832	0.2641	0.6527	16 885 436	312.59
N. Pesado	443.9236	0.0873	0.3180	0.5947	10 602 006	317.32
Pesado	464.1829	0.0904	0.3226	0.5869	11 115 309	318.44
Cilindros	434.5809	0.0922	0.3301	0.5777	10 435 817	306.07

Esta corriente se combina con los productos de domo de las columnas agotadora y fraccionadora (DA-212 y DA-213, respectivamente) y se enfría en EA-220 hasta alcanzar 130°F, introduciéndose posteriormente a FA-202 donde se verifica la separación de las fases orgánica y acuosa saturadas, cuyas composiciones corresponden a:

Corriente 174 : Fase Acuosa: 16.5 % peso Mek, 83.5 % peso agua.

$$X_{MEK} = 0.0470, \quad X_W = 0.9530.$$

Corriente 177 : Fase Orgánica :  $X_M = 0.5470$ ,  $X_T = 0.4360$ ,

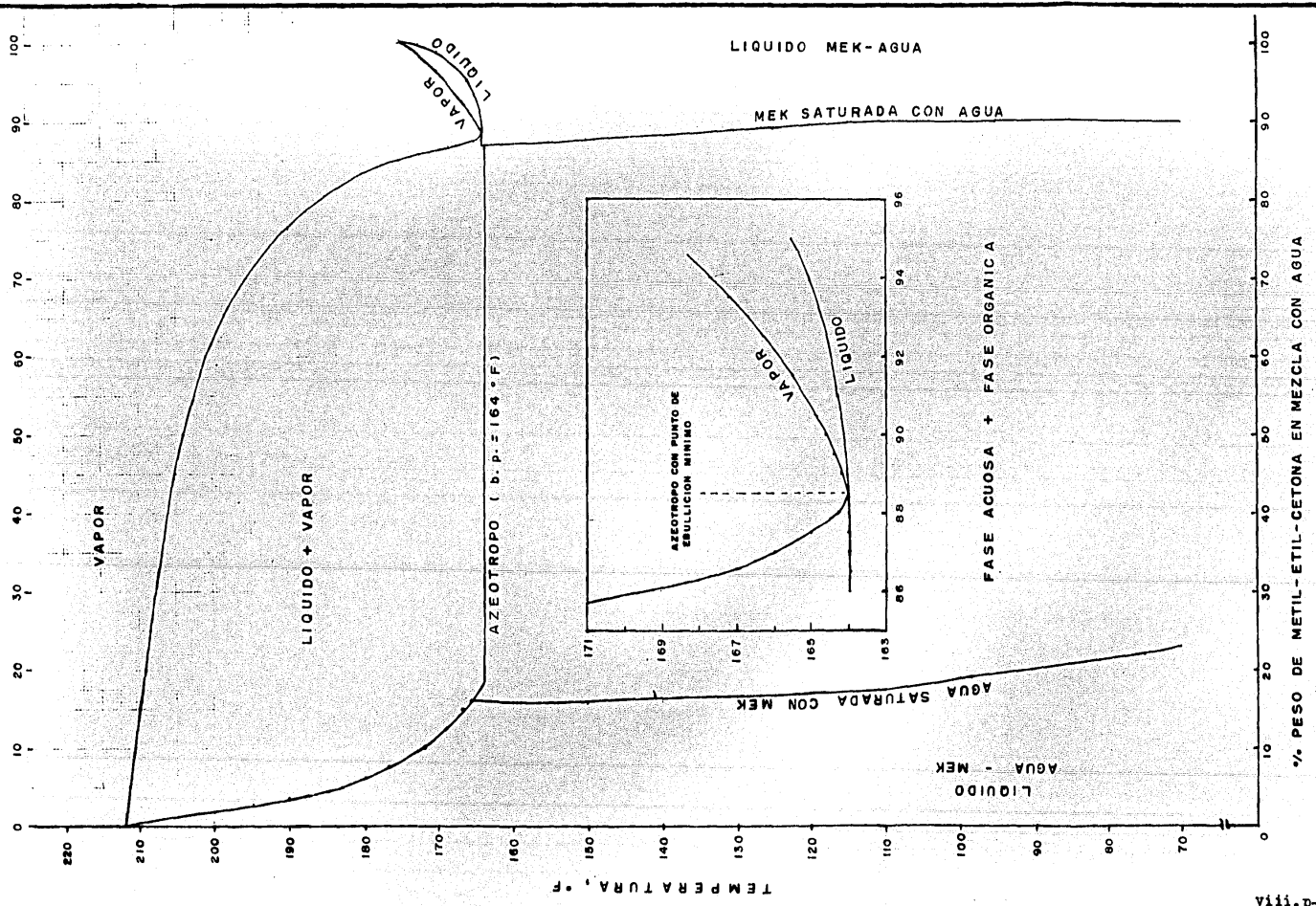
$$X_W = 0.0170.$$

b).- El segundo paso consiste en la caracterización de la forma de operación de la columna de rectificación con vapor de la fase acuosa (DA-213). El método a emplear corresponde al descrito en el inciso anterior, utilizándose la ecuación de Edmister para la obtención del "factor de despojamiento efectivo" (factor efectivo de stripping) de cada componente.

Los coeficientes de equilibrio de Mek y agua para la definición de las condiciones de operación en la torre de destilación por arrastre de vapor se calculan a partir de la curva de equilibrio de dicho sistema binario a 14.5 psia, la cual se presenta en la página siguiente. Los resultados de las relaciones de equilibrio se exhiben en la tabla viii.4.t-50.

Mótese la existencia de un azeótropo de punto de ebullición mínimo de 164°F con la siguiente composición :

$$X_{MEK} = 0.6577, \quad X_W = 0.3423.$$



viii.d-220

FIGURA viii.4.f -  
 DIAGRAMA DE FASES SISTEMA BINARIO MEK-AGUA A 1 ATM.

viii.4.t-50.- Datos de Equilibrio Líquido Vapor para Sistema  
Mek-Agua a 14.5 psia.

Temp. °F	% peso Mek fase líquida	% peso Mek fase vapor	$X_M$	$Y_M$	$K_M$	$K_W$
212	0	0	0.0000	0.0000	-	1.0000
210	0.6	15.0	0.0015	0.0422	28.0438	0.9592
205	1.3	45.0	0.0033	0.1696	51.7522	0.8331
200	1.8	61.5	0.0046	0.2851	62.5866	0.7182
195	2.5	70.5	0.0064	0.3737	58.7488	0.6303
190	3.5	76.2	0.0090	0.4442	49.5047	0.5608
185	4.5	80.2	0.0116	0.5028	43.2433	0.5031
180	6.7	83.2	0.0176	0.5528	31.3899	0.4552
175	8.5	85.1	0.0227	0.5878	25.9319	0.4218
170	11.6	87.1	0.0317	0.6276	19.7867	0.3845
165	16.7	88.4	0.0477	0.6555	13.7517	0.3618
164	18.0	88.5	0.0520	0.6577	12.6587	0.3611
164	88.5	88.5	0.6577	0.6577	1.0000	1.0000
165	94.0	90.7	0.7963	0.7089	0.8901	1.4298
166	95.8	92.2	0.8506	0.7469	0.8781	1.6944
168	97.3	94.2	0.9000	0.8022	0.8913	1.9777
170	98.6	96.4	0.9462	0.8699	0.9194	2.4180
172	99.5	98.0	0.9803	0.9244	0.9430	3.8299
174	99.9	99.5	0.9960	0.9803	0.9842	4.9408
175	100.0	100.0	1.0000	1.0000	1.0000	-

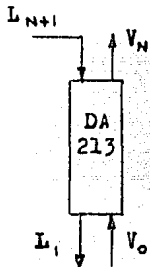
Por el domo de DA-213 se pretende recuperar una corriente de - composición cercana a la azeotrópica, con un punto de ebullición - ligeramente superior a 164°F, mientras que por el fondo, el fluido remanente en fase líquida deberá estar constituido casi exclusivamente por agua, más una pequeña cantidad de metil-etil-cetona que no alcance a ser evaporada y que se llevará a drenaje químico.

viii.4.5.1.- Especificación de las Condiciones de Operación de la Columna de Despojamiento, DA-213.-

Como inicialmente no se conoce el caudal de la corriente de a-

alimentación ( $L_{N+1}$ ) a este equipo, los cálculos se realizan tomando una base de cómputo de 100 lbmol/hr de la fase acuosa saturada.

Los balances de materia son asentados asumiendo que todo el di solvente que trae consigo la corriente de alimentación (corriente número 174) es arrastrado por el vapor de rectificación dando lugar a la recuperación, por el domo, de un producto de composición - azeotrópica .



Bajo la consideración anterior el balance para - la metil-etil-cetona se reduce a :

$$(X_M)_{N+1} \cdot L_{N+1} = (Y_M) \cdot V_N ; V_N = \frac{4.70}{0.6577} = 7.1461$$

Suponiendo relaciones molares (L/V) constantes a lo largo de la columna se puede obtener el flujo requerido de vapor de arrastre :

$$\frac{L_{N+1}}{V_N} = \frac{100}{7.1461} = \frac{L_i}{V_o} = 13.9936$$

$$L_{N+1} + V_o = V_N + 13.9936 V_o ;$$

de donde :

$$V_o = \frac{L_{N+1} - V_N}{12.9936} = \frac{100 - 7.1461}{12.9936000} = 7.1461$$

El siguiente programa permite evaluar los flujos de las corrientes de proceso alrededor de la columna despojadora :

1.- Lectura de datos y asignación de variables :

Base de cálculo = 100 lbmol/hr en  $L_{N+1} \rightarrow A$  ;  $V_o \rightarrow C$  ;

- Coeficientes de equilibrio a la temperatura del domo = 165°F:

$(K_M)_D \rightarrow D = 12.6578$  ;

$(K_W)_D \rightarrow E = 0.3611$  ;

-  $K_i$ 's a la temperatura de fondo (212°F):

$(K_M)_B = 28.0438 \rightarrow Y$  ;

$(K_W)_B = 0.9592 \rightarrow Z$  ;

- Composición de la alimentación =  $X_M = 0.0470 \rightarrow B$

A PASO 2

2.- Especificación de la variable de Selección :

Número de Etapas Teóricas =  $N \rightarrow N$  ;

3.- Balance preliminar :

$$(V/L)_{\text{DOMO}} = (C + AB) \div A \rightarrow F ;$$

$$(V/L)_{\text{FONDIC}} = C \div [A(1-B)] \rightarrow G ;$$

4.- Aplicación de la Ecuación de Edmister :

$$S_{\text{MEK}} = \sqrt{DF(YG + 1) + 0.25} - 0.5 \rightarrow H ;$$

$$S_w = \sqrt{EF(ZG + 1) + 0.25} - 0.5 \rightarrow S ;$$

5.- Cálculo de  $q_w$  ( $q_{\text{MEK}} = 1.0$ ):

$$q_w = A(1-B) \div [C + A(1-B)] \rightarrow Q ;$$

6.- Cálculo de los factores de recuperación,  $F_i$  :

$$F_{\text{MEK}} = (1-H) \div (1 - H^{N+1}) \rightarrow I$$

$$F_w = [(1 - S^N) + Q(S^N - S)] \div (1 - S^{N+1}) \rightarrow J$$

7.- Caracterización de las corrientes de proceso :

$$L_{N+1} : \text{Flujo} = A . X_{\text{MEK}} = AB . X_w = A(1-B) .$$

$$L_1 : \text{Flujo} = K + L . X_{\text{MEK}} = IAB \rightarrow K . X_w = J \cdot [A(1-B) + C] \rightarrow L .$$

$$V_w : X_{\text{MEK}} = (1-I)AB \rightarrow M . X_w = (1-J)[A(1-B) + C] \rightarrow W .$$

$$\text{Flujo Flujo} = M + W \rightarrow R .$$

Se realizan cálculos para diferentes números de etapas teóricas - que se introducen como variable de selección en la etapa 2, dando los resultados que se reportan en la tabla viii.4.t-51 .

Notese que a partir de 10 etapas teóricas, las pérdidas de disolvente por la corriente de fondo que se manda a drenaje, son mínimas.

El balance térmico nos informa que, para doce etapas teóricas, - los requerimientos entálpicos del medio de arrastre se ajustan a una

viii.4.t-51.- Caracterización de Corrientes de Proceso en Columna de Destilación por Arrastre de Vapor de Solvente .

DA - 213 .

Sustancia	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1}, X_{N+1}$	$V_o Y_o$	$L_i X_i$	$V_N Y_N$
Mek	1.2226	-	0.1803	4.7	0.0000	0.84759	3.8524
Agua	0.0269	-	0.9750	95.3	7.1481	99.8889	2.5592
Total	-	3	-	100	7.1481	100.737	6.4116
Mek	1.2226	-	0.0951	4.7	0.0000	0.44710	4.2529
Agua	0.0269	-	0.09750	95.3	7.1481	99.8891	2.5590
Total	-	5	-	100	7.1481	100.336	6.8119
Mek	1.2226	-	0.0558	4.7	0.0000	0.26204	4.4380
Agua	0.0269	-	0.9750	95.3	7.1481	99.8891	2.5590
Total	-	7	-	100	7.1481	100.151	6.9970
Mek	1.2226	-	0.0274	4.7	0.0000	0.12880	4.5712
Agua	0.0269	-	0.9750	95.3	7.1481	99.8891	2.5590
Total	-	10	-	100	7.1481	100.018	7.1302
Mek	1.2226	-	0.0176	4.7	0.0000	0.08277	4.6172
Agua	0.0269	-	0.9750	95.3	7.1481	99.8891	2.5590
Total	-	12	-	100	7.1481	99.9718	7.1763
Mek	1.2226	-	0.0115	4.7	0.0000	0.05396	4.6460
Agua	0.0269	-	0.9750	95.3	7.1481	99.8891	2.5590
Total	-	14	-	100	7.1481	99.9430	7.2051

corriente de vapor de agua de 2150 BTU/lb que es difícil producir en los equipos industriales más comunes. En los otros casos no mejora - el problema.

Además, debido a que la eficiencia de la columna DA-213 (determinada vía viscosidad de la corriente de alimentación a la temperatura promedio) da un valor de 0.45 (45%), el tamaño del equipo, correspondiente a 27 etapas reales ( $\pm$ ), sería restrictivo por la gran caída de

presión que provocaría (columna de platos), induciendo a una predicción deficiente del sistema (condiciones no isobáricas).

Por otra parte, aunque se había mencionado que las pérdidas de solvente por la corriente de fondo son bajas, estas sí resultan significativas y tendrían gran repercusión en la economía del proceso.

Debido a estos inconvenientes se desecha la opción de recuperar por el domo de DA-213 una fase vapor de composición cercana a la azeotrópica y se procede a incrementar el flujo del vapor de arrastre hasta encontrar la posibilidad de utilizar el vapor de servicio de que se dispone (según capítulo VI: 55 psia y 300°F). Con esta acción también se logra disminuir las pérdidas de Mek por el drenaje químico.

El procedimiento iterativo utilizado para la caracterización definitiva de las corrientes de proceso en torno a DA-213 siguió los pasos que se citan a continuación:

1.- El primer paso consiste en la suposición del caudal de flujo del vapor de arrastre.

2.- Utilizando el programa de cálculo delineado en la página -viii.p- 222 se realiza el balance de materia alrededor de DA-213.

3.- Habiendo obtenido mediante el paso anterior las composiciones y flujos de cada una de las corrientes, asumir que el producto de domo se recupera en su punto de rocío. Con los datos de la tabla viii.4.t-50 se calcula la temperatura correspondiente (vía interpolación lineal). El producto de fondo abandona el equipo en su punto de burbuja (212°F por tratarse de agua).

4.- Se establece el balance de energía. Si la entalpía específica del vapor requerido chequea con las propiedades del vapor de servicio disponible, el flujo asumido en la etapa inicial es procedente, en caso contrario hay que regresar al paso (1).

Después de una larga serie de iteraciones se consigue la concordancia buscada, correspondiendo el flujo del medio de arrastre al -21.74 % molar de la corriente  $L_{N+1}$ , alimentada a la columna, tal como



no puede observarse en la tabla viii.4.t-52 donde también se reportan las características térmicas de las corrientes de proceso.

viii.4.t-52.- Evaluación de las condiciones de operación en la Columna Agotadora de Solvente, DA-213 .

a).- Balance de Materia: Base de Cálculo = 100 lbmol/hr en  $L_{N+1}$

Sustancia	$S_i$	N	$f_i$	$L_{N+1} X_{N+1}$	$V_o Y_o$	$L_i X_i$	$V_N Y_N$
Mek	4.5009	-	$4.21 \cdot 10^{-4}$	4.70	0.000	$1.979 \cdot 10^3$	4.698020
Agua	0.1053	-	0.91427	95.3	21.74	107.0065	10.03349
Total	-	5	-	100.	21.74	107.0085	14.73152

b).- Perfil de Temperaturas y Relaciones Molares :

etapa	0	1	2	3	4	5	N + 1	$H_{V_o}$
$V_n$	21.74	20.33	18.93	17.53	16.13	14.73	-	
$L_n$	-	107	105.6	104.2	102.8	101.4	100	
$V_n/L_n$	-	0.190	0.179	0.168	0.157	0.145	-	
$T_n$	300	212	208.5	205.0	201.6	198.09	130	1182.76

Nota.- Se utiliza vapor de baja presión de 55 psia y 300°F como medio de arrastre .

$H_{V_o}$  es la entalpía del vapor de arrastre en BTU/lb.

Flujos molares ( $V_n$  y  $L_n$ ) en lbmol/hr, temperaturas en °F .

c).- El tercer paso consiste en una realización preliminar del :

viii.4.5.2.- Balance de Materia en el sistema de Recuperación y secado de Disolvente .

El problema de la resolución de los balances de materia para el sistema de recuperación completo puede seguir varios caminos, después del análisis sobre un conjunto de alternativas se encontró que la opción más conveniente era la de empezar planteando un balance preliminar sobre un volumen de control que comprende todas las corrientes de entrada y de salida. Las ecuaciones resultantes para dicho subsistema son :

Balance de materia sobre el volumen de control externo :

$$\text{Global.- } F_{170} = F_{184} + F_{178} + F_{176} - F_{175} - F_{169}$$

Por componente :

$$\begin{aligned}
 F_{170} Y_{M170} &= F_{184} X_{M184} + F_{178} X_{M178} + F_{176} X_{M176} - F_{175} Y_{M175} - F_{169} X_{M169} \\
 F_{170} Y_{T170} &= F_{184} X_{T184} + F_{178} X_{T178} + F_{176} X_{T176} - F_{175} Y_{T175} - F_{169} X_{T169} \\
 F_{170} Y_{W170} &= F_{184} X_{W184} + F_{178} X_{W178} + F_{176} X_{W176} - F_{175} Y_{W175} - F_{169} X_{W169}
 \end{aligned}$$

Para estas ecuaciones :

$$F_{176} X_{T176} = 0, \text{ debido a que el tolueno es inmisible en la fase acuosa.}$$

$$F_{175} X_{M175} = F_{175} X_{T175} = 0, \text{ debido a que la corriente 175 es el vapor de agua que se usa como medio de arrastre.}$$

$$F_{169} X_{W169} = 0, \text{ debido a que la corriente 169 es solvente seco que se introduce en FA-202 para ajuste de los balances}$$

$$F_{184} X_{W184} = 0, \text{ obtención de solvente seco por el fondo de la columna fraccionadora,}$$

$$F_{175} Y_{W175} = (21.74/107.0085) F_{176} = 0.20316 F_{176}, \text{ definido a partir del diseño termodinámico de la columna despojadora DA-213.}$$

En este balance preliminar se asumirá un valor de cero para la corriente 169 de solvente seco proveniente del tanque de balance, con el objeto de lograr una caracterización inicial del producto de fondo de la columna fraccionadora,  $X_{M184}$ .

Tomando en cuenta los anteriores señalamientos se puede llegar a establecer una ecuación sencilla para el cálculo de la fracción molar de la metil-etil-cetona en la corriente 184, el procedimiento es el siguiente :

Evaluar  $F_{176}$  a partir de la siguiente ecuación :

$$F_{176} = \frac{F_{170} Y_{M170} - F_{178} X_{M178}}{1 - 0.20316}$$

Obtener el factor "a" definido como :

$$a = \frac{F_{170} Y_{M170} - F_{176} (1 - X_{W176}) - F_{178} X_{M178}}{F_{170} Y_{T170} - F_{178} X_{T178}}$$

Finalmente calcular  $X_{M184}$  :

$$X_{M184} = a / (1 + a)$$

La corriente 178 es solvente húmedo que se envía como reflujo - hacia las columnas de rectificación de aceites y parafinas; su composición (como ya se había hecho notar anteriormente) corresponde - a :  $X_M = 0.5470$  ,  $X_T = 0.4360$  , y  $X_w = 0.0170$  , mientras que el flujo molar de esta corriente es definido de acuerdo a los requerimientos de solvente de reflujo en los equipos indicados, y depende del grado de aceite lubricante en procesamiento :

Requerimientos de Disolvente húmedo ( $\diamond 178$ ) en la sección de recuperación de aceites y parafinas :

Caso I.- Neutro Ligero : 13.9210 lbmol/hr .

Caso II.- Neutro : 14.6332 lbmol/hr .

Caso III.- Neutro Pesado : 9.0620 lbmol/hr .

Caso IV.- Pesado : 9.8186 lbmol/hr .

Caso V.- Cilindros : 8.9566 lbmol/hr .

De acuerdo con los resultados obtenidos al calcular  $X_{M184}$ , se observó que esta variable podía ser generalizada a un valor promedio de  $X_{M184} = 0.55192$ , el cual servirá de base para los cálculos - subsiguientes .

Si se toman como ciertos los valores de  $F_{17c}$  obtenidos en este paso, los datos que se obtendrían correspondientes a los flujos molares de las restantes corrientes de proceso no llevarían a una resolución lógica del circuito completo de recuperación de solvente, - obteniéndose flujos negativos en algunas de ellas al realizar los - balances alrededor de las columnas de destilación; lo que procede - es caracterizar la operación de la columna fraccionadora y después ajustar los balances de materia haciendo variar el flujo y composición de la corriente número 169 de solvente de balance .

viii.4.5-3.- Columna Secadora de Mek-Tol, DA-212 .

d).- Una vez determinada la fracción molar de metil-etil-cetona en la corriente de fondo de la torre fraccionadora se prosigue con la realización del balance de materia en torno a este equipo :

Balances de materia alrededor de DA-212 :

$$\text{Global : } F_{179} = F_{171} + F_{184}$$

Por componente :

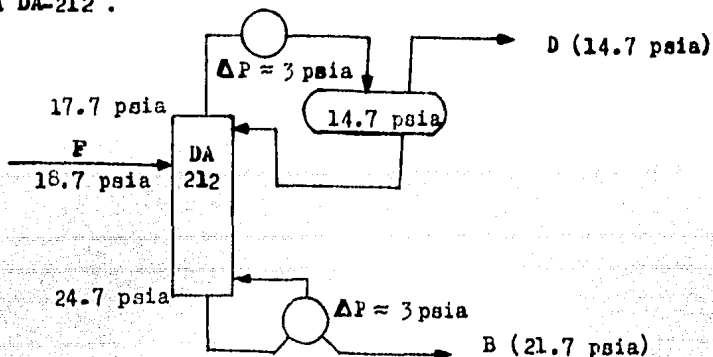
$$F_{179} Z_{M179} = F_{171} Y_{M171} + F_{184} X_{M184}$$

$$F_{179} Z_{T179} = F_{171} Y_{T171} + F_{184} X_{T184}$$

$$F_{179} Z_{W179} = F_{171} Y_{W171} + F_{184} X_{W184}$$

Se obtiene el sistema anterior de cuatro ecuaciones con seis incógnitas :  $F_{179}$  ,  $F_{171}$  ,  $F_{184}$  ,  $Y_{M171}$  ,  $Y_{T171}$  y  $Y_{W171}$  . Las composiciones de las corrientes 179 y 184 si son conocidas . (Recuérdese que la fracción molar de agua en la corriente de fondo de la columna secadora,  $X_{W184}$  , ha sido asumida con un valor de cero; esta asunción deberá ser checada durante el diseño termodinámico de las condiciones de operación en dicho equipo ) .

Si se supone un grado de contaminación con tolueno en la corriente 171 (la cual debe corresponder a una mezcla en fase vapor de composición cercana a la azeotrópica) se pueden obtener tanto las fracciones molares de mek y agua en este fluido así como las relaciones de recuperación molares en domo (D/F) y fondo (B/F) de la columna DA-212 .



Con  $Y_{T171} = 0.0035$  se obtiene  $Y_{M171} = 0.6429$  y  $Y_{W171} = 0.3536$  , -  
 junto con las siguientes relaciones de recuperación :

$$\frac{\text{corriente de domo (lbmol/hr)}}{\text{corriente de alimentación}} = \frac{D}{F} = 1 - 0.95192 = \frac{F_{171}}{F_{179}}$$

$$\frac{\text{corriente de fondo (lbmol/hr)}}{\text{corriente de alimentación}} = \frac{B}{F} = 0.95192 = \frac{F_{184}}{F_{179}}$$

Habiendo obtenido las composiciones de las corrientes de domo y fondo de DA-212 se procede a la determinación de las temperaturas de operación en dichos puntos. Para esto es necesario estimar los coeficientes de equilibrio para sistemas Mek-Tol-Agua a 14.7 psia (domo) y 21.7 psia (fondo), y dentro de rangos de temperatura en los que se crea se encontrarán los puntos de burbuja y de rocío de los productos de domo y fondo respectivamente. Estos coeficientes se calculan siguiendo el método de Chao y Seader que ha sido utilizado hasta ahora y que comprende la evaluación de los parámetros termodinámicos ( $v_i$ ,  $\gamma_i$  y  $\phi_i$ ).

Coeficientes de equilibrio en el domo de DA-213, 14.7 psia :								
Temp. °F	100	110	120	130	140	150	160	164
Mek	0.1638	0.2086	0.2641	0.3309	0.4106	0.8049	0.6155	0.6669
Tol	0.0773	0.0993	0.1262	0.1589	0.1982	0.2450	0.3003	0.3250
Agua	16.992	21.079	25.900	31.533	38.060	45.565	54.132	57.872

En el domo la condición del punto de rocío corresponde a :

$$\sum_i^n (Y_i / K_i) = 1.0000$$

Dentro de pequeños intervalos de temperatura resulta válida una interpolación lineal para el cálculo de los coeficientes de equilibrio a temperaturas intermedias. Planteando un programa de iteraciones en el cual se lea el coeficiente de equilibrio de cada componente de la mezcla producto a cada temperatura, y a partir de ellos se calcule la sumatoria indicada, se puede encontrar el punto de burbuja del fluido cuando se logre la convergencia buscada.

La temperatura de rocío ( $T_{171}$ ) resulta ser de 163.01°F, para la cual :

$$K_M = 0.6541, \quad K_T = 0.3190 \quad \text{y} \quad K_W = 56.9437.$$

Este será el nivel térmico de operación en FA-203 (ver diagrama de flujo al inicio de este inciso).

Condiciones de Operación en el Fondo de DA-212 :

En la corriente de fondo (184) de la columna, la condición que debe cumplirse para hallar su punto de burbuja es :

$$\sum Y_i = \sum K_i X_i = 1.0000 .$$

Asumiendo una caída de presión total de 7 lb/in<sup>2</sup> en la torre - fraccionadora, se obtienen 21.7 psia como presión de operación en la parte baja de este equipo (a la salida del rehervidor). Los coeficientes de equilibrio para mek, tol y agua a dicha presión resultan ser los siguientes :

Coeficientes de equilibrio a 21.7 psia :						
Temp. (°F)	190	200	210	212	220	230
Mek	0.7163	0.8471	0.9950	1.0283	1.1613	1.3534
Tol	0.3555	0.4230	0.5000	0.5166	0.5873	0.6847
Agua	58.6096	67.7671	77.8855	80.0269	89.0080	101.1394

Utilizando un método iterativo similar al discutido previamente para el cálculo del punto de rocío del producto de domo, y tomando como válida la evaluación de los coeficientes de equilibrio a temperaturas intermedias vía interpolación lineal, se consiguió el siguiente resultado :

$$\begin{aligned} (X_M)_B &= 0.55192 & T_{184} &= 226.49^\circ\text{F} & K_M &= 1.2844 \\ (X_T)_B &= 0.44808 & & & K_T &= 0.6497 \\ (X_W)_B &\approx 0 \text{ (por comprobar)} & & & K_W &= 96.7818 \end{aligned}$$

Condiciones de la Alimentación :

La calidad de la corriente a alimentar a la torre DA-212 se define por un balance en las cargas térmicas de condensador y rehervidor de dicho equipo.

Debido a que la relación de recuperación de productos en fase líquida por el fondo de DA-212 con respecto a los productos del -

domo está fijada en un valor muy alto ( $\frac{B}{D} = \frac{B}{F} \div \frac{D}{F} = 19.30$ ), la energía térmica a retirar en el condensador sería muy grande si la alimentación se hiciera como vapor saturado, necesitándose entonces un gran consumo del medio de enfriamiento y grandes áreas para transferencia de calor. Si por el contrario, la alimentación se introduce como líquido saturado o aún, subenfriado, el flujo de agua de servicio estaría bien controlado.

Como el flujo de vapor a lo largo de la columna se mantiene siempre en bajos valores ( $D = 0.04808 F$ ), el consumo de vapor de calentamiento en el reboilador y el tamaño del mismo llega a ser de segunda importancia.

Con el objeto de disminuir la carga térmica en el condensador se tomó en consideración meter la alimentación como líquido saturado ( $155.78^\circ F$ ) o con un pequeño porcentaje vaporizado. Después de un análisis sobre un conjunto de alternativas se eligió la opción de introducir el disolvente húmedo (corriente 179) a  $190^\circ F$  ya que con este nivel térmico se consigue un perfil de temperaturas continuo a lo largo de la torre fraccionadora.

Coeficientes de equilibrio a 18.7 psia :							
Temp ( $^\circ F$ )	150	160	170	180	190	200	210
Mek	0.3957	0.4824	0.5832	0.6998	0.8357	0.9883	1.1608
Tol	0.1926	0.2361	0.2870	0.3463	0.4148	0.4935	0.5833
Agua	35.8186	42.5529	50.1834	58.7716	68.3779	79.8664	90.8664

Alimentando a  $190^\circ F$  :

Calidad : Mezcla bifásica con 3.36 % molar en fase vapor.

$$Z_M = 0.5470, Z_T = 0.4360, Z_W = 0.0170.$$

$$X_M = 0.5500, X_T = 0.4448, X_W = 0.0052.$$

$$Y_M = 0.4598, Y_T = 0.1846, Y_W = 0.3555.$$

Nota: el punto de rocío de la mezcla de alimentación se encuentra a  $222.72^\circ F$ , que correspondería a la temperatura de alimentación como vapor saturado.

Diseño Termodinámico de DA-212 :

La siguiente tabla resume los datos que se han determinado hasta ahora como útiles para establecer el diseño termodinámico de la columna secadora de disolvente :

Domo: Destilado Fase Vapor:	Fondo: Residuo Líquido Saturado:
P = 14.7 psia ; T = 163.01°F ;	P = 21.7 psia ; T = 226.49°F
Y <sub>M</sub> = 0.6429 ; K <sub>M</sub> = 0.6541	X <sub>M</sub> = 0.55192 ; K <sub>M</sub> = 1.2844
Y <sub>T</sub> = 0.0035 ; K <sub>T</sub> = 0.3190	X <sub>T</sub> = 0.44808 ; K <sub>T</sub> = 0.6497
Y <sub>W</sub> = 0.3536 ; K <sub>W</sub> = 56.9437	X <sub>W</sub> = 0 ; K <sub>W</sub> = 96.7818

Alimentación : Mezcla Bifásica ( 3.36 % molar vaporizado ):

P = 18.7 psia ; T = 190°F

Z<sub>M</sub> = 0.5470 ; Z<sub>T</sub> = 0.4360 ; Z<sub>W</sub> = 0.0170

K<sub>M</sub> = 0.8357 ; K<sub>T</sub> = 0.4148 ; K<sub>W</sub> = 68.3779

X<sub>M</sub> = 0.5500 ; X<sub>T</sub> = 0.4448 ; X<sub>W</sub> = 0.0052

Y<sub>M</sub> = 0.4593 ; Y<sub>T</sub> = 0.1846 ; Y<sub>W</sub> = 0.3555

Un gran número de procedimientos algebraicos (y muchas variaciones de ellos) han sido desarrollados para el cálculo del número mínimo de etapas teóricas y relaciones de reflujo en sistemas de destilación. Ningún intento se hará aquí para ofrecer una compilación de tales métodos. De hecho, debido a que muy poco mejoramiento en exactitud se puede ganar al aplicar procedimientos algebraicos más complejos, los ingenieros de diseño de proceso prefieren la utilización de las técnicas básicas de cálculo que sugieren Fenske, Underwood y Gilliland.

Determinación del número mínimo de etapas :

La ecuación de Fenske relaciona el número mínimo de etapas de equilibrio teóricas, a reflujo total, con las composiciones de los productos de domo y fondo y la volatilidad relativa promedio de los componentes de la mezcla :

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK,D}} \right) \left( \frac{X_{HK}}{X_{LK,B}} \right) \right]}{\log (\alpha_{LK-HK})_{\text{prom}}}$$



En donde :

$N_{\min}$  = Número mínimo de etapas teóricas requeridas para lograr - la separación deseada .

$X$  = Fracción mol en fase líquida ( $X_i$ ) o fase vapor ( $Y_i$ ) de - los componentes involucrados .

Subíndices :

LK = componente clave ligero.

HK = componente clave pesado,

D = domo de la columna .

B = fondo de la columna .

$(\alpha_{LK-HK})_{\text{prom}}$  = Volatilidad relativa promedio entre componentes clave ligero y clave pesado =  $(K_{LK}/K_{HK})_{\text{prom}}$

Calculando las volatilidades relativas de cada par por el cocien - te de sus respectivos coeficientes de equilibrio se obtiene :

Domo:	Alimentación:	Fondo:
$(\alpha_{MT})_D = 2.0505$	$(\alpha_{MT})_F = 2.0147$	$(\alpha_{MT})_B = 1.9769$
$(\alpha_{WT})_D = 178.5069$	$(\alpha_{WT})_F = 164.8455$	$(\alpha_{WT})_B = 148.9638$
$(\alpha_{MT})_{\text{prom}} = 2.0140$	$(\alpha_{WT})_{\text{prom}} = 164.1054$	$(\alpha_{WM})_{\text{prom}} = 81.4823$

Eligiendo a la metil-etil-cetona como compuesto clave ligero y - al tolueno como clave pesado se puede determinar el número mínimo de platos teóricos para obtener las composiciones en domo y fondo espe - cificadas para estas dos sustancias :

LK = Mek ; HK = Tol :

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \frac{0.6429}{0.0035} \times \frac{0.44808}{0.55192} \right]}{\log 2.0140} = 7.1485 \text{ platos teóricos a reflujo total}$$

Después, tomando como compuesto clave pesado a la metil-etil-ce - tona y como clave ligero al agua, se puede calcular la concentración (en fracción molar) de este último componente en la corriente de re - siduo (producto de fondo) de DA-212 :

$$(X_{LK})_B = \frac{(X_{LK})_D}{(X_{HK})_D} (X_{HK})_B (\alpha_{LK-HK})_{\text{prom}}^{-N_{\min}}$$

$$(X_w)_s = \frac{0.3536}{0.6429} \cdot 0.55192 \cdot (81.4823)^{-7.1485} =$$

$$= 6.6223 \cdot 10^{-15}$$

Como puede observarse, la suposición inicial de  $(X_w)_s = \text{cero}$ , - con la que fueron establecidos los balances de materia, resulta válida, ( página viii.p-231).

Cálculo de la Relación de Reflujo ( $L_r/D$ ):

La relación de reflujo mínima  $(L_r/D)_{\text{mín}}$  requerida para alcanzar la separación deseada puede calcularse utilizando alguna de las varias rutinas algebraicas que han sido desarrolladas hasta la fecha. Una de ellas es la conocida ecuación de Underwood en la que se hace uso de las volatilidades relativas promedio y fracciones molares de cada componente en las corrientes de destilado y alimentación, además de un parámetro ( $q$ ) que toma en cuenta la calidad (estado de vaporización) de la carga alimentada.

Gilliland (Ind. Eng. Chem., 1940, núm. 32, p 1101) ha propuesto también un cierto número de fórmulas complicadas para la evaluación del reflujo mínimo. Estas ecuaciones derivan directamente de la determinación del reflujo mínimo para los componentes clave (como mezcla binaria), teniendo que añadir términos correctivos relativos a la existencia de sustancias más ligeras que el clave ligero, más pesadas que el clave pesado, y componentes de volatilidad intermedia cuando la selección de los compuestos clave no se hace entre sustancias de volatilidad adyacente.

Haciendo un símil del mecanismo de cálculo del reflujo mínimo - de las mezclas binarias, Gilliland se vió obligado a tomar en cuenta el estado de vaporización de la alimentación, para lo cual establece dos fórmulas distintas, según la carga se introduzca como vapor o líquido saturado, y propone que el valor del reflujo mínimo - para alimentaciones bifásicas varía linealmente con el porcentaje molar vaporizado.

J.B. Maxwell hizo una simplificación de las relaciones de Gilliland llegando a la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min} + 1 = \left[ \frac{\alpha_{LK} I_{LK} + 1}{\alpha_{LK} - 1} \right] \left[ \frac{(X_{LK})_D}{I_{LK}} - (X_{HK})_D \right] +$$

$$+ \sum_{\text{LIGEROS}} \left\{ \frac{\alpha_L}{\alpha_L - 1} \left[ (X_L)_D - I_L (X_{HK})_D \right] \right\} + \sum_{\text{PESADOS}} \left\{ \frac{\alpha_H}{\alpha_{HK} - \alpha_H} \left[ \frac{(X_{HK})_D}{I_H} - (X_H)_D \right] \right\}$$

El primer término del lado derecho de la igualdad corresponde al reflujo mínimo de la mezcla binaria formada por los componentes clave ligero (LK) y clave pesado (HK); Los dos términos restantes son correcciones que toman en consideración la presencia de las demás sustancias.

Para mezclas multicomponentes el método consiste en calcular la relación de reflujo mínima para los dos estados de vaporización de la alimentación que se especifican en el cuadro de la tabla viii.4.t-53, y después calcular la relación de reflujo correspondiente a la vaporización deseada vía interpolación lineal.

viii.4.t-53.- Ecuaciones para la determinación de la relación de reflujo mínimo por el método de J.B. Maxwell :

Condiciones de Vaporización de la carga :	"Caso "A"		Caso "B"	
	% VAP.	I	% Vap.	I
L = volátil	$\sum Z_L$	$I_L = \frac{Z_L}{\alpha_L Z_{HK}}$	$100 - \sum Z_H$	$I_L = \frac{Z_L}{\alpha_L Z_{HK}}$
LK = clave ligero.		$I_{LK} = \frac{Z_{LK}}{Z_{HK}}$		$I_{LK} = \frac{Z_{LK}}{\alpha_{LK} Z_{HK}}$
LI = volátil intermedio		$I_{LI} = \frac{Z_{LI}}{Z_{HK}}$		$I_{LI} = \frac{Z_{LI}}{\alpha_{LI} Z_{HK}}$
HI = pesado intermedio		$I_{HI} = \frac{Z_{LK}}{Z_{HI}}$		$I_{HI} = \frac{\alpha_{HI} Z_{LK}}{\alpha_{HK} Z_{HI}}$
HK = clave pesado		-		-
K = pesado		$I = \frac{Z_{LK}}{Z_H}$		$I = \frac{Z_{LK}}{Z_H}$

Los componentes intermedios se clasifican en las denominaciones LI o HI según la proximidad de sus volatilidades a la del componente clave.

Definiendo :

HK = Tolueno ; LK = MeK ; L = Agua ; La aplicación de la ecuación de Maxwell da lugar a :

$$\left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min} + 1 = \left(\frac{\alpha_{MEK} I_{MEK} + 1}{\alpha_{MEK} - 1}\right) \left[\frac{(X_M)_D - (X_T)_D}{I_{MEK}}\right] + \frac{\alpha_W}{\alpha_W - 1} \left[(X_W)_D - I_W (X_T)_D\right]$$

Substituyendo los respectivos valores de las volatilidades relativas promedio de cada componente, fracciones molares en el producto destilado y los factores I; calculados para los dos casos de vaporización de la carga se obtiene :

Caso A: % Vaporizado =  $\sum Z_L = Z_W = 0.0170 = 1.7\%$  molar :

$$I_L = \frac{Z_W}{\alpha_W Z_{HK}} = \frac{Z_W}{\alpha_W Z_T} = 2.3760 \cdot 10^{-4};$$

$$I_{LK} = \frac{Z_{LK}}{Z_{HK}} = \frac{Z_M}{Z_T} = 1.25458 ; \quad \left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min A} = 1.1259 .$$

Caso B : % Vaporizado =  $1 - \sum Z_M = 1.0000 = 100\%$  molar :

$$I_L = \frac{Z_L}{\alpha_L Z_{HK}} = \frac{Z_W}{\alpha_W Z_T} = 2.3760 \cdot 10^{-4};$$

$$I_{LK} = \frac{Z_{LK}}{\alpha_{LK} Z_{HK}} = \frac{Z_M}{\alpha_M Z_T} = 0.62293 ; \quad \left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min B} = 1.6427 .$$

Para 3.36 % molar vaporizado, por interpolación lineal se tiene la siguiente relación de reflujo :

$$\left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min} = 1.1346 .$$

La relación de reflujo óptima puede ser derivada por comparación de los costos de operación (carga térmica en el condensador) con los costos de equipo (número de platos reales en la columna - fraccionadora), y después optimizando los dos. Los siguientes son estimaciones razonablemente buenas de :

$$\xi \left[\left(\frac{L_R}{D}\right)\right] = \left[\left(\frac{L_R}{D}\right)_{op} / \left(\frac{L_R}{D}\right)_{\min}\right]$$

para varios servicios factibles de usar :

Servicio de enfriamiento:	$\xi$ :
refrigeración a bajo nivel (<-150°F)	1.05 a 1.10
refrigeración a alto nivel	1.10 a 1.20
condensadores con servicio de agua o aire de enfriamiento	1.20 a 1.30

Nótese la tendencia a utilizar reflujos menores cuando el servicio de refrigeración es más costoso.

Eligiendo un valor de  $\xi = 1.3$ , la relación de reflujo de operación es igual a :

$$\left(\frac{L_R}{D}\right)_{\text{operación}} = 1.4750$$

Gilliland propone una correlación empírica entre la relación de reflujo y el número de platos teóricos para columnas que destilan mezclas de hidrocarburos. Nosotros supondremos válida dicha correlación para el tipo de mezclas ternarias Mek-Tol-Agua que nos ocupa.

Gilliland encontró después de una serie de ensayos sobre diferentes sistemas multicomponentes que la gráfica de las siguientes funciones :

$$\Psi(N) = \frac{N - N_{\min}}{N + 1}, \quad \text{y} \quad \Psi(L_R/D) = \frac{(L_R/D)_{\text{op}} - (L_R/D)_{\min}}{(L_R/D)_{\text{op}} + 1}$$

exhibe un comportamiento que puede ser generalizado a una sola curva cuando se grafica  $\Psi(N)$  como ordenada y  $\Psi(L_R/D)$  como abscisa. Una vez definidos los reflujos mínimo y de operación se calcula la segunda de estas funciones y se lee en la curva generalizada de Gilliland el valor de la primera; después, debido a que ya se conoce el número mínimo de etapas para reflujo total ( $N_{\min}$ ), se procede al cálculo del número de etapas teóricas para el reflujo de operación :

$$N_{\min} = 7.1485$$

$$\Psi(L_R/D) = (1.4750 - 1.1346) + (1.4750 + 1) = 0.1375$$

$$\Psi(N) = 0.50 \quad (\text{determinación gráfica})$$

Con este valor, el número de platos teóricos para reflujo de operación llega a ser :

$$N = ( 7.1485 + 0.50 ) \div ( 1 - 0.50 ) = 15.2970 .$$

Calculando la eficiencia global de la columna por medio de la viscosidad de la mezcla alimentada en fase líquida a las condiciones de temperatura y presión promedio del equipo, se obtiene el número de platos reales en DA-212 :

$$\text{Eficiencia} = 53 \% .$$

$$\text{Número de platos reales} = 15.2970 \div 0.53 = 28.8623 = 29 .$$

29 etapas reales :

1 condensador parcial + 27 platos en la columna + 1 rehervidor .

La localización del plato de alimentación puede conseguirse aplicando la ecuación que propone Kirkbride :

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left\{ \frac{(X_{MK})_F}{(X_{LK})_F} \times \frac{B}{D} \left[ \frac{(X_{LK})_B}{(X_{MK})_B} \right]^2 \right\}$$

Donde "m" es el número de etapas teóricas en la zona de rectificación y "p" en la zona de agotamiento. Sustituyendo las variables respectivas se obtiene :

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[ \frac{0.4360}{0.5470} \cdot 19.80 \left( \frac{0.00350}{0.55192} \right)^2 \right] = -0.6587$$

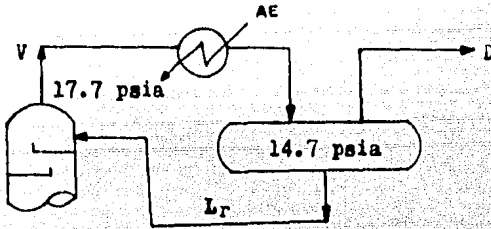
$$\frac{m}{p} = 0.2194 \quad ; \quad p = 29 \div ( 1 + 0.2194 ) = 23.78$$

$m = 29 - 23.78 = 5.22$  etapas reales sobre el plato de alimentación.

Tomando en cuenta que la primera etapa corresponde al condensador parcial, la alimentación deberá ser hecha por encima del plato número cuatro de la columna (etapa 4.22 en dicho equipo, numerada de arriba hacia abajo).

**Balace de Materia en la Sección Superior del Sistema de Destilación .**

La figura de esta página muestra el flujo de corrientes en torno al tanque acumulador de reflujo de DA-212. En este apartado se definen las composiciones y temperaturas de cada una de ellas .



Para  $L_r$  :

Flujo :  $L_r = 1.4750 D$

Composición :  $(X_i)_{L_r} = (Y_i)_D / K_i$  ;  $T_{L_r} = T_D$

$(X_M)_{L_r} = 0.9822$  ;  $(X_T)_{L_r} = 0.0110$  ;  $(X_W)_{L_r} = 0.0068$

Para  $V$  :

Flujo :  $V = D + L_r = 2.4750 D$

Composición :  $(Y_i)_V = [(Y_i)_D + (X_i)_{L_r} (1.4750 D)] \div [2.4750 D]$

$(Y_M)_V = 0.8451$  ;  $(Y_T)_V = 0.0080$  ;  $(Y_W)_V = 0.1469$

La temperatura de la corriente  $V$  se calcula con el punto de rocío de la mezcla obtenida :

Coefficientes de equilibrio a 17.7 psia :

Temp. (°F)	164	170	180	190	200
Mek	0.5530	0.6170	0.7403	0.8829	1.0441
Tol	0.2699	0.3032	0.3658	0.4383	0.5214
Agua	48.0632	53.0185	62.0920	72.2410	83.5284

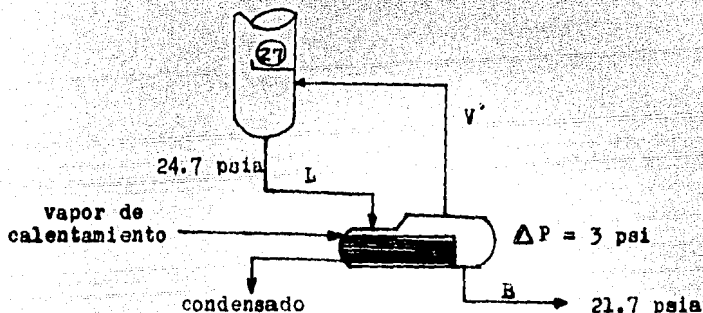
Temperatura de rocío = 188.605°F .

$K_M = 0.8630$  ;  $K_T = 0.4282$  ;  $K_W = 70.8262$  .

Balace en la Sección inferior de la columna fraccionadora :

La figura de la página siguiente exhibe las condiciones de operación en el fondo de la columna secadora de solvente, DA-212 .

Se ha hecho la suposición de una caída de presión de 3 psi - para la corriente de proceso que atraviesa el rehervidor de residuo de la columna fraccionadora.



Los balances de materia en esta parte del sistema de destilación son:

$$L = V' + B;$$

$$V' = V - 0.0336 F; \text{ con: } F = 20.7987 D, \text{ y } V = 2.4750 D.$$

$$\underline{V' = 1.7762 D; B = 19.90 D; L = 21.5762 D.}$$

Las características de estas tres últimas corrientes son:

para B:

$$X_M = 0.55192; X_T = 0.44808; X_W = 6.62 \cdot 10^{-18}; T = 226.49^\circ\text{F.}$$

para V':  $Y_{V'} = K; X_B$

$$Y_M = 0.7089; Y_T = 0.2911; Y_W = 6.41 \cdot 10^{-13}; T = 226.49^\circ\text{F.}$$

para L:  $X_L = (19.8 D X_B + 1.7762 D Y_{V'}) \div (21.5762 D)$

$$X_M = 0.5648; X_T = 0.4352; X_W = 5.88 \cdot 10^{-14}; T = 235.03^\circ\text{F.}$$

Donde la temperatura de la corriente L corresponde a su punto de burbuja a 24.7 psia.

Para comprobar la factibilidad de operación de DA-212 bajo las condiciones señaladas se efectuó el siguiente balance de energía - para la sección inferior de dicho equipo:

Las ecuaciones de entalpía molar para las sustancias que componen las corrientes de proceso (L, V', y B) son:



	Entalpía molar en fase Líquida, $\bar{h}$	Entalpía molar en fase Vapor, $\bar{H}$	Rango de aplicabilidad
Mek	$T(34.608 + 0.0364 T)$	$\bar{h}_M + 16\,756 - 17.304 T$	$120 \leq T \leq 240^\circ\text{F}$
Tol	$T(33.156 + 0.0433 T)$	$\bar{h}_T + 17\,329 - 12.723 T$	$130 \leq T \leq 240^\circ\text{F}$

Las ecuaciones para la determinación del flujo entálpico (BTU/hr) de cada una de las corrientes involucradas son :

$$h_L = 21.5762 D ( X_{ML} \bar{h}_{ML} + X_{TL} \bar{h}_{TL} ) = 221\,702 D .$$

$$h_B = 19.8000 D ( X_{MB} \bar{h}_{MB} + X_{TB} \bar{h}_{TB} ) = 192\,394 D .$$

$$H_V = 1.77620 D ( Y_{MV} \bar{H}_{MV} + Y_{TV} \bar{H}_{TV} ) = 40\,886 D .$$

La carga térmica en el rehervidor queda definida como :

$$Q = H_V + h_B - h_L = 11578 D .$$

Valor positivo que nos indica que la caída de presión máxima permisible asumida en el rehervidor es procedente .

viii.4.5.4.- Balance de Materia Completo para el Sistema de recuperación y secado de Solvente.-

e).- El diseño termodinámico de DA-212 y DA-213 nos provee de la información necesaria para obtener la caracterización completa de la sección de recuperación del agente desparafinante libre de agua .

El esquema que se presenta en la página siguiente muestra las variables de proceso que han sido evaluadas durante los diseños termodinámicos mencionados .

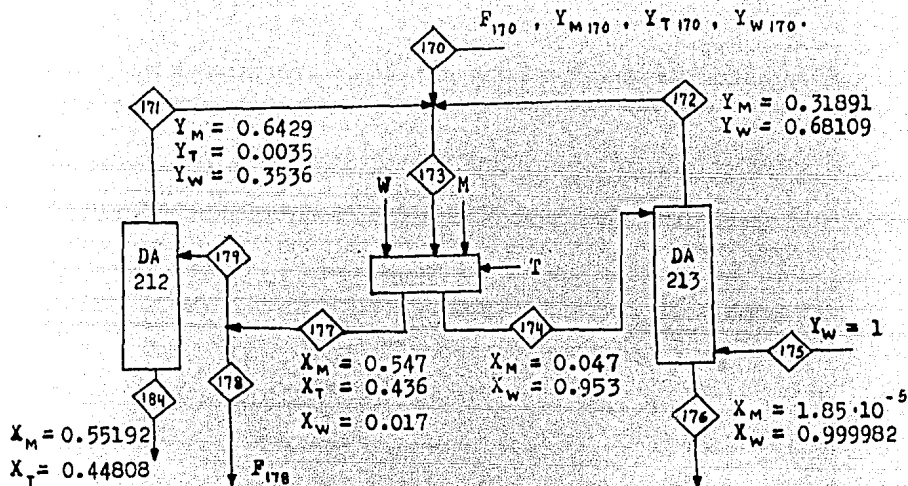
Además de las fracciones molares que se citan en la siguiente figura, también se conocen las relaciones de flujos molares que se mencionan a continuación :

A partir de la definición de las condiciones de operación en la columna fraccionadora, DA-212 :

$$F_{184} = 0.95192 F_{179} ; F_{171} = 0.04808 F_{179} .$$

A partir de la especificación de la operación de DA-213 :

$$F_{174} = 0.93451 F_{176} ; F_{175} = 0.20316 F_{176} ; F_{172} = 0.13767 F_{176}$$



Mótese que la corriente de solvente de balance (número 169), ha sido dividida en los fluidos simbolizados con las letras W, M y T, debido a que en este momento no se conoce ni su flujo ni su composición:  $F_{169} = W + M + T$ .

Para esta corriente se toman en cuenta dos alternativas:

- introducción de mezcla líquida agua-mek ( $T = 0$ )
- introducción de mezcla líquida mek - tol ( $W = 0$ )

Las ecuaciones de balance de materia alrededor de FA-202 permiten la caracterización de la corriente 169; dichas ecuaciones se presentan a continuación:

$$F_{170} + F_{171} + F_{172} + R + M + T = F_{174} + F_{178} + F_{179}$$

$$F_{170} Y_{M170} + F_{171} Y_{M171} + F_{172} Y_{M172} + M = F_{174} X_{M174} + F_{178} X_{M178} + F_{179} X_{M179}$$

$$F_{170} Y_{T170} + F_{171} Y_{T171} + T = F_{178} X_{T178} + F_{179} X_{T179}$$

$$F_{170} Y_{W170} + F_{171} Y_{W171} + F_{172} Y_{W172} + W = F_{174} X_{W174} + F_{178} X_{W178} + F_{179} X_{W179}$$

Para el primer caso ( $T = 0$ ) la secuencia de resolución del balance de materia es la siguiente:

1.- Con la siguiente ecuación resultante del balance de materia de tolueno sobre el volumen de control externo, determinar  $F_{184}$  :

$$F_{184} = (F_{170} X_{T170} - F_{178} X_{T178}) \div X_{T184}$$

2.- Calcular :

$$F_{179} = F_{184} \div 0.95192 ; F_{171} = 0.04808 F_{179}$$

3.- Suponer  $W$  .

4.- Calcular el factor  $\xi = F_{178} + F_{179} (0.95192) - F_{170} - W$

5.- Obtener  $F_{176}$  a partir de :

$$\frac{F_{178} X_{M178} + F_{179} X_{M179} - F_{170} X_{M170} - F_{171} X_{M171} - \xi}{(0.79684 - 0.93451 X_{M174} + 0.13767 X_{M172})} = F_{176}$$

6.- Evaluar  $M$  :

$$M = 0.79684 F_{176} + F_{178} + 0.95192 F_{179} - F_{170} - W$$

7.- Calcular  $W$  con la siguiente ecuación :

$$W^* = F_{174} X_{W174} + F_{178} X_{W178} + F_{179} X_{W179} - F_{170} X_{W170} - F_{171} X_{W171} - F_{172} X_{W172}$$

8.- ¿  $W = W^*$  ?  $\longrightarrow$  No  $\implies$  regresar a paso 3

Si  $\implies$  Resultados .

Al aplicar este programa no se logró obtener la convergencia - buscada por lo que se procedió a probar con las condiciones especificadas para la opción (b) .

En este caso el mecanismo de resolución resulta más sencillo :

1.- Suponer un flujo de Tolueno en la corriente de solvente de balance : Suposición de  $T$  .

2.- Del balance de materia para tolueno sobre el volumen de control externo, calcular el flujo molar de la corriente 184 :

$$F_{184} = (F_{170} Y_{T170} - F_{178} X_{T178} + T) \div X_{T184}$$

3.- Calcular :

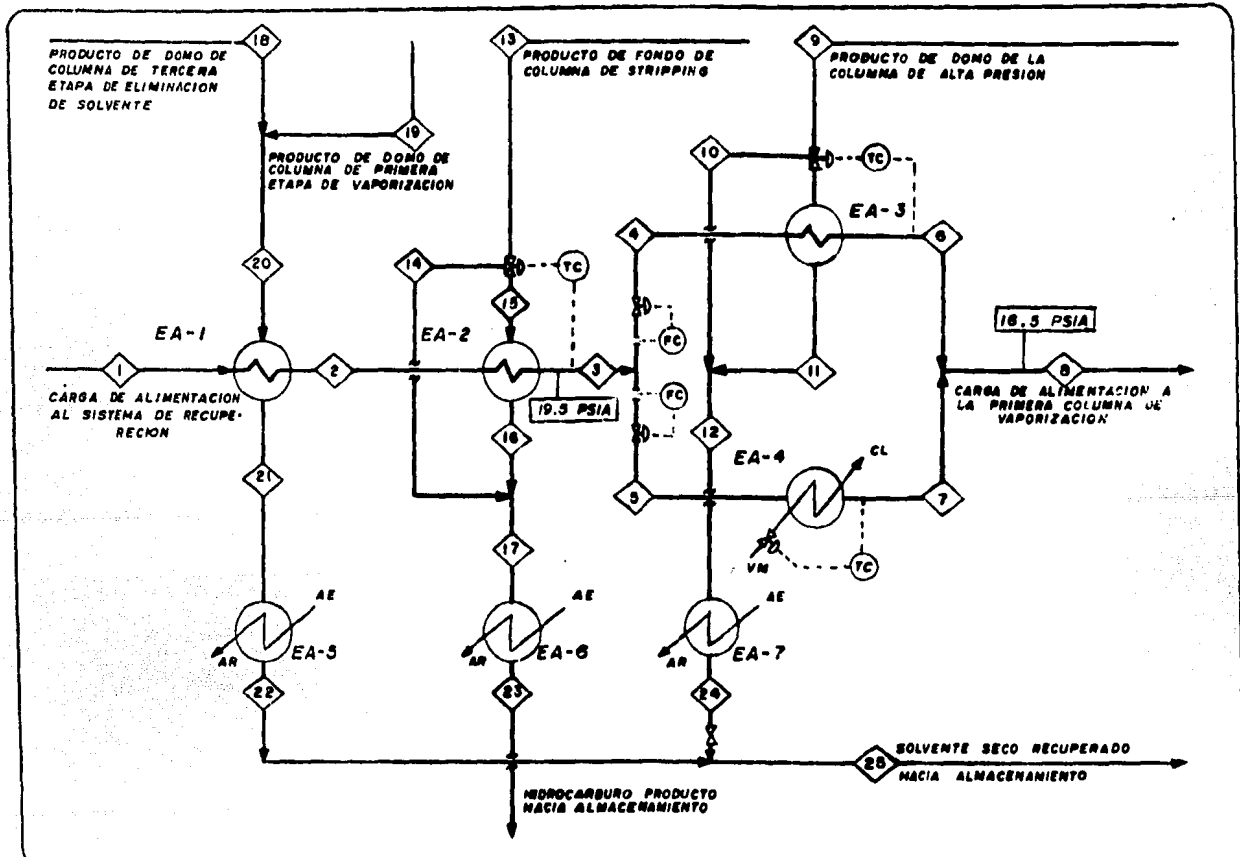
$$F_{179} = F_{184} (0.95192)^{-1} ; F_{171} = 0.04808 F_{179} ; F_{177} = F_{179} + F_{178}$$

#### viii.5.- Balance de Energía en los Sistemas de Intercambio de -- Calor de la Sección de Recuperación de Productos.-

La figura viii.5.f-1 es una representación preliminar generalizada del tren de intercambiadores de calor de la carga de hidrocarburo diluido que va hacia la primera etapa de eliminación del agente desparafinante. La numeración de las corrientes de proceso así como la designación de las claves de los equipos es convencional y será utilizada solo para propósitos de cálculo.

A la salida de EA-2 la corriente de hidrocarburo diluido estará en su punto de burbuja. Dicha corriente se ramifica para llevar a cabo la evaporación del 60 % molar de solvente, haciéndole pasar por un intercambiador de proceso (EA-3) donde se calienta con agente desparafinante evaporado que ha sido separado en la columna de alta presión, y por EA-4 que es un calentador con servicio de vapor de media presión. Para propósitos de Ingeniería Básica se asume una caída de presión en el lado de los tubos de ambos intercambiadores, es decir, por donde fluye el hidrocarburo diluido, igual a 3 psi. El flujo de hidrocarburo diluido hacia cada uno de los vaporizadores es fijado por acción de las válvulas de control que se representan en la figura. El punto de ajuste en estos instrumentos será asentado de acuerdo a los requerimientos de cada tipo de aceite o parafinas.

La corriente de proceso número 9, que es agente desparafinante en fase vapor, se hará pasar íntegra por la coraza de EA-3 en condiciones normales de operación, sin embargo, se provee de un by pass para las situaciones en que se presente una variación del flujo de la corriente de alimentación a la sección de recuperación de productos (corriente 1). Cuando el flujo de la corriente 3 baje, el controlador de temperatura desviará parte de la corriente 9 (que estará sobrada) para mantener el nivel térmico de la corriente 6 en su punto de vaporización. El estrangulamiento del flujo de vapor de media presión en EA-4 también permitirá alcanzar la temperatura de vaporización (según tabla viii.4.t-8) requerida en la corriente 7.



viii.5.f-1.- ESQUEMA GENERALIZADO DEL TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA CARGA DE HIDROCARBURO PRODUCTO DILUIDO A LA PRIMERA ETAPA DE VAPORIZACION.

viii.5.- DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS

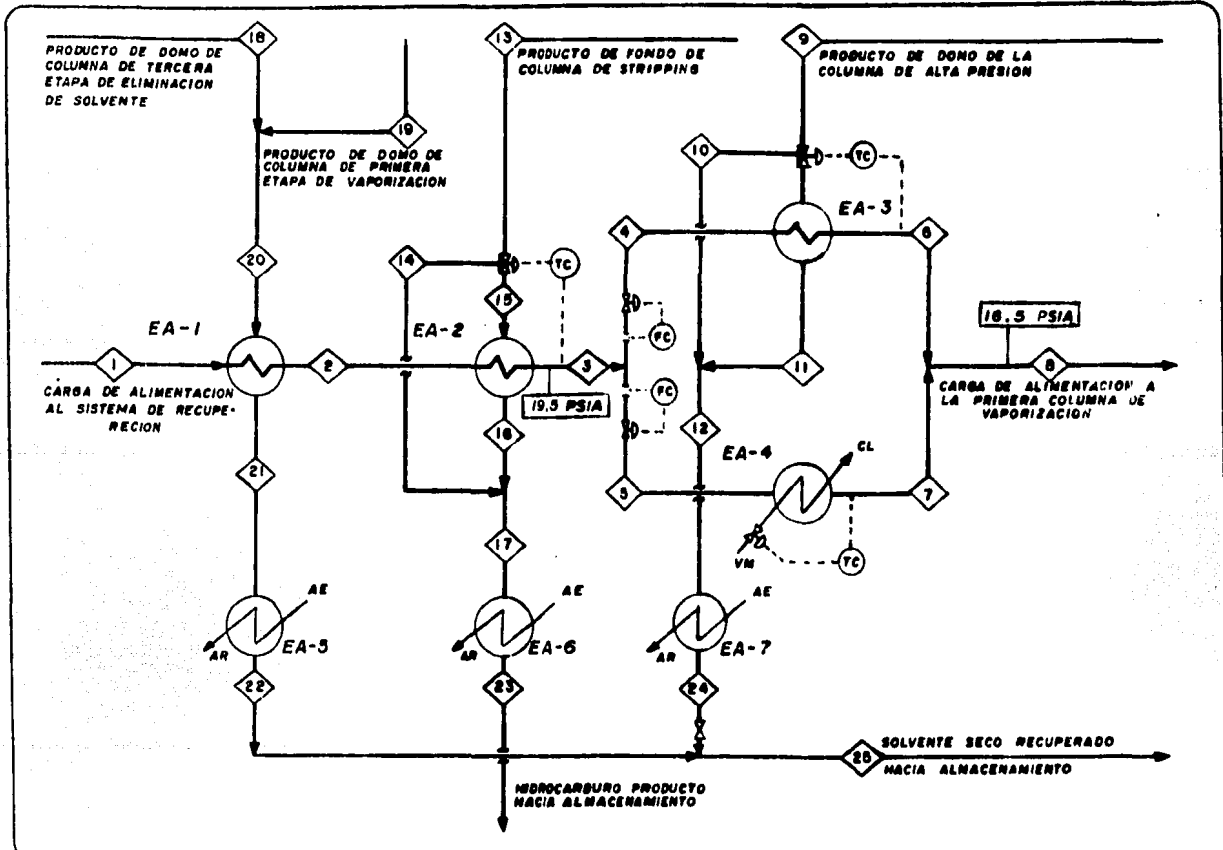


viii.5.- Balance de Energía en los Sistemas de Intercambio de - -  
Calor de la Sección de Recuperación de Productos.-

La figura viii.5.f-1 es una representación preliminar generalizada del tren de intercambiadores de calor de la carga de hidrocarburo diluido que va hacia la primera etapa de eliminación del agente desparafinante. La numeración de las corrientes de proceso así como la designación de las claves de los equipos es convencional y será utilizada solo para propósitos de cálculo.

A la salida de EA-2 la corriente de hidrocarburo diluido estará en su punto de burbuja. Dicha corriente se ramifica para llevar a cabo la evaporación del 60 % molar de solvente, haciéndole pasar por un intercambiador de proceso (EA-3) donde se calienta con agente desparafinante evaporado que ha sido separado en la columna de alta presión, y por EA-4 que es un calentador con servicio de vapor de media presión. Para propósitos de Ingeniería Básica se asume una caída de presión en el lado de los tubos de ambos intercambiadores, es decir, por donde fluye el hidrocarburo diluido, igual a 3 psi. El flujo de hidrocarburo diluido hacia cada uno de los vaporizadores es fijado por acción de las válvulas de control que se representan en la figura. El punto de ajuste en estos instrumentos será asentado de acuerdo a los requerimientos de cada tipo de aceite o parafinas.

La corriente de proceso número 9, que es agente desparafinante en fase vapor, se hará pasar íntegra por la coraza de EA-3 en condiciones normales de operación, sin embargo, se provee de un by pass para las situaciones en que se presente una variación del flujo de la corriente de alimentación a la sección de recuperación de productos (corriente 1). Cuando el flujo de la corriente 3 baje, el controlador de temperatura desviará parte de la corriente 9 (que estará sobrada) para mantener el nivel térmico de la corriente 6 en su punto de vaporización. El estrangulamiento del flujo de vapor de media presión en EA-4 también permitirá alcanzar la temperatura de vaporización (según tabla viii.4.t-8) requerida en la corriente 7.



viii.5.1-1.- ESQUEMA GENERALIZADO DEL TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA CARGA DE HIDROCARBURO PRODUCTO DILUIDO A LA PRIMERA ETAPA DE VAPORIZACION.

viii.5.- DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS



Vaporizador de Proceso .-

A continuación se describen los pasos utilizados para la realización de los balances de energía alrededor del vaporizador EA-3 :

1.- Lectura de datos disponibles y asignación de variables.-

- Flujo molar de corriente 3  $\rightarrow M$  ;
- Composición de corriente 4 :  
 $X_M \rightarrow B$  ;  $X_T \rightarrow C$  ;
- Temperatura de corriente 4  $\rightarrow D$  ; (a partir de viii.4.t-6)
- Datos de corriente número 6 : ( a partir de viii.4.t-8).-  
Composición :  $X_M \rightarrow F$  ;  $X_T \rightarrow G$  ;  $Y_M \rightarrow H$  ;  
Porcentaje vaporizado ( $\% Vap$ )  $\rightarrow V$  ;  
Temperatura de corriente 6  $\rightarrow E$  ;
- La ecuación para el cálculo de la entalpía molar en fase líquida de los hidrocarburos parafínicos es :

$\bar{h} = b_M + m_M T$  ; se leen las siguientes variables:

- $b_M \rightarrow J$  ;  $m_M \rightarrow K$  ; (tabla viii.4.t-14)
- Datos de corriente número 9 :  
Flujo molar (  $V_1$  de tabla viii.4.t-24)  $\rightarrow W$  ;  
Fracción mol de Mek (  $Y_1$  de viii.4.t-23)  $\rightarrow U$  ;  
Temperatura (  $T_{L_2}$  de tabla viii.4.t-26)  $\rightarrow X$  ;

2.- Suposición del porcentaje de derivación de la corriente 3 hacia la ruta 4 ( $\% \text{ de derivación} = F_4 / F_3 = \% \text{ deriv.}$  :

$\% \text{ deriv} \rightarrow I$  ;

3.- Cálculo del flujo molar de la corriente número 4 :

$F_4 = MI \rightarrow A$  ;

4.- Cálculo de la entalpía de las corrientes 3 y 6 :

$E ( 34.608 + 0.0364 E ) \rightarrow N$  ;  $D ( 34.608 + 0.0364 D ) \rightarrow P$  ;

$E ( 33.156 + 0.0433 E ) \rightarrow Q$  ;  $D ( 33.156 + 0.0433 D ) \rightarrow R$  ;

$h_3 = \Lambda [ (BP + CR) + (1 - B - C) (J + KD) ] \rightarrow S$  ;



$$h_c = A(1 - V) \left[ NF + G\theta + (1 - F - G)(J + KE) \right] + AV \left[ H(N + 17\,116.54 - 19.07E) + I(\theta + 17\,692 - 13.86E) \right] \longrightarrow T ;$$

5.- Determinación del calor transferido en EA-3 correspondiente al porcentaje de derivación asumido :

$$Q = h_c - h_3 ; Q = T - S ;$$

6.- Cálculo de la entalpía (BTU/hr) de la corriente 9 :

$$h_9 = W \left\{ U \left[ X(34.608 + 0.0364 X) + 19611 - 27\,638 X \right] + (1 - U) \left[ X(33.156 + 0.0433 X) + 19157 - 19.955 X \right] \right\} \longrightarrow Z ;$$

7.- Evaluación de la entalpía de la corriente 11 :

$$h_{11} = Z - T + S \longrightarrow M ;$$

8.- Cálculo de la temperatura de la corriente 11.-

Se utiliza el siguiente método iterativo :

- 8.a.- Suposición de  $T_{11} \longrightarrow L$  ;

- 8.b.- Cálculo (con  $L$ ) de la entalpía de la corriente 11.

- 8.c.- Si existe convergencia con el valor de  $h_{11}$  calculado en el paso 7, la temperatura supuesta ( $L$ ) es correcta.

9.- Cálculo de la media logarítmica de diferencias de temperaturas en EA-3 :

$$LMTD = (X - E - L + D) \div \ln \left[ (X - E) \div (L - D) \right] \longrightarrow N ;$$

10.- Determinación del área de transferencia para EA-3 :

$$Area = (T - S) \div 55 \div N \longrightarrow M ; (u = 55 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2)$$

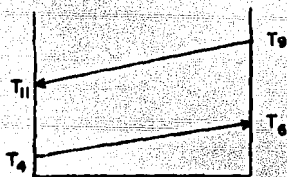
11.- Comparación del área de transferencia calculada en el paso anterior con un valor previamente determinado para  $A_T^{EA-3}$ , si existe convergencia entre ambos, el porcentaje de desviación supuesto en el paso 2 es procedente, en caso contrario regresar a dicho paso con otra suposición.

12.- Exhibición de resultados:

Interesan las siguientes variables:

$$\begin{array}{llll}
 h_4 = S & h_9 = Z & & \\
 h_6 = T & h_{11} = Z - T + S & \% \text{ deriv.} = I & \\
 Q = T - S & T_{10} = L & \text{Area} = M & 
 \end{array}$$

En el paso 11 se compara el área calculada (M) con un valor - previamente especificado. Dicho valor fue determinado después de - correr un programa de cómputo muy parecido al anterior en el que - se probaron, para los cinco tipos de aceites y parafinas, con dis- - tintos valores del porcentaje de derivación (I), se calculaban las correspondientes superficies de intercambio, y se checaba que la - temperatura de salida  $T_{11}$  estuviera comprendida en el rango compren- dido entre  $T_4$  y  $T_6$  :  $T_4 < T_{11} < T_6$ , para obtener un perfil de tempe- raturas lógico :



Se buscó principalmente lograr que  $T_{11}$  estuviera más cerca de  $T_4$  que de  $T_6$ , para asegurar una condensación completa de los vapores provenientes de la columna de alta presión, respetando los cri- terios de  $\Delta T$  entre corrientes en intercambiadores de proceso. Fi- nalmente se eligió el área de intercambio que permitiera el proce- samiento de los cinco grados de aceites o parafinas en el equipo - correspondiente.

La tabla viii.5.t-1 exhibe los resultados de la aplicación del procedimiento descrito.

Vaporizador de Servicio.-

El dimensionamiento del intercambiador EA-4 resulta más sencii- llo. El medio de calentamiento es vapor de media presión a 590°F, sobrecalentado, y se recoge a la salida un condensado cuya tempe- ratura corresponde a la de saturación a la presión con que el flui

viii.5.t+1.- Dimensionamiento del Vaporizador de Proceso del tren de Intercambio de Calor de los Sistemas de Recuperación de Productos .

	$h_4$	$h_6$	$h_9$	$h_{11}$	$\Delta T$	$T_{11}$	% Deriv	Area	$T_4$
<b>Aceites Lubricantes</b>									
NL	51 302 538	91 575 266	61 547 591	21 274 862	16.73	232.53	0.7667	12 500	215.80
N	49 019 746	86 836 737	57 508 480	19 691 489	14.32	229.92	0.7344	12 500	215.60
NP	56 493 870	101 230 205	69 188 993	24 452 658	21.75	238.09	0.8421	12 500	216.34
P	56 660 348	101 616 785	69 578 646	24 622 209	21.96	234.41	0.8473	12 500	216.45
C	56 141 464	100 165 440	68 100 765	24 076 789	21.18	237.72	0.8388	12 500	216.54
<b>Parafinas Duras</b>									
NL	3 392 009	5 633 331	3 309 122	1 067 801	2.03	220.02	0.4838	1 300	217.99
N	3 721 781	6 384 557	3 944 152	1 381 376	7.43	224.16	0.5307	1 300	216.73
NP	5 361 225	9 269 245	6 106 516	2 198 497	18.26	235.00	0.7441	1 300	216.74
P	5 776 822	9 993 087	6 586 032	2 369 767	20.31	237.43	0.7362	1 300	217.12
C	6 336 269	11 422 479	8 018 432	2 932 222	28.13	244.38	0.8464	1 300	216.25
<b>Parafinas Blandas</b>									
NL	32 084 654	59 819 950	41 913 533	14 178 237	13.82	228.09	0.9344	9 000	214.27
N	33 017 965	61 634 141	43 363 638	14 747 461	15.12	228.90	0.9328	9 000	216.73
NP	34 034 844	62 832 928	43 780 711	14 982 627	15.55	231.31	0.9284	9 000	216.74
P	34 203 167	62 864 492	43 510 062	14 848 737	15.18	231.06	0.9220	9 000	217.12
C	44 163 094	82 088 256	60 320 223	22 395 061	32.55	248.20	0.9075	9 000	215.65
	BTU/ hr	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	°F	°F	-	ft <sup>2</sup>	°F

$\Delta T = \text{acercamiento} = T_{11} - T_4 .$

El calor transferido en el intercambiador corresponde a :  $Q = h_6 - h_4 = h_9 - h_{11} .$

do de servicio abandona el equipo. Para nuestros propósitos de desarrollo de ingeniería básica supondremos una caída de presión en el lado de la coraza del intercambiador tal que el condensado a la salida del equipo se encuentre a 75 psia.

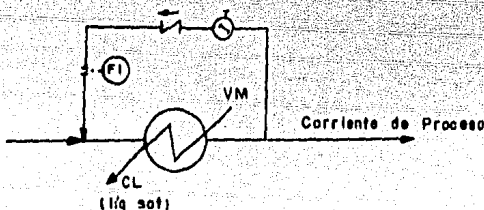
Un procedimiento generalizado para el dimensionamiento de calentadores con servicio de vapor de media o baja presión se puede resumir en los siguientes pasos:

1.- Primero, conociendo las condiciones de entrada y salida del fluido de proceso (flujo, composición, temperatura, calidad y entalpía), se calcula el calor a transferir en el equipo y el flujo molar de la corriente de servicio, considerando recuperación de condensado líquido saturado a la presión de salida del aparato (75 psia para vapor de media, y 40 psia para vapor de baja presión)

2.- Se determina el área de transferencia necesaria para el intercambio de energía térmica según las condiciones definidas en el inciso anterior para cada uno de los cinco grados de corriente de proceso que se trabajarán en la unidad.

3.- Se elige el área de transferencia mayor la cual será la superficie asignada a este equipo, quedando definidas las condiciones de operación para el grado de materia prima que reclame la mayor área de intercambio.

4.- Para los casos restantes se intenta definir las condiciones de operación bajo el siguiente esquema:



Con la recirculación de fluido caliente a la entrada de la corriente de proceso se obtiene un requerimiento de área de transferencia mayor que sin ella, de manera que se puede ajustar el flujo de entrada de la corriente de proceso hasta obtener convergencia con la superficie deseada (la superficie asignada al equipo).

La limitación de este método es definida por una relación de recirculación factible (digamos 3/1), por tanto, solo es aplicable para los casos en que, las áreas calculadas en el paso (2) den valores muy cercanos.

5.- Otra opción consiste en trabajar el intercambiador sobrediseñado para los casos restantes que requieran de un equipo de menor tamaño. La válvula de control de temperatura sobre la corriente de entrada de vapor de servicio regula el flujo de este fluido para que la corriente de proceso salga al nivel térmico deseado, recogándose el fluido de servicio como mezcla bifásica o aún, como vapor sobrecalentado.

6.- En el caso del rehervidor de DA-212 (EA-223), no se considera la recirculación de la corriente de proceso como se describió en el procedimiento anterior, sino que se elige una superficie de intercambio tal que se obtenga el agua de servicio en estado líquido saturado o como condensado subenfriado a la salida del equipo.

Las dimensiones del vaporizador de servicio del tren de intercambio de los sistemas de recuperación, así como los demás equipos de este tipo, tanto en la sección de tratamiento como los de la sección de recuperación de productos, son expuestos en las hojas de datos de equipos del último inciso del capítulo IA, mientras que los requerimientos de vapor para cada tipo de aceite en procesamiento en cada intercambiador, se reportan en el diagrama de balance de servicios auxiliares correspondiente.

El dimensionamiento de los enfriadores de servicio será discutido más adelante; en seguida procederemos a la caracterización de las corrientes de proceso (13 y 20) que se utilizan para hacer llegar la carga de hidrocarburo diluido hasta su punto de burbuja.

Caracterización de Corrientes 13 y 20 (según numeración convencional utilizada en el diagrama de la figura viii.5.f-1).-

Para la definición de las condiciones de llegada de la corriente número 20 al intercambiador de proceso EA-1 se utiliza la siguiente secuencia:

a).- Leer temperatura, flujo y composición de la corriente en fase vapor procedente de la columna de la primera etapa de vaporización, corriente 19. Los datos se toman de las tablas viii.4.t-12, viii.4.t-13 y viii.4.t-15.

b).- Calcular su entalpía ( $H_{19}$ ).

c).- Leer temperatura, flujo y composición de la corriente proveniente de la columna de la tercera etapa de vaporización, corriente número 18. Datos a partir de tablas viii.4.t-30, 31 y 32.

d).- Calcular la entalpía de esta corriente ( $H_{18}$ ).

e).- Obtener la entalpía de la corriente número 20:  $H_{20} = H_{19} + H_{18}$

f).- Determinar flujo y composición de corriente 20:  
 $F_{20} = F_{19} + F_{18}$  .  $Y_{M20} = (Y_{M19}F_{19} + Y_{M18}F_{18}) \div F_{20}$  .  $Y_{T20} = 1 - Y_{M20}$  .

g).- Cálculo de la temperatura de la corriente 20:

g.1.- Suponer un valor para  $T_{20}$ .

g.2.- Calcular  $h_{20}$  con  $T_{20}$  supuesta.

g.3.- Comparar la entalpía calculada con el valor determinado en el paso (e), cuando se encuentre convergencia entre estos dos valores, la temperatura asumida en (g.1) es correcta.

Los resultados de la caracterización de la corriente número 20 se reportan en la tabla viii.5.t-3 que se presenta en la siguiente página.

viii.5.t-3.- Caracterización de la Corriente de Solvente Seco en -  
Fase Vapor que llega al primer Intercambiador de - -  
Calor del Tren de Vaporización de Hidrocarburo Diluido.

	$h_{19}$	$h_{18}$	$h_{20}$	$F_{20}$	$Y_{M20}$	$T_{20}$
Aceites Lubricantes						
NL	86 858 396	6 163 869	93 022 265	4 027.07	0.5862	222.43
N	84 747 453	6 750 098	91 497 551	3 957.20	0.5928	223.42
MP	88 440 653	4 742 276	95 182 929	4 043.88	0.5617	219.57
P	88 418 521	4 168 852	93 037 373	4 041.09	0.5622	219.01
C	87 436 165	4 828 137	92 264 302	4 002.63	0.5610	219.76
Parafinas Duras						
NL	7 308 730	-	7 308 730	314.21	0.5956	226.58
N	7 745 268	-	7 745 268	335.79	0.6089	222.62
MP	8 685 934	-	8 685 934	378.88	0.6089	216.77
P	9 466 829	-	9 466 829	412.52	0.5735	217.42
C	10 024 047	-	10 024 047	439.10	0.5746	213.95
Parafinas Blandas						
NL	49 563 030	-	49 563 030	2 187.78	0.6068	210.39
N	51 210 741	-	51 210 741	2 264.10	0.6167	209.81
MP	51 899 840	-	51 899 840	2 279.81	0.5763	212.16
P	52 023 424	-	52 023 424	2 284.73	0.5772	212.35
C	70 003 337	-	70 003 337	3 078.11	0.5778	211.58
	BTU/hr	BTU/hr	BTU/hr	lbmol/hr	-	°F
$Y_{T20} = 1 - Y_{M20} ; Y_{M20} = 0.$						

Para la caracterización de la corriente número 13 se disponen de las condiciones de salida de la columna de stripping reportadas en las tablas viii.4.t-43 y viii.4.t-44. Hay que hacer notar que - en el caso de los aceites lubricantes, el agua que contiene el producto de fondo de la columna despojadora así como el solvente remanente, son completamente eliminados en la columna de secado DA-205.

La temperatura del hidrocarburo producto que llega al segundo calentador de la carga de hidrocarburo diluido corresponde a la calculada para la etapa  $n = 1$  de las tablas viii.4.t-44. Las propiedades de este fluido se reportan en la tabla viii.5.t-4 que se presenta a continuación.

## viii.5.t-4.- Propiedades de Corriente Número 13 (Numeración Convencional).

Hidrocarburo Producto Virtualmente Libre de Solvente y Agua .

	Flujo	$X_H$	$X_{MEK}$	$X_{Tot.}$	$X_M$	Temp.	Entalpía
<b>Aceites Lubricantes .</b>							
NL	247.6489	1.0000	0	0	0	309.20	16 303 067
N	282.2829	1.0000	0	0	0	312.27	19 041 609
MP	146.0190	1.0000	0	0	0	315.18	13 612 566
P	140.7483	1.0000	0	0	0	314.38	13 033 238
C	148.1972	1.0000	0	0	0	318.01	14 419 874
<b>Parafinas Duras .</b>							
NL	51.7846	0.9998	$8.23 \cdot 10^{-7}$	$1.79 \cdot 10^{-4}$	$4.03 \cdot 10^{-18}$	321.05	4 050 513
N	44.0351	0.9998	$9.07 \cdot 10^{-7}$	$1.94 \cdot 10^{-4}$	$4.71 \cdot 10^{-18}$	321.58	3 506 034
MP	22.2674	0.9990	$7.76 \cdot 10^{-6}$	$9.43 \cdot 10^{-4}$	$5.78 \cdot 10^{-16}$	326.52	2 483 626
P	26.9410	0.9983	$2.33 \cdot 10^{-5}$	$1.66 \cdot 10^{-3}$	$2.13 \cdot 10^{-13}$	327.61	2 732 387
C	13.4555	0.9957	$7.12 \cdot 10^{-3}$	$4.24 \cdot 10^{-3}$	$2.30 \cdot 10^{-12}$	315.09	1 310 249
<b>Parafinas Blandas .</b>							
NL	28.4235	0.9970	$1.01 \cdot 10^{-5}$	$2.95 \cdot 10^{-3}$	$1.91 \cdot 10^{-17}$	259.33	1 637 332
N	28.4526	0.9969	$1.14 \cdot 10^{-5}$	$3.07 \cdot 10^{-3}$	$1.60 \cdot 10^{-17}$	259.52	1 635 219
MP	30.8668	0.9966	$2.53 \cdot 10^{-5}$	$3.36 \cdot 10^{-3}$	$8.73 \cdot 10^{-15}$	287.05	2 733 357
P	38.6449	0.9912	$1.41 \cdot 10^{-4}$	$8.69 \cdot 10^{-2}$	$2.95 \cdot 10^{-12}$	294.35	3 043 512
C	28.1296	0.9684	$5.87 \cdot 10^{-4}$	$3.11 \cdot 10^{-2}$	$1.38 \cdot 10^{-11}$	260.04	2 116 909
	lbmol/hr	fracción molar .				°F	BTU/hr.



Una vez caracterizadas las corrientes 13 y 20 según el diagrama de flujo generalizado de la figura viii.5.f-1, se hicieron intentos por especificar las condiciones de operación en cada uno de los puntos del tren de intercambio bajo dicho esquema de procesamiento. Sin embargo, esto solo fue posible en el caso de las parafinas duras, teniéndose que recurrir a algunas modificaciones - en el caso de las parafinas blandas y aceites lubricantes. Ante esta situación se consideró conveniente dejar el diagrama generalizado y pasar a la utilización del esquema individualizado del procesamiento de cada tipo de productos. Dichos esquemas se muestran en las figuras viii.5.f-2, 3 y 4, junto con la numeración - utilizada en el diagrama de flujo de proceso de capítulo VII.

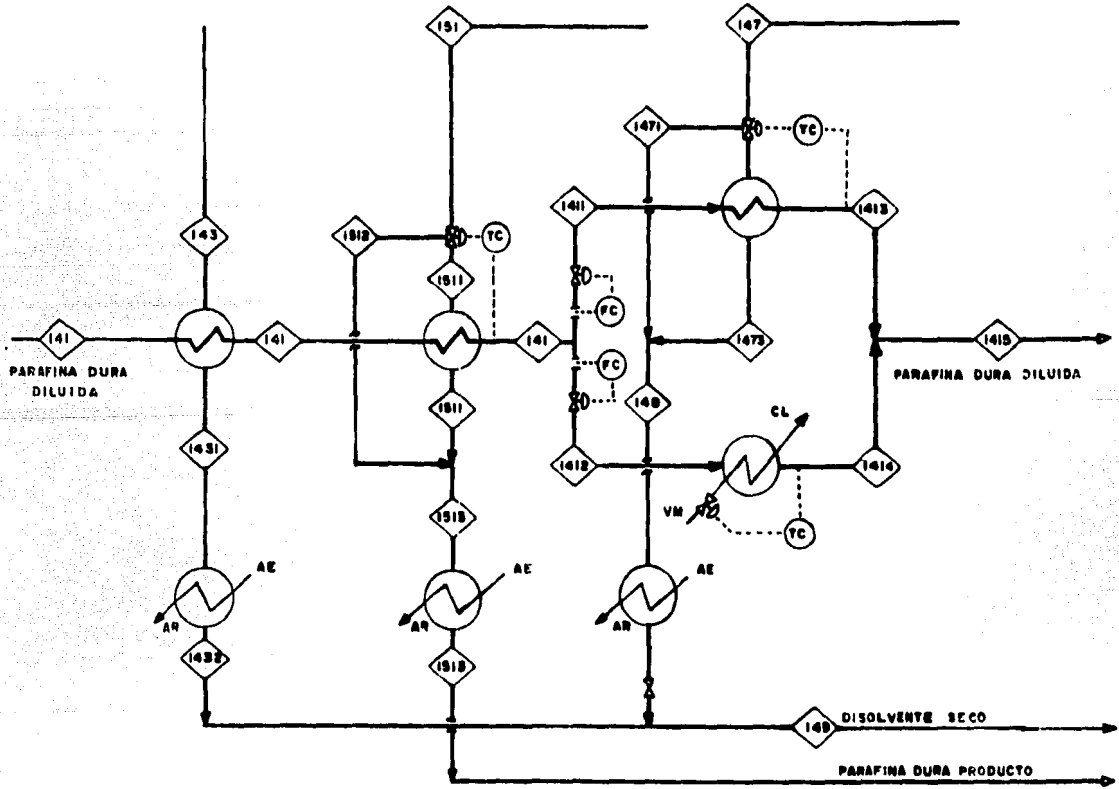
En el caso de los aceites lubricantes las variaciones que se hicieron al diagrama de proceso consistieron en tomar la ramificación de hidrocarburo diluido antes de entrar al segundo intercambiador de proceso, y añadir un calentador de servicio adicional - para llevar a la corriente ramificada hasta su punto de burbuja. Esta modificación fue introducida debido a un déficit en la carga térmica disponible en la corriente de producto de fondo de la columna de stripping.

En el procesamiento de las parafinas blandas nuevamente se - presenta el déficit térmico mencionado en el párrafo anterior, pero en una magnitud más marcada debido al bajo flujo de la corriente proveniente del fondo de la columna despojadora. Esto obligó a introducir un calentador de servicio con el que se lleva la temperatura de la carga de parafina blanda diluida completa desde el nivel térmico de salida del primer intercambiador de proceso hasta su punto de burbuja que corresponde a la temperatura de entrada a los vaporizadores ya dimensionados. El enfriamiento de la parafina blanda producto se lleva a cabo en un intercambiador de servicio.

Dimensionamiento del Intercambiador de Calor (Hidrocarburo - Diluido Frio / Solvente de Columnas de Baja Presión) .-

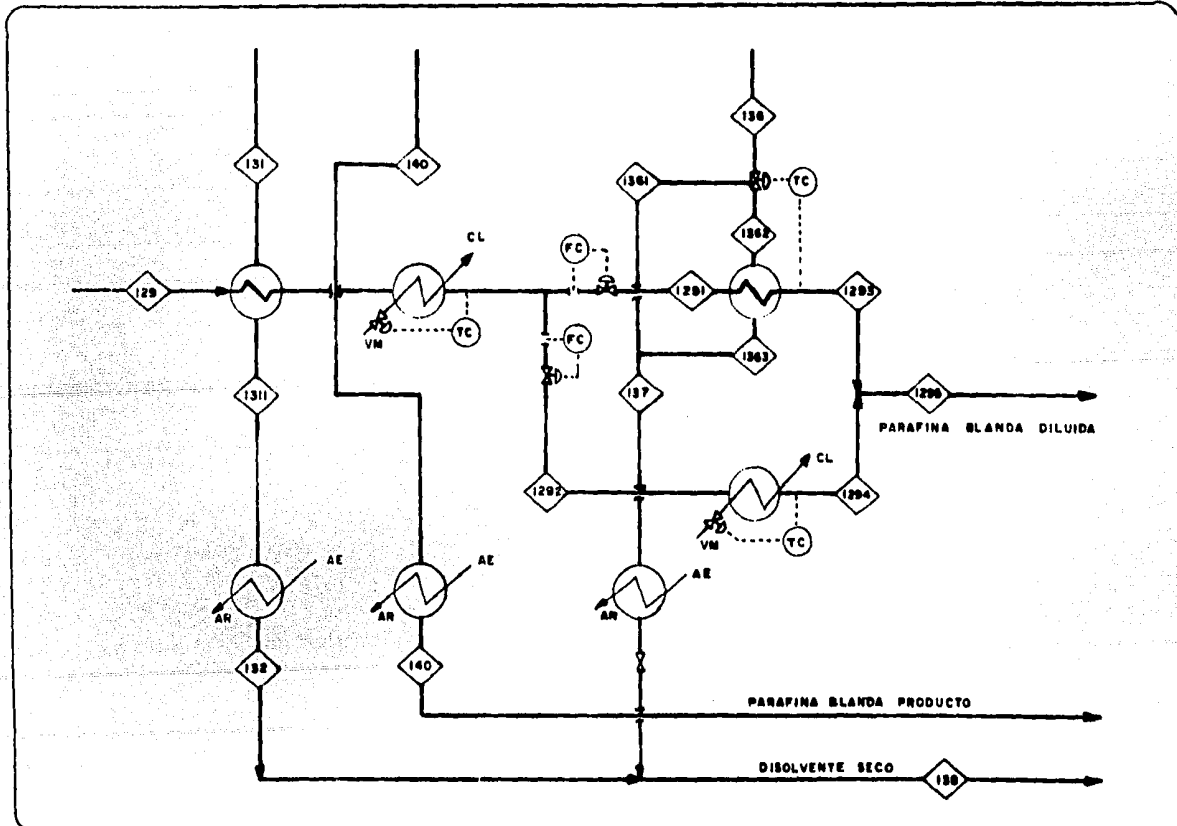
Después de una serie de pruebas con algunas variantes, se en-



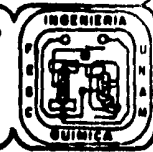


VIII.8.F-3.- TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA PARAFINAS DURAS.



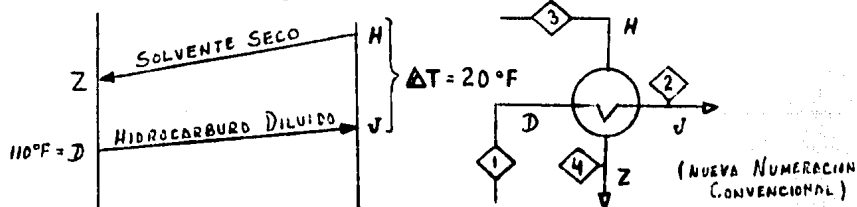


VIII.5.1-4.- TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA PARAFINAS BLANDAS.



contró que la mejor opción para la caracterización de los intercambiadores de proceso restantes consistía en empezar con la especificación del primero de dichos equipos. En este intercambiador la corriente de hidrocarburo diluido se calienta aprovechando la energía térmica disponible en los productos de domo de las columnas de vaporización a 16.5 psia. La corriente de solvente seco sufre una condensación parcial al atravesar el equipo, siendo limitada esta condensación por la temperatura de salida del hidrocarburo diluido.

En el caso de los aceites lubricantes, la carga de alimentación al sistema de recuperación llega a 110°F, y se obtiene a la salida del primer intercambiador de proceso con una temperatura de cerca de 20°F menor a la temperatura de entrada de la corriente caliente:



Este acercamiento fue asentado an base a los siguientes factores:

- Los criterios de algunos diseñadores de redes de intercambio que recomiendan utilizar un  $\Delta T$  de 10 a 20°F para este tipo de equipos.

- La factibilidad del nivel térmico en el punto J, ya que utilizando acercamientos menores a 15°F se tiene una temperatura  $T_z$  menor a  $T_p$  según balance entálpico, lo cual obviamente no es posible.

- Un control sobre el área de intercambio, ya que para acercamientos menores a 20°F, la superficie necesaria para llevar a cabo la transferencia se incrementa en proporción geométrica.

Los comentarios anteriores también tienen aplicabilidad para los casos de parafinas duras y blandas. La única diferencia es que el nivel de temperatura con el que llega el hidrocarburo diluido al sistema de recuperación es distinto a 110°F.

Para la especificación de las condiciones de operación de este equipo es necesario suponer una presión de salida de la corriente parcialmente condensada de solvente seco, y obtener a dicha presión los datos de equilibrio para el sistema binario Mek-Tol. En nuestro desarrollo de Ingeniería Básica supondremos una caída de presión en el intercambiador de proceso igual a 5 lb/in<sup>2</sup>, de manera que el fluido bifásico se obtenga a una presión de 11.5 psia.

Las interrelaciones de equilibrio se presentan en las figuras viii.5.f-5 y viii.5.f-6; mediante una linealización, por segmentos, de las curvas representadas en dichas figuras, se puede establecer una serie de ecuaciones algebraicas que serán útiles para una fácil evaluación de las propiedades de la corriente bifásica de disolvente seco que abandona el equipo. Dichas relaciones algebraicas son las siguientes:

Rango ( $X_M$ )	Temperatura	Fracción mol fase vapor
0.80 → 1.00	$T = 185.0 - 25.0 X_M$	$Y_M = 0.450 + 0.55 X_M$
0.60 → 0.80	$T = 195.0 - 37.5 X_M$	$Y_M = 0.420 + 0.59 X_M$
0.40 → 0.60	$T = 201.2 - 47.8 X_M$	$Y_M = 0.345 + 0.72 X_M$
0.20 → 0.40	$T = 206.1 - 60.2 X_M$	$Y_M = 0.220 + 1.01 X_M$
0.10 → 0.20	$T = 211.5 - 87.5 X_M$	$Y_M = 0.110 + 1.56 X_M$
0.05 → 0.10	$T = 215.0 - 122 X_M$	$Y_M = 0.063 + 1.97 X_M$
0.00 → 0.05	$T = 215.0 - 122 X_M$	$Y_M = 0.010 + 3.34 X_M$

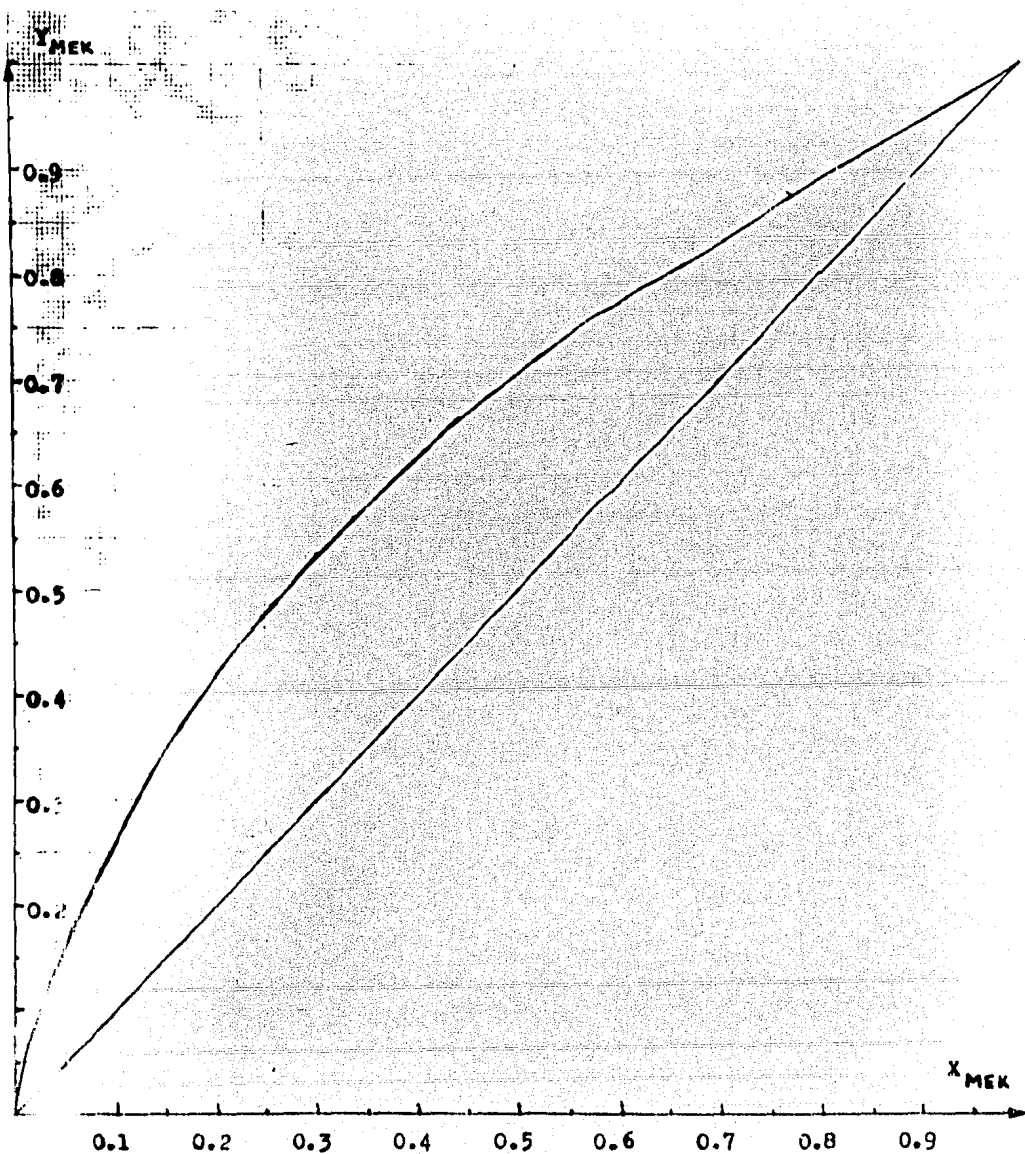
A continuación se presenta la secuencia utilizada para el dimensionamiento de este intercambiador de proceso:

1.- Lectura de datos correspondientes a la corriente de entrada de hidrocarburo diluido al sistema de recuperación: (corriente 1)  
 $F_1 \rightarrow A$ ;  $X_{M1} \rightarrow B$ ;  $X_{T1} \rightarrow C$ ;  $T_1 \rightarrow D$ ;  $b_H \rightarrow K$ ;  $m_H \rightarrow M$

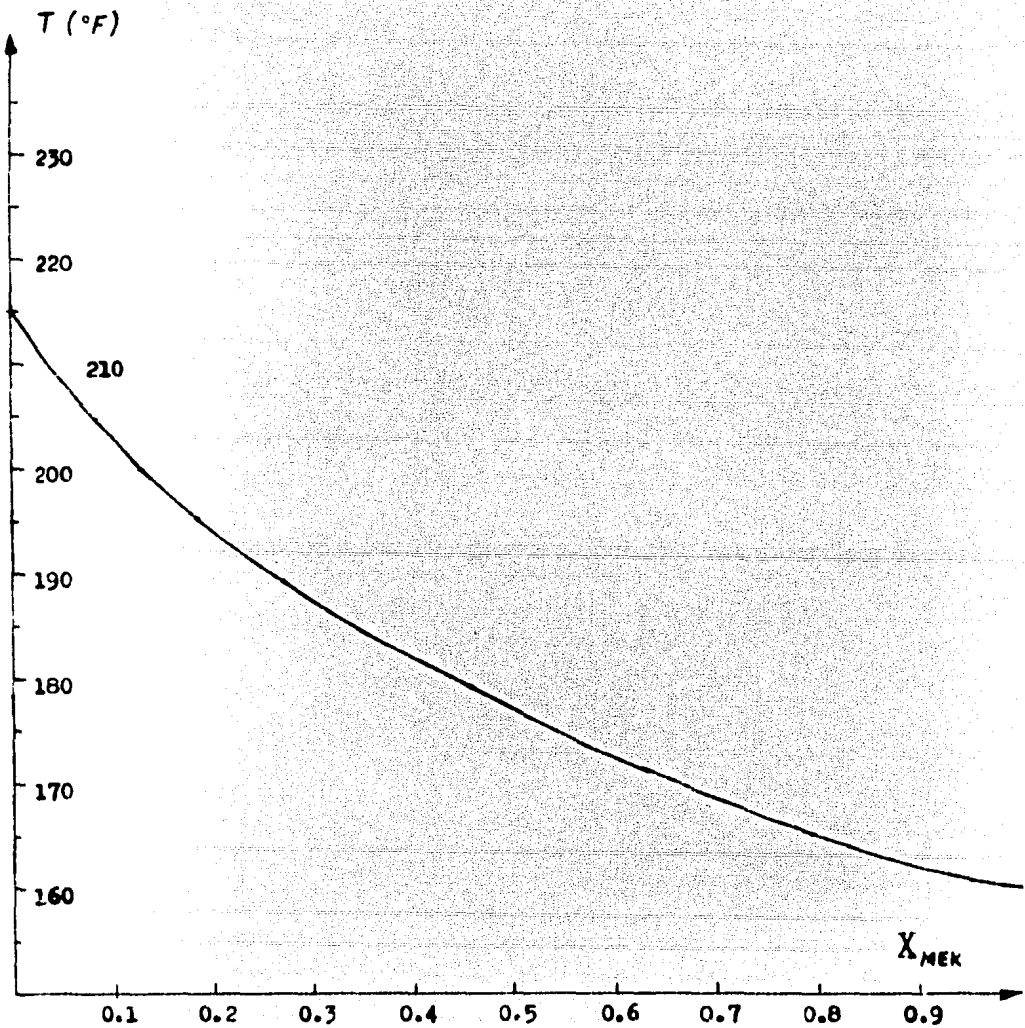
2.- Cálculo de entalpía de corriente 1:

$$h_1 = A [4\ 242.7 B + 4\ 167.9 C + (1 - B - C) (K + MD)] \rightarrow E;$$

3.- Lectura de datos correspondientes a la corriente de entrada de disolvente seco (corriente 3 según nueva numeración convencional):



CURVA DE EQUILIBRIO PARA SISTEMA  
MEK - TOL A 11.5 PSIA.



Relaciones de Equilibrio  $X_{MEK}$  vs.  $T$   
 para sistema binario Mek-Tol  
 a 11.5 psia .



3.- Lectura de datos de corriente de entrada de solvente seco:

$$F_3 \rightarrow F ; Y_{M3} \rightarrow G ; T_3 \rightarrow H ; h_3 \rightarrow I ;$$

4.- Suposición de la temperatura de salida de la corriente de hidrocarburo diluido :

$$T_2 \rightarrow J ;$$

5.- Cálculo de la entalpía de la corriente 2 a la temperatura supuesta :

$$h_2 = A [JB (34.61 + 0.0364 J) + CJ (33.16 + 0.043J) + (1 - B - C) (K + MJ)] \rightarrow N ;$$

6.- Suposición de la temperatura de salida de la corriente parcialmente condensada de disolvente seco :

$$T_4 \rightarrow Z ;$$

7.- Las relaciones de equilibrio para el sistema binario Mek - Tol están definidas, de manera general, por las siguientes expresiones :

$$T = b_T + m_T X_{MEK} ; Y_{MEK} = b_Y + m_Y X_{MEK} .$$

Leer, según la temperatura  $T_4$  asumida, y a partir del cuadro - de la página anterior, los siguientes parámetros:

$$b_T \rightarrow U ; m_T \rightarrow W ; b_Y \rightarrow L ; m_Y \rightarrow O ;$$

8.- Cálculo de las fracciones molares  $X_{MEK}$  y  $Y_{MEK}$  de las fases líquida y vapor en equilibrio a la temperatura  $T_4$  asumida:

$$X_{MEK} = (Z - U) \div W \rightarrow X ; Y_{MEK} = L + OX \rightarrow Y ;$$

9.- Evaluación del porcentaje del flujo de la corriente 3 que en la corriente 4 permanece en fase vapor:

$$\% \text{ Vap.} = (G - X) \div (Y - X) \rightarrow V ;$$

10.- Cálculo de entalpía de corriente 4 :

$$Z (34.61 + 0.0364 Z) \rightarrow P ; Z (33.16 + 0.043 Z) \rightarrow R ;$$

10.- Cálculo de entalpía de corriente 4 :

$$h_4 = F \left\{ [(1-V)(PX+R-RX)] + V[Y(P+17116-19.07Z) + (1-Y)(R+17692-13.86Z)] \right\} \rightarrow S ;$$

11.- Chequeo del balance de energía: ¿ es  $h_2 - h_1 = h_3 - h_4$  ?

¿  $I - J = N - E$  ?  $\xrightarrow{\text{No}}$  regresar al paso 6 con otra suposición de  $T_4$ .

↓ Si

entonces se puede avanzar al paso 12, ya que la temperatura asumida en el paso 6 es procedente.

12.- Cálculo de la LMTD en el intercambiador :

$$LMTD = (Z - D - H + J) \div \ln [(Z - D) \div (H - J)] \rightarrow L ;$$

13.- Determinación del área de transferencia en el equipo :

$$\text{Area} = (N - E) \div L \div 55 \rightarrow \bar{N} ; (u = 55 \text{ BTU/hr} \cdot \text{F} \cdot \text{ft}^2) .$$

14.- Comparación del área de transferencia calculada ( $\bar{N}$ ) con un valor previamente especificado para el equipo :

¿ Area ( $\bar{N}$ ) = Area preseleccionada ?  $\xrightarrow{\text{No}}$  regresar a paso 4 con otra suposición de  $T_2$

↓ Si

avanzar al paso 15 .

15.- Exhibición de Resultados :

Interesan las siguientes variables:

$$\begin{array}{lll} T_2 = J & \text{Area} = \bar{N} & (Y_{MEK})_4 = Y \\ T_4 = Z & Q = N - E & h_4 = S \\ T_1 = D & \% \text{ condensado} = 1 - V & \\ h_1 = E & (X_{MEK})_4 = X & \end{array}$$

Comentarios :

1).- En el paso 1, los datos de la corriente de hidrocarburo diluido se obtienen de la siguiente manera :

- Flujo y composición molar a partir de viii.4.t-1.
- Temperatura = 110°F para aceites lubricantes ; temperatura de parafinas duras a partir de viii.2.t-13b ; y de parafinas blandas a partir de viii,2.t-12.
- Parámetros para cálculo de entalpías ( $b_H$  y  $m_H$ ) a partir de - tabla viii.4.t-14 .

2).- En el paso 3, los datos de la corriente de entrada de solvente seco corresponden a los reportados en la tabla viii.5.t-3.

3).- El área preseleccionada que se cita en el paso 14 fue determinada después de hacer ensayos con los cinco grados de hidrocarburos, utilizando el acercamiento de 20°F, y corriendo un programa parecido a este para la determinación de la superficie de transferencia, eligiéndose finalmente un valor que permitiera la especificación de un solo equipo para el procesamiento de los cinco distintos casos.

Los resultados del dimensionamiento del primer intercambiador de proceso se presentan en la tabla viii.5.t-5, donde ya se utiliza la numeración correspondiente a cada sistema de intercambio de acuerdo al diagrama de flujo presentado al final del capítulo VII.

#### Dimensionamiento del Intercambiador de Proceso [Hidrocarburo - Producto/Hidrocarburo Diluido] .-

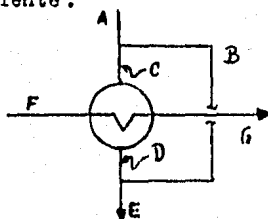
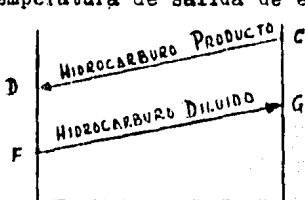
En el segundo intercambiador de proceso se hace llegar al hidrocarburo diluido hasta su punto de burbuja, utilizando como medio de calentamiento la corriente de hidrocarburo producto libre de solvente y agua proveniente del fondo de la columna de stripping.

En el caso de las parafinas duras se hace pasar toda la corriente de hidrocarburo diluido a través del intercambiador, mientras que con los aceites lubricantes se envía solo una parte de la corriente total (ver figura viii.5.f-2), y con las parafinas blandas no se realiza este intercambio ( figura viii.5.f-4).

El dimensionamiento de este equipo resulta sencillo:

1.- Conociendo las temperaturas de entrada y de salida del hidrocarburo diluido, así como su flujo y composición, se puede determinar fácilmente el calor transferido en el equipo.

2.- Inicialmente se considera que toda la corriente de hidrocarburo producto se hace atravesar el intercambiador y se calcula la temperatura de salida de esta corriente.



viii.5.t-5.a.- Dimensionamiento del Intercambiador de Proceso  
 [Hidrocarburo Diluido/Solvente Seco] del Sistema de Recuperación de Productos.

a.1.- Aceites Lubricantes :

	T <sub>112</sub> entrada	h <sub>112</sub> entrada	T <sub>112</sub> salida	h <sub>112</sub> salida	Q	acercamiento
NL	110.0	30 440 016	202.31	61 943 183	31 464 148	20.13
N	110.00	30 310 752	202.64	62 038 305	31 695 345	20.79
NP	110.0	30 442 360	200.92	61 461 158	30 980 162	18.66
P	110.0	30 368 071	200.70	62 316 512	30 755 982	18.32
C	110.0	30 347 314	201.14	61 339 765	30 955 831	18.63

a.2.- Parafinas Duras :

	T <sub>141</sub> entrada	h <sub>141</sub> entrada	T <sub>141</sub> salida	h <sub>141</sub> salida	Q	acercamiento
NL	140.0	4 140 176	204.69	6 508 490	2 365 647	21.90
N	140.0	4 177 551	202.32	6 465 594	2 284 874	20.31
NP	140.0	4 305 244	198.86	6 507 333	2 198 393	17.92
P	160.0	5 469 370	199.77	7 111 132	1 637 703	17.66
C	160.0	5 244 837	198.90	6 708 420	1 529 513	15.06

a.3.- Parafinas Blandas :

	T <sub>129</sub> entrada	h <sub>129</sub> entrada	T <sub>129</sub> salida	h <sub>129</sub> salida	Q	acercamiento
NL	76.01	10 528 506	191.19	30 004 991	19 457 520	19.21
N	66.95	9 476 556	188.87	30 574 879	21 081 169	20.68
NP	73.05	10 626 980	190.44	31 615 628	20 970 065	21.73
P	76.58	11 319 500	190.40	31 967 758	20 631 917	21.96
C	76.12	14 857 781	179.44	39 151 758	24 264 507	32.15
	°F	BTU/hr	°F	BTU/hr	BTU/hr	°F

viii.5.t-5.b.- Dimensionamiento del Intercambiador de Proceso  
 [Hidrocarburo Diluido/ Solvente Seco] del Sistema de Recuperación de Productos.

b.1.- Aceites Lubricantes:

	$T_{1151}$	% condensado	$(X_{1151})_M$	$(Y_{1151})_M$	$h_{1151}$	Area	
NL	176.16	43.03	0.3969	0.7220	61 597 136	27 004	$(Y_{1151})_r = 1 - (Y_{1151})_r$ $(X_{1151})_r = 1 - (X_{1151})_r$
N	176.10	44.03	0.4045	0.7410	59 834 414	27 004	
NP	178.40	42.96	0.3782	0.6999	62 241 402	27 008	
P	178.41	42.76	0.3781	0.6998	62 316 512	27 003	
C	178.35	43.42	0.3787	0.7008	61 339 765	27 010	

b.2.- Parafinas Duras :

	$T_{1431}$	% condensado	$(X_{1431})_M$	$(Y_{1431})_M$	$h_{1431}$	Area	
NL	176.81	39.91	0.3963	0.7283	4 945 750	2 750	$(Y_{1431})_r = 1 - (Y_{1431})_r$ $(X_{1431})_r = 1 - (X_{1431})_r$
N	176.77	36.15	0.3968	0.7290	5 463 562	2 751	
NP	177.95	30.52	0.3833	0.7080	6 491 237	2 750	
P	182.31	19.12	0.3335	0.6302	7 833 185	2 752	
C	182.68	16.66	0.3293	0.6236	8 500 604	2 751	

b.3.- Parafinas Blandas :

	$T_{1311}$	% condensado	$(X_{1311})_M$	$(Y_{1311})_M$	$h_{1311}$	Area	
NL	173.16	52.51	0.4381	0.7934	30 124 474	13 503	$(Y_{1311})_r = 1 - (Y_{1311})_r$ $(X_{1311})_r = 1 - (X_{1311})_r$
N	173.00	50.38	0.4399	0.7962	31 838 294	13 502	
NP	174.80	54.57	0.4193	0.7641	30 948 359	13 500	
P	175.01	53.33	0.4169	0.7604	31 407 849	13 504	
C	176.66	46.01	0.3981	0.7310	45 768 301	13 502	
	°F	-	-	-	BTU/hr	ft <sup>2</sup>	

Nota:  $(X)_M$  y  $(Y)_M$  corresponden a las fracciones molares en fase líquida y vapor de metil-etil-cetona en la corriente "n" respectivamente.

3.- Después se determina el área necesaria para llevar a cabo la transferencia deseada en cada uno de los casos que se procesarán en el intercambiador, y se elige la superficie de intercambio mayor, la cual será el área asignada al equipo.

4.- Una vez definida la superficie de transferencia, se prueba con diferentes valores en el flujo del by pass (B) hasta que el área de intercambio converja con el valor preseleccionado del paso 3.

La tabla viii.5.t-6 exhibe los resultados de la aplicación de la metodología recién descrita para la especificación de las condiciones de operación alrededor de este intercambiador de proceso. En dicha tabla se utiliza la numeración empleada en las figuras - viii.5.f-2 y viii.5.f-3 para reportar las características de las corrientes de proceso involucradas en el diseño termodinámico de los equipos correspondientes.

En viii.5.t-6 la columna señalada con "% Deriv" corresponde al porcentaje de derivación de la corriente de hidrocarburo producto (A) que llega al intercambiador, es decir: C/A del dibujo de la página anterior.

Nótese que en el caso de los aceites lubricantes se tuvieron que especificar dos unidades en DA-204 para el tratamiento de los cinco tipos de materia prima, debido a que la superficie de transferencia de 2447 ft<sup>2</sup> resultó demasiado grande para los grados neutro y cilindros, mientras que el área de 1 610 ft<sup>2</sup> es demasiado pequeña para los otros tres tipos de lubricantes. En cambio, con las parafinas duras se requiere de un solo intercambiador con 180 ft<sup>2</sup>.

Las dos unidades EA-204 serán colocadas en paralelo dentro del área de intercambiadores de proceso de la sección de recuperación de lubricantes, y cada una de ellas será utilizada (entrará en operación) conforme al tipo de materia prima en procesamiento.

viii.5.t-6.- Dimensionamiento del Intercambiador de Proceso (Hidrocarburo Pro-  
ducto/Hidrocarburo Diluido) del Sistema de Recuperación.

a.- Aceites Lubricantes : EA-202 .

	% deriv.	F <sub>1201</sub>	H <sub>1201</sub> entrada	T <sub>1201</sub> salida	Q	H <sub>1201</sub> salida	T <sub>1203</sub>	H <sub>1203</sub>	Area
ML	0.6307	156.19	10 282 230	206.27	3 810 700	6 471 530	244.30	12 492 367	2 447
N	0.5163	145.74	9 831 297	213.34	3 458 815	6 372 482	261.20	15 582 794	1 610
NP	0.9251	135.09	12 593 393	208.27	4 737 429	7 855 964	216.27	8 875 137	2 447
P	1.0000	140.75	13 033 238	208.73	4 840 180	8 193 058	208.73	8 193 058	2 447
C	1.0000	148.20	14 419 874	224.29	4 694 137	9 725 737	224.29	9 725 737	1 610

b.- Parafinas Duras : EA-219

	% deriv.	F <sub>1511</sub>	H <sub>1511</sub> entrada	T <sub>1511</sub> salida	Q	H <sub>1511</sub> salida	T <sub>1513</sub>	H <sub>1513</sub>	Area
NL	0.3780	19.5748	1 531 094	224.86	502 690	1 010 581	285.12	3 547 823	180
N	0.4797	21.1236	1 681 845	226.92	547 372	1 130 616	276.23	2 958 662	180
NP	0.9780	21.7775	2 428 986	240.90	697 646	1 728 608	242.88	1 785 980	180.
P	1.0000	26.9410	2 732 387	247.09	735 679	1 996 708	247.09	1 996 708	180
C	0.9890	13.3075	1 295 836	214.95	451 206	843 189	216.15	859 043	180
	-	lbmol/hr	BTU/hr.	°F.	BTU/hr.	BTU/hr.	°F.	BTU/hr.	ft <sup>2</sup>

Después de ser condensados los vapores que se recuperan de la columna de alta presión en los vaporizadores de proceso, el solvente en fase líquida se hace pasar a través de un enfriador con servicio de agua de 90°F, de donde sale con una temperatura cercana a 100°F, listo para ser enviado a almacenamiento a FA-102. Lo mismo sucede con la corriente parcialmente condensada del vapor proveniente de las columnas de baja presión. El hidrocarburo producto libre de disolvente también se enfría hasta la temperatura especificada para su almacenamiento.

El dimensionamiento de los enfriadores que utilizan servicio de agua es muy sencillo y consta de los siguientes pasos:

1.- A partir del flujo, composición y temperaturas de entrada y salida de las corrientes de proceso, calcular la entalpía de entrada y salida de dicha corriente y el calor que habrá de ser transferido en el enfriador.

2.- Considerando que el agua de enfriamiento se dispone a 90°F y que a la salida su temperatura debe ser de alrededor de 115°F, - calcular el flujo del servicio requerido y el área de intercambio necesaria para llevar a cabo la transferencia de energía térmica - especificada en el paso 1.

Para esto se dispone de las siguientes relaciones de entalpías molares :

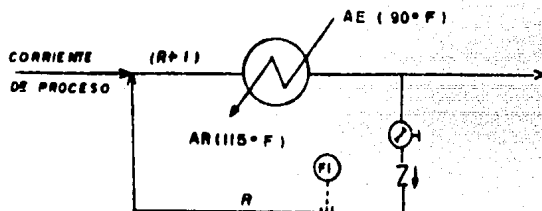
a).- Entalpía del agua de enfriamiento = 1 044.32 BTU/lbmol a 90°F.

b).- Entalpía del agua de retorno a la torre de enfriamiento:  
$$h = 3240 - 18 (T - 212) \quad (\text{BTU/lbmol}).$$

3.- Habiendo realizado los cálculos para los cinco distintos - grados de hidrocarburo con una temperatura de salida del medio de enfriamiento de 115°F. se intenta hacer una generalización del área de intercambio a una sola dimensión que permita el procesamiento de las cinco diferentes clases de aceites o parafinas sin una repercusión drástica en el nivel térmico al que abandona el equipo la corriente de servicio.



Un arreglo en el que se recircula la corriente de proceso - sobre la entrada al intercambiador de servicio, tal como se muestra en la figura siguiente, permite especificar, en la mayoría - de los casos, un solo equipo para el enfriamiento de los cinco - grados de hidrocarburos .



El dimensionamiento según el esquema de procesamiento anterior requiere de un procedimiento de cálculos iterativos :

- a).- Primero, se supone una relación de recirculación.
- b).- Se calcula flujo, entalpía y temperatura de la corriente de entrada al equipo (R + 1).
- c).- Se determina el área de transferencia bajo estas condiciones de recirculación.
- d).- Se compara el área calculada en (c) con un valor previamente seleccionado, el cual corresponde a la superficie de intercambio mayor obtenida en el inciso (2).
- e).- Si existe convergencia entre las áreas comparadas en el paso 2, todo está correcto, en caso contrario hay que regresar al inciso (a) con otra suposición de R .

La versatilidad del arreglo propuesto permite, en todos los - casos, obtener una temperatura de la corriente de servicio de - 115 F a la salida del intercambiador, aunque, nuevamente, su aplicabilidad se ve limitada por una relación de reflujo factible - (máximo de 3/1 o de 5/1), por lo que en algunas situaciones fue - necesario especificar más de un equipo, como en el caso de EA-223.

En la tabla viii.5.t-7 se presentan los resultados de la aplicación del método de dimensionamiento anterior para todos los en-

friadores de servicio de la sección de recuperación de productos de la unidad desparafinadora .

La forma en que está construida esta tabla es la siguiente :

1.- En la columna correspondiente a (Area I) se reporta el área de intercambio requerida en el equipo para el tratamiento de cada uno de los cinco grados de fluido de proceso, sin recirculación .

2.- En la columna F-AE se reporta el flujo de agua de enfriamiento necesaria para lograr la transferencia de calor deseada .

3.- En la tercera columna (Area II) se cita el valor seleccionado para el intercambiador de servicio .

4.- En la columna (R) se reporta la relación de recirculación que da lugar a la transferencia deseada, utilizando un intercambiador de las dimensiones definidas en la columna 3 .

5.- La quinta columna (F) reporta el flujo de la corriente de proceso que entra al equipo, incluyendo recirculación .

6.- En la columna (T) se reporta la temperatura de entrada del fluido de proceso (F) al intercambiador de servicio .

7.- La columna (Q) es el calor transferido en el equipo .

8.- El coeficiente de transferencia global de calor (u) se reporta junto con la clave de cada intercambiador .

viii.5.t-7.- Dimensionamiento de Enfriadores de Servicio para  
Sección de Recuperación de Productos .

	Area I	F-AE	Area II	R	F	T	Q
E A - 2 0 6 ( u = 120 BTU/hr·F ft <sup>2</sup> )							
NL	13 664	102 936	13 664	0.000	3 957.20	176.10	46 321 379
N	13 227	99 581	13 664	0.0413	4 121.03	173.07	44 811 662
NP	13 520	104 203	13 664	0.0133	4 098.06	177.36	46 909 941
P	13 543	104 433	13 664	0.0111	4 086.35	177.54	46 994 963
C	13 312	102 588	13 664	0.0331	4 135.52	175.83	46 164 401
E A - 2 0 7 ( u = 20 )							
NL	9 087	18 825	10 239	0.167	289.24	223.60	8 471 299
N	10 239	24 261	10 239	0.000	282.28	261.20	10 917 665
NP	7 849	12 376	10 239	0.601	233.92	172.59	5 569 390
P	7 397	11 070	10 239	0.716	241.67	163.32	4 981 706
C	8 489	14 099	10 239	0.441	213.70	185.46	6 344 406
E A - 2 0 8 ( u = 120 )							
NL	2 533	29 472	2 953	0.229	2 607.35	208.70	13 262 353
N	2 362	27 068	2 953	0.350	2 687.35	197.56	12 180 892
NP	2 870	34 473	2 953	0.033	2 447.28	232.96	15 512 911
P	2 953	34 745	2 953	0.000	2 379.32	234.41	15 635 210
C	2 828	33 906	2 953	0.054	2 463.27	230.19	15 257 634
E A - 2 1 4 ( u = 1 2 0 )							
NL	6 648	48 494	10 004	0.6284	3 562.80	144.92	21 822 203
N	7 094	51 655	10 004	0.5119	3 423.32	148.28	23 244 693
NP	6 674	49 560	10 004	0.6244	3 703.55	146.04	22 302 143
P	6 790	50 540	10 004	0.5930	3 639.80	147.08	22 742 322
C	10 004	75 765	10 004	0.0000	3 078.02	176.66	34 094 553
	ft <sup>2</sup>	lbmol/hr	ft <sup>2</sup>	-	lbmol/hr	·F	·BTU/hr

viii.5.t-7.- Dimensionamiento de Enfriadores de Servicio para la Sección de Recuperación de Productos .

	Area I	F-AE	Area II	R	F	T	Q
E A - 2 1 5 ( u = 2 0 )							
NL	902.25	2 018	902.25	0.000	28.4235	259.33	908 028
N	501.82	1 986	902.25	4.382	153.160	164.06	893 762
NP	826.57	3 628	902.25	0.302	40.22	263.46	1 632 732
P	818.74	3 685	902.25	0.034	39.997	267.40	1 658 233
C	636.38	2 524	902.25	1.003	56.37	192.93	1 135 821
E A - 2 1 6							
ML	1 708	19 362	2 561	0.719	2 437	176.47	8 712 829
N	1 773	20 190	2 561	0.635	2 456	180.57	9 085 626
NP	1 790	20 686	2 561	0.615	2 434	183.06	9 308 823
P	1 776	20 485	2 561	0.635	2 445	181.93	9 218 443
C	2 561	32 480	2 561	0.000	2 060	248.20	22 395 025
E A - 2 2 2 ( u = 1 2 0 )							
NL	1 097	8 323	1 888	0.8996	596.90	140.43	3 745 709
N	1 228	9 309	1 888	0.6761	562.85	145.80	4 189 240
NP	1 463	11 232	1 888	0.3667	517.85	157.03	5 054 390
P	1 738	13 931	1 888	0.1091	457.57	174.21	6 268 785
C	1 888	15 190	1 888	0.000	412.52	182.31	6 835 368
E A - 2 2 3 ( u = 2 0 )							
NL	874	4 379	874	0.000	51.7846	285.12	1 970 692
N	604	3 197	874	2.166	139.46	194.67	1 438 786
NP	350	1 633	350	0.000	22.2674	242.88	734 938
P	339	1 613	350	0.097	29.5812	240.03	726 164
C	122	502	350	5.380	85.9133	174.87	225 879
	ft <sup>2</sup>	lbmol/hr	ft <sup>2</sup>	-	lbmol/hr	°F	BTU/hr

viii.5.t-7.- Dimensionamiento de Enfriadores de Servicio para la Sección de Recuperación de Productos .

	Area I	P-AE	Area II	R	F	T	Q
E A - 2 2 4 ( u = 1 2 0 )							
NL	133.11	1 434	338.48	2.129	356.13	138.73	645 427
M	168.16	1 860	338.48	1.481	357.18	151.91	637 143
MP	260.12	3 070	338.48	0.436	310.70	196.27	1 381 757
P	278.57	3 334	338.48	0.302	209.89	206.93	1 500 396
C	338.48	4 209	338.48	0.000	274.88	244.38	1 894 002
E A - 2 2 6 ( u = 1 2 0 )							
NL	1 436	35 469	1 506	0.0885	859.36	280.32	15 960 978
N	1 506	37 299	1 506	0.0000	830.45	294.27	16 784 460
NP	907.5	23 198	1 506	1.6668	1363.61	195.14	10 439 392
N	1 066	23 284	1 506	0.9954	1066.28	195.67	10 477 786
C	885	22 762	1 506	1.8117	1406.21	192.45	10 242 998
E A - 228 ( u = 120 )							
NL	76.84	1 502	77.93	0.0871	77.48	186.55	675 906
N	77.93	1 523	77.93	0.0000	72.29	188.60	685 550
NP	58.18	1 137	61.68	0.4692	79.29	180.43	511 815
P	61.68	1 206	61.68	0.0000	57.21	188.60	542 585
C	59.17	1 157	61.68	0.2989	71.29	182.71	520 531
E A - 2 3 0 ( u = 1 2 0 )							
NL	668.91	7 508	678.45	0.010	578.63	223.98	3 378 402
N	678.45	7 615	678.45	0.000	578.21	226.49	3 426 582
NP	506.51	5 685	678.45	0.480	641.04	187.04	2 558 217
P	536.96	6 027	678.45	0.370	629.24	193.57	2 712 002
C	515.20	5 782	678.45	0.450	638.86	188.73	2 602 072
	ft <sup>2</sup>	lbmol/hr	ft <sup>2</sup>	-	lbmol/hr	'F	BTU/hr

## IX.- Documentos de Ingeniería Básica .

Una de las actividades principales dentro de la Ingeniería de Proyectos consiste en la elaboración de los Documentos de Ingeniería Básica de Procesos. Dichos documentos constituyen, en conjunto, la información fundamental a partir de la cual los grupos de Ingeniería de Detalle toman los datos necesarios para la realización de su trabajo: Diseño mecánico de los equipos de proceso, Diseño hidráulico de las redes de tubería, Especificación de Instrumentos de Control y Seguridad, Diseño de la red de energía eléctrica, Diseño de Soportería y Estructuras Arquitectónicas, etc.

El paquete de Ingeniería Básica está conformado por los siguientes documentos :

- a).- Descripción del Proceso .
- b).- Diagrama de Flujo de Proceso .
- c).- Balances de Materia y Energía .
- d).- Diagrama de Servicios Auxiliares .
- e).- Plano de Localización General de Equipo .
- f).- Hojas de Datos de Equipo .

En nuestro caso, la descripción del proceso ya ha sido discutida detalladamente en el capítulo VII (habiéndose construido - - el diagrama de bloques y el de flujo de proceso), por lo que este capítulo inicia con la presentación del resumen tabular de los balances de materia y energía correspondientes al procesamiento de las cinco clases de aceites lubricantes a lo largo de toda la unidad desparafinadora, inciso ix.1 .

En el segundo inciso de este capítulo se presenta el diagrama de tubería e instrumentación, mientras que el tercero es dedicado a la especificación del diagrama de flujo de servicios auxiliares.

En ix.4 se exhibe el plano de localización general de equipo - dentro del área asignada para la instalación de la unidad de desparafinado, y finalmente, en el inciso ix.5 se presentan las hojas - de datos de los principales equipos de proceso .

### ix.1.- Resumen Tabular de los Balances de Materia y Energía .

En este inciso se presenta una serie de tablas en las que se resumen los balances de materia y energía realizados en el capítulo VIII y que definen las condiciones de operación en cada uno de los puntos dentro de las secciones de recuperación de productos y de tratamiento de la unidad desparafinadora .

Dichas tablas dan la posibilidad de un más fácil acceso a la información necesaria para el diseño mecánico de los equipos industriales .

Cada una de las corrientes de proceso es especificada de acuerdo a la numeración que se utiliza en los diagramas de tubería e instrumentación que constituyen el segundo inciso de este capítulo.

En las tablas correspondientes a la sección de recuperación de productos, el estado físico del fluido de proceso se especifica con una letra en la parte lateral izquierda de cada cuadro. "L" significa fluido en fase líquida, "V" en fase vapor, y "Σ" (sigma) significa mezcla bifásica líquido-vapor. La composición de dichas corrientes bifásicas es caracterizada por separado en la última tabla que se presenta para cada una de las cinco diferentes materias primas.

La conversión del flujo de lbmol/hr a GPM se hace fácilmente por medio de la gravedad específica de las especies que componen el fluido de proceso en fase líquida, a la temperatura del mismo, y utilizando la siguiente ecuación :

Fase Líquida :

$$\text{GPM} = 1.9971 \cdot 10^3 \sum \left[ F X_i \frac{PM_i}{(s.gr.)_i} \right]$$

donde  $F$  = flujo en lbmol/hr del fluido de proceso .

$X_i$  = Fracción mol del componente  $i$  en la corriente.

$PM_i$  y  $(s.gr.)_i$  = peso molecular y gravedad específica del componente  $i$ , respectivamente .

Los datos de gravedad específica de disolventes e hidrocarburos se pueden leer de las gráficas de las figuras vi.p-25 y vi.p-26, o

bien, recurrir a las siguientes expresiones algebraicas que son el resultado de la linealización de las curvas [s.gr. = f (T)] para dichas especies en pequeños intervalos de Temperatura:

hek :

$$\text{s.gr.} = 0.8480 - 6.2 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 200^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.8360 - 7.1 \cdot 10^{-4} T . \quad 200 \leq T \leq 300^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.8900 - 8.0 \cdot 10^{-4} T . \quad 300 \leq T \leq 350^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.9600 - 1.0 \cdot 10^{-3} T . \quad 350 \leq T \leq 400^{\circ}\text{F} .$$

Tol :

$$\text{s.gr.} = 0.9055 - 5.65 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 200^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.9120 - 6.00 \cdot 10^{-4} T . \quad 200 \leq T \leq 300^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.9300 - 6.60 \cdot 10^{-4} T . \quad 300 \leq T \leq 350^{\circ}\text{F} .$$

$$\text{s.gr.} = 0.9550 - 7.30 \cdot 10^{-4} T . \quad 350 \leq T \leq 400^{\circ}\text{F} .$$

Hidrocarburos :

$$\text{Neutro Ligero : s.gr.} = 0.9070 - 3.05 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 400 .$$

$$\text{Neutro : s.gr.} = 0.9220 - 3.20 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 400 .$$

$$\text{Neutro Pesado : s.gr.} = 0.9260 - 3.20 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 400 .$$

$$\text{Pesado : s.gr.} = 0.9540 - 3.10 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 400 .$$

$$\text{Cilindros : s.gr.} = 0.9660 - 3.15 \cdot 10^{-4} T . \quad T \leq 400 .$$

El flujo volumétrico de mezclas en fase vapor puede ser calculado haciendo uso de la siguiente ecuación:

$$\text{GPM} = 1.3374 \sum \left[ F Y_i \frac{(T + 459.7)}{P} Z_i \right] .$$

donde : F = flujo molar de la corriente de proceso, lbmol/hr

$Y_i$  = fracción molar del componente "i".

$Z_i$  = factor de compresibilidad del componente "i" - en estado puro .

T = temperatura de la corriente en  $^{\circ}\text{F}$  .

P = presión del fluido en  $\text{lb/in}^2$  , abs .

Los coeficientes de compresibilidad para cada uno de los componentes de mezclas en fase vapor se determina a partir de las respectivas temperatura reducida y presión reducida, y utilizando la carta



generalizada de factor de compresibilidad .

También se pueden obtener expresiones algebraicas para el cálculo de los factores de compresibilidad de la metil-etil-cetona y del tolueno a las presiones que nos interesan; así tenemos que:

Para presiones menores a 25 psia:

$$Z_M = 0.985 + 5 \cdot 10^{-5} (T - 200) + \frac{2.04 \cdot 10^{-4} (T - 200) - 7.14 \cdot 10^{-2}}{P - 11}$$

$$Z_T = 0.980 + 7 \cdot 10^{-5} (T - 200) + \frac{1.02 \cdot 10^{-4} (T - 200) - 0.1020}{P - 11}$$

Mientras que a 45 psia:

$$Z_M = 1.8 \cdot 10^{-4} (T - 250) + 0.94$$

$$Z_T = 1.8 \cdot 10^{-4} (T - 250) + 0.925$$

Para todas las presiones de operación que se presentan en la unidad desparafinadora, el vapor de agua en estado puro tiende a comportarse como gas ideal, es decir, su factor de compresibilidad es muy cercano a 1.0000 .

Con las ecuaciones anteriores se puede lograr fácilmente la conversión del flujo molar a volumétrico de mezclas en fase vapor, suponiendo, por supuesto, comportamiento ideal durante el hipotético mezclado de cada uno de los componentes, al igual que en fase líquida (coeficientes  $\Phi_i = 1$ ,  $\gamma_i = 1$ ,  $v_i = 1$ ).

Las demás variables de proceso que se citan en las tablas que se presentan a continuación, fueron determinadas durante el desarrollo del capítulo precedente .

CARACTERISTICAS DE CORRIENTES  
DE PROCESO .

SECCION DE TRATAMIENTO .

UNIDAD DESPARAFINADORA DE ACEITES  
LUBRICANTES .

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE TRATAMIENTO  
UNIDAD DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES

ACEITE: NEUTRO LIGERO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	NL	
		lbmol/hr	GPM						
1	ENTRADA A LA UNIDAD DESPARAF.	330.45	322.64	0	0	90	5 754 787	SISTEMA DE DILUCION-ENFRIAMIENTO DE LA CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO CEROSO	
40	PUNTO DE DILUCION INICIAL	500.71	98.99	0.5236	0.4764	90	1 710 711		
2	ENTRADA A EA-101	831.16	421.64	0.3154	0.2870	90	7 465 767		
2	SALIDA DE EA-101	831.16	425.20	0.3154	0.2870	109.26	9 103 362		
41	PUNTO DE DILUCION DE POSTHOMOS.	0	0	-	-	-	-		
3	ENTRADA A EA-102-A	831.16	425.20	0.3154	0.2870	109.26	9 103 362		
3	SALIDA DE EA-102-A	831.16	425.20	0.3154	0.2870	109.26	9 103 362		
3	SALIDA DE EA-102-B	831.16	425.20	0.3154	0.2870	109.26	9 103 362		
3	SALIDA DE EA-102-C	831.16	425.20	0.3154	0.2870	109.26	9 103 362		
(4 = 5 = 6)	ENTRADA A EA-103-(A, B, C)	277.05	141.73	0.3154	0.2870	109.26	3 034 454		
63	DILUCION EN EA-103-(A, B, C)	0	0	-	-	-	-		
7 = 8 = 9	ENTRADA A EA-103-(D, E, F)	277.05	141.73	0.3154	0.2870	109.26	3 034 454		
43 = 44 = 45	DILUCION EN EA-103-(D, E, F)	166.90	32.2572	0.5236	0.4764	60	368 843		
10 = 11 = 12	ENTRADA A EA-103-(G, H, I)	443.95	169.72	0.3937	0.3582	43.93	1 467 836		
47 = 48 = 49	DILUCION EN EA-103-(G, H, I)	166.90	31.6305	0.5236	0.4764	30	178 768		
13 = 14 = 15	SALIDA DE EA-103-(G, H, I)	610.85	200.13	0.4292	0.3905	29	1 135 924		
65 = 66 = 67	INYECCION FILTRADO DE LAVADO	166.90	31.0547	0.5236	0.4764	5	34 163		
16 = 17 = 18	ENTRADA A EA-104-(A, B, C)	777.75	234.28	0.4495	0.4039	25.97	1 170 087		
53 = 54 = 55	DILUCION EN EA-104-(A, B, C)	1 001.42	186.57	0.5236	0.4764	5	174 060		
19 = 20 = 21	ENTRADA A EA-104-(D, E, F)	1 779.17	415.40	0.4912	0.4469	5	396 655		
58 = 59 = 60	DILUCION EN EA-104-(D, E, F)	0	0	-	-	-	-		
22 = 23 = 24	SALIDA DE EA-104-(D, E, F)	1 779.17	415.40	0.4912	0.4469	5	396 655		
25	CORRIENTE UNIFICADA	5 337.51	1 246.20	0.4912	0.4469	5	396 655		
27	SOLVENTE SECO SALIDA DE FA-102	11 132.02	2 213.89	0.5236	0.4764	100	42 173 639		
28	CORRIENTE HACIA SECCION DE RECUPERACION	206.03	40.9744	0.5236	0.4764	100	780 544		
29	ENTRADA A EA-109-A	10 925.99	2 175.70	0.5236	0.4764	100	41 888 364		
30	SALIDA DE EA-109-A	10 925.99	2 160.05	0.5236	0.4764	90	37 329 412		
39	RAMIFICACION DE "30" P/DILUCION	500.71	98.9894	0.5236	0.4764	90	1 710 711		
31	ENTRADA A EA-109-B	10 425.28	2 061.06	0.5236	0.4764	90	35 618 701		
				$X_H = 1 - X_M - X_T$					SIST. DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANT.

IX-P-6

EX-P-7

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / HP	NL
		lbmol / hr	G PM					
32	SALIDA DE EA-109-B	10 425.28	2 017.51	0.5236	0.4764	60	23 039 493	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE
42	RAMIFCN DE "32" HACIA DILUCION	500.71	96.8979	0.5236	0.4764	60	1 106 551	
33	ENTRADA A EA-109-C	9 924.87	1 920.61	0.5236	0.4764	60	21 932 942	
34	SALIDA DE EA-109-C	9 924.87	1 880.88	0.5236	0.4764	30	10 630 278	
34I	RAMIFCN DE "34" P/DILUCN y LAVADO	4 416.76	837.05	0.5236	0.4764	30	4 730 823	
46	RAMIFCN DE "34I" HACIA EA-105	500.70	94.8916	0.5236	0.4764	30	536 303	
51	RAMIFCN DE "34I" A FF-102 y FF-105	3 916.06	742.16	0.5236	0.4764	30	4 194 520	
35	ENTRADA A EA-109-D	5 507.81	1 043.83	0.5236	0.4764	30	5 899 455	
36	SALIDA DE EA-109-D	5 507.81	1 034.56	0.5236	0.4764	17	3 297 210	
50	RAMIFCN DE "36" HACIA EA-110	0	0	-	-	-	-	
50I	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
50	RAMIFCN DE "50" HACIA FF-101	0	0	-	-	-	-	
52	RAMIFCN DE "50" HACIA EA-104	3 004.26	559.71	0.5236	0.4764	5	522 180	
37	ENTRADA A EA-109-E	5 507.81	1 034.56	0.5236	0.4764	17	3 297 210	
38	SALIDA DE EA-109-E	5 507.81	1 026.14	0.5236	0.4764	5	957 329	
38	RAMIFCN DE "38" HACIA FF-101	5 507.81	1 026.14	0.5236	0.4764	5	957 329	
57	RAMIFCN DE "38" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-	
50I + 58 + 85	TOTAL SOLVENTE FRIO HACIA FF-101	2 503.55	466.43	0.5236	0.4764	5	435 150	
61	SALIDA DE FA-102	0	0	-	-	-	-	
63	SALIDA DE EA-111	0	0	-	-	-	-	
62	SALIDA HACIA SECCN DE RECUPRACN	0	0	-	-	-	-	
25	ENTRADA A SIST. DE FILTRACN PRIMARIA	5 337.51	1 246.20	0.4912	0.4469	5	1 189 957	SISTEMA DE FILTRACION PRIMARIA - DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRI- CANTE
111	PUNTO DE DILUCN P/ DISPERSION	0	0	-	-	-	-	
91	PUNTO DE RECIRCULACION	162.64	35.1221	0.5033	0.4578	5	33 290	
86	ENTRADA A FILTRO PRIMARIO	5 500.19	1 281.25	0.4916	0.4472	5	1 223 169	
87	SOLVENTE DE LAVADO EN FF-101	2 503.55	466.43	0.5236	0.4764	5	435 150	
110	ENTRADA DE REPOSICN A FA-105	0	0	-	-	-	-	
85	ENTRADA A SECCN DE FILTRACN PRIM.	2 503.55	466.43	0.5236	0.4764	5	435 150	
84	SALIDA DE FA-105	500.71	93.2858	0.5236	0.4764	5	87 030	
90	SALIDA DE FA-105	6 724.82	1 452.16	0.5033	0.4578	5	1 376 425	
68	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	6 561.99	1 417.06	0.5033	0.4578	5	1 343 157	
5N-1	FILTRO FF-101	778.51	202.18	0.4732	0.4305	5	194 818	
103	DILUCION EN FF-101	2 337.05	443.09	0.5236	0.4764	30	2 504 337	
79	DILUCION EN FA-104	2 430.14	536.98	0.5110	0.4649	120	12 484 786	
78	SALIDA DE FA-104	5 545.68	1 165.63	0.5110	0.4649	45.98	18 183 884	
				$X_M = 1 - X_M - X_T$				

IX-3-B

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / hr	NL
		lb mol/hr	G P M					
68	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	6 561.99	1417.06	0.5033	0.4578	5	1343 157	FLUJO DEL ACEITE DES-PARAFINADO DILUIDO HACIA ALMACENAMIENTO
69	RAMIFCN DE "98" A EA-110	0	0	-	-	-	-	
69	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
71	RAMIFCN DE "98" A EA-103	6 561.99	1417.06	0.5033	0.4578	5	1343 157	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	2 187.33	472.35	0.5033	0.4578	5	447 719	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	2 187.33	474.01	0.5033	0.4578	10.65	958 403	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	2 187.33	476.44	0.5033	0.4578	18.85	1708 558	
72=73=74	ENTRADA A EA-102-(C,B,A)	2 187.33	480.27	0.5033	0.4578	31.58	2894 211	
75	REUNIFICACN. ENTRADA A EA-113	6 561.99	1440.80	0.5033	0.4578	31.58	8 682 633	
75	SALIDA DE EA-113	6 561.99	1515.99	0.5033	0.4578	110	32 291 145	
70	ALMACENAMIENTO EN FA-201	6 561.99	1515.99	0.5033	0.4578	110	32 291 145	SISTEMA DE RECRISTALIZACN DE PARAFINA PRIMARIA ETAPAS DE HOMOGENEIZACN Y ENFRIAMIENTO
76	ENTRADA A EA-105	5 545.68	1265.63	0.5110	0.4649	45.98	15 183 884	
76	SALIDA DE EA-105	5 545.68	1215.73	0.5110	0.4649	108.52	25 513 974	
77	RAMIFICCN DE "76" S/CALENTAMNTO	0	0	-	-	-	-	
78	AVANCE HACIA EA-106	5 545.68	1215.73	0.5110	0.4649	108.52	25 513 974	
781	ENTRADA A EA-106-A	0	0	-	-	-	-	
782	ENTRADA A EA-106-B	5 545.68	1215.73	0.5110	0.4649	108.52	25 513 974	
783	SALIDA DE EA-106-A	0	0	-	-	-	-	
784	SALIDA DE EA-106-B	5 545.68	1225.42	0.5110	0.4649	120.00	28 490 794	
785	UNIFICACN DE "783" y "784"	5 545.68	1225.42	0.5110	0.4649	120.00	28 490 794	
80	UNIFICACN DE "785" y "77"	5 545.68	1225.42	0.5110	0.4649	120.00	28 490 794	
80	SALIDA DE FA-106	5 545.68	1225.42	0.5110	0.4649	120.00	28 490 794	
79	RECIRCULACION A FA-104	2 430.14	536.98	0.5110	0.4649	120.00	12 484 784	
81	ENTRADA A EA-107-A	3 115.54	684.43	0.5110	0.4649	120.00	16 086 060	
81	ENTRADA A EA-107-B	3 115.54		0.5110	0.4649		10 695 575	
81	ENTRADA A EA-108-A	3 115.54	662.87	0.5110	0.4649	64.37	8 176 120	
81	SALIDA DE EA-108-A	3 115.54	653.25	0.5110	0.4649	42.27	5 261 872	
83	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO "B"	0	0	-	-	-	-	
82	ENTRADA A EA-108-B	3 115.54	653.25	0.5110	0.4649	42.27	5 261 872	
82	SALIDA DE EA-108-B (Entrada a FF-102)	3 115.54	648.03	0.5110	0.4649	30	3 692 531	
104	ENTRADA A FF-102 (Filtrado C)	1 514.81	287.20	0.5236	0.4763	30	1 623 241	
108	ENTRADA A FF-102 (Solvente)	0	0	-	-	-	-	
93	SALIDA DE FA-108	4 263.85	833.25	0.5196	0.4727	30	4 722 462	
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-109	4 263.85	833.25	0.5196	0.4727	30	4 722 462	
83	RAMIFICACN DE "93" A DILUCION SECUNDARIA DE PARAFINA PRIMARIA	0	0	-	-	-	-	
				$X_M = 1 - X_M - X_T$				

IX-D-9

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/LF	NL
		lb mol/hr	GPM					
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	4 263.85	1 333.25	0.5196	0.4727	30	4 722 462	SISTEMA DE REGISTRA- LIZACION DE PARAFINA PRIMARIA
841	DESVIACION ALREDEDOR DE EA-107	0	0	-	-	-	-	
842	ENTRADA A EA-107-A	2 605.21	509.12	0.5196	0.4727	30	2 885 424	
843	ENTRADA A EA-107-B	1 658.64	324.14	0.5196	0.4727	30	1 837 038	
844	SALIDA DE EA-107-A	2 605.21	527.32	0.5196	0.4727	81.03	8 195 909	
845	SALIDA DE EA-107-B	1 658.64	332.80	0.5196	0.4727	68.47	4 356 492	
846	ENTRADA A EA-111	4 263.85	860.02	0.5196	0.4727	76.01	12 552 401	
847	ALMACENAMIENTO EN FA-115	4 263.85	860.02	0.5196	0.4727	76.01	12 552 401	
SN-2	FILTRO FF-102	366.52	102.24	0.4626	0.4208	30	594 891	
109	DILUCION EN FF-102	1 757.66	333.11	0.5236	0.4764	30	1 882 642	
94	SALIDA DE FA-108	2 124.19	439.00	0.5131	0.4668	30	2 447 534	SISTEMA DE PARAFINA DURA
95	ENTRADA A FA-110	4 682.24	920.40	0.5188	0.4720	30	5 219 101	
101	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO C	2 558.06	484.99	0.5236	0.4763	30	2 741 167	
105	ENTRADA A FF-103	2 158.39	409.05	0.5236	0.4764	30	2 312 889	
SN-3	FILTRO FF-103	430.72	114.10	0.4722	0.4295	30	661 779	
96	SALIDA DE FF-103	6 409.92	1 215.27	0.5236	0.4763	30	6 870 211	
107	REPOSICN DE SOLVENTE EN FA-112	0	0	-	-	-	-	
100	SALIDA DE FA-112	6 409.92	1 215.27	0.5236	0.4763	30	6 868 746	
101	RECIRCULACION DE FILTRADO C	2 558.06	484.99	0.5236	0.4763	30	2 741 167	
102	RAMIFCN P/DILUCN EN FF-101 y 102	3 851.86	730.28	0.5236	0.4763	30	4 127 578	
SN-3	FILTRO FF-103	430.72	114.10	0.4722	0.4295	30	661 779	SISTEMA DE DESACEITADO DE PARAFINA DURA
98	RECIRCULACION EN FA-111	770.99	217.87	0.4722	0.4295	140	5 931 024	
97	AVANCE A EA-112. (SALIDA FA-111)	1 197.40	330.43	0.4722	0.4295	100.57	6 456 098	
971	ENTRADA A EA-112-A	0	0	-	-	-	-	
972	ENTRADA A EA-112-B	1 197.40	330.43	0.4722	0.4295	100.57	6 456 098	
973	SALIDA DE EA-112-A	0	0	-	-	-	-	
974	SALIDA DE EA-112-B	1 197.40	338.37	0.4722	0.4295	140	9 263 060	
975	REUNIFICACN PARAFINA DURA - CALIENTE	1 197.40	338.37	0.4722	0.4295	140	9 263 060	
98	RECIRCULACION A FA-111	770.90	217.85	0.4722	0.4295	140	5 931 024	
99	ALMACENAMIENTO EN FA-115	426.42	120.50	0.4722	0.4295	140	3 331 421	
				$X_H = 1 - X_M - X_T$				

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE TRATAMIENTO

UNIDAD DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES

ACEITE: NEUTRO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	Z	
		lbmol/hr	GPM						
1	ENTRADA A LA UNIDAD DESPARAF.	325.03	321.22	0	0	90	5 818 362	SISTEMA DE DILUCION - ENFRIAMIENTO DE LA CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO CEROSO	
40	PUNTO DE DILUCION INICIAL	334.39	65,9964	0.5336	0.4664	90	1 142 418		
2	ENTRADA A EA-101	659.42	397.27	0.2706	0.2365	90	6 460 780		
2	SALIDA DE EA-101	659.42	397.27	0.2706	0.2365	120.67	9 379 638		
41	PUNTO DE DILUCION DE POSTHOMO.	0	0	-	-	-	-		
3	ENTRADA A EA-102-A	659.42	397.27	0.2706	0.2365	120.67	9 379 638		
3	SALIDA DE EA-102-A	659.42	397.27	0.2706	0.2365	120.67	9 379 638		
3	SALIDA DE EA-102-B	659.42	397.27	0.2706	0.2365	120.67	9 379 638		
3	SALIDA DE EA-102-C	659.42	397.27	0.2706	0.2365	120.67	9 379 638		
(4 + 5 + 6)	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	219.81	130.76	0.2706	0.2365	120.67	3 126 546		
63	DILUCION EN EA-103-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
7+8=9	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	219.81	127.85	0.2706	0.2365	67.21	1 732 757		
43+44=45	DILUCION EN EA-103-(D,E,F)	111.46	21.5326	0.5336	0.4664	60	246 317		
10=11=12	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	331.27	147.53	0.3591	0.3138	37.97	1 123 719		
47=48=49	DILUCION EN EA-103-(G,H,I)	222.93	42.1748	0.5336	0.4664	30	238 781		
13=14=15	SALIDA DE EA-103-(G,H,I)	554.20	188.32	0.4293	0.3752	21	783 671		
65=66=67	INYECCION FILTRADO DE LAVADO	0	0	-	-	-	-		
16=17=18	ENTRADA A EA-104-(A,B,C)	554.20	188.32	0.4293	0.3752	21	783 671		
53=54=55	DILUCION EN EA-104-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
19=20=21	ENTRADA A EA-104-(D,E,F)	554.20	188.32	0.4293	0.3752	21	783 671		
58=59=60	DILUCION EN EA-104-(D,E,F)	780.24	144.03	0.5336	0.4664	-6	-160 806		
22=23=24	SALIDA DE EA-104-(D,E,F)	1 334.44	329.85	0.4903	0.4285	-6	-382 004		
25	CORRIENTE UNIFICADA	4 003.32	989.56	0.4903	0.4285	-6	-1 146 013		
27	SOLVENTE SECO SALIDA DE FA-102	9 572.97	1 700.63	0.5336	0.4664	100	36 274 475		
28	CORRIENTE HACIA SEC'CN DE RECUPRCN	205.59	40.82	0.5336	0.4664	100	779 034		
29	ENTRADA A EA-109-A	9 367.38	1 862.20	0.5336	0.4664	100	35 911 147		
30	SALIDA DE EA-109-A	9 367.38	1 848.78	0.5336	0.4664	90	32 002 933		
39	RAMIFICACION DE "30" P/DILUCION	334.39	65,9964	0.5336	0.4664	90	1 142 418		
31	ENTRADA A EA-109-B	9 032.99	1 782.78	0.5336	0.4664	90	30 860 515		
				$X_N = 1 - X_M - X_T$					SIST. DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANT.

IX-p-10

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>N</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / hr	N	
		lbmol / hr	OPM						
32	SALIDA DE EA-109-B	9 032.99	1 745.05	0.5336	0.4664	60	19 922 119	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE	
42	RAMIFCN DE "32" HACIA DILUCION	334.39	64.5997	0.5336	0.4664	60	738 973		
33	ENTRADA A EA-109-C	8 698.80	1 690.49	0.5336	0.4664	60	19 223 588		
34	SALIDA DE EA-109-C	8 698.80	1 645.67	0.5336	0.4664	30	9 317 328		
341	RAMIFCN DE "34" P/DILUCN Y LAVADO	3 850.14	728.38	0.5336	0.4664	30	4 123 904		
46	RAMIFCN DE "341" HACIA EA-103	668.79	126.52	0.5336	0.4664	30	716 344		
51	RAMIFCN DE "341" A FF-102 Y FF-103	3 181.36	601.86	0.5336	0.4664	30	3 407 570		
38	ENTRADA A EA-109-D	4 848.66	917.29	0.5336	0.4664	30	5 193 424		
36	SALIDA DE EA-109-D	4 848.66	906.03	0.5336	0.4664	12	2 037 977		
50	RAMIFCN DE "36" HACIA EA-110	0	0	-	-	-	-		
501	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-		
50	RAMIFCN DE "50" HACIA FF-101	0	0	-	-	-	-		
52	RAMIFCN DE "50" HACIA EA-109-A	0	0	-	-	-	-		
37	ENTRADA A EA-109-E	4 848.66	906.03	0.5336	0.4664	12	2 037 977		
38	SALIDA DE EA-109-E	4 848.66	895.04	0.5336	0.4664	-6	- 999 293		
56	RAMIFCN DE "38" HACIA FF-101	2 507.93	462.95	0.5336	0.4664	-6	- 516 876		
57	RAMIFCN DE "38" HACIA DILUCION	2 340.73	432.09	0.5336	0.4664	-6	- 482 417		
501 + 56 + 57	TOTAL SOLVENTE FRIO HACIA FF-101	2 507.93	462.95	0.5336	0.4664	-6	- 516 876		
61	SALIDA DE FA-102	0	0	-	-	-	-		
63	SALIDA DE EA-111	0	0	-	-	-	-		
62	SALIDA HACIA SECCN DE RECUPRACN	0	0	-	-	-	-		
25	ENTRADA A SIST. DE FILTRACN PRIMARIA	4 003.32	989.56	0.4903	0.4285	-6	- 160 806		SISTEMA DE FILTRACION PRIMARIA DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRI- CANTE
111	PUNTO DE DILUCN P/ DISPERSION	0	0	-	-	-	-		
91	PUNTO DE RECIRCULACION	136.46	29.9738	0.5093	0.4452	-6	- 34 252		
86	ENTRADA A FILTRO PRIMARIO	4 139.78	1 019.47	0.4909	0.4291	-6	- 1 180 172		
87	SOLVENTE DE LAVADO EN FF-101	2 507.93	462.95	0.5336	0.4664	-6	- 516 876		
110	ENTRADA DE REPOSICN A FA-105	0	0	-	-	-	-		
85	ENTRADA A SECCN DE FILTRACN PRIM.	2 507.93	462.95	0.5336	0.4664	-6	- 516 876		
84	SALIDA DE FA-105	0	0	-	-	-	-		
90	SALIDA DE FA-105	5 982.05	1 307.01	0.5094	0.4452	-6	- 1 493 490		
60	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	5 815.63	1 277.05	0.5094	0.4452	-6	- 1 459 259		
5H-1	FILTRO FF-101	695.62	175.27	0.4870	0.4256	-6	- 203 390		
103	DILUCION EN FF-101	1 893.66	356.65	0.5336	0.4664	30	2 019 442		
79	DILUCION EN FA-104	5 158.56	1 139.50	0.5209	0.4553	120	26 541 506		
78	SALIDA DE FA-104	7 737.75	1 670.40	0.5209	0.4553	87.89	28 375 249		

$$X_N = 1 - X_M - X_T$$



N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / hr	N
		lbmol/hr	G P M					
60	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	5 815.63	1 277.05	0.5094	0.4452	-6	-1 459 259	FLUJO DEL ACEITE DES- PARAFINADO DILUIDO HA- CIA ALMACENAMIENTO
69	RAMIFCN DE "68" A EA-110	0	0	-	-	-	-	
69	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
71	RAMIFCN DE "68" A EA-103	5 815.63	1 277.05	0.5094	0.4452	-6	-1 459 259	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	1 938.54	425.68	0.5094	0.4452	-6	-486 420	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	1 938.54	427.54	0.5094	0.4452	1.13	92 407	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	1 938.54	430.27	0.5094	0.4452	11.52	947 808	
72=73=74	ENTRADA A EA-102-(C,B,A)	1 938.54	434.71	0.5094	0.4452	28.07	2 341 831	
75	REUNIFICACN. ENTRADA A EA-113	5 815.63	1 304.14	0.5094	0.4452	28.07	7 025 494	
75	SALIDA DE EA-113	5 815.63	1 374.52	0.5094	0.4452	110	29 417 502	
70	ALMACENAMIENTO EN FA-801	5 815.63	1 374.52	0.5094	0.4452	110	29 417 502	SISTEMA DE RECRISTALIZACN DE PARAFINA PRIMARIA ETAPAS DE HOMOGENEIZACN Y ENFRIAMIENTO
76	ENTRADA A EA-105	7 737.75	1 670.40	0.5209	0.4553	87.89	28 375 249	
76	SALIDA DE EA-105	7 737.75	1 701.36	0.5209	0.4553	114.62	37 855 312	
77	RAMIFICCN DE "76" S/CALENTAMNTO	0	0	-	-	-	-	
78	AVANCE HACIA EA-106	7 737.75	1 701.36	0.5209	0.4553	87.89	28 375 249	
781	ENTRADA A EA-106-A	7 737.75	1 670.40	0.5209	0.4553	87.89	28 375 249	
782	ENTRADA A EA-106-B	0	0	-	-	-	-	
783	SALIDA DE EA-106-A	7 737.75	1 707.29	0.5209	0.4553	120	39 812 259	
784	SALIDA DE EA-106-B	0	0	-	-	-	-	
785	UNIFICACN DE "783" y "784"	7 737.75	1 707.29	0.5209	0.4553	120	39 812 259	
80	UNIFICACN DE "785" y "77"	7 737.75	1 707.29	0.5209	0.4553	120	39 812 259	
80	SALIDA DE FA-106	7 737.75	1 707.29	0.5209	0.4553	120	39 812 259	
79	RECIRCULACION A FA-104	5 158.56	1 138.50	0.5209	0.4553	120	26 541 506	
81	ENTRADA A EA-107-A	2 579.28	569.25	0.5209	0.4553	120	13 270 753	
81	ENTRADA A EA-107-B	2 579.28	569.25	0.5209	0.4553	120	13 270 753	
81	ENTRADA A EA-108-A	2 579.28	552.95	0.5209	0.4553	77.64	8 275 134	
81	SALIDA DE EA-108-A	2 579.28	541.33	0.5209	0.4553	45.83	4 746 692	
83	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO "B"	0	0	-	-	-	-	
82	ENTRADA A EA-108-B	2 579.28	541.33	0.5209	0.4553	45.83	4 746 692	
82	SALIDA DE EA-108-B (Entrada a FF-102)	2 579.28	535.73	0.5209	0.4553	30	3 061 960	
104	ENTRADA A FF-102 (Filtro C)	1 257.92	238.17	0.5335	0.4663	30	1 344 591	
108	ENTRADA A FF-102 (Solvente)	0	0	-	-	-	-	
93	SALIDA DE FA-109	3 429.57	668.84	0.5296	0.4629	30	3 799 360	
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	3 429.57	668.84	0.5296	0.4629	30	3 799 360	
85	RAMIFICACN DE "93" A DILUCION SECUNDARIA DE PARAFINA PRIMARIA	0	0	-	-	-	-	
				X <sub>M</sub> = 1 - X <sub>M</sub> - X <sub>T</sub>				

N°	LOCALIZACION	FLUJO		$X_M$	$X_T$	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/HR	N
		lb mol/hr	GPM					
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	3 429.57	668.84	0.5296	0.4629	30	3 799 360	SISTEMA DE RECRISTALIZACION DE PARAFINA PRIMARIA
841	DESVIACION ALREDEDOR DE EA-107	0	0	-	-	-	-	
042	ENTRADA A EA-107-A	0	0	-	-	-	-	
043	ENTRADA A EA-107-B	3 429.57	668.84	0.5296	0.4629	30	3 799 360	
844	SALIDA DE EA-107-A	0	0	-	-	-	-	
845	SALIDA DE EA-107-B	3 429.57	668.03	0.5296	0.4629	66.95	8 794 979	
046	ENTRADA A EA-111	3 429.57	668.03	0.5296	0.4629	66.95	8 794 979	
847	ALMACENAMIENTO EN FA-118	3 429.57	668.03	0.5296	0.4629	66.95	8 794 979	
SN-2	FILTRO FF-102	407.63	704.84	0.4870	0.4256	30	611 040	
109	DILUCION EN FF-102	760.54	181.68	0.5336	0.4664	30	1 028 625	
94	SALIDA DE FA-108	1 367.97	281.38	0.5197	0.4592	30	1 640 043	SISTEMA DE PARAFINA DURA
95	ENTRADA A FA-110	4 846.55	945.18	0.5296	0.4629	30	5 369 125	
101	PUNTO DE RECIRCULCN FILTRADO C	3 478.58	658.63	0.5335	0.4663	30	3 729 330	
105	ENTRADA A FF-103	2 221.02	420.18	0.5336	0.4664	30	2 378 945	
SN-3	FILTRO FF-103	447.41	111.84	0.4919	0.4300	30	650 299	
96	SALIDA DE FF-103	6 620.16	1 253.46	0.5335	0.4663	30	7 097 368	
107	REPOSICN DE SOLVENTE EN FA-112	0	0	-	-	-	-	
100	SALIDA DE FA-112	6 620.16	1 253.46	0.5335	0.4663	30	7 097 368	
101	RECIRCULACION DE FILTRADO C	3 478.58	658.63	0.5335	0.4663	30	3 729 330	
102	RAMIFCN P/DILUCN EN FF-101 Y 102	3 141.58	594.82	0.5335	0.4663	30	3 368 033	
SN-3	FILTRO FF-103	447.41	111.84	0.4919	0.4300	30	650 299	SISTEMA DE DESACETADO DE PARAFINA DURA
90	RECIRCULACION EN FA-111	894.82	239.22	0.4919	0.4300	140	6 547 291	
97	AVANCE A EA-112. (SALIDA FA-111)	1 337.76	349.52	0.4919	0.4300	103.33	7 048 866	
971	ENTRADA A EA-112-A	0	0	-	-	-	-	
972	ENTRADA A EA-112-B	1 337.76	349.52	0.4919	0.4300	103.33	7 048 866	
973	SALIDA DE EA-112-A	0	0	-	-	-	-	
674	SALIDA DE EA-112-B	1 337.76	357.65	0.4919	0.4300	140	9 837 386	
975	ACUMULACION PARAFINA DURA CALIENTE	1 337.76	357.65	0.4919	0.4300	140	9 837 386	
98	RECIRCULACION A FA-111	894.82	239.20	0.4919	0.4300	140	6 547 291	
99	ALMACENAMIENTO EN FA-113	447.41	119.61	0.4919	0.4300	140	3 273 644	
				$X_M = 1 - X_T$				

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE TRATAMIENTO  
UNIDAD DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES

ACEITE: NEUTRO PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	N°
		lbmol/hr	GPM					
1	ENTRADA A LA UNIDAD DESPARAF.	241.49	325.21	0	0	90	5 918 195	SISTEMA DE DILUCION-ENFRIAMIENTO DE LA CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO CEROSO
40	PUNTO DE DILUCION INICIAL	2 490.42	494.86	0.4935	0.5065	90	8 509 798	
2	ENTRADA A EA-101	2 731.91	820.08	0.4499	0.4617	90	14 427 993	
2	SALIDA DE EA-101	2 731.91	834.24	0.4499	0.4617	119.55	19 499 273	
41	PUNTO DE DILUCION DE POSTHOMOG.	0	0	-	-	-	-	
3	ENTRADA A EA-102-A	2 731.91	934.24	0.4499	0.4617	119.55	19 499 273	
3	SALIDA DE EA-102-A	2 731.91	822.91	0.4499	0.4617	95.99	15 443 287	
3	SALIDA DE EA-102-B	2 731.91	811.22	0.4499	0.4617	71.80	11 387 302	
3	SALIDA DE EA-102-C	2 731.91	800.35	0.4499	0.4617	46.91	7 331 316	
(4 + 3 = 6)	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	910.64	266.78	0.4499	0.4617	46.91	2 443 772	
63	DILUCION EN EA-103-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-	
7=8=9	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	910.64	264.65	0.4499	0.4617	32.41	2 958 315	
43=44=45	DILUCION EN EA-103-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-	
10=11=12	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	910.64	263.02	0.4499	0.4617	21.17	1 915 223	
47=48=49	DILUCION EN EA-103-(G,H,I)	1 106.85	212.34	0.4935	0.5065	40	1 597 449	
13=14=15	SALIDA DE EA-103-(G,H,I)	2 017.49	469.57	0.4738	0.4863	10.44	936 140	
65=66=67	INYECCION FILTRADO DE LAVADO	0	0	-	-	-	-	
16=17=18	ENTRADA A EA-104-(A,B,C)	2 017.49	469.57	0.4738	0.4863	10.44	936 140	
53=54=55	DILUCION EN EA-104-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-	
19=20=21	ENTRADA A EA-104-(D,E,F)	2 017.49	469.57	0.4738	0.4863	-6	-538 463	
58=59=60	DILUCION EN EA-104-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-	
22=23=24	SALIDA DE EA-104-(D,E,F)	2 017.49	464.96	0.4738	0.4863	-6	-538 463	
25	CORRIENTE UNIFICADA	6 052.47	1 498.60	0.4738	0.4863	-6	-1 615 390	
27	SOLVENTE SECO SALIDA DE FA-102	12 710.22	2 540.56	0.4935	0.5065	100	48 123 495	
28	CORRIENTE HACIA SECCION DE RECUPERACION	217.18	43.53	0.4935	0.5065	100	824 560	
29	ENTRADA A EA-109-A	12 492.44	2 500.21	0.4935	0.5065	100	47 900 989	
30	SALIDA DE EA-109-A	12 492.44	2 482.31	0.4935	0.5065	90	42 686 832	
39	RAMIFICACION DE "30" P/DILUCION	2 490.42	494.86	0.4935	0.5065	90	8 509 798	
31	ENTRADA A EA-109-B	10 002.02	1 987.45	0.4935	0.5065	90	34 177 034	
				$X_M = 1 - X_M - X_T$				

1x.p-14

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / LF	NP	
		lbmol/hr	OPM						
32	SALIDA DE EA-109-B	10 002.02	1952.51	0.4935	0.5065	65	24 070 390	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE	
42	RAMIFCN DE "32" HACIA DILUCION	0	0	0.4935	0.5065	-	-		
33	ENTRADA A EA-109-C	10 002.02	1952.51	0.4935	0.5065	65	24 070 390		
34	SALIDA DE EA-109-C	10 002.02	1918.78	0.4935	0.5065	40	14 435 302		
341	RAMIFCN DE "34" P/DILUCN Y LAVADO	6 953.25	1333.91	0.4935	0.5065	40	10 035 200		
40	RAMIFCN DE "341" HACIA EA-109	3 320.56	637.01	0.4935	0.5065	40	4 792 361		
31	RAMIFCN DE "341" A FF-102 Y FF-103	3 632.69	696.89	0.4935	0.5065	40	5 242 839		
35	ENTRADA A EA-109-D	3 048.77	584.87	0.4935	0.5065	40	4 400 163		
36	SALIDA DE EA-109-D	3 048.77	575.73	0.4935	0.5065	17	1 825 083		
30	RAMIFCN DE "36" HACIA EA-110	0	0	-	-	-	-		
501	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-		
50	RAMIFCN DE "50" HACIA FF-101	0	0	-	-	-	-		
52	RAMIFCN DE "50" HACIA EA-104"	0	0	-	-	-	-		
37	ENTRADA A EA-109-E	3 048.77	575.73	0.4935	0.5065	17	1 825 083		
38	SALIDA DE EA-109-E	3 048.77	566.86	0.4935	0.5065	-6	-628 278		
38	RAMIFCN DE "38" HACIA FF-101	3 048.77	566.86	0.4935	0.5065	-6	-628 278		
57	RAMIFCN DE "38" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-		
501 + 56 + 83	TOTAL SOLVENTE FRO HACIA FF-101	3 048.77	566.86	0.4935	0.5065	-6	-628 278		
61	SALIDA DE FA-102	0	0	-	-	-	-		
63	SALIDA DE EA-111	0	0	-	-	-	-		
62	SALIDA HACIA SECCN DE RECUPRACN	0	0	-	-	-	-		
26	ENTRADA A SIST.DE FILTRACN PRIMARIA	6 052.47	1394.89	0.4738	0.4863	-6	-1 615 390		SISTEMA DE FILTRACION PRIMARIA - DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRI- CANTE
111	PUNTO DE DILUCN P/ DISPERSION	558.35	103.81	0.4935	0.5065	-6	-115 063		
91	PUNTO DE RECIRCULACION	212.48	44.8429	0.4824	0.4951	-6	-50 613		
86	ENTRADA A FILTRO PRIMARIO	6 823.30	1543.60	0.4757	0.4882	-6	-1 757 797		
87	SOLVENTE DE LAVADO EN FF-101	2 490.42	463.05	0.4935	0.5065	-6	-513 216		
110	ENTRADA DE REPOSICN A FA-105	0	0	-	-	-	-		
85	ENTRADA A SECCN DE FILTRACN PRIM.	2 490.42	463.05	0.4935	0.5065	-6	-513 216		
64	SALIDA DE FA-105	0	0	-	-	-	-		
90	SALIDA DE FA-105	7 783.54	1642.69	0.4824	0.4951	-6	-1 854 047		
68	RAMIFCN DE "60" HACIA EA-103	7 571.10	1597.84	0.4824	0.4951	-6	-1 803 434		
SN-1	FILTRO FF-101	1 530.14	363.41	0.4707	0.4831	-6	-416 254		
103	DILUCION EN FF-101	492.52	94.8190	0.4832	0.5062	40	713 616		
79	DILUCION EN FA-104	4 045.32	992.46	0.4762	0.4887	130	25 057 484		
78	SALIDA DE FA-104	6 067.98	1452.64	0.4762	0.4887	92.56	25 997 682		
					X <sub>M</sub> = 1 - X <sub>N</sub> - X <sub>T</sub>				

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / lb	NP
		lbmol/hr	GPM					
68	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	7 571.10	1 597.84	0.4824	0.4951	-6	-1 803 434	FLUJO DEL ACEITE DES- PARAFINADO DILUIDO HA- CIA ALMACENAMIENTO
69	RAMIFCN DE "80" A EA-110	0	0	-	-	-	-	
69	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
71	RAMIFICN DE "60" A EA-103	7 571.10	1 597.84	0.4824	0.4951	-6	-1 803 434	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(0,M,1)	2 523.70	532.71	0.4824	0.4951	-6	-601 145	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-10,E,F)	2 523.70	535.81	0.4824	0.4951	3.54	357 939	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	2 523.70	539.26	0.4824	0.4951	13.74	1 401 372	
72=73=74	ENTRADA A EA-102-(C,B,A)	2 523.70	542.83	0.4824	0.4951	24.12	2 484 408	
75	REUNIFICACN. ENTRADA A EA-113	7 571.10	1 667.79	0.4824	0.4951	61.07	19 498 400	
75	SALIDA DE EA-113	7 571.10	1 722.99	0.4824	0.4951	110	36 624 700	
70	ALMACENAMIENTO EN FA-201	7 571.10	1 722.99	0.4824	0.4951	110	36 624 700	ETAPAS DE HOMOGENEIZACN Y ENFRIAMIENTO
76	ENTRADA A EA-103	6 067.98	1 452.64	0.4762	0.4887	92.86	25 997 682	
76	SALIDA DE EA-103	6 067.98	1 481.63	0.4762	0.4887	122.81	35 315 571	
77	RAMIFICCN DE "75" S/CALENTAMNTO	0	0	-	-	-	-	
78	AVANCE HACIA EA-108	6 067.98	1 481.63	0.4762	0.4887	122.81	35 315 571	
781	ENTRADA A EA-108-A	0	0	-	-	-	-	
782	ENTRADA A EA-108-B	6 067.98	1 481.63	0.4762	0.4887	122.81	35 315 571	
783	SALIDA DE EA-108-A	0	0	-	-	-	-	
784	SALIDA DE EA-108-B	6 067.98	1 488.70	0.4762	0.4887	130.00	37 586 226	
785	UNIFICACN DE "783" y "784"	6 067.98	1 488.70	0.4762	0.4887	130	37 586 226	
80	UNIFICACN DE "785" y "77"	6 067.98	1 488.70	0.4762	0.4887	130	37 586 226	SISTEMA DE RECRISTALIZACN DE PARAFINA PRIMARIA
80	SALIDA DE FA-106	6 067.98	1 488.70	0.4762	0.4887	130	37 586 226	
79	RECIRCULACION A FA-104	4 045.32	992.46	0.4762	0.4887	130	25 057 484	
81	ENTRADA A EA-107-A	2 022.66	496.23	0.4762	0.4887	130	12 528 742	
81	ENTRADA A EA-107-B	2 022.66	485.94	0.4762	0.4887	98.08	9 222 387	
81	ENTRADA A EA-108-A	2 022.66	476.07	0.4762	0.4887	66.08	6 057 533	
81	SALIDA DE EA-108-A	2 022.66	476.07	0.4762	0.4887	66.08	6 057 533	
83	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO "B"	1 864.73	374.82	0.4895	0.5024	40	2 833 968	
82	ENTRADA A EA-108-B	3 886.56	849.96	0.4827	0.4954	54.73	8 891 501	
82	SALIDA DE EA-108-B (Entrada a FF-102)	3 886.56	841.88	0.4827	0.4954	40	6 413 471	
104	ENTRADA A FF-102 (Filtrado C)	2 920.48	555.73	0.4932	0.5082	40	4 231 507	SISTEMA DE RECRISTALIZACN DE PARAFINA PRIMARIA
108	ENTRADA A FF-102 (Solvente)	0	0	-	-	-	-	
93	SALIDA DE FA-109	5 951.10	1 196.19	0.4895	0.5024	40	8 914 148	
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	4 086.37	821.37	0.4895	0.5024	40	7 305 856	
83	RAMIFICACN DE "93" A DILUCION SECUNDARIA DE PARAFINA PRIMARIA	1 864.73	374.82	0.4895	0.5024	40	2 833 968	
				$X_H = 1 - X_M - X_T$				

IX-P-17

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	NP
		lb mol/hr	OPM					
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	4 086.37	821.37	0.4895	0.5024	40	7 305 856	SISTEMA DE REGISTRACION DE PARAFINA PRIMARIA
841	DESVIACION ALREDEDOR DE EA-107	0	0	-	-	-	-	
842	ENTRADA A EA-107-A	1068.16	214.69	0.4895	0.5024	40	1 623 361	
843	ENTRADA A EA-107-B	3 178.38	638.86	0.4895	0.5024	40	5 682 495	
844	SALIDA DE EA-107-A	907.99	191.98	0.4895	0.5024	113.29	4 929 716	
845	SALIDA DE EA-107-B	3 178.38	648.03	0.4895	0.5024	61.02	8 847 349	
846	ENTRADA A EA-111	4 086.37	840.06	0.4895	0.5024	73.05	13 777 065	
847	ALMACENAMIENTO EN FA-115	4 086.37	840.06	0.4895	0.5024	73.05	13 777 065	
SN-2	FILTRO FF-102	855.94	208.94	0.4707	0.4831	40	1 608 972	
109	DILUCION EN FF-102	367.25	70.4530	0.4935	0.5065	40	530 029	
94	SALIDA DE FA-108	1 223.19	242.54	0.4907	0.5036	40	1 831 233	SISTEMA DE DESGASEADO DE PARAFINA DURA
95	ENTRADA A FA-110	6 281.35	1 216.38	0.4927	0.5057	40	9 120 449	
101	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO C	5 058.16	937.79	0.4932	0.5062	40	7 328 808	
105	ENTRADA A FF-103	3 265.44	626.44	0.4935	0.5065	40	4 712 809	
SN-3	FILTRO FF-103	1 075.63	248.94	0.4762	0.4888	40	1 908 109	
96	SALIDA DE FF-103	8471.16	1 630.85	0.4932	0.5062	40	12 273 931	
107	REPOSICN DE SOLVENTE EN FA-112	0	0	-	-	-	-	
100	SALIDA DE FA-112	8 471.16	1 630.85	0.4932	0.5062	40	12 273 931	
101	RECIRCULACION DE FILTRADO C	5 058.16	937.79	0.4932	0.5062	40	7 328 808	
102	RAMIFCN P/DILUCN EN FF-101 y 102	3 413.00	675.06	0.4932	0.5062	40	4 945 123	
SN-3	FILTRO FF-103	1 075.63	248.94	0.4762	0.4888	40	1 908 109	SISTEMA DE DESGASEADO DE PARAFINA DURA
98	RECIRCULACION EN FA-111	831.46	205.26	0.4762	0.4888	140	5 586 069	
97	AVANCE A EA-112. (SALIDA FA-111)	1 906.01	453.45	0.4762	0.4888	83.60	7 319 358	
971	ENTRADA A EA-112-A	913.12	219.23	0.4762	0.4888	83.60	3 506 486	
972	ENTRADA A EA-112-B	993.98	236.47	0.4762	0.4888	83.60	3 871 002	
973	SALIDA DE EA-112-A	913.12	225.41	0.4762	0.4888	140	6 134 649	
974	SALIDA DE EA-112-B	993.98	245.38	0.4762	0.4888	140	6 677 901	
975	REUNIFICACN PARAFINA DURA CALIENTE	1 906.01	470.52	0.4762	0.4888	140	12 812 550	
98	RECIRCULACION A FA-111	831.46	205.26	0.4762	0.4888	140	5 586 069	
99	ALMACENAMIENTO EN FA-113	1 075.63	265.53	0.4762	0.4888	140	7 226 475	

$$X_H = 1 - X_M - X_T$$

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE TRATAMIENTO  
UNIDAD DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES

ACEITE: PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	P	
		lbmol/hr	GPM						
1	ENTRADA A LA UNIDAD DESPARAF.	236.12	315.69	0	0	90	5 928 973	SISTEMA DE DILUCION - ENFRIAMIENTO DE LA CARGA DE ACEITE DESPARAFINADO CEROSO	
40	PUNTO DE DILUCION INICIAL	6 641.12	1 319.62	0.4935	0.5065	90	2 2692 794		
2	ENTRADA A EA-101	6 877.24	1 635.05	0.4766	0.4891	90	28 621 767		
2	SALIDA DE EA-101	6 877.24	1 666.94	0.4766	0.4891	119.74	38 967 751		
41	PUNTO DE DILUCION DE POSTHOMOS.	0	0	-	-	-	-		
3	ENTRADA A EA-102-A	6 877.24	1 666.94	0.4766	0.4891	119.74	38 967 751		
3	SALIDA DE EA-102-A	6 877.24	1 654.63	0.4766	0.4891	108.41	34 970 415		
3	SALIDA DE EA-102-B	6 877.24	1 642.52	0.4766	0.4891	97.08	31 040 115		
3	SALIDA DE EA-102-C	6 877.24	1 630.61	0.4766	0.4891	85.76	27 178 979		
(4 = 5 = 6)	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	2 292.41	543.54	0.4766	0.4891	85.76	9 059 660		
63	DILUCION EN EA-103-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
7 = 8 = 9	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	2 292.41	537.14	0.4766	0.4891	67.17	6 991 469		
43 = 44 = 45	DILUCION EN EA-103-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-		
10 = 11 = 12	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	2 292.41	530.81	0.4766	0.4891	48.27	4 948 175		
47 = 48 = 49	DILUCION EN EA-103-(G,H,I)	0	0	-	-	-	-		
13 = 14 = 15	SALIDA DE EA-103-(G,H,I)	2 292.41	524.51	0.4766	0.4891	28.99	2 925 946		
65 = 66 = 67	INYECCION FILTRADO DE LAVADO	0	0	-	-	-	-		
16 = 17 = 18	ENTRADA A EA-104-(A,B,C)	2 292.41	524.51	0.4766	0.4891	28.99	2 925 946		
53 = 54 = 55	DILUCION EN EA-104-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
19 = 20 = 21	ENTRADA A EA-104-(D,E,F)	2 292.41	516.84	0.4766	0.4891	4.88	482 389		
58 = 59 = 60	DILUCION EN EA-104-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-		
22 = 23 = 24	SALIDA DE EA-104-(D,E,F)	2 292.41	513.46	0.4766	0.4891	-6	- 587 834		
25	CORRIENTE UNIFICADA	6 877.24	1 540.40	0.4766	0.4891	-6	- 1 763 502		
27	SOLVENTE SECO SALIDA DE FA-102	12 079.84	2 414.56	0.4935	0.5065	100	45 736 747		
28	CORRIENTE HACIA SECCN DE RECUPRON	2 18.80	43.73	0.4935	0.5065	100	828 422		
29	ENTRADA A EA-109-A	11 861.04	2 373.84	0.4935	0.5065	100	45 479 950		
30	SALIDA DE EA-109-A	11 861.04	2 356.85	0.4935	0.5065	90	40 529 330		
39	RAMIFICACION DE "30" P/DILUCION	6 641.12	1 319.62	0.4935	0.5065	90	22 693 068		
31	ENTRADA A EA-109-B	5 219.92	1 037.22	0.4935	0.5065	90	17 836 535		
				$X_M = 1 - X_M - X_T$					SIST. DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE.

81-d-xi

IX-P-19

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / HF	P
		lbmol / hr	G PM					
32	SALIDA DE EA-109-B	5 219.92	1018.99	0.4935	0.5065	65	12 562 013	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE
42	RAMIFCN DE "32" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-	
33	ENTRADA A EA-109-C	5 219.92	1018.99	0.4935	0.5065	65	12 562 013	
34	SALIDA DE EA-109-C	5 219.92	1001.39	0.4935	0.5065	40	7 533 591	
341	RAMIFCN DE "34" P/DILUCN y LAVADO	2 729.50	523.63	0.4935	0.5065	40	3 939 320	
48	RAMIFCN DE "341" HACIA EA-103	0	0	-	-	-	-	
51	RAMIFCN DE "341" A FF-102 y FF-103	2 729.50	523.63	0.4935	0.5065	40	3 939 320	
35	ENTRADA A EA-109-D	2 490.42	477.76	0.4935	0.5065	40	3 594 271	
36	SALIDA DE EA-109-D	2 490.42	470.29	0.4935	0.5065	17	1 490 838	
50	RAMIFCN DE "38" HACIA EA-110	0	0	-	-	-	-	
501	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
50	RAMIFCN DE "50" HACIA FF-101	0	0	-	-	-	-	
52	RAMIFCN DE "50" HACIA EA-104"	0	0	-	-	-	-	
37	ENTRADA A EA-109-E	2 490.42	470.29	0.4935	0.5065	17	1 490 838	
38	SALIDA DE EA-109-E	2 490.42	463.05	0.4935	0.5065	-6	-513 216	
56	RAMIFCN DE "38" HACIA FF-101	2 490.42	463.05	0.4935	0.5065	-6	-513 216	
57	RAMIFCN DE "38" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-	
501 + 56 = 83	TOTAL SOLVENTE FRIO HACIA FF-101	2 490.42	463.05	0.4935	0.5065	-6	-513 216	
61	SALIDA DE FA-102	0	0	-	-	-	-	
63	SALIDA DE EA-111	0	0	-	-	-	-	
62	SALIDA HACIA SECCN DE RECUPRACN	0	0	-	-	-	-	
25	ENTRADA A SIST. DE FILTRACN PRIMARIA	6 877.24	1540.40	0.4766	0.4891	-6	-1 763 502	SISTEMA DE FILTRACION PRIMARIA. DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRI- CANTE
111	PUNTO DE DILUCN P/ DISPERSION	0	0	-	-	-	-	
91	PUNTO DE RECIRCULACION	0	0	-	-	-	-	
86	ENTRADA A FILTRO PRIMARIO	6 877.24	1540.40	0.4766	0.4891	-6	-1 763 502	
87	SOLVENTE DE LAVADO EN FF-101	2 490.42	463.04	0.4935	0.5065	-6	-513 216	
110	ENTRADA DE REPOSICN A FA-105	0	0	-	-	-	-	
05	ENTRADA A SECCN DE FILTRACN PRIM.	2 490.42	463.04	0.4935	0.5065	-6	-513 216	
64	SALIDA DE FA-105	0	0	-	-	-	-	
90	SALIDA DE FA-105	7 985.16	1676.93	0.4828	0.4955	-6	-1 899 908	
68	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	7 985.16	1676.93	0.4828	0.4955	-6	-1 899 908	
5N-1	FILTRO FF-101	1 382.49	326.38	0.4712	0.4836	-6	-376 626	
103	DILUCION EN FF-101	907.52	174.91	0.4931	0.5061	40	713 616	
79	DILUCION EN FA-104	4 580.04	1089.71	0.4794	0.4925	140	29 786 000	
78	SALIDA DE FA-104	6 970.06	1 561.67	0.4794	0.4925	71.14	30 726197	
				$X_M = 1 - X_N - X_T$				



N°	LOCALIZACION	FLUJO		$X_M$	$X_T$	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / hr	P
		lb mol/hr	GPM					
58	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	7 985.16	1484.69	0.4828	0.4955	-6	-1 899 908	FLUJO DEL ACEITE DES- PARAFINADO DILUIDO HA- CIA ALMACENAMIENTO
68	RAMIFCN DE "68" A EA-110	0	0	-	-	-	-	
69	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
71	RAMIFCN DE "68" A EA-103	7 985.16	1484.69	0.4828	0.4955	-6	-1 899 908	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-1G,H,I	2 661.72	494.90	0.4828	0.4955	-6	-633 303	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-1D,E,F	2 661.72	501.25	0.4828	0.4955	12.93	1 388 926	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-1A,B,C	2 661.72	507.62	0.4828	0.4955	31.43	3 432 542	
72=73=74	ENTRADA A EA-102-1C,B,A	2 661.72	514.02	0.4828	0.4955	49.56	5 801 030	
75	HEUNIFICACN. ENTRADA A EA-113	7 985.16	1 578.27	0.4828	0.4955	82.55	28 293 330	
75	SALIDA DE EA-113	7 985.16	1 609.74	0.4828	0.4955	110	38 591 256	
70	ALMACENAMIENTO EN FA-201	7 985.16	1 609.74	0.4828	0.4955	110	38 591 256	SISTEMA DE RECRISTALIZACN DE PARAFINA PRIMARIA ETAPAS DE HOMOGENEIZACN Y ENFRIAMIENTO
76	ENTRADA A EA-105	6 870.06	1 561.67	0.4799	0.4925	71.14	30 726 197	
76	SALIDA DE EA-105	6 870.06	1 621.08	0.4799	0.4925	127.76	40 382 242	
77	RAMIFCN DE "76" S/CALENTAMNTO	5 763.98	1 360.89	0.4799	0.4925	127.76	33 880 701	
70	AVANCE HACIA EA-106	1 106.08	260.99	0.4799	0.4925	127.76	6 801 541	
701	ENTRADA A EA-106-A	443.27	104.60	0.4799	0.4925	127.76	2 605 599	
702	ENTRADA A EA-106-B	662.80	156.40	0.4799	0.4925	127.76	3 895 962	
703	SALIDA DE EA-106-A	443.27	109.68	0.4799	0.4925	196.40	4 327 562	
704	SALIDA DE EA-106-B	662.80	163.99	0.4799	0.4925	196.40	6 470 736	
705	UNIFICACN DE "703" y "704"	1 106.08	273.67	0.4799	0.4925	196.40	10 798 298	
80	UNIFICACN DE "705" y "77"	6 870.06	1 634.56	0.4799	0.4925	140.00	44 679 000	
80	SALIDA DE FA-106	6 870.06	1 634.56	0.4799	0.4925	140	44 679 000	
79	RECIRCULACION A FA-104	4 580.04	1 089.71	0.4799	0.4925	140	29 786 000	
81	ENTRADA A EA-107-A	2 290.02	544.85	0.4799	0.4925	140	14 893 000	
81	ENTRADA A EA-107-B	2 290.02	528.50	0.4799	0.4925	94.38	9 678 884	
81	ENTRADA A EA-108-A	2 290.02	519.56	0.4799	0.4925	68.16	6 839 504	
81	SALIDA DE EA-108-A	2 290.02	519.56	0.4799	0.4925	68.16	6 839 504	
83	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO "B"	0	0	-	-	-	-	
82	ENTRADA A EA-108-B	2 290.02	519.56	0.4799	0.4925	68.16	6 839 504	
82	SALIDA DE EA-108-B (Entada a FF-102)	2 290.02	510.30	0.4799	0.4925	40.00	3 919 189	
104	ENTRADA A FF-102 (filtrado C)	1 772.43	341.61	0.4931	0.5061	40.00	2 571 382	
108	ENTRADA A FF-102 (Solvente)	0	0	-	-	-	-	
93	SALIDA DE FA-109	3 373.51	685.06	0.4886	0.5014	40	5 196 576	
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	3 373.51	685.06	0.4886	0.5014	40	5 196 576	
83	RAMIFICACN DE "93" A DILUCION SECUNDARIA DE PARAFINA PRIMARIA	0	0	-	-	-	-	
				$X_H = 1 - X_M - X_T$				

I.X.P-21

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/AF	P
		lb mol/hr	OPM					
04	RAMIFICACI DE "93" A EA-107	3 373.51	685.06	0.4886	0.5014	40	5 196 676	SISTEMA DE REGISTRA- LIZACION DE PARAFINA PRIMARIA
041	DESVIACION ALREDEDOR DE EA-107	0	0	-	-	-	-	
042	ENTRADA A EA-107-A	1 909.41	397.74	0.4886	0.5014	40	2 941 262	
043	ENTRADA A EA-107-B	1 464.10	297.31	0.4886	0.5014	40	2 355 313	
044	SALIDA DE EA-107-A	1 909.41	405.18	0.4886	0.5014	104.39	8 155 377	
045	SALIDA DE EA-107-B	1 464.10	306.84	0.4886	0.5014	86.46	5 094 694	
046	ENTRADA A EA-111	3 373.51	702.21	0.4886	0.5014	76.58	13 250 071	
047	ALMACENAMIENTO EN FA-115	3 373.51	702.21	0.4886	0.5014	76.58	13 250 071	
SN-2	FILTRO FF-102	688.64	167.07	0.4712	0.4836	40	1 296 321	
109	DILUCION EN FF-102	99.79	19.1417	0.4935	0.5065	40	144 006	
94	SALIDA DE FA-108	789.42	186.23	0.4740	0.4865	40	1 440 483	SISTEMA DE DESACETADO DE PARAFINA DURA
95	ENTRADA A FA-110	5 049.84	1 007.89	0.4901	0.5030	40	7 626 694	
101	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO C	4 261.42	821.34	0.4931	0.5061	40	6 183 372	
105	ENTRADA A FF-103	2 629.88	504.51	0.4935	0.5065	40	3 795 545	
SN-3	FILTRO FF-103	743.30	175.07	0.4743	0.4868	40	1 353 713	
96	SALIDA DE FF-103	6 937.09	1 357.04	0.4931	0.5061	40	10 065 801	
107	REPOSICION DE SOLVENTE EN FA-112	0	0	-	-	-	-	
100	SALIDA DE FA-112	6 937.09	1 337.04	0.4931	0.5061	40	10 065 801	
101	RECIRCULACION DE FILTRADO C	4 261.42	821.34	0.4931	0.5061	40	6 183 372	
102	RAMIFCN /DILUCN EN FF-101 y 102	2 619.95	516.53	0.4931	0.5061	40	3 284 998	
SN-3	FILTRO FF-103	743.30	175.07	0.4743	0.4868	40	1 353 713	SISTEMA DE DESACETADO DE PARAFINA DURA
98	RECIRCULACION EN FA-111	2 031.44	516.62	0.4743	0.4868	160	16 212 670	
97	AVANCE A EA-112. (SALIDA FA-111)	2 774.00	690.65	0.4743	0.4868	127.85	17 277 677	
971	ENTRADA A EA-112-A	1 328.55	330.71	0.4743	0.4868	127.58	8 274 773	
972	ENTRADA A EA-112-B	1 446.19	360.00	0.4743	0.4868	127.58	9 007 543	
973	SALIDA DE EA-112-A	1 328.55	337.87	0.4743	0.4868	160	10 602 958	
974	SALIDA DE EA-112-B	1 446.19	367.88	0.4743	0.4868	160	11 541 900	
975	REUNIFICACN PARAFINA DURA - CALIENTE	2 774.00	705.46	0.4743	0.4868	160	22 144 858	
98	RECIRCULACION A FA-111	2 031.44	516.62	0.4743	0.4868	160	16 212 670	
99	ALMACENAMIENTO EN FA-113	743.30	189.03	0.4743	0.4868	160	5 932 186	
				X <sub>M</sub> = 1 - X <sub>M</sub> - X <sub>T</sub>				

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE TRATAMIENTO  
UNIDAD DE DESPARAFINADO CON DISOLVENTES

ACEITE: CILINDROS.

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	C	
		lbmol/hr	GPM						
1	ENTRADA A LA UNIDAD DESPARAF.	235.17	325.58	0	0	90	6 190 850	SISTEMA DE DILUCION - ENFRIAMIENTO DE LA CARGA DE ACEITE DESAROMATIZADO CEROSO	
40	PUNTO DE DILUCION INICIAL	6 641.12	1319.62	0.4935	0.5065	90	22 692 794		
2	ENTRADA A EA-101	6 876.29	1645.21	0.4766	0.4892	90	28 883 644		
2	SALIDA DE EA-101	6 876.29	1723.08	0.4766	0.4892	160.33	54 281 942		
41	PUNTO DE DILUCION DE POSTHOMOG.	6 876.29	0	-	-	-	-		
3	ENTRADA A EA-102-A	6 876.29	1723.08	0.4766	0.4892	160.33	54 281 942		
3	SALIDA DE EA-102-A	6 876.29	1707.19	0.4766	0.4892	146.53	49 100 589		
3	SALIDA DE EA-102-B	6 876.29	1691.59	0.4766	0.4892	132.72	44 013 909		
3	SALIDA DE EA-102-C	6 876.29	1676.30	0.4766	0.4892	118.92	39 028 993		
(4+5=6)	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	2 292.10	558.77	0.4766	0.4892	118.92	13 009 664		
63	DILUCION EN EA-103-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
7=8=9	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	2 292.10	550.88	0.4766	0.4892	97.03	10 438 939		
43=44=45	DILUCION EN EA-103-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-		
10=11=12	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	2 292.10	543.31	0.4766	0.4892	75.37	7 971 178		
47=48=49	DILUCION EN EA-103-(G,H,I)	0	0	-	-	-	-		
13=14=15	SALIDA DE EA-103-(G,H,I)	2 292.10	536.05	0.4766	0.4892	54.00	5 614 412		
65=66=67	INYECCION FILTRADO DE LAVADO	0	0	-	-	-	-		
16=17=18	ENTRADA A EA-104-(A,B,C)	2 292.10	536.05	0.4766	0.4892	54.00	5 614 412		
53=54=55	DILUCION EN EA-104-(A,B,C)	0	0	-	-	-	-		
19=20=21	ENTRADA A EA-104-(D,E,F)	2 292.10	526.82	0.4766	0.4892	25.89	2 631 107		
58=59=60	DILUCION EN EA-104-(D,E,F)	0	0	-	-	-	-		
22=23=24	SALIDA DE EA-104-(D,E,F)	2 292.10	523.01	0.4766	0.4892	14.00	1 408 832		
25	CORRIENTE UNIFICADA	6 876.29	1569.02	0.4766	0.4892	14.00	4 226 495		
27	SOLVENTE SECO SALIDA DE FA-102	12 373.88	2473.33	0.4935	0.5065	100	46 850 043		
28	CORRIENTE HACIA SECCION DE RECUPERACION	246.10	49.1913	0.4935	0.5065	100	931785		
29	ENTRADA A EA-109-A	12 127.78	2427.23	0.4935	0.5065	100	46 502 738		
30	SALIDA DE EA-109-A	12 127.78	2409.85	0.4935	0.5065	90	41 440 784		
39	RAMIFICACION DE "30" P/DILUCION	6 641.12	1319.62	0.4935	0.5065	90	22 692 794		
31	ENTRADA A EA-109-B	5 486.66	1090.23	0.4935	0.5065	90	18 747 989		
				$X_N = 1 - X_M - X_T$					SIST. DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANT.

1 x B-22

IX-1-23

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / LB	C	
		lbmol/hr	GPM						
32	SALIDA DE EA-109-B	5 486.66	1090.23	0.4935	0.5065	90	18 747 989	SECCION DE ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE	
42	RAMIFCN DE "32" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-		
33	ENTRADA A EA-109-C	5 486.66	1090.23	0.4935	0.5065	90	18 747 989		
34	SALIDA DE EA-109-C	5 486.66	1052.56	0.4935	0.5065	40	7 918 560		
31	RAMIFCN DE "34" P/DILUCN Y LAVADO	2 996.24	574.80	0.4935	0.5065	40	4 324 290		
48	RAMIFCN DE "34I" HACIA EA-109	0	0	-	-	-	-		
51	RAMIFCN DE "34I" A FF-102 Y FF-103	2 996.24	574.80	0.4935	0.5065	40	4 324 290		
35	ENTRADA A EA-109-D	2 490.42	477.76	0.4935	0.5065	40	4 324 290		
36	SALIDA DE EA-109-D	2 490.42	473.51	0.4935	0.5065	27	2 879 229		
50	RAMIFCN DE "38" HACIA EA-110	0	0	-	-	-	-		
501	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-		
50	RAMIFCN DE "50" HACIA FF-101	0	0	-	-	-	-		
52	RAMIFCN DE "50" HACIA EA-104"	0	0	-	-	-	-		
37	ENTRADA A EA-109-E	2 490.42	473.51	0.4935	0.5065	27	2 879 229		
38	SALIDA DE EA-109-E	2 490.42	469.33	0.4935	0.5065	14	1 472 366		
56	RAMIFCN DE "38" HACIA FF-101	2 490.42	469.33	0.4935	0.5065	14	1 472 366		
57	RAMIFCN DE "38" HACIA DILUCION	0	0	-	-	-	-		
501 + 56 + 65	TOTAL SOLVENTE FRIO HACIA FF-101	2 490.42	469.33	0.4935	0.5065	14	1 472 366		
61	SALIDA DE FA-102	0	0	-	-	-	-		
63	SALIDA DE EA-111	0	0	-	-	-	-		
62	SALIDA HACIA SECCN DE RECUPRACN	0	0	-	-	-	-		
25	ENTRADA A SIST. DE FILTRACN PRIMARIA	6 876.29	1 569.02	0.4766	0.4892	14	4 226 495		SISTEMA DE FILTRACION PRIMARIA - DESPARAFINADO DE ACEITE LUBRI- CANTE
111	PUNTO DE DILUCN P/ DISPERSION	0	0	-	-	-	-		
91	PUNTO DE RECIRCULACION	0	0	-	-	-	-		
06	ENTRADA A FILTRO PRIMARIO	6 876.29	1 569.02	0.4766	0.4892	14	4 226 495		
07	SOLVENTE DE LAVADO EN FF-101	2 490.42	469.33	0.4935	0.5065	14	1 223 804		
110	ENTRADA DE REPOSICN A FA-105	0	0	-	-	-	-		
05	ENTRADA A SECCN DE FILTRACN PRIM.	2 490.42	469.33	0.4935	0.5065	14	1 223 804		
64	SALIDA DE FA-105	0	0	-	-	-	-		
90	SALIDA DE FA-105	8 532.14	1 836.85	0.4821	0.4948	14	4 902 974		
60	RAMIFCN DE "90" HACIA EA-103	8 532.14	1 836.85	0.4821	0.4948	14	4 902 974		
5N-1	FILTRO FF-101	834.66	200.90	0.4713	0.4837	14	545 440		
103	DILUCION EN FF-101	831.42	160.67	0.4929	0.5059	40	1 210 171		
79	DILUCION EN FA-104	3 331.96	779.18	0.4821	0.4948	140	21 312 786		
76	SALIDA DE FA-104	4 997.94	1 140.61	0.4821	0.4948	104.03	23 068 232		

$$X_M = 1 - X_M - X_T$$

N°	LOCALIZACION	FLUJO		X <sub>M</sub>	X <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / hr	C
		lb mol/hr	G P M					
68	RAMIFCN DE "80" HACIA EA-103	8 532.14	1 836.85	0.4821	0.4948	14	4 902 974	FLUJO DEL ACEITE DES- PARAFINADO DILUIDO HA- CIA ALMACENAMIENTO
69	RAMIFCN DE "80" A EA-110	0	0	-	-	-	-	
69	SALIDA DE EA-110	0	0	-	-	-	-	
71	RAMIFCN DE "80" A EA-103	8 532.14	1 836.85	0.4821	0.4948	14	4 902 974	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(G,H,I)	2 844.05	612.28	0.4821	0.4948	14	1 634 325	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(D,E,F)	2 844.05	619.83	0.4821	0.4948	33.38	3 864 413	
72=73=74	ENTRADA A EA-103-(A,B,C)	2 844.05	627.75	0.4821	0.4948	53.22	6 430 941	
72=73=74	ENTRADA A EA-102-(C,B,A)	2 844.05	635.97	0.4821	0.4948	73.23	9 003 716	
75	REUNIFICAC. ENTRADA A EA-113	8 532.14	1 956.32	0.4821	0.4948	111.02	42 266 738	
75	SALIDA DE EA-113	8 532.14	1 956.32	0.4821	0.4948	111.02	42 266 738	
70	ALMACENAMIENTO EN FA-201	8 532.14	1 956.32	0.4821	0.4948	111.02	42 266 738	FLUJO DE RECRISTALIZAC DE PARAFINA PRIMARIA ETAPAS DE HOMOGENEIZAC Y ENFRIAMIENTO
76	ENTRADA A EA-105	4 997.94	1 140.61	0.4821	0.4948	104.03	23 068 222	
76	SALIDA DE EA-105	4 997.94	1 168.77	0.4821	0.4948	140.00	31 974 074	
77	RAMIFCN DE "78" S/CALENTAMTO	4 997.94	1 168.77	0.4821	0.4948	140.00	31 974 074	
78	AVANCE HACIA EA-106	0	0	-	-	-	-	
781	ENTRADA A EA-106-A	0	0	-	-	-	-	
782	ENTRADA A EA-106-B	0	0	-	-	-	-	
783	SALIDA DE EA-106-A	0	0	-	-	-	-	
784	SALIDA DE EA-106-B	0	0	-	-	-	-	
785	UNIFICACN DE "783" y "784"	0	0	-	-	-	-	
80	UNIFICACN DE "788" y "77"	4 997.94	1 168.77	0.4821	0.4948	140	31 974 074	
80	SALIDA DE FA-106	4 997.94	1 168.77	0.4821	0.4948	140	31 974 074	
79	RECIRCULACION A FA-104	3 331.96	779.18	0.4821	0.4948	140	21 312 786	
81	ENTRADA A EA-107-A	1 665.98	389.59	0.4821	0.4948	140	10 656 393	
81	ENTRADA A EA-107-B	1 665.98	375.66	0.4821	0.4948	85.95	6 256 982	
81	ENTRADA A EA-108-A	1 665.98	375.66	0.4821	0.4948	85.95	6 256 982	
81	SALIDA DE EA-108-A	1 665.98	375.66	0.4821	0.4948	85.95	6 256 982	
83	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO "B"	0	0	-	-	-	-	
82	ENTRADA A EA-108-B	1 665.98	375.66	0.4821	0.4948	85.95	6 256 982	
82	SALIDA DE EA-108-B (ENTRADA A FF-102)	1 665.98	364.62	0.4821	0.4948	40	2 799 129	
104	ENTRADA A FF-102 (FILTRADO C)	2 163.48	418.08	0.4929	0.5059	40	3 149 046	
108	ENTRADA A FF-102 (SOLVENTE)	0	0	-	-	-	-	
93	SALIDA DE FA-109	2 981.87	590.52	0.4909	0.5038	40	4 465 647	
84	RAMIFCN DE "93" A EA-107	2 981.87	590.52	0.4909	0.5038	40	4 465 647	
83	RAMIFCN DE "93" A DILUCION SECUNDARIA DE PARAFINA PRIMARIA	0	0	-	-	-	-	
				$X_M = 1 - X_M - X_T$				

C A R A C T E R I S T I C A S     D E     C O R R I E N T E S  
D E     P R O C E S O     .

S E C C I O N     D E     R E C U P E R A C I O N  
D E     P R O D U C T O S     .

U N I D A D     D E     P A R A F I N A D O R A     D E     A C E I T E S  
L U B R I C A N T E S     .

IX-P-25 - b/d

N°	LOCALIZACION	FLUJO		$X_M$	$X_T$	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	C
		lb mol / hr	GPM					
84	RAMIFICACN DE "93" A EA-107	2 981.87	590.52	0.4909	0.5038	40	4 465 647	SISTEMA DE RECRISTALIZACION DE PARAFINA PRIMARIA
841	DESVIACION ALREDEDOR DE EA-107	647.37	128.20	0.4909	0.5038	40	969 507	
842	ENTRADA A EA-107-A	2 334.50	462.32	0.4909	0.5038	40	3 496 140	
843	ENTRADA A EA-107-B	0	0	0.4909	0.5038	40	-	
844	SALIDA DE EA-107-A	2 334.50	477.32	0.4909	0.5038	86.33	7 895 551	
845	SALIDA DE EA-107-B	0	0	-	-	-	-	
846	ENTRADA A EA-111	2 981.87	605.35	0.4909	0.5038	76.12	8 865 058	SISTEMA DE RECRISTALIZACION DE PARAFINA DURA
847	ALMACENAMIENTO EN FA-115	2 981.87	605.35	0.4909	0.5038	76.12	8 865 058	
SN-2	FILTRO FF-102	842.89	185.76	0.4815	0.4941	40	1 427 437	
109	DILUCION EN FF-102	93.91	18.0156	0.4935	0.5065	40	135 535	
94	SALIDA DE FA-100	936.80	203.71	0.4827	0.4954	40	1 440 483	
95	ENTRADA A FA-110	5647.05	1 113.72	0.4912	0.5042	40	7 626 694	
101	PUNTO DE RECIRCULACN FILTRADO C	4710.25	910.22	0.4929	0.5059	40	6 855 989	
105	ENTRADA A FF-103	2 902.33	556.78	0.4935	0.5065	40	4 188 755	
SN-3	FILTRO FF-103	844.22	181.90	0.4835	0.4963	40	1 393 322	
96	SALIDA DE FF-103	7 705.16	1 488.97	0.4929	0.5059	40	11 215 221	
107	REPOSICN DE SOLVENTE EN FA-112	0	0	-	-	-	-	SISTEMA DE DESACEITADO DE PARAFINA DURA
100	SALIDA DE FA-112	7 705.16	1 488.97	0.4929	0.5059	40	11 215 221	
101	RECIRCULACION DE FILTRADO C	4 710.25	910.22	0.4929	0.5059	40	6 855 989	
102	RAMIFCN PDILUCN EN FF-101 y 102	2 994.90	578.74	0.4929	0.5059	40	4 359 217	
SN-3	FILTRO FF-103	844.22	181.90	0.4835	0.4963	40	1 393 322	
98	RECIRCULACION EN FA-111	1 249.44	291.88	0.4835	0.4963	160	9 314 997	
97	AVANCE A EA-112. (SALIDA FA-111)	2 092.82	472.81	0.4835	0.4963	111.61	10 256 077	
971	ENTRADA A EA-112-A	1 002.45	226.48	0.4835	0.4963	111.61	4 912 591	
972	ENTRADA A EA-112-B	1 091.23	246.53	0.4835	0.4963	111.61	5 347 624	
973	SALIDA DE EA-112-A	1 002.45	234.18	0.4835	0.4963	160	7 329 131	
974	SALIDA DE EA-112-B	1 091.23	254.92	0.4835	0.4963	160	7 978 160	
975	REUNIFICACN PARAFINA DURA - CALIENTE	2 092.82	488.90	0.4835	0.4963	160	15 307 291	SISTEMA DE DESACEITADO DE PARAFINA DURA
98	RECIRCULACION A FA-111	1 249.44	291.88	0.4835	0.4963	160	9 314 997	
99	ALMACENAMIENTO EN FA-115	844.22	197.22	0.4835	0.4963	160	6 172 294	
				$X_M = 1 - X_T$				

**CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS**

Unidad de Desasfreado con Disolventes

**ACEITE NEUTRO LIGERO**

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	°F TEMPERATURA	ENTALPIA BTU/Hr	N.L.	
		lbmol/Hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	112	ENTRADA AL SISTEMA DE RECUPRCN	6 368.89	1452.42	0.0389	0.5033	0.4578	110	30 440 016	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	112	SALIDA DE EA-201	6 368.89	1537.87	0.0389	0.5033	0.4578	202.31	61 943 183	
L	1121	ENTRADA A EA-202	4 883.03	1179.08	0.0389	0.5033	0.4578	202.31	47 491 838	
L	1121	SALIDA DE EA-202	4 883.03	1190.37	0.0389	0.5033	0.4578	215.80	51 302 538	
L	1122	ENTRADA A EA-203	1 485.86	358.78	0.0389	0.5033	0.4578	202.31	14 451 345	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	1122	SALIDA DE EA-203	1 485.86	362.22	0.0389	0.5033	0.4578	215.80	15 610 879	
Σ	1124	SALIDA DE EA-204	4 883.03	156 099	0.0389	0.5033	0.4578	216.71	91 575 266	
Σ	1123	SALIDA DE EA-205	1 485.86	47 499	0.0389	0.5033	0.4578	216.71	27 870 456	
Σ	1125	ALIMENTACION A DA-201	6 368.89	203 599	0.0389	0.5033	0.4578	216.71	119 445 722	1/5 ETAPA DE VAPORIZACION
L	156	REFLUJO DE RECTIFICACION DA-201	76.46	15 2061	0	0.5236	0.4764	100	289 669	
V	114	SALIDA DOMO DE DA-201	3 799.77	201 797	0	0.6036	0.3964	216.29	86 858 396	PRESION
L	113	SALIDA FONDO DA-201	2 645.58	751.30	0.0936	0.3572	0.5492	216.19	32 876 995	
Σ	1131	ENTRADA A DA-202	2 645.58	49 868	0.0936	0.3572	0.6492	356.86	85 894 625	PRESION
L	158	REFLUJO EN COLUMNA DA-202	43.01	8 5537	0	0.8236	0.4764	100	162 943	
V	119	SALIDA DOMO DA-202	2 119.80	49 021	0	0.4100	0.5900	358.74	61 547 591	PRESION
L	117	SALIDA FONDO DA-202	568.79	291.58	0.4354	0.1443	0.4203	352.95	24 509 977	
Σ	118	ALIMENTACION A DA-204	568.79	14 271	0.4354	0.1443	0.4203	321.17	24 509 977	3/5 ETAPA DE VAPORIZACION
L	157	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-204	4 5549	0 9059	0	0.5236	0.4764	100	17 256	
V	123	SALIDA DOMO DA-204	227.30	13 813	0	0.2955	0.7045	309.83	6 163 869	PRESION
L	122	SALIDA FONDO DA-204 (Carga DA-203)	346.06	236.33	0.7157	0.0450	0.2393	320.80	18 363 364	
L	161	REFLUJO HUMEDO EN DA-203	8 9574	1 7859	0	0.5470	0.4360	130	45 018	STRIPPING
V	125	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-203	330	0	0	0	590	7 886 657		
V	124	SALIDA DOMO DA-203	436.1834	30 671	0	0.0470	0.1965	328.04	10 099 598	STRIPPING
L	126	SALIDA FONDO DA-203	248.0536	212.40	0.99836	1.00 · 10 <sup>-9</sup>	2.59 · 10 <sup>-4</sup>	309.32	16 312 232	
					$Z_w = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$					

1x.p-26



ACEITE NEUTRO LIGERO

N°	LOCALIZACION	FLUJO.		Z <sub>M</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	NL	
		lb mol/hr	GPM							
SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE										
RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE										
L	126	ALIMENTACION A DA-208	248.0536	212.40	0.99836	1.00·10 <sup>-7</sup>	2.59·10 <sup>-4</sup>	309.32	16 312 232	ENFRIAMIENTO SECO DEL ACEITE PRODUCTO
V	127	SALIDA DOMO DA-205	0.40681	209.12	0	6.1·10 <sup>-4</sup>	0.15806	309.32	9 165	
L	128	SALIDA FONDO DA-205	247.6474	261.67	1	0	0	309.20	16 303 067	
L	1282	DESVIACION DE "128"	91.45	96.63	1	0	0	309.20	6 020 837	
L	1201	ENTRADA A EA-202	156.19	165.04	1	0	0	309.20	10 282 230	
L	1201	SALIDA DE EA-202	156.19	158.90	1	0	0	206.27	6 471 530	
L	1283	ENTRADA A EA-207	247.6474	255.45	1	0	0	244.30	12 492 367	
L	1283	ALMACENAMIENTO EN PB-201	247.6474	242.62	1	0	0	100	4 021 068	
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO POR VAPORIZACION										
V	114	SALIDA DOMO DA-201	3 799.77	201 797	0	0.6036	0.3964	216.29	86 858 396	CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DEL AGENTE SECO SEPARADO.
V	123	SALIDA DOMO DA-204	227.30	13 813	0	0.2955	0.7045	309.83	6 163 869	
V	115	ENTRADA A EA-201	4 027.07	215 890	0	0.5862	0.4138	222.43	93 022 265	
V	1151	ENTRADA A EA-208	4 027.07	138 485	0	0.5862	0.4138	176.16	61 597 136	
V	119	SALIDA DOMO DA-208	2 119.80		0	0.4100	0.5900	358.74	61 547 591	
V	1191	RAMIFICACION DE "119"	0	0	-	-	-	-	-	
V	1192	ENTRADA A EA-204	2 119.80	49 021	0	0.4100	0.5900	358.74	61 547 591	
L	1192	SALIDA DE EA-204	2 119.80	476.53	0	0.4100	0.5900	232.53	21 274 862	
L	120	ENTRADA A EA-208	2 119.80	476.53	0	0.4100	0.5900	232.53	21 274 862	
L	120	SALIDA DE EA-208	2 119.80	429.64	0	0.4100	0.5900	100	8 012 509	
L	121	UNIFICACION DE "116" y "120"	6 146.87	1222.09	0	0.5254	0.4746	100	23 288 266	
L	116	SALIDA DE EA-208	4 027.07	792.45	0	0.5862	0.4138	100	15 275 757	
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA										
RUTA DE LA PARAFINA										
L	141	ENTRADA AL SIST. DE RECUPERACN	526.86	144.13	0.0983	0.4722	0.4295	140	4 140 176	TREN DE VAPORIZACION DE PARAFINA DILUIDA.
L	141	SALIDA DE EA-210	526.86	148.40	0.0983	0.4722	0.4295	204.69	6 508 490	
L	141	SALIDA DE EA-219	526.86	149.41	0.0983	0.4722	0.4295	217.99	7 011 180	
L	1411	ENTRADA A EA-220	254.89	72.28	0.0983	0.4722	0.4295	217.99	3 392 009	
L	1412	ENTRADA A EA-221	271.97	77.13	0.0983	0.4722	0.4295	217.99	3 619 571	
L					$Z_W = 1 - Z_M - Z_T$					

IX-D-27

N°	LOCALIZACION	FLUJO		$Z_N$	$Z_M$	$Z_T$	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/LI	NL
		lbmol/hr	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA									
RUTA DE LA PARAFINA									
Σ	1413	SALIDA DE EA-220	254.89	8314	0.0983	0.4722	0.4295	228.22	5633 331
Σ	1414	SALIDA DE EA-221	271.97	8871	0.0983	0.4722	0.4295	228.22	6031 256
Σ	1415	ENTRADA A DA-209	526.86	17185	0.0483	0.4722	0.4295	228.22	11664 587
L	134	REFLUJO DE RECTIFICN EN DA-209	6.3234	1.2576	0	0.5236	0.4764	100	23 956
V	143	SALIDA DOMO DE DA-209	314.21	16949	0	0.5958	0.4142	226.58	7308 730
L	142	SALIDA FONDO DA-209	219.97	8589	0.2365	0.2935	0.4700	227.66	4379 813
Σ	1421	ALIMENTACION A DA-210	219.97	2701	0.2365	0.2935	0.4700	351.98	8764 258
L	153	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-210	2.3079	0.4590	0	0.5236	0.4764	100	8 743
V	147	SALIDA DOMO DA-210	113.78	2607	0	0.4365	0.5635	352.03	3309 122
L	144	SALIDA FONDO DA-210	107.49	58.03	0.4818	0.1398	0.3784	351.12	5463 888
Σ	145	ALIMENTACION A DA-211	107.49	2579	0.4818	0.1398	0.3784	326.58	5463 485
L	188	REFLUJO HUMEDO EN DA-211	2.4198	0.4824	0	0.5470	0.4360	130	12161.46
V	150	VAPOR DE ARRASTRE EN DA-211	63		0	0	0	590	1505 635
L	148	SALIDA DOMO DA-211	121.05	8540	0	0.4351	0.3446	317.61	2933 816
V	151	SALIDA FONDO DA-211	51.7846	54.9526	0.9998	$8.23 \cdot 10^{-7}$	$1.79 \cdot 10^{-4}$	321.05	4050 813
L	1512	DESVIACION DE "151"	32.2098	34.1903	0.9998	$8.23 \cdot 10^{-7}$	$1.79 \cdot 10^{-4}$	321.05	2519 419
L	1513	ENTRADA A EA-223	51.7846	54.2181	0.9998	$8.23 \cdot 10^{-7}$	$1.79 \cdot 10^{-4}$	285.12	3547 823
L	1513	ALMACENAMIENTO EN FB-203	51.7846	51.8072	0.9998	$8.23 \cdot 10^{-7}$	$1.79 \cdot 10^{-4}$	160	1577 131
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO.									
V	143	SALIDA DOMO DA-209	314.21	16949	0	0.5958	0.4142	226.58	7308 730
Σ	1431	SALIDA DE EA-218	314.21	26.49	0	0.5958	0.4142	176.81	4945 750
L	1432	SALIDA DE EA-222	314.21	62.30	0	0.5958	0.4142	100	1200 041
V	142	SALIDA DOMO DA-210	113.78	2607	0	0.4365	0.5635	352.03	3309 122
V	1471	RAMIFICACION DE "147"	0	0	-	-	-	-	-
V	1472	ENTRADA A EA-220	113.78	2607	0	0.4365	0.5635	352.03	3309 122
L	1473	SALIDA DE EA-220	113.78	23.2056	0	0.4365	0.5635	220.02	1067 801
L	148	ENTRADA A EA-224	113.78	23.2056	0	0.4365	0.5635	220.02	1067 801
L	148	SALIDA DE EA-224	113.78	22.9598	0	0.4365	0.5635	100	422 374
L	149	UNIFICACION DE "148" y "1482"	427.99	84.6886	0	0.5535	0.4465	100	1622 415
					$Z_W = 1 - Z_N - Z_M - Z_T$				

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/lr	NL
		lb mol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA</b>									
<b>RUTA DE LA PARAFINA BLANDA</b>									
L	129	LLEGADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	3 667.53	737.46	0.0077	0.5196	0.4727	76.01	10 528 506
L	129	SALIDA DE EA-210	3 667.53	800.14	0.0077	0.5196	0.4727	191.19	30 004 991
L	129	SALIDA DE EA-211	3 667.53	816.94	0.0077	0.5196	0.4727	214.27	34 335 415
L	1291	ENTRADA A EA-212	3 426.94	763.35	0.0077	0.5196	0.4727	214.27	32 084 654
L	1292	ENTRADA A EA-213	240.59	53.59	0.0077	0.5196	0.4727	214.27	2 250 761
Σ	1293	SALIDA DE EA-212	3 426.94	108 706	0.0077	0.5196	0.4727	211.31	59 819 950
Σ	1294	SALIDA DE EA-213	240.59	7 632	0.0077	0.5196	0.4727	211.31	4 146 412
Σ	1293	ENTRADA A DA-206	3 667.53	116 337	0.0077	0.5196	0.4727	211.31	64 016 362
L	165	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-206	44.03	8 7565	0	0.5236	0.4764	100	166 808
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2 187.78	115 116	0	0.6068	0.3932	210.39	49 563 030
L	130	SALIDA FONDO DA-206	1 523.77	355.52	0.0186	0.3921	0.5893	210.54	14 620 140
Σ	1301	ALIMENTACION A DA-207	1 523.77	33 931	0.0186	0.3921	0.5893	358.25	45 313 765
L	164	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-207	29.34	5 8350	0	0.5236	0.4764	100	111 154
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1 446.16	33 365	0	0.4023	0.5977	357.17	41 913 533
L	133	SALIDA FONDO DA-207	106.95	43 9270	0.2650	0.1851	0.5499	340.61	3 511 386
Σ	134	ALIMENTACION A DA-208	106.95	3 503	0.2650	0.1851	0.5499	281.48	3 511 386
L	160	REFLUJO HUMEDO EN DA-208	2 5438	0.5072	0	0.5470	0.4360	130	12 785
V	135	SALIDA DOMO DA-208	127.5226	8 405	0	0.1662	0.4693	272.67	3 054 597
L	140	SALIDA FONDO DA-208	28.4235	29.4131	0.9970	1.01·10 <sup>-5</sup>	2.95·10 <sup>-3</sup>	259.33	1 637 332
L	140	SALIDA DE EA-215 (almacenamiento FB-208)	28.4235	27.7813	0.9970	1.01·10 <sup>-5</sup>	2.95·10 <sup>-3</sup>	100	729 304
<b>RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO</b>									
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2 187.78	115 116	0	0.6068	0.3932	210.39	49 563 030
Σ	1311	SALIDA DE EA-210	2 187.78	62 737	0	0.6068	0.3932	173.16	30 124 474
L	132	SALIDA DE EA-214	2 187.78	429.00	0	0.6068	0.3932	100	8 302 271
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1 446.16	33 365	0	0.4023	0.5977	357.17	41 913 533
V	1362	ENTRADA A EA-212	1 446.16	33 365	0	0.4023	0.5977	357.17	41 913 533
L	1362	SALIDA DE EA-212	1 446.16	324.19	0	0.4023	0.5977	228.09	14 178 237
L	137	SALIDA DE EA-216	1 446.16	293.48	0	0.4023	0.5977	100	5 465 408
L	138	UNIFICACION DE "132" y "137"	3 633.94	722.48	0	0.5254	0.4746	100	13 767 674
					$Z_w = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$				

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	FASE
		lbmol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>RECOLECCION DE DISOLVENTE HUMEDO</b>									
124	SALIDA DE DOMO DE DA-205	431.1934	31433	0.0470	0.1765	0.7565	328.04	10 099 598	V
133	SALIDA DE DOMO DE DA-200	127.5226	8405	0.1622	0.4693	0.3645	272.67	3 054 597	V
140	SALIDA DE DOMO DE DA-211	121.0500	8540	0.1351	0.3446	0.5203	317.61	2 933 816	V
170	UNIFICACION DE "124", "133" y "140"	684.75	48 119	0.0848	0.2735	0.6417	311.74	16 088 011	V
171	SALIDA FASE VAPOR DE FA-203	28.7946	1611	0.6429	0.0035	0.3536	163.01	610 952	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	75.8773	4551	0.3189	0	0.6811	198.09	1 606 983	V
173	UNIFICACION DE "170", "171" y "172"	789.42	54 156	0.1276	0.2374	0.6350	293.64	18 305 946	V
173	SALIDA DE EA-226	789.42	78.2737	0.1276	0.2374	0.6350	130	2 344 968	L
189	ENTRADA A FA-202	338.43	66.08	0.7642	0.2358	0	130	1 725 041	L
177	FASE ORGANICA DE SALIDA FA-202	612.79	122.17	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 079 766	L
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	515.06	22.1799	0.0470	0	0.9530	130	990 285	L
<b>DESTILACION POR ARRASTRE DE MEZCLA BINARIA MEH-AGUA</b>									
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	515.06	22.1798	0.0470	0	0.9530	130	990 285	L
175	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-213	111.97		0	0	1.0000	300	2402 428	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	75.8773	4551	0.3189	0	0.6811	198.09	1 606 983	V
176	SALIDA DE FONDO DE DA-213	551.1500	19.8133	$1.85 \cdot 10^{-5}$	0	$\sim 1.0000$	212	1786 479	L
<b>DESTILACION FRACCIONADA (SECADO) DE LA FASE ORGANICA HUMEDA</b>									
177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	612.79	122.1735	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 079 766	L
170	RAMIFICACION DE "177"	13.9210	2.7755	0.5470	0.4360	0.0170	130	69 964	L
179	ENTRADA A EA-227	598.87	119.40	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 009 807	L
179	SALIDA DE EA-227	598.87	1042	0.5470	0.4360	0.0170	190	4982 914	Σ
180	SALIDA DE DOMO DE DA-212	71.2666	3450	0.8451	0.0080	0.1469	188.60	1 566 290	V
181	REFLUJO DE DA-212	42.4720	8.1462	0.9822	0.0110	0.0068	163.01	279 437	L
182	SALIDA FONDO DE DA-212	621.28	136.91	0.5648	0.4352	0	235.03	6 313 435	L
183	ENTRADA FONDO DA-212	51.1450	2115.27	0.7089	0.2911	0	226.49	1 198 765	V
184	SALIDA REHERVIDOR EA-229	570.08	124.90	0.55192	0.44808	0	226.49	5 539 379	L
184	SALIDA DE EA-230	570.08	112.83	0.55192	0.44808	0	100	2 160 977	L

NEUTRO LIGERO

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	FASE
		lbmol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE VAPORIZACION</b>									
200	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. DURA	8.6313	1.7166	0.5236	0.4764	0	100	32 670	L
155	REFLUJO A SIST. REC. AC. LUB.	124.02	24.6646	0.5236	0.4764	0	100	469 850	L
163	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. BLAND	93.37	14.5915	0.5236	0.4764	0	100	277 962	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	206.03	40.9744	0.5236	0.4764	0	100	780 544	L
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE HUMEDO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE STRIPPING</b>									
178	RAMIFICACION DE "177"	13.9210	2.7755	0.5470	0.4360	0.0170	130	69 964	L
62	SOLV. HUMEDO PROVENIENTE DE FA-102	0	0	-	-	-	-	-	-
159	TOTAL SOLV. HUMEDO P/REFLUJO	13.9210	2.7755	0.5470	0.4360	0.0170	130	69 964	L
160	REFLUJO EN DA-208	2.5438	0.5072	0.5470	0.4360	0.0170	130	12 785	L
161	REFLUJO EN DA-203	8.9574	1.7859	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 018	L
186	REFLUJO EN DA-211	2.4198	0.4824	0.5470	0.4360	0.0170	130	12 161	L
<b>RECOLECCION DE SOLVENTE SECO</b>									
121	SOLVENTE SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUPERACION DE ACEITE	6 146.87	1 222.09	0.5254	0.4746	0	100	23 288 266	L
149	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. DURA	427.99	84.69	0.5535	0.4465	0	100	1 622 415	L
130	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. BLANDA	3633.94	722.48	0.5254	0.4746	0	100	13 767 674	L
168	UNIFICACION DE "121", "149" Y "130"	10 208.80	2 079.27	0.52658	0.47342	0	100	38 678 340	L
184	SOLV. SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUP. Y SECADO DEL AG. DESPARAF.	570.08	112.83	0.55192	0.44808	0	100	2 160 977	L
185	TOTAL DE SOLVENTE SECO RECUPERADO ENTRANDO A FA-102	10 778.88	2 142.10	0.52792	0.47208	0	100	40 839 317	L
<b>DISOLVENTE DE REPOSICION</b>									
29	DISOLV. SECO P/SECCN TRATAMIENTO	10 925.97	2 172.92	0.5236	0.4764	0	100	41 393 795	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	206.03	40.9744	0.5236	0.4764	0	100	780 544	L
27	TOTAL SALIENDO DE FA-102	11 132.02	2 213.89	0.5236	0.4764	0	100	42 173 639	L
185	TOTAL SOLV. RECUPERADO	10 778.88	2 142.10	0.52792	0.47208	0	100	40 877 205	L
26	SALIDA FA-101	353.14	71.7900	0.3917	0.6083	0	100	1 344 321	L
169	SALIDA FA-205	338.43	66.0790	0.7642	0.2358	0	130	1 725 041	L
	TOTAL SOLV. DE REPOSICION	691.57	-	-	-	-	-	-	L

NEUTRO LIGERO

CARACTERISTICAS DE CORRIENTES BIFASICAS DE LA SECCION DE RECUPERACION.										N L	
NUM	lb mol / hr		FRACCIONES MOLARES					TEMPER. °F	G P M		
	VAPOR	LIQUIDO	Y <sub>MEK</sub>	Y <sub>TOL</sub>	X <sub>WAT</sub>	X <sub>MEK</sub>	X <sub>TOL</sub>		VAPOR	LIQUIDO	TOTAL
SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE:											
1124	2931.28	1951.75	0.6036	0.3964	0	0.3526	0.5501	216.71	155 540	551.27	156 099
1123	891.96	593.45	0.6036	0.3964	0	0.3526	0.5501	216.71	47 329	170.08	47 499
1125	3123.24	2545.65	0.6036	0.3964	0	0.3526	0.5501	216.71	202 869	729.59	203 599
1131	2150.33	495.25	0.4100	0.5900	0	0.1276	0.3723	356.86	49 595	272.81	49 868
110	227.74	341.04	0.2955	0.7044	0	0.0433	0.2305	321.17	14 036	235.04	14 271
1151	2294.22	1732.85	0.7220	0.2780	0	0.3969	0.6031	176.16	138 113	372.09	138 485
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA											
1413	152.96	101.93	0.5958	0.4042	0	0.2867	0.4675	228.22	8 275	39.32	8 314
1414	163.21	108.76	0.5958	0.4042	0	0.2867	0.4675	228.22	8 829	41.95	8 871
1415	316.17	210.69	0.5958	0.4042	0	0.2867	0.4675	228.22	17 104	81.27	17 185
1421	115.40	103.57	0.4365	0.5635	0	0.1345	0.3654	351.98	2644	57.04	2 701
145	40.70	66.79	0.3083	0.6916	0	0.0371	0.1875	326.58	2 531	47.96	2 579
1431	188.81	125.40	0.7283	0.2716	0	0.3963	0.6037	176.81	11 386	26.94	11 413
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA											
1293	2 056.85	1370.09	0.6068	0.3932	0	0.3887	0.5920	211.31	108 385	320.55	108 706
1294	144.40	96.19	0.6068	0.3932	0	0.3887	0.5920	211.31	7 609	22.51	7 632
1295	2 201.25	1466.28	0.6068	0.3932	0	0.3887	0.5920	211.31	115 994	343.06	116 337
1301	1 467.09	56.68	0.4023	0.5977	0	0.1272	0.2728	358.25	33 900	31.22	33 931
134	59.52	47.43	0.2830	0.7169	0	0.0622	0.3403	281.48	3 474	29.14	3 503
1311	1038.98	1148.80	0.7934	0.2066	0	0.4381	0.5619	173.16	62 493	244.54	62 737
SISTEMA DE RECUPERACION Y SECADO DEL AGENTE DESPARAFINANTE											
179	20.12	578.74	0.4598	0.1846	0.0052	0.5500	0.4448	190	918	124.61	1 042

$$Y_H = 0; Y_{WAT} = 1 - Y_{MEK} - Y_{TOL}; X_H = 1 - X_{WAT} - X_{MEK} - X_{TOL}$$

NEUTRO LIGERO

IX-D-32

**CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS**

Unidad de Desperofinado con Disolventes

**ACEITE NEUTRO**

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	°F TEMPERATURA	ENTALPIA BTU/LB	N
		LB/HR / MP	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>									
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>									
L	112 ENTRADA AL SISTEMA DE RECUPREN	6 216.30	1468	0.0454	0.5094	0.4452	110	30 310 752	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	112 SALIDA DE EA-201	6 216.30	1567	0.0454	0.5094	0.4452	202.64	22 038 305	
L	1121 ENTRADA A EA-202	4 565.25	1151	0.0454	0.5094	0.4452	202.64	45 560 931	
L	1121 SALIDA DE EA-202	4 565.25	1163	0.0454	0.5094	0.4452	215.60	49 019 746	
L	1122 ENTRADA A EA-203	1 651.05	416	0.0454	0.5094	0.4452	202.64	16 477 374	
L	1122 SALIDA DE EA-203	1 651.05	420	0.0454	0.5094	0.4452	215.60	17 728 274	
L	1124 SALIDA DE EA-204	4 565.25	146 342	0.0454	0.5094	0.4452	217.32	86 836 737	
E	1123 SALIDA DE EA-205	1 651.05	52 925	0.0454	0.5094	0.4452	217.32	31 404 599	
E	1125 ALIMENTACION A DA-201	6 216.30	199 268	0.0454	0.5094	0.4452	217.32	118 241 336	
L	156 REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-201	74.63	14.82	0	0.5336	0.4664	100	282 793	
V	114 SALIDA DOMO DE DA-201	3 708.88	197 051	0	0.6127	0.3873	216.49	84 747 453	
L	113 SALIDA FONDO DA-201	2 582.05	770.41	0.0936	0.3572	0.5492	216.79	33 776 676	
E	1131 ENTRADA A DA-202	2 582.05	46 847	0.0936	0.3572	0.5492	355.69	85 051 520	
L	188 REFLUJO EN COLUMNA DA-202	40.35	8.0111	0	0.5336	0.4664	100	152 897	
V	119 SALIDA DOMO DA-202	1 989.16	45 887	0	0.4227	0.5773	356.86	57 508 480	
L	117 SALIDA FONDO DA-202	633.24	397.43	0.4458	0.1468	0.4074	352.62	27 695 937	
E	118 ALIMENTACION A DA-204	633.24	15 734	0.4458	0.1468	0.4074	323.31	27 695 937	
L	157 REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-204	4.9760	0.9879	0	0.5336	0.4664	100	18 855	
V	123 SALIDA DOMO DA-204	248.32	15 135	0	0.3061	0.6939	311.91	6 750 098	
L	122 SALIDA FONDO DA-204 (CORRE DA-203)	389.90	331.38	0.7240	0.0454	0.2306	322.76	20 964 694	
L	181 REFLUJO HUMEDO EN DA-203	9.9690	1.9875	0	0.5470	0.4360	130	50 102	
V	125 VAPOR DE RECTIFICACN EN DA-203	370		0	0	0	590	8 842 615	
V	124 SALIDA DOMO DA-203	486.3376	35 041	0	0.0477	0.1715	328.89	11 253 155	
L	128 SALIDA FONDO DA-203	282.7276	303.14	0.99843	9.41·10 <sup>-7</sup>	2.29·10 <sup>-4</sup>	312.38	19 051 594	
				$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$					

IX-B-33

ACEITE NEUTRO

N°	LOCALIZACION	FLUJO.		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	N	
		lb mol/hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	123 ALIMENTACION A DA-203	282.7276	303.14	0.97843	9.41 · 10 <sup>-7</sup>	2.29 · 10 <sup>-4</sup>	312.38	19 051 594	ENFRIAMIENTO SECCO DEL ACEITE - DEL PRODUCTO Y ACEITE	
V	127 SALIDA DOMO DA-205	0.44388	229.16	0	5.99 · 10 <sup>-11</sup>	0.1460	312.38	9 985		
L	128 SALIDA FONDO DA-205	282.2829	303.09	1.0000	0	0	312.27	19 041 609		
L	120B DESVIACION DE "120"	136.5429	146.61	1.0000	0	0	312.27	9 210 312		
L	1201 ENTRADA A EA-202	145.74	156.48	1.0000	0	0	312.27	9 831 297		
L	1201 SALIDA DE EA-202	145.74	150.68	1.0000	0	0	213.34	6 372 482		
L	1203 ENTRADA A EA-207	282.2829	297.18	1.0000	0	0	261.20	15 582 794		
L	1203 ALMACENAMIENTO EN FD-201	282.2829	274.96	1.0000	0	0	100	4 665 129		
<b>RUTA DEL DISOLVENTE SECO REPARADO POR VAPORIZACION</b>										
V	114 SALIDA DOMO DA-201	3708.88	197 051	0	0.6127	0.3873	216.49	84 747 453		CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE SECO SEPARADO.
V	123 SALIDA DOMO DA-204	248.32	15 135	0	0.3061	0.6939	311.91	6 750 037		
V	115 ENTRADA A EA-201	3 957.20	212 486	0	0.5928	0.4072	223.42	91 497 551		
V	1151 ENTRADA A EA-206	3 957.20	133 885	0	0.5928	0.4072	176.10	59 834 414		
V	110 SALIDA DOMO DA-202	1 989.16	45 887	0	0.4227	0.5773	356.86	57 508 480		
V	1101 UNIFICACION DE "110"	0	0	-	-	-	-	-		
V	1152 ENTRADA A EA-204	1 989.16	45 887	0	0.4227	0.5773	356.86	57 508 480		
L	1152 SALIDA DE EA-204	1 989.16	445	0	0.4227	0.5773	229.92	19 691 489		
L	120 ENTRADA A EA-208	1 989.16	445	0	0.4227	0.5773	229.92	19 691 489		
L	120 SALIDA DE EA-208	1 989.16	402	0	0.4227	0.5773	100	7 516 597		
L	121 UNIFICACION DE "116" y "120"	5 946.36	1180	0	0.5359	0.4641	100	22 533 348		
L	116 SALIDA DE EA-206	3 957.20	778	0	0.5928	0.4072	100	15 022 752		
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>										
<b>RUTA DE LA PARAFINA</b>										
L	141 ENTRADA AL SIST. DE RECUPERACION	563.00	150.38	0.0781	0.4919	0.4300	140	4 177 551	TREN DE VAPORIZACION DE CARGA DE PARAFINA DILUIDA.	
L	141 SALIDA DE EA-218	563.00	156.89	0.0781	0.4919	0.4300	202.32	6 465 594		
L	141 SALIDA DE EA-219	563.00	158.55	0.0781	0.4919	0.4300	216.73	7 013 105		
L	1411 ENTRADA A EA-220	298.78	84.14	0.0781	0.4919	0.4300	216.73	3 721 781		
L	1412 ENTRADA A EA-221	264.22	74.41	0.0781	0.4919	0.4300	216.73	3 291 324		
				$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$						

IX-P-34



N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>N</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	N	
		lb mol/hr	GPM							
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA										
RUTA DE LA PARAFINA										
Σ	1413 SALIDA DE EA-220	298.78	9675	0.0781	0.4919	0.4300	223.36	6384557		
Σ	1414 SALIDA DE EA-221	264.22	8555	0.0781	0.4919	0.4300	223.36	5457691		
Σ	1415 ENTRADA A DA-209	563.00	18230	0.0781	0.4919	0.4300	223.36	11842248		
L	154 REFLUJO DE RECTIFICN EN DA-209	6.7571	1.3416	0	0.5336	0.4664	100	25604		
V	143 SALIDA DOMO DE DA-209	335.79	18011	0	0.6089	0.3911	222.62	7745268		
L	142 SALIDA FONDO DA-209	233.97	8445	0.1691	0.3324	0.4985	222.83	4122584		
Σ	1421 ALIMENTACION A DA-210	233.97	3409	0.1691	0.3324	0.4985	353.15	8624047		
Σ	153 REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-210	2.9190	0.5804	0	0.5336	0.4664	100	11061		
V	147 SALIDA DOMO DA-210	143.91	3168	0	0.4352	0.5648	324.29	3944152		
L	144 SALIDA FONDO DA-210	92.98	60.47	0.4734	0.1428	0.3838	351.88	4690956		
Σ	145 ALIMENTACION A DA-211	92.98	2589	0.4734	0.1428	0.3838	327.05	4690956		
L	106 REFLUJO HUMEDO EN DA-211	2.0778	0.4143	0	0.5470	0.4360	130	10443		
V	150 VAPOR DE ARRASTRE EN DA-211	53		0	0	0	590	1266645		
V	148 SALIDA DOMO DA-211	103.98	7337	0	0.1387	0.3518	318.04	2527225		
L	151 SALIDA FONDO DA-211	44.0351	47.45	0.9998	9.07·10 <sup>-7</sup>	1.94·10 <sup>-4</sup>	321.58	3506034		
L	1512 DESVIACION DE "151"	22.9115	24.69	0.9998	9.07·10 <sup>-7</sup>	1.94·10 <sup>-4</sup>	321.58	1824189		
L	1513 ENTRADA A EA-223	44.0351	46.62	0.9998	9.07·10 <sup>-7</sup>	1.94·10 <sup>-4</sup>	276.23	2958662		
L	1513 ALMACENAMIENTO EN FB-203	44.0351	44.88	0.9998	9.07·10 <sup>-7</sup>	1.94·10 <sup>-4</sup>	175	1519876		
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO.										
V	143 SALIDA DOMO DA-209	335.79	18011	0	0.6089	0.3911	222.62	7745268		
Σ	1431 SALIDA DE EA-210	335.79	12955	0	0.6089	0.3911	176.77	5463562		
L	1432 SALIDA DE EA-222	335.79	65.82	0	0.6089	0.3911	100	1274322		
V	142. SALIDA DOMO DA-210	143.91	3168	0	0.4352	0.5648	324.29	3944152		
V	1471 RAMIFICACION DE "147"	0	0	-	-	-	-	-		
V	1472 ENTRADA A EA-220	143.91	3168	0	0.4352	0.5648	324.29	3944152		
L	1473 SALIDA DE EA-220	143.91	32.00	0	0.4352	0.5648	224.16	1381376		
L	148 ENTRADA A EA-224	143.91	32.00	0	0.4352	0.5648	224.16	1381376		
L	140 SALIDA DE EA-224	143.91	29.05	0	0.4352	0.5648	100	544233		
L	149 UNIFICACION DE "148" y "1432"	479.70	94.87	0	0.5568	0.4432	100	1818556		
				$Z_W = 1 - Z_N - Z_M - Z_T$						

IX-P-35

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/HR	N
		LD MOL/HR	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA									
RUTA DE LA PARAFINA BLANDA									
L	129	LLEGADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	3794.67	758.12	0.0075	0.5296	0.4629	66.95	9476 556
L	122	SALIDA DE EA-210	3794.67	828.51	0.0075	0.5296	0.4629	188.87	30574 879
L	129	SALIDA DE EA-211	3794.67	847.49	0.0075	0.5296	0.4629	213.78	35396 393
L	1291	ENTRADA A EA-212	3539.67	790.54	0.0075	0.5296	0.4629	213.78	33017 965
L	1292	ENTRADA A EA-213	255.00	56.95	0.0075	0.5296	0.4629	213.78	2378 428
Σ	1293	SALIDA DE EA-217	3539.67	112.212	0.0075	0.5296	0.4629	210.73	61634 141
Σ	1294	SALIDA DE EA-213	255.00	8084	0.0075	0.5296	0.4629	210.73	4439 777
Σ	1295	ENTRADA A DA-206	3794.67	120139	0.0075	0.5296	0.4629	210.73	66079 918
L	165	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-206	45.56	9.0455	0	0.5336	0.4664	100	172 639
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2264.10	119036	0	0.6167	0.3833	209.81	51210 741
L	130	SALIDA FONDO DA-206	1576.13	370.65	0.0180	0.4023	0.5797	210.26	15035 816
Σ	1301	ALIMENTACION A DA-207	1576.13	35118	0.0180	0.4023	0.5797	357.57	46736 434
L	164	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-207	30.39	6.0337	0	0.5336	0.4664	100	115 156
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1497.83	34559	0	0.4124	0.5876	357.10	43363 638
L	133	SALIDA FONDO DA-207	108.68	51.03	0.2610	0.1922	0.5468	339.78	3487 952
Σ	134	ALIMENTACION A DA-208	108.68	4000	0.2610	0.1922	0.5468	280.76	3487 952
L	160	REFLUJO HUMEDO EN DA-208	2.5864	0.5157	0	0.5470	0.4360	130	12 999
V	135	SALIDA DOMO DA-208	129.7692	7881	0	0.1718	0.4661	217.60	3105 056
L	140	SALIDA FONDO DA-208	28.4526	29.8639	0.9969	$1.14 \cdot 10^{-5}$	$3.07 \cdot 10^{-3}$	259.52	1635 219
L	140	SALIDA DE EA-215 (almacenamiento FB-208)	28.4526	28.5609	0.9969	$1.14 \cdot 10^{-5}$	$3.07 \cdot 10^{-3}$	140	741 457
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO									
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2264.10	119036	0	0.6167	0.3833	209.81	51210 741
Σ	1311	SALIDA DE EA-210	2264.10	67617	0	0.6167	0.3833	173.00	31838 294
L	132	SALIDA DE EA-214	2264.10	443.22	0	0.6167	0.3833	100	8593 601
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1497.83	34559	0	0.4124	0.5876	357.10	43363 638
V	1362	ENTRADA A EA-212	1497.83	34559	0	0.4124	0.5876	357.10	43363 638
L	1362	SALIDA DE EA-212	1497.83	335.53	0	0.4124	0.5876	228.90	14747 461
L	137	SALIDA DE EA-216	1497.83	303.46	0	0.4124	0.5876	100	5661 835
L	138	UNIFICACION DE "132" y "137"	3761.93	746.67	0	0.5354	0.4646	100	14255 448
					$Z_M = 1 - Z_H - Z_T$				

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/ hr	FASE
		lb mol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>RECOLECCION DE DISOLVENTE NUMERO</b>									
124	SALIDA DE DOMO DE DA-203	486.3376	35 091	0.0477	0.1915	0.7608	328.89	11 253 155	V
133	SALIDA DE DOMO DE DA-208	129.7692	8540	0.1718	0.4661	0.3621	271.60	3 105 056	V
146	SALIDA DE DOMO DE DA-211	103.98	7337	0.1389	0.3518	0.5095	318.04	2 527 225	V
170	UNIFICACION DE "124", "133" y "146"	720.09	50 680	0.0832	0.2641	0.6527	312.59	16 885 436	V
171	SALIDA FASE VAPOR DE FA-203	29.2054	1 635	0.6429	0.0035	0.3536	163.01	619 668	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	81.1612	4 868	0.3189	0	0.6811	198.09	1 718 889	V
173	UNIFICACION DE "170", "171" y "172"	830.45	57 041	0.1259	0.2291	0.6450	294.27	19 223 993	V
173	SALIDA DE EA-226	830.45	598.62	0.1259	0.2291	0.6450	130	2 439 533	L
169	ENTRADA A FA-202	342.52	66.88	0.7637	0.2363	0	130	1 745 876	L
177	FASE ORGANICA DE SALIDA FA-202	622.05	124.02	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 126 306	L
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	550.93	23.72	0.0470	0	0.9530	130	1 059 251	L
<b>DESTILACION POR ARRASTRE DE MEZCLA BINARIA MEN-AGUA</b>									
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	550.93	23.72	0.0470	0	0.9530	130	1 059 251	L
175	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-213	119.77		0	0	1.0000	300	2 569 785	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	81.1612	4 868	0.3189	0	0.6811	198.09	1 718 889	V
176	SALIDA DE FONDO DE DA-213	589.53	21.19	1.85·10 <sup>-5</sup>	0	~1.0000	212	1 910 883	L
<b>DESTILACION FRACCIONADA (SECCAO) DE LA FASE ORGANICA HUMEDA</b>									
177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	622.05	124.02	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 126 306	L
178	RAMIFICACION DE "177"	14.6332	2.9175	0.5470	0.4360	0.0170	130	73 544	L
179	ENTRADA A EA-227	607.42	121.10	0.5470	0.4360	0.0170	130	3 052 778	L
179	SALIDA DE EA-227	607.42	1 058	0.5470	0.4360	0.0170	190	5 054 735	Σ
180	SALIDA DE DOMO DE DA-212	72.2834	4 187	0.8451	0.0080	0.1469	188.60	1 588 637	V
181	REFLUJO DE DA-212	143.0780	27.44	0.9822	0.0110	6.8·10 <sup>-3</sup>	163.01	283 419	L
182	SALIDA FONDO DE DA-212	630.14	138.86	0.5648	0.4352	0	235.03	6 403 470	L
183	ENTRADA FONDO DA-212	51.8746	2 145	0.7089	0.2911	0	226.49	1 213 757	V
184	SALIDA REMERVIDOR EA-228	578.21	126.68	0.55192	0.44808	0	226.49	5 618 377	L
184	SALIDA DE EA-230	578.21	114.44	0.55192	0.44808	0	100	2 191 795	L

NEUTRO

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/AF	FASE
		lbmol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE VAPORIZACION</b>									
200	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. DURA	9.6761	1.9211	0.5336	0.4664	0	100	36 675	L
158	REFLUJO A SIST. REC. AG. LUB.	119.96	23.82	0.5336	0.4664	0	100	454 560	L
103	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. BLAND	75.95	15.08	0.5336	0.4664	0	100	287 794	L
20	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	205.59	40.82	0.5336	0.4664	0	100	779 034	L
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE NUMERO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE STRIPPING</b>									
178	RAMIFICACION DE "177"	14.6332	2.9175	0.5470	0.4360	0.0170	130	73 544	L
62	SOLV. NUMERO PROVENIENTE DE FA-102	0	0	-	-	-	-	-	-
158	TOTAL SOLV. NUMERO P/REFLUJO	14.6332	2.9175	0.5470	0.4360	0.0170	130	73 544	L
180	REFLUJO EN DA-208	2.5864	0.5157	0.5470	0.4360	0.0170	130	12 799	L
161	REFLUJO EN DA-203	9.9690	1.9875	0.5470	0.4360	0.0170	130	50 102	L
188	REFLUJO EN DA-211	2.0778	0.4143	0.5470	0.4360	0.0170	130	10 443	L
<b>RECOLECCION DE SOLVENTE SECO</b>									
121	SOLVENTE SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUPERACION DE AGENTE	8 946.36	1 180.14	0.5359	0.4641	0	100	22 533 348	L
140	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. DURA	479.70	94.87	0.5368	0.4432	0	100	1 818 556	L
130	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. BLANDA	3 761.93	746.67	0.5354	0.4646	0	100	14 255 448	L
108	UNIFICACION DE "181", "149" Y "130"	10 187.99	2 021.68	0.5367	0.4633	0	100	38 607 353	L
104	SOLV. SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUP. Y SECADO DEL AG. DESPARAF.	578.21	114.44	0.55192	0.44808	0	100	2 191 795	L
108	TOTAL DE SOLVENTE SECO RECUPERADO ENTRANDO A FA-102	10 766.20	2 133.29	0.53572	0.46248	0	100	40 799 150	L
<b>DISOLVENTE DE REPOSICION</b>									
29	DISOLV. SECO P/SECCN TRATAMIENTO	9 367.38	1 857.81	0.5336	0.4664	0	100	35 495 441	L
20	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	205.59	40.82	0.5336	0.4664	0	100	779 034	L
27	TOTAL SALIENDO DE FA-102	9 572.97	1 908.63	0.5336	0.4664	0	100	36 274 475	L
105	TOTAL SOLV. RECUPERADO	10 766.20	2 136.77	0.53752	0.46428	0	100	40 799 150	L
20	SALIDA FA-101								
109	SALIDA FA-205	342.52	66.88	0.7637	0.2363	0	130	1 745 876	L
	TOTAL SOLV. DE REPOSICION								

NEUTRO



CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS

Unidad de Desparafinada con Disolventes

ACEITE NEUTRO PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>N</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	°F TEMPERATURA	ENTALPIA BTU/hr	N P	
		lbmol/hr	GPM							
SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE										
RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE										
L	112	ENTRADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	6 486.22	1 574	0.0225	0.4824	0.4951	110	30 442 360	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	112	SALIDA DE EA-201	6 486.22	1 575	0.0225	0.4824	0.4951	200.92	61 461 158	
L	1121	ENTRADA A EA-202	5 462.04	1 326	0.0225	0.4824	0.4951	200.92	51 756 441	
L	1121	SALIDA DE EA-202	5 462.04	1 343	0.0225	0.4824	0.4951	216.34	56 493 870	
L	1122	ENTRADA A EA-203	1 024.18	248.64	0.0225	0.4824	0.4951	200.92	9 704 717	
L	1122	SALIDA DE EA-203	1 024.18	251.74	0.0225	0.4824	0.4951	216.34	10 593 020	
Σ	1124	SALIDA DE EA-204	5 462.04	174 543	0.0225	0.4824	0.4951	215.46	101 230 205	
Σ	1123	SALIDA DE EA-205	1 024.18	32 729	0.0225	0.4824	0.4951	215.46	18 976 095	
Σ	1125	ALIMENTACION A DA-201	6 486.22	207 271	0.0225	0.4824	0.4951	215.46	120 206 303	
L	118	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-201	77.90	15.57	0	0.4935	0.5065	100	294 945	
V	114	SALIDA DOMO DE DA-201	3 870.59	204 950	0	0.8769	0.4247	214.60	88 440 653	
L	113	SALIDA FONDO DA-201	2 693.53	773.47	0.0542	0.3463	0.5995	215.00	32 060 595	
Σ	1131	ENTRADA A DA-202	2 693.53	55 832	0.0542	0.3463	0.5995	359.65	88 409 180	
V	118	REFLUJO EN COLUMNA DA-202	48.03	9.6004	0	0.4935	0.5065	100	181 851	
L	119	SALIDA DOMO DA-202	2 366.81	54 864	0	0.3744	0.6256	360.83	69 188 993	
L	117	SALIDA FONDO DA-202	374.75	275.73	0.3896	0.1396	0.4708	354.36	19 402 038	
Σ	118	ALIMENTACION A DA-204	374.75	10 995	0.3896	0.1396	0.4708	324.81	19 402 038	
L	117	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-204	3 472.4	0.6941	0	0.4935	0.5065	100	13 147	
V	123	SALIDA DOMO DA-204	173.28	10 579	0	0.2562	0.7418	313.46	4 742 276	
L	122	SALIDA FONDO DA-204 (CARGO DA-208)	204.94	229.44	0.7125	0.0389	0.2486	324.46	14 672 909	
L	181	REFLUJO HUMERO EN DA-203	5.2452	1.0537	0	0.5470	0.4360	130	26 562	
V	125	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-203	192	0	0	0	0	590	4 588 600	
L	124	SALIDA DOMO DA-203	255.1728	18 612	0	0.0427	0.2049	337.58	5 957 895	
L	126	SALIDA FONDO DA-203	146.3623	213.86	0.99765	7.79 · 10 <sup>-6</sup>	1.03 · 10 <sup>-3</sup>	315.29	13 620 977	
				$Z_W = 1 - Z_N - Z_M - Z_T$						

I.S.: p-40

ACEITE NEUTRO PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>N</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	N P	
		lbmol/hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	126	ALIMENTACION A DA-203	146.3623	213.86	0.99765	7.79·10 <sup>-6</sup>	1.03·10 <sup>-3</sup>	315.29	12 620 977	ENFRIAMIENTO SECO DEL ACEITE - DEL PRODUCTO ACEITE
V	127	SALIDA DOMO DA-205	0.34395	178.10	0	3.31·10 <sup>-3</sup>	0.4396	315.29	8 411	
L	128	SALIDA FONDO DA-205	146.0190	213.80	1.0000	0	0	315.18	13 612 566	
L	1282	DESVIACION DE "128"	10.9290	16.00	1	0	0	315.18	1 019 173	
L	1281	ENTRADA A EA-202	135.09	197.80	1	0	0	315.18	12 593 393	
L	1281	SALIDA DE EA-202	135.09	189.93	1	0	0	208.27	7 855 964	
L	1283	ENTRADA A EA-207	146.0190	205.90	1	0	0	216.27	8 875 137	
L	1283	ALMACENAMIENTO EN FB-201	146.0190	197.34	1	0	0	100	3 305 747	
<b>RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO POR VAPORIZACION</b>										
V	114	SALIDA DOMO DA-201	3 870.59	204 950	0	0.5753	0.4247	214.60	88 440 653	CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE SECO SEPARADO.
V	123	SALIDA DOMO DA-204	173.28	10 526	0	0.5282	0.7418	313.46	4 742 276	
V	115	ENTRADA A EA-201	4 043.87	215 768	0	0.5617	0.4383	219.57	93 182 929	
V	1151	ENTRADA A EA-206	4 043.87	13 965	0	0.5617	0.4383	178.40	62 241 402	
V	119	SALIDA DOMO DA-202	2 366.81	54 864	0	0.3744	0.6256	360.83	69 188 993	
V	1191	RAMIFICACION DE "119"	0	0	-	-	-	-	-	
V	1192	ENTRADA A EA-204	2 366.81	54 864	0	0.3744	0.6256	360.83	69 188 993	
L	1192	SALIDA DE EA-204	2 366.81	537.24	0	0.3744	0.6256	238.09	24 452 658	
L	120	ENTRADA A EA-208	2 366.81	537.24	0	0.3744	0.6256	238.09	24 452 658	
L	120	SALIDA DE EA-208	2 366.81	492.52	0	0.3744	0.6256	100	8 939 747	
L	121	UNIFICACION DE "116" y "120"	6 410.68	1282	0	0.4925	0.5075	100	24 271 658	
L	116	SALIDA DE EA-206	4 043.87	799.07	0	0.5617	0.4383	100	15 331 911	
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>										
<b>RUTA DE LA PARAFINA</b>										
L	141	ENTRADA AL SIST. DE RECUPLRACN	635.14	156.63	0.0350	0.4762	0.4888	140	4 305 244	TREN DE VAPORIZACION DE CARGA DE PARAFINA DILUIDA.
L	141	SALIDA DE EA-210	635.14	163.07	0.0350	0.4762	0.4888	198.86	6 507 333	
L	141	SALIDA DE EA-210	635.14	163.62	0.0350	0.4762	0.4888	216.74	7 204 933	
L	1411	ENTRADA A EA-220	472.61	123.24	0.0350	0.4762	0.4888	216.74	5 361 225	
L	1412	ENTRADA A EA-221	162.53	42.38	0.0350	0.4762	0.4888	216.74	1 843 708	
$Z_W = 1 - Z_N - Z_M - Z_T$										

EX-2-41

IX-P-42

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / LB	NP
		IDMOI / NI	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA									
RUTA DE LA PARAFINA									
Σ	1413	SALIDA DE EA-220	472.61	15153	0.0350	0.4762	0.4888	217.52	9269245
Σ	1414	SALIDA DE EA-221	162.53	5105	0.0350	0.4762	0.4888	217.52	3187662
Σ	1415	ENTRADA A DA-209	635.14	20364	0.0350	0.4762	0.4888	217.52	12456907
L	154	REFLUJO DE RECTIFICN EN DA-209	7.6255	1.5242	0	0.4935	0.5065	100	28972
V	143	SALIDA DOMO DE DA-209	378.88	20130	0	0.5742	0.4258	216.77	8685934
L	142	SALIDA FONDO DA-209	263.88	85.34	0.0843	0.3331	0.5826	217.10	3799845
Σ	1421	ALIMENTACION A DA-210	263.88	5110	0.0843	0.3331	0.5826	358.71	9188957
L	153	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-210	4.3878	0.8778	0	0.4935	0.5065	100	16613
V	147	SALIDA DOMO DA-210	216.22	4863	0	0.3774	0.6226	339.65	6106516
L	144	SALIDA FONDO DA-210	52.05	40.7426	0.4274	0.1314	0.4412	355.65	3099054
Σ	145	ALIMENTACION A DA-211	52.05	1684	0.4274	0.1314	0.4412	330.96	3099054
L	106	REFLUJO HUMEDO EN DA-211	1.1926	0.2378	0	0.5470	0.4360	130	5993.78
V	150	VAPOR DE ARRASTRE EN DA-211	28.50		0	0	0	590	681120
V	146	SALIDA DOMO DA-211	59.46	4225	0	0.1261	0.3947	324.17	1466730
L	151	SALIDA FONDO DA-211	22.2674	32.7209	0.9990	7.76·10 <sup>-6</sup>	9.43·10 <sup>-4</sup>	326.52	2483626
L	1512	DESVIACION DE "151"	0.48989	0.7199	0.9990	7.76·10 <sup>-6</sup>	9.43·10 <sup>-4</sup>	326.52	2483626
L	1513	ENTRADA A EA-223	22.2674	31.6883	0.9990	7.76·10 <sup>-6</sup>	9.43·10 <sup>-4</sup>	242.88	1785980
L	1513	ALMACENAMIENTO EN FB-203	22.2674	30.8971	0.9990	7.76·10 <sup>-6</sup>	9.43·10 <sup>-4</sup>	175	1051042
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO.									
V	143	SALIDA DOMO DA-209	378.88	20130	0	0.5742	0.4258	216.77	8685934
Σ	1431	SALIDA DE EA-218	378.88	14860	0	0.5742	0.4258	177.95	6491237
L	1432	SALIDA DE EA-222	378.88	74.71	0	0.5742	0.4258	100	1436847
V	142	SALIDA DOMO DA-210	216.22	4863	0	0.3774	0.6226	339.65	6106516
V	1471	HAMIFICACION DE "147"	0	0	-	-	-	-	-
V	1472	ENTRADA A EA-220	216.22	4863	0	0.3774	0.6226	339.65	6106516
L	1473	SALIDA DE EA-220	216.22	48.93	0	0.3774	0.6226	235.00	2198497
L	148	ENTRADA A EA-224	216.22	48.93	0	0.3774	0.6226	235.00	2198499
L	148	SALIDA DE EA-224	216.22	44.06	0	0.3774	0.6226	100	816740
L	149	UNIFICACION DE "148" y "1438"	640.10	128.50	0	0.4674	0.5326	100	2422277
					$Z_H = 1 - Z_M - Z_T$				



EX-5-415

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	NP
		lb mol/hr	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA									
RUTA DE LA PARAFINA BLANDA									
L	129	LLEGADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	3 819.75	734.30	0.0081	0.4895	0.5024	73.05	10 626 980
L	129	SALIDA DE EA-210	3 819.75	855.40	0.0081	0.4895	0.5024	190.44	31 615 628
L	129	SALIDA DE EA-211	3 819.75	872.92	0.0081	0.4895	0.5024	215.76	36 655 788
L	1291	ENTRADA A EA-212	3 546.25	810.42	0.0081	0.4895	0.5024	215.76	34 034 844
L	1292	ENTRADA A EA-213	2 73.49	62.50	0.0081	0.4895	0.5024	215.76	2 620 944
Σ	1293	SALIDA DE EA-212	3 546.25	112 856	0.0081	0.4895	0.5024	213.06	62 832 928
Σ	1294	SALIDA DE EA-213	2 73.49	8 704	0.0081	0.4895	0.5024	213.06	4 838 617
Σ	1295	ENTRADA A DA-206	3 819.75	121 541	0.0081	0.4895	0.5024	213.06	67 671 545
L	165	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-206	45.88	9.1707	0	0.4935	0.5065	100	173 711
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2 279.81	120 255	0	0.5763	0.4237	212.16	51 899 840
L	130	SALIDA FONDO DA-206	1 585.83	389.00	0.0194	0.3621	0.6185	212.60	15 945 416
Σ	1301	ALIMENTACION A DA-207	1 585.83	35 360	0.0194	0.3621	0.6185	360.28	48 403 332
L	164	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-207	30.49	6.0944	0	0.4935	0.5065	100	115 441
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1 502.22	34 722	0	0.3720	0.6280	358.80	43 780 711
L	133	SALIDA FONDO DA-207	114.09	66.8109	0.2696	0.1660	0.5644	346.61	4 738 062
Σ	134	ALIMENTACION A DA-208	114.09	4 647	0.2696	0.1660	0.5644	297.73	4 738 062
L	160	REFLUJO HUMEDO EN DA-208	2.5842	0.5152	0	0.5470	0.4360	130	12 988
V	135	SALIDA DOMO DA-208	129.29	8 732	0	0.1575	0.5061	290.80	3 171 381
L	140	SALIDA FONDO DA-208	30.8668	44.58	0.9966	2.53·10 <sup>-5</sup>	3.36·10 <sup>-3</sup>	287.05	2 733 357
L	140	SALIDA DE EA-215 (almacenamiento FB-203)	30.8668	41.60	0.9966	2.53·10 <sup>-5</sup>	3.36·10 <sup>-3</sup>	140	1 100 625
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO									
V	131	SALIDA DOMO DA-206	2 279.81	120 255	0	0.5763	0.4237	212.16	51 899 840
Σ	1311	SALIDA DE EA-210	2 279.81	62 639	0	0.5763	0.4237	174.80	30 948 359
L	132	SALIDA DE EA-214	2 279.81	449	0	0.5763	0.4237	100	8 646 211
V	136	SALIDA DOMO DA-207	1 502.22	34 722	0	0.3720	0.6280	358.80	43 780 711
V	1362	ENTRADA A EA-212	1 502.22	34 722	0	0.3720	0.6280	358.80	43 780 711
L	1342	SALIDA DE EA-212	1 502.22	339.15	0	0.3720	0.6280	231.31	14 982 627
L	137	SALIDA DE EA-216	1 502.22	306.38	0	0.3720	0.6280	100	5 673 804
L	138	UNIFICACION DE "132" y "137"	3 782.02	755.75	0	0.4452	0.5048	100	14 320 030
					$Z_M = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$				

NP

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/HR	FASE
		lbmol/HR	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>RECOLECCION DE DISOLVENTE NUMERO</b>									
124	SALIDA DE DOMO DE DA-203	255.1723	18.612	0.0427	0.2049	0.7524	337.58	5 957 895	V
135	SALIDA DE DOMO DE DA-209	129.29	8 752	0.1575	0.5061	0.3364	290.80	3 177 381	V
148	SALIDA DE DOMO DE DA-211	59.46	4 225	0.1261	0.3947	0.4792	324.17	1 466 730	V
170	UNIFICACION DE "124", "135" y "148"	443.92	31 372	0.0873	0.3180	0.5947	317.32	10 602 006	V
171	SALIDA FASE VAPOR DE FA-203	21.8041	1 220	0.6429	0.0035	0.3536	163.01	462 630	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	45.5862	2 734	0.3189	0	0.6811	198.09	965 457	V
173	UNIFICACN DE "170", "171" y "172"	511.31	35 503	0.1316	0.2762	0.5922	303.73	12 030 093	V
175	SALIDA DE EA-226	511.31	54.65	0.1316	0.2762	0.5922	130	1 590 701	L
169	ENTRADA A FA-202	260.67	50.86	0.7682	0.2318	0	130	1 328 759	L
177	FASE ORGANICA DE SALIDA FA-202	462.54	92.22	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 324 638	L
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	309.44	13.3253	0.0470	0	0.9530	130	594 948	L
<b>DESTILACION POR ARRASTRE DE MEZCLA BINARIA MEH-AGUA</b>									
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	309.44	13.3253	0.0470	0	0.9530	130	594 948	L
175	VAPOR DE RECTIFICACN EN DA-213	67.27		0	0	1.0000	300	1 443 345	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	45.5862	2 734	0.3189	0	0.6811	198.09	965 457	V
176	SALIDA DE FONDO DE DA-213	331.13	11.9038	1.85 · 10 <sup>-3</sup>	0	~ 1.0000	212	1 073 313	L
<b>DESTILACION FRACCIONADA (IBECABO) DE LA FASE ORGANICA NUMERO</b>									
177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	462.54	92.22	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 324 638	L
178	RAMIFICACION DE "177"	9.0620	1.8067	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 544	L
179	ENTRADA A EA-227	453.48	90.41	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 279 105	L
170	SALIDA DE EA-227	453.48	1 113	0.5470	0.4360	0.0170	190	3 774 334	Z
180	SALIDA DE DOMO DE DA-218	53.9651	2 612	0.8451	0.0080	0.1469	188.60	1 186 039	V
181	REFLUJO DE DA-212	32.1610	6.1685	0.9822	0.0110	0.0068	163.01	211 574	L
182	SALIDA FONDO DE DA-212	470.45	103.67	0.5648	0.4352	0	235.03	4 780 703	L
183	ENTRADA FONDO DA-212	38.7284	1 616	0.7089	0.2911	0	226.49	907 738	V
184	SALIDA REMERVIDOR EA-228	431.68	94.57	0.55192	0.44808	0	226.49	4 194 568	L
184	SALIDA DE EA-230	431.68	85.44	0.55192	0.44808	0	100	1 636 351	L

NEUTRO PESADO

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	FASE
		IDMBI/HR	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE VAPORIZACION</b>									
200	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. DURA	12.0133	2.4013	0.4935	0.5065	0	100	45 485	L
153	REFLUJO A SIST. REC. AG. LUB.	129.40	25.8649	0.4935	0.5065	0	100	489 935	L
163	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. BLANDA	76.37	15.2651	0.4935	0.5065	0	100	289 152	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	217.78	43.5306	0.4935	0.5065	0	100	824 560	L
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE HUMEDO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE STRIPPING</b>									
178	RAMIFICACION DE "177"	9.0620	1.8067	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 544	L
62	SOLV. HUMEDO PROVENIENTE DE FA-102	0	0	-	-	-	-	-	-
159	TOTAL SOLV. HUMEDO P/REFLUJO	9.0620	1.8067	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 544	L
160	REFLUJO EN DA-208	2.5842	0.5152	0.5470	0.4360	0.0170	130	12 988	L
161	REFLUJO EN DA-203	5.2852	1.0537	0.5470	0.4360	0.0170	130	26 562	L
186	REFLUJO EN DA-211	1.1926	0.2378	0.5470	0.4360	0.0170	130	5 994	L
<b>RECOLECCION DE SOLVENTE SECO</b>									
121	SOLVENTE SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUPERACION DE ACEITE	6 410.68	1 281.06	0.4925	0.5075	0	100	24 271 658	L
149	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. DURA	640.10	128.50	0.4674	0.5326	0	100	2 422 276	L
138	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. BLANDA	3 782.03	755.75	0.4952	0.5048	0	100	14 320 030	L
168	UNIFICACION DE "121", "149" y "138"	10 832.81	2 165.31	0.4919	0.5080	0	100	41 013 965	L
184	SOLV. SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUP. Y SECADO DEL AG. DESPARAF.	431.68	85.44	0.55192	0.44808	0	100	1 636 351	L
185	TOTAL DE SOLVENTE SECO RECUPERADO ENTRANDO A FA-102	11 264.49	2 251.30	0.49426	0.50574	0	100	42 650 317	L
<b>DISOLVENTE DE REPOSICION</b>									
29	DISOLV. SECO P/SECCN TRATAMIENTO	12 492.44	2 497.03	0.4935	0.5065	0	100	47 298 935	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	217.78	43.53	0.4935	0.5065	0	100	824 560	L
27	TOTAL SALIENDO DE FA-102	12 710.22	2 540.56	0.4935	0.5065	0	100	48 123 495	L
185	TOTAL SOLV RECUPERADO	11 264.49	2 251.30	0.49426	0.50574	0	100	42 650 317	L
26	SALIDA FA-101	1 445.73	299.26	0.4876	0.5124	0	100	5 473 180	L
169	SALIDA FA-203	260.67	50.86	0.7682	0.2318	0	130	1 328 759	L
	TOTAL SOLV. DE REPOSICION	1 706.40							L

NEUTRO PESADO

CARACTERISTICAS DE CORRIENTES BIFASICAS DE LA SECCION DE RECUPERACION.											NP
NUM	LB MBI / RT		FRACCIONES MOLARES					TEMPER. °F	O P M		
	VAPOR	LIQUIDO	Y <sub>MEH</sub>	Y <sub>TOL</sub>	X <sub>WAT</sub>	X <sub>MEH</sub>	X <sub>TOL</sub>		VAPOR	LIQUIDO	TOTAL
SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITES:											
1124	3279.96	2182.08	0.5753	0.4247	0	0.3426	0.6011	215.46	173971	632.45	174543
1133	615.02	409.16	0.5753	0.4247	0	0.3426	0.6011	215.46	32610	118.59	32729
1129	3894.98	2591.24	0.5753	0.4247	0	0.3426	0.6011	215.46	206520	751.04	207271
1131	2401.55	291.98	0.3744	0.6256	0	0.1147	0.3852	359.65	55577	255.16	55832
110	173.62	201.13	0.2582	0.7417	0	0.0371	0.2367	324.81	10766	228.51	10995
1151	2306.62	1737.25	0.6999	0.3001	0	0.3782	0.6218	178.40	139270	374.74	13965
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA											
1413	283.70	188.91	0.5742	0.4258	0	0.3289	0.5835	217.52	15091	61.87	15153
1414	95.57	64.96	0.5742	0.4258	0	0.3289	0.5835	217.52	5084	21.27	5105
1418	391.27	253.87	0.5742	0.4258	0	0.3289	0.5835	217.52	20281	83.14	20364
1421	219.39	44.49	0.3774	0.6226	0	0.1147	0.3853	358.71	5071	38.56	5110
140	23.38	28.67	0.2559	0.7441	0	0.0299	0.1941	330.96	1650	34.41	1684
1431	263.25	115.63	0.7080	0.2920	0	0.3833	0.6267	177.95	14836	23.57	14860
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA											
1203	2129.90	1416.38	0.5763	0.4237	0	0.3589	0.6209	213.06	112507	349.04	112856
1204	164.26	109.23	0.5763	0.4237	0	0.3589	0.6209	213.06	8677	26.92	8704
1205	2294.14	1525.61	0.5763	0.4237	0	0.3589	0.6209	213.06	121183	357.95	121541
1301	1524.30	61.53	0.3720	0.6280	0	0.1154	0.3846	360.28	35306	53.78	35360
134	68.28	45.81	0.2488	0.7511	0	0.0425	0.2660	297.73	4549	48.45	4647
1311	1035.71	1244.09	0.7641	0.2359	0	0.4193	0.5807	174.80	62373	265.94	62639
SISTEMA DE RECUPERACION Y SECADO DEL AGENTE DESPARAFINANTE											
170	15.24	438.24	0.4598	0.1846	0.0052	0.5500	0.4448	190	1017	95.51	1113
$Y_H = 0; Y_{WAT} = 1 - Y_{MEH} - Y_{TOL}; X_H = 1 - X_{WAT} - X_{MEH} - X_{TOL}$											

NEUTRO PESADO

I.x.p-46

**CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS**

Unidad de Desparafinado con Disolventes

ACEITE PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	°F TEMPERATURA	ENTALPIA BTU/hr	P
		lbmol/hr	OPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>									
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>									
L	112 ENTRADA AL SISTEMA DE RECUPRCN	6489.86	1467.81	0.0217	0.4828	0.4955	110	30368071	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	112 SALIDA DE EA-201	6489.86	1566.30	0.0217	0.4828	0.4955	200.70	62316512	
L	1121 ENTRADA A EA-202	5498.86	1327	0.0217	0.4828	0.4955	200.70	52800781	
L	1121 SALIDA DE EA-202	5498.86	1345	0.0217	0.4828	0.4955	216.45	56660348	
L	1122 ENTRADA A EA-203	991.00	239	0.0217	0.4828	0.4955	200.70	9515731	
L	1122 SALIDA DE EA-203	991.00	242	0.0217	0.4828	0.4955	216.45	10211301	
L	1124 SALIDA DE EA-204	5498.86	176645	0.0217	0.4828	0.4955	215.32	101616785	
L	1123 SALIDA DE EA-203	991.00	31655	0.0217	0.4828	0.4955	215.32	18306299	
L	1125 ALIMENTACION A DA-201	6489.86	707299	0.0217	0.4828	0.4955	215.32	119923084	
L	156 REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-201	77.93	15.58	0	0.4935	0.5065	100	295059	
V	114 SALIDA DOMO DE DA-201	3872.12	204893	0	0.5754	0.4246	214.17	88418521	
L	113 SALIDA FONDO DA-201	2695.67	765.58	0.0522	0.3474	0.6004	214.86	31799622	
L	1131 ENTRADA A DA-202	2695.67	56129	0.0522	0.3474	0.6004	359.85	88298243	
L	158 REFLUJO EN COLUMNA DA-202	48.28	9.6504	0	0.4935	0.5065	100	182798	
V	119 SALIDA DOMO DA-202	2379.32	55170	0	0.3744	0.6256	361.04	69578646	
L	117 SALIDA FONDO DA-202	364.63	263.83	0.3860	0.1407	0.4733	354.32	18902395	
L	118 ALIMENTACION A DA-204	364.63	217.97	0.3860	0.1407	0.4733	324.50	18902395	
L	157 REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-204	3.3860	0.6768	0	0.4935	0.5065	100	12820	
V	123 SALIDA DOMO DA-204	168.97	19305	0	0.2588	0.7412	317.72	4618582	
L	122 SALIDA FONDO DA-204 (Carga DA-203)	199.05	218.87	0.7071	0.0401	0.2528	324.15	14296633	
L	161 REFLUJO HUMEDO EN DA-203	5.5192	1.1004	0	0.5470	0.4360	130	27738	
V	125 VAPOR DE RECTIFICACN EN DA-203	187	0	0	0	0	590	6198133	
L	124 SALIDA DOMO DA-203	259.3474	18874	0	0.0435	0.2067	335.90	5818899	
L	126 SALIDA FONDO DA-203	141.2851	203.56	0.99620	3.07·10 <sup>-3</sup>	2.36·10 <sup>-3</sup>	314.53	13047000	
				$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$					

IX-p-47

ACEITE PESADO

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	P	
		lb mol/hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	126 ALIMENTACION A DA-205	141.2851	203.56	0.99620	3.07 · 10 <sup>-8</sup>	2.36 · 10 <sup>-3</sup>	314.53	13 047 000	ENFRIAMIENTO SECCO DEL ACEITE PRODUCTO	
V	127 SALIDA DOMO DA-205	0.53688	777.61	0	8.08 · 10 <sup>-3</sup>	0.6219	314.53	13 762		
L	128 SALIDA FONDO DA-205	140.7483	203.45	1.0000	0	0	314.38	13 033 238		
L	1202 DESVIACION DE "128"	0	0	-	-	-	-	-		
L	1201 ENTRADA A EA-202	140.7483	203.45	1	0	0	314.38	13 033 238		
L	1201 SALIDA DE EA-202	140.7483	195.96	1	0	0	208.73	8 193 058		
L	1283 ENTRADA A EA-207	140.7483	195.96	1	0	0	208.73	8 193 058		
L	1283 ALMACENAMIENTO EN FB-201	140.7483	188.80	1	0	0	100	3 211 352		
<b>RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO POR VAPORIZACION</b>										
V	114 SALIDA DOMO DA-201	3 872.12	204 992	0	0.5754	0.4246	214.17	88 418 521	CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE SECO SEPARADO.	
V	123 SALIDA DOMO DA-204	168.97	10 305	0	0.2588	0.7412	312.72	4 618 852		
V	115 ENTRADA A EA-201	4 041.09	215 433	0	0.5622	0.4378	219.01	93 037 573		
V	1151 ENTRADA A EA-208	4 041.09	140 037	0	0.5622	0.4378	178.41	62 316 512		
V	119 SALIDA DOMO DA-202	2 379.32	55 170	0	0.3744	0.6256	361.04	69 578 646		
V	1191 RAMIFICACION DE "119"	0	0	-	-	-	-	-		
V	1192 ENTRADA A EA-204	2 379.32	55 170	0	0.3744	0.6256	361.04	69 578 646		
L	1192 SALIDA DE EA-204	2 379.32	538.42	0	0.3744	0.6256	234.41	24 622 209		
L	120 ENTRADA A EA-208	2 379.32	538.42	0	0.3744	0.6256	234.41	24 622 209		
L	120 SALIDA DE EA-208	2 379.32	485.07	0	0.3744	0.6256	100	8 986 999		
L	121 UNIFICACION DE "118" Y "120"	6 420.41	1 283	0	0.4926	0.5074	100	24 308 546		
L	116 SALIDA DE EA-206	4 041.09	798.46	0	0.5622	0.4378	100	15 321 549		
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>										
<b>RUTA DE LA PARAFINA</b>										
L	141 ENTRADA AL SIST. DE RECUPERACION	691.52	175.68	0.0389	0.4743	0.4868	160	5 469 370	TREN DE VAPORIZACION DE CARGA DE PARAFINA DILUIDA.	
L	141 SALIDA DE EA-218	691.52	180.49	0.0389	0.4743	0.4868	199.77	7 111 132		
L	141 SALIDA DE EA-219	691.52	183.21	0.0389	0.4743	0.4868	217.12	7 847 192		
L	1411 ENTRADA A EA-220	509.10	134.88	0.0389	0.4743	0.4868	217.12	5 776 822		
L	1412 ENTRADA A EA-221	182.42	46.33	0.0389	0.4743	0.4868	217.12	2 070 370		
				$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$						

IX-P-48

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	P
		lbmol/hr	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA									
RUTA DE LA PARAFINA									
Σ	1413	SALIDA DE EA-220	509.10	16 343	0.0389	0.4743	0.4868	218.26	9993 087
Σ	1414	SALIDA DE EA-221	182.42	5 857	0.0389	0.4743	0.4868	218.26	3 581 449
Σ	1415	ENTRADA A DA-209	691.52	22 200	0.0389	0.4743	0.4868	218.26	13 574 536
L	154	REFLUJO DE RECTIFICN EN DA-209	8.3024	1.6595	0	0.4935	0.5065	100	31 435
V	143	SALIDA DOMO DE DA-209	412.52	21 940	0	0.5735	0.4265	217.42	9 466 829
L	142	SALIDA FONDO DA-209	287.31	96.09	0.0946	0.3286	0.5768	217.81	4 139 142
Σ	1421	ALIMENTACION A DA-210	287.31	5 452	0.0946	0.3286	0.5768	359.85	10 220 946
L	153	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-210	4.6705	0.9336	0	0.4935	0.5065	100	17 683
V	147	SALIDA DOMO DA-210	230.15	5 238	0	0.3781	0.6219	347.85	6 586 032
L	144	SALIDA FONDO DA-210	61.83	48.46	0.4350	0.1334	0.4316	357.01	3 652 597
Σ	145	ALIMENTACION A DA-211	61.83	1 960	0.4350	0.1334	0.4316	332.42	3 652 597
L	186	REFLUJO HUMEDO EN DA-211	1.3982	0.2788	0	0.5470	0.4360	130	7 027
L	150	VAPOR DE ARRASTRE EN DA-211	33.50		0	0	0	590	800 615
V	148	SALIDA DOMO DA-211	69.77	4 962	0	0.1292	0.3907	324.93	1 721 365
L	151	SALIDA FONDO DA-211	26.9410	39.08	0.9983	2.33·10 <sup>-5</sup>	1.66·10 <sup>-3</sup>	327.61	2 732 387
L	1512	DESVIACION DE "151"	0	0	-	-	-	-	-
L	1513	ENTRADA A EA-223	26.9410	37.96	0.9983	2.33·10 <sup>-5</sup>	1.66·10 <sup>-3</sup>	247.09	1 996 708
L	1513	ALMACENAMIENTO EN FB-203	26.9410	37.02	0.9983	2.33·10 <sup>-5</sup>	1.66·10 <sup>-3</sup>	175	1 270 544
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO.									
V	143	SALIDA DOMO DA-209	412.52	21 940	0	0.5735	0.4265	217.42	9 466 829
Σ	1431	SALIDA DE EA-210	412.52	20 216	0	0.5735	0.4265	182.31	7 833 185
L	1432	SALIDA DE EA-222	412.52	81.35	0	0.5735	0.4265	100	1 564 400
V	142	SALIDA DOMO DA-210	230.15	5 238	0	0.3781	0.6219	347.85	6 586 032
V	1471	RAMIFICACION DE "147"	0	0	-	-	-	-	-
V	1472	ENTRADA A EA-220	230.15	5 238	0	0.3781	0.6219	347.85	6 586 032
L	1473	SALIDA DE EA-220	230.15	52.19	0	0.3781	0.6219	237.43	2 369 767
L	148	ENTRADA A EA-224	230.15	52.19	0	0.3781	0.6219	237.43	2 369 767
L	140	SALIDA DE EA-224	230.15	46.89	0	0.3781	0.6219	100	869 371
L	149	UNIFICACION DE "148" y "1432"	642.67	128.24	0	0.5035	0.4965	100	2 433 770
					$Z_w = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$				

IX-D-49

IX-p-50

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>M</sub>	Z <sub>N</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/HR	P	
		lb mol/HR	GPM							
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA										
RUTA DE LA PARAFINA BLANDA										
L	128 LLEGADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	3 828.00	795.87	0.0100	0.4886	0.5014	76.58	11 319 500		
L	129 SALIDA DE EA-210	3 828.00	863.31	0.0100	0.4886	0.5014	190.40	31 967 758		
L	129 SALIDA DE EA-211	3 828.00	883.01	0.0100	0.4886	0.5014	215.88	37 095 642		
L	1291 ENTRADA A EA-212	3 529.42	814.14	0.0100	0.4886	0.5014	215.88	34 203 167		
L	1282 ENTRADA A EA-213	2 98.58	68.87	0.0100	0.4886	0.5014	215.88	2 892 475		
E	1293 SALIDA DE EA-212	3 529.42	112 362	0.0100	0.4886	0.5014	213.25	62 864 492		
E	1294 SALIDA DE EA-213	2 98.58	9 506	0.0100	0.4886	0.5014	213.25	5 316 291		
E	1295 ENTRADA A DA-206	3 828.00	121 867	0.0100	0.4886	0.5014	213.25	68 180 783		
L	165 REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-208	45.98	9.1906	0	0.4935	0.5065	100	174 090		
V	131 SALIDA DOMO DA-206	2 284.73	120 552	0	0.5772	0.4228	212.35	52 023 424		
L	130 SALIDA FONDO DA-208	1 589.25	398.30	0.0241	0.3587	0.6172	212.79	16 321 444		
E	1301 ALIMENTACION A DA-207	1 589.25	35 104	0.0241	0.3587	0.6172	360.34	49 060 650		
L	164 REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-207	30.25	6.0465	0	0.4935	0.5065	100	114 533		
V	138 SALIDA DOMO DA-207	1 490.73	34 497	0	0.3710	0.6290	359.65	43 510 062		
L	133 SALIDA FONDO DA-207	1 28.78	79.14	0.2974	0.1593	0.5433	348.80	5 665 121		
E	134 ALIMENTACION A DA-208	1 28.78	5 055	0.2974	0.1593	0.5433	304.75	5 665 121		
L	160 REFLUJO HUMEDO EN DA-208	2.9012	0.5784	0	0.5470	0.4360	130	14 581		
V	135 SALIDA DOMO DA-208	145.06	9 896	0	0.1524	0.4892	297.45	3 575 045		
L	140 SALIDA FONDO DA-208	38.6449	55.70	0.9912	1.41·10 <sup>-4</sup>	0.0869	294.35	3 043 512		
L	140 SALIDA DE EA-215 (ISOMOCIONADO FB-202)	38.6449	52.72	0.9912	1.41·10 <sup>-4</sup>	0.0869	140	1 385 279		
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO										
V	131 SALIDA DOMO DA-206	2 284.73	120 552	0	0.5772	0.4228	212.35	52 023 424		
E	1311 SALIDA DE EA-210	2 284.73	64 485	0	0.5772	0.4228	175.01	31 407 849		
L	132 SALIDA DE EA-210	2 284.73	450.28	0	0.5772	0.4228	100	8 665 027		
V	136 SALIDA DOMO DA-207	1 490.73	34 497	0	0.3710	0.6290	359.65	43 510 062		
V	1362 ENTRADA A EA-212	1 490.73	34 497	0	0.3710	0.6290	359.65	43 510 062		
L	1362 SALIDA DE EA-212	1 490.73	336.53	0	0.3710	0.6290	231.06	14 848 737		
L	137 SALIDA DE EA-216	1 490.73	304.08	0	0.3710	0.6290	100	5 630 294		
L	138 UNIFICACION DE "132" y "137"	3 775.46	754.36	0	0.4958	0.5042	100	14 295 326		
				$Z_W = 1 - Z_M - Z_N - Z_T$						



	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	FASE
		lbmol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>RECOLECCION DE DISOLVENTE NUMERO</b>									
124	SALIDA DE DOMO DE DA-203	259.3474	18 874	0.0435	0.2067	0.7498	335.90	5 818 899	V
135	SALIDA DE DOMO DE DA-208	145.0600	9 896	0.1524	0.4992	0.3584	297.45	3 575 045	V
148	SALIDA DE DOMO DE DA-211	69.77	4 962	0.1292	0.3907	0.4801	324.93	1 721 365	V
170	UNIFICACION DE "124", "135" y "148"	464.18	32 845	0.0904	0.3226	0.5870	318.44	11 115 309	V
171	SALIDA FASE VAPOR DE FA-203	23.1149	1 294	0.6429	0.0035	0.3536	163.01	490 443	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	47.0400	2 822	0.3189	0	0.6811	198.09	996 246	V
173	UNIFICACION DE "170", "171" y "172"	534.34	34 955	0.1344	0.2804	0.5852	261.05	12 152 498	V
173	SALIDA DE EA-226	534.34	57.78	0.1344	0.2804	0.5852	130	1 674 712	L
169	ENTRADA A FA-202	275.58	53.78	0.7675	0.2325	0	130	1 404 748	L
177	FASE ORGANICA DE SALIDA FA-202	490.56	97.80	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 465 462	L
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	319.31	13.75	0.0470	0	0.9830	130	613 925	L
<b>DESTILACION POR ARRASTRE DE MEZCLA BINARIA MEN-AGUA</b>									
174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	319.31	13.75	0.0470	0	0.9830	130	613 925	L
173	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-213	69.42		0	0	1.0000	300	1 489 476	V
172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	47.0400	2 822	0.3189	0	0.6811	198.09	996 246	V
176	SALIDA DE FONDO DE DA-213	341.69	12.28	1.8510 <sup>-5</sup>	0	~1.0000	212	1 107 542	L
<b>DESTILACION FRACCIONADA (SECADO) DE LA FASE ORGANICA HUMEDA</b>									
177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	490.56	97.80	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 465 462	L
178	RAMIFICACION DE "177"	9.8186	1.9575	0.5470	0.4360	0.0170	130	49 346	L
179	ENTRADA A EA-227	480.74	95.84	0.5470	0.4360	0.0170	130	2 416 108	L
179	SALIDA DE EA-227	480.74	835	0.5470	0.4360	0.0170	190	3 999 705	Σ
180	SALIDA DE DOMO DE DA-212	57.2094	2 769	0.8451	0.0080	0.1469	188.60	1 257 342	V
181	REFLUJO DE DA-212	38.0945	5.7722	0.9822	0.0110	0.0068	163.01	224 314	L
182	SALIDA FONDO DE DA-212	498.93	109.90	0.5648	0.4352	0	235.03	5 068 084	L
183	ENTRADA FONDO DA-212	41.0567	1 698	0.7089	0.2911	0	226.49	962 310	V
184	SALIDA RESENVIDOR EA-229	457.63	100.26	0.55192	0.44808	0	226.49	4 446 720	L
184	SALIDA DE EA-230	457.63	90.58	0.55192	0.44808	0	100	1 734 718	L

PESADO

	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/LF	FASE
		lbmol/hr	OPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE VAPORIZACION</b>									
200	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. DURA	12.9729	2.5431	0.4935	0.5065	0	100	49 118	L
155	REFLUJO A SIST. REC. AC. LUB.	129.60	25.9048	0.4935	0.5065	0	100	490 692	L
163	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. BLAND	76.23	15.2371	0.4935	0.5065	0	100	288 622	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	218.80	43.7345	0.4935	0.5065	0	100	828 422	L
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE HUMEDO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE STRIPPING</b>									
178	RAMIFICACION DE "177"	9.8186	1.9576	0.5470	0.4360	0.0170	130	49 346	L
62	SOLV. HUMEDO PROVENIENTE DE FA-102	0	0	-	-	-	-	-	-
159	TOTAL SOLV. HUMEDO P/REFLUJO	9.8186	1.9576	0.5470	0.4360	0.0170	130	49 346	L
180	REFLUJO EN DA-208	2.9012	0.5784	0.5470	0.4360	0.0170	130	14 581	L
161	REFLUJO EN DA-203	5.5192	1.1004	0.5470	0.4360	0.0170	130	27 738	L
186	REFLUJO EN DA-211	1.3962	0.2788	0.5470	0.4360	0.0170	130	7 027	L
<b>RECOLECCION DE SOLVENTE SECO</b>									
121	SOLVENTE SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUPERACH DE AGRIE	6 420.41	1 283.53	0.4926	0.5074	0	100	24 308 546	L
149	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. DURA	642.67	128.24	0.5035	0.4965	0	100	2 433 770	L
138	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PAR. BLANDA	3 775.46	754.36	0.4958	0.5042	0	100	14 295 326	L
168	UNIFICACN DE "181", "149" Y "138"	10 838.54	2 166.13	0.49437	0.50563	0	100	41 037 650	L
184	SOLV. SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUP. Y SECADO DEL AG. DESPARAF.	457.63	90.5779	0.55192	0.44808	0	100	1 734 718	L
185	TOTAL DE SOLVENTE SECO RECUPERADO ENTRANDO A FA-102	11 296.17	2 256.71	0.49670	0.50336	0	100	42 772 366	L
<b>DISOLVENTE DE REPOSICION</b>									
29	DISOLV. SECO P/SECCN TRATAMIENTO	11 861.04	2 370.83	0.4935	0.5065	0	100	44 908 325	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	218.80	43.73	0.4935	0.5065	0	100	828 422	L
27	TOTAL SALIENDO DE FA-102	12 079.84	2 414.56	0.4935	0.5065	0	100	45 736 747	L
185	TOTAL SOLV. RECUPERADO	11 296.17	2 256.71	0.4967	0.5033	0	100	42 772 366	L
28	SALIDA FA-101	783.67	157.85	0.4474	0.5526	0	100	2 961 382	L
169	SALIDA FA-203	275.58	53.78	0.7675	0.2325	0	130	1 404 748	L
	TOTAL SOLV. DE REPOSICION								L

IX-P-52

CARACTERISTICAS DE CORRIENTES BIFASICAS DE LA SECCION DE RECUPERACION.											P
NUM	LBS NI / NI		Y <sub>MEN</sub>	FRACCIONES MOLARES				TEMPER. °F	G P M		
	VAPOR	LIQUIDO		Y <sub>TOL</sub>	X <sub>WAT</sub>	X <sub>MEN</sub>	X <sub>TOL</sub>		VAPOR	LIQUIDO	TOTAL
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE:</b>											
1120	3301.51	2197.35	0.5754	0.4246	0	0.3437	0.6020	215.32	175.015	629.88	175.645
1123	595.00	396.00	0.5754	0.4246	0	0.3437	0.6020	215.32	31.541	113.52	31.655
1120	3896.51	2593.35	0.5754	0.4246	0	0.3437	0.6020	215.32	206.556	743.40	207.299
1131	2414.22	281.45	0.3744	0.6256	0	0.1151	0.3848	359.85	55.886	243.12	56.129
110	169.30	195.33	0.2588	0.7411	0	0.0383	0.2411	324.50	10.494	217.97	10.712
1101	2313.12	1727.97	0.6498	0.3002	0	0.3781	0.6219	178.41	139.664	372.75	140.037
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>											
1413	305.61	203.49	0.5735	0.4265	0	0.3253	0.5774	218.26	16.274	68.74	16.343
1414	109.51	72.91	0.5735	0.4265	0	0.3253	0.5774	218.26	5.832	24.63	5.857
1410	415.12	276.40	0.5735	0.4265	0	0.3253	0.5774	218.26	22.107	93.37	22.200
1421	233.53	53.78	0.3781	0.6219	0	0.1189	0.3811	359.85	5.406	46.44	5.452
145	27.14	34.69	0.2638	0.7362	0	0.0314	0.1933	332.42	1.919	41.11	1.960
1431	333.65	78.87	0.6302	0.3698	0	0.3335	0.6665	182.31	20.199	17.18	20.216
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA</b>											
1203	2119.77	1409.40	0.5772	0.4228	0	0.3554	0.6196	213.25	112.007	354.98	112.362
1200	179.33	119.25	0.5772	0.4228	0	0.3554	0.6196	213.25	9.476	30.03	9.506
1203	2299.10	1528.60	0.5772	0.4228	0	0.3554	0.6196	213.25	121.482	385.07	121.867
1301	1512.65	76.60	0.3710	0.6290	0	0.1149	0.3851	360.34	35.038	66.17	35.104
134	73.44	55.34	0.2492	0.7507	0	0.0399	0.2679	304.75	4.996	59.41	5.055
1311	1066.28	1218.45	0.7604	0.2396	0	0.4169	0.5831	175.01	64.224	260.59	64.485
<b>SISTEMA DE RECUPERACION Y SECADO DEL AGENTE DESPARAFINANTE</b>											
170	16.15	464.59	0.4598	0.1846	0.0052	0.5500	0.4148	190	737	97.97	835

$$Y_N = 0; Y_{WAT} = 1 - Y_{MEN} - Y_{TOL}; X_N = 1 - X_{WAT} - X_{MEN} - X_{TOL}$$

PESADO

IX-D-54

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>L</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/HR	C	
		ID MOL/HR	GPM							
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA										
RUTA DE LA PARAFINA BLANDA										
L	129	LLEGADA AL SISTEMA DE RECUPERACION	5 160.53	1046	0.0053	0.4909	0.5038	76.12	14 857 781	
L	129	SALIDA DE EA-210	5 160.53	1127	0.0053	0.4909	0.5038	174.44	39 151 758	
L	129	SALIDA DE EA-211	5 160.53	1163	0.0053	0.4909	0.5038	215.65	48 660 704	
L	1201	ENTRADA A EA-210	4 683.18	1055	0.0053	0.4909	0.5038	215.65	44 163 094	
L	1202	ENTRADA A EA-213	4 477.35	108	0.0053	0.4909	0.5038	215.65	4 477 615	
E	1293	SALIDA DE EA-212	4 683.18	144 792	0.0053	0.4909	0.5038	212.49	82 088 256	
E	1294	SALIDA DE EA-213	4 777.35	15 167	0.0053	0.4909	0.5038	212.49	8 359 953	
E	1295	ENTRADA A DA-208	5 160.53	163 958	0.0053	0.4909	0.5038	212.49	90 448 209	
L	169	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-208	61.96	12.38	0	0.4935	0.5065	100	234 555	
V	131	SALIDA DOMO DA-208	3 078.01	162 212	0	0.5778	0.4222	211.58	70 003 337	
L	130	SALIDA FONDO DA-208	2 144.47	509.50	0.0127	0.3635	0.6238	212.03	20 679 427	
E	1301	ALIMENTACION A DA-207	2 144.47	48 467	0.0127	0.3635	0.6238	360.44	64 835 817	
L	164	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-207	41.80	8.3551	0	0.4935	0.5065	100	158 263	
V	138	SALIDA DOMO DA-207	2 059.69	47 799	0	0.3700	0.6300	361.68	60 320 223	
L	133	SALIDA FONDO DA-207	126.58	66.36	0.2152	0.1768	0.6080	341.13	4 473 857	
E	136	ALIMENTACION A DA-208	126.58	5 250	0.2152	0.1768	0.6080	280.76	4 473 857	
L	160	REFLUJO HUMEDO EN DA-208	2.9854	0.5793	0	0.5470	0.4360	130	14 604	
V	135	SALIDA DOMO DA-208	145.48	9 561	0	0.1648	0.5329	272.56	3 527 411	
L	140	SALIDA FONDO DA-208	28.1296	40.21	0.9684	5.87·10 <sup>-4</sup>	0.0311	260.04	2 116 909	
L	140	SALIDA DE EA-215 (IMPUREZAS EN DA-208)	28.1296	38.55	0.9684	5.87·10 <sup>-4</sup>	0.0311	140	981 088	
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO										
V	131	SALIDA DOMO DA-208	3 078.01	162 212	0	0.5778	0.4222	211.58	70 003 337	
E	1311	SALIDA DE EA-210	3 078.01	97 685	0	0.5778	0.4222	176.66	45 768 301	
L	132	SALIDA DE EA-210	3 078.01	606.56	0	0.5778	0.4222	100	17 779 748	
V	136	SALIDA DOMO DA-207	2 059.69	47 799	0	0.3700	0.6300	361.68	60 320 223	
V	1362	ENTRADA A EA-212	2 059.69	47 799	0	0.3700	0.6300	361.68	60 320 223	
L	1362	SALIDA DE EA-212	2 059.69	471.97	0	0.3700	0.6300	248.20	22 395 061	
L	137	SALIDA DE EA-216	2 059.69	420.21	0	0.3700	0.6300	100	7 779 025	
L	138	UNIFICACION DE "132" y "137"	5 137.70	1016.77	0	0.4945	0.5055	100	19 452 775	
				$Z_w = 1 - Z_H - Z_M - Z_L$						

**CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE PROCESO DE LA SECCION DE RECUPERACION DE PRODUCTOS**

Unidad de Desasfinao de con Disolventes

**ACEITE CILINDROS**

N°	LOCALIZACION	FLUJO:		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	°F TEMPERATURA	ENTALPIA BTU/hr	C	
		lbmol/hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	112	ENTRADA AL SISTEMA DE RECUPRON	6 414.22	1 469	0.0232	0.4821	0.4948	110	30 347 314	TREN DE VAPORIZACION DE LA CARGA DE ACEITE DILUIDO
L	112	SALIDA DE EA-201	6 414.22	1 568	0.0232	0.4821	0.4948	201.14	61 339 765	
L	1121	ENTRADA A EA-202	5 380.25	1 315	0.0232	0.4821	0.4948	201.14	51 451 795	
L	1121	SALIDA DE EA-202	5 380.25	1 332	0.0232	0.4821	0.4948	216.54	56 141 464	
L	1122	ENTRADA A EA-203	1 033.97	252.79	0.0232	0.4821	0.4948	201.14	9 887 970	
L	1122	SALIDA DE EA-203	1 033.97	255.42	0.0232	0.4821	0.4948	216.54	10 789 199	
E	1124	SALIDA DE EA-204	5 380.25	1 115.92	0.0232	0.4821	0.4948	215.61	100 165 440	
E	1123	SALIDA DE EA-205	1 033.97	33.634	0.0232	0.4821	0.4948	215.61	19 245 563	
E	1125	ALIMENTACION A DA-201	6 414.22	204 976	0.0232	0.4821	0.4948	215.61	119 411 003	
L	116	REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-201	77.00	15.39	0	0.4935	0.5065	100	291 538	
V	114	SALIDA DOMO DE DA-201	3 825.71	202 621	0	0.5751	0.4249	214.75	87 436 165	
L	113	SALIDA FONDO DA-201	2 655.51	772.26	0.0556	0.3462	0.5982	215.15	32 266 276	
E	1131	ENTRADA A DA-202	2 655.51	55 101	0.0556	0.3462	0.5982	359.78	88 409 744	
L	118	REFLUJO EN COLUMNA DA-202	47.38	9.4705	0	0.4935	0.5065	100	13 423	
V	119	SALIDA DOMO DA-202	2 334.85	54 020	0	0.3751	0.6249	350.47	68 100 765	
L	117	SALIDA FONDO DA-202	378.04	284.14	0.3920	0.1396	0.4684	354.81	20 322 402	
E	118	ALIMENTACION A DA-204	378.04	11 258	0.3920	0.1396	0.4684	326.84	20 322 402	
V	117	REFLUJO DE RECTIFICACN EN DA-204	3.5453	0.7086	0	0.4935	0.5065	100	13 423	
L	123	SALIDA DOMO DA-204	176.92	10 722	0	0.2556	0.7444	311.56	4 828 137	
L	122	SALIDA FONDO DA-204 (Carga DA-203)	204.67	237.13	0.7241	0.0396	0.2369	326.50	15 507 688	
L	181	REFLUJO HUMEDO EN DA-203	5.2342	1.0436	0	0.5470	0.4360	130	26 306	
V	125	VAPOR DE RECTIFICACN EN DA-203	193		0	0	0	590	4 612 499	
V	124	SALIDA DOMO DA-203	253.3350	18 481	0	0.0429	0.1954	337.48	5 897 939	
L	128	SALIDA FONDO DA-203	148.9421	222.34	0.9950	5.93 · 10 <sup>-3</sup>	3.55 · 10 <sup>-3</sup>	318.22	14 439 498	
					$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$					

IX-p-55

ACEITE CILINDROS

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>H</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	C	
		lb mol/hr	GPM							
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE</b>										
<b>RUTA DEL ACEITE LUBRICANTE</b>										
L	126 ALIMENTACION A DA-208	148.4421	222.34	0.99500	5.93·10 <sup>-5</sup>	3.55·10 <sup>-3</sup>	318.22	14 439 498	ENFRIAMIENTO SECO DEL ACEITE - DEL PRODUCTO	
V	127 SALIDA DOMO DA-205	0.74471	386.96	0	1.19·10 <sup>-2</sup>	0.71022	318.22	14 624.51		
L	128 SALIDA FONDO DA-205	148.1972	222.18	1.0000	0	0	318.01	14 419 874		
L	1288 DESVIACION DE "128"	0	0	-	-	-	-	-		
L	1201 ENTRADA A EA-202	148.1972	222.18	1	0	0	318.01	14 419 874		
L	1201 SALIDA DE EA-202	148.1972	214.85	1	0	0	224.29	9 725 737		
L	1283 ENTRADA A EA-207	148.1972	214.85	1	0	0	224.29	9 725 737		
L	1283 ALMACENAMIENTO EN FB-201	148.1972		1	0	0	100	3 381 331		
<b>RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO POR VAPORIZACION</b>										
V	114 SALIDA DOMO DA-201	3875.71	202 621	0	0.5751	0.4249	214.75	87 436 165		CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE SECO SEPARADO.
V	123 SALIDA DOMO DA-204	176.92	10 722	0	0.2556	0.7444	311.56	4 828 137		
V	115 ENTRADA A EA-201	4002.63	213 633	0	0.5610	0.4390	219.76	92 264 302		
V	1151 ENTRADA A EA-208	4002.63	137 108	0	0.5610	0.4390	178.35	61 339 765		
V	118 SALIDA DOMO DA-202	2334.85	54 020	0	0.3751	0.6249	359.47	68 100 765		
V	1181 RAMIFICACION DE "118"	0	0	-	-	-	-	-		
V	1198 ENTRADA A EA-208	2334.85	54 020	0	0.3751	0.6249	359.47	68 100 765		
L	1192 SALIDA DE EA-204	2334.85	529.81	0	0.3751	0.6249	237.72	24 076 789		
L	120 ENTRADA A EA-208	2334.85	529.81	0	0.3751	0.6249	237.72	24 076 789		
L	120 SALIDA DE EA-208	2334.85	475.95	0	0.3751	0.6249	100	8 819 155		
L	121 UNIFICACION DE "118" y "120"	6337.34	1267	0	0.4925	0.5075	100	23 995 877		
L	116 SALIDA DE EA-208	4002.63	791.02	0	0.5610	0.4390	100	15 175 364		
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>										
<b>RUTA DE LA PARAFINA</b>										
L	141 ENTRADA AL SIST. DE RECUPERACION	735.96	172.01	0.0202	0.4835	0.4983	160	5 244 837	TREN DE VAPORIZACION DE LA PARAFINA DILUIDA.	
L	141 SALIDA DE EA-210	735.96	176.86	0.0202	0.4835	0.4983	198.90	6 708 420		
L	141 SALIDA DE EA-210	735.96	179.69	0.0202	0.4835	0.4983	216.25	7 486 178		
L	1411 ENTRADA A EA-220	622.92	152.09	0.0202	0.4835	0.4983	216.25	6 336 269		
L	1412 ENTRADA A EA-221	113.04	27.60	0.0202	0.4835	0.4983	216.25	1 149 909		
				$Z_W = 1 - Z_H - Z_M - Z_T$						

IX-9-56

N°	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>N</sub>	Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU / NI	C
		lb mol / NI	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA									
RUTA DE LA PARAFINA									
Σ	1413	SALIDA DE EA-220	622.92	69.33	0.0202	0.4835	0.4983	214.82	11 422 479
Σ	1414	SALIDA DE EA-221	113.04	12.58	0.0202	0.4835	0.4983	214.82	2 072 957
Σ	1415	ENTRADA A DA-209	735.96	81.90	0.0202	0.4835	0.4983	214.82	13 495 436
L	154	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-209	8.8372	1.7664	0	0.4935	0.5065	100	33 459
V	143	SALIDA DOMO DE DA-209	439.10	23 227	0	0.5746	0.4254	213.95	10 024 047
L	142	SALIDA FONDO DA-209	305.70	84.45	0.0438	0.3500	0.6062	214.36	3 504 848
Σ	1421	ALIMENTACION A DA-210	305.70	6 482	0.0438	0.3500	0.6062	359.97	9 886 812
Σ	153	REFLUJO DE RECTIFICACION EN DA-210	5.5748	1.1143	0	0.4935	0.5065	100	21 121
V	147	SALIDA DOMO DA-210	274.88	6 359	0	0.3726	0.6274	359.40	8 018 432
L	144	SALIDA FONDO DA-210	36.46	26.24	0.3680	0.1438	0.4882	353.65	1 889 501
Σ	145	ALIMENTACION A DA-211	36.46	1306	0.3680	0.1438	0.4882	321.71	1 889 501
L	186	REFLUJO HUMEDO EN DA-211	0.8166	0.1628	0	0.5470	0.4360	130	4 104
V	150	VAPOR DE ARRASTRE EN DA-211	17.00		0	0	0	590	406 282
V	146	SALIDA DOMO DA-211	40.77	2 854	0	0.1393	0.4437	314.77	1 010 467
L	151	SALIDA FONDO DA-211	13.4555	29.08	0.9957	$7.12 \cdot 10^{-5}$	$4.24 \cdot 10^{-3}$	315.09	1 310 249
L	1512	DESVIACION DE "151"	13.3075	19.86	0.9957	$7.12 \cdot 10^{-5}$	$4.24 \cdot 10^{-3}$	315.09	14 413
L	1513	ENTRADA A EA-223	13.4555	19.38	0.9957	$7.12 \cdot 10^{-5}$	$4.24 \cdot 10^{-3}$	216.15	859 043
L	1513	ALMACENAMIENTO EN FB-203	13.4555	19.10	0.9957	$7.12 \cdot 10^{-5}$	$4.24 \cdot 10^{-3}$	175	633 164
RUTA DEL DISOLVENTE SECO SEPARADO.									
V	143	SALIDA DOMO DA-209	439.10	23 227	0	0.5746	0.4254	213.95	10 024 047
Σ	1431	SALIDA DE EA-218	439.10	22 175	0	0.5746	0.4254	182.68	8 500 604
L	1432	SALIDA DE EA-222	439.10	86.58	0	0.5746	0.4254	100	1 665 236
V	147.	SALIDA DOMO DA-210	274.88	6 359	0	0.3726	0.6274	359.40	8 018 432
V	1471	RAMIFICACION DE "147"	0	0	-	-	-	-	-
V	1472	ENTRADA A EA-220	274.88	6 359	0	0.3726	0.6274	359.40	8 018 432
L	1473	SALIDA DE EA-220	274.88	62.76	0	0.3726	0.6274	244.38	2 932 222
L	148	ENTRADA A EA-224	274.88	62.76	0	0.3726	0.6274	244.38	2 932 222
L	148	SALIDA DE EA-224	274.88	56.06	0	0.3726	0.6274	100	1 038 220
L	149	UNIFICACION DE "148" y "148B"	713.98	142.63	0	0.4968	0.5032	100	2 703 454
					$Z_W = 1 - Z_N - Z_M - Z_T$				

IX-P-58

N°	LOCALIZACION	FLUJO		$X_M$	$X_M$	$X_T$	TEMPERATURA OF	ENTALPIA BTU/hr	C
		lbmol/hr	GPM						
SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE									
RECOLECCION DE DISOLVENTE HUMEDO									
V	124	SALIDA DE DOMO DE DA-203	253.3350	18.481	0	0.0429	0.1954	337.48	5 897 939
V	135	SALIDA DE DOMO DE DA-208	145.48	9.561	0	0.1648	0.5329	272.56	3 527 411
V	146	SALIDA DE DOMO DE DA-211	40.77	2.854	0	0.1393	0.4437	314.77	1 010 467
V	170	UNIFICACION DE "124", "135" y "146"	434.58	30.236	0	0.0922	0.3301	306.07	10 435 817
V	171	SALIDA FASE VAPOR DE FA-203	22.1754	1.241	0	0.6429	0.0035	163.01	470 509
V	172	SALIDA DE DOMO DE DA-213	43.3501	2.600	0	0.3189	0	198.09	918 099
V	173	UNIFICACION DE "170", "171" y "172"	500.11	34.794	0	0.1363	0.2870	305.60	11 824 425
L	173	SALIDA DE EA-226	500.11	54.83	0	0.1363	0.2870	130	1 581 427
L	169	ENTRADA A FA-202 (Solv. de Bol.)	264.32	51.58	0	0.7675	0.2325	130	1 347 351
L	177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	470.16	93.74	0	0.5470	0.4360	130	2 362 935
L	174	FASE ACUOSA SALIENDO DE FA-202	294.26	12.67	0	0.0470	0	130	565 762
DESTILACION POR ARRASTRE DEL SISTEMA MEH-AGUA									
L	174	FASE ACUOSA SALIENDO FA-202	294.26	12.67	0	0.0470	0	130	565 762
V	175	VAPOR DE RECTIFICACION EN DA-213	63.97	0	0	0	0	300	1 372 540
V	172	SALIDA DOMO DE DA-213	43.3501	2.600	0	0.3189	0	198.09	918 099
L	176	SALIDA FONDO DE DA-213	314.88	11.32	0	$1.85 \cdot 10^{-5}$	0	212	1 020 641
DESTILACION FRACCIONADA (SECADO) DE LA FASE ORGANICA HUMEDA:									
L	177	FASE ORGANICA SALIENDO DE FA-202	470.16	93.74	0	0.5470	0.4360	130	2 362 935
L	178	RAMIFICACION DE "177"	8.9566	1.7851	0	0.5470	0.4360	130	45 014
L	179	ENTRADA A DA-227	461.20	91.95	0	0.5470	0.4360	130	2 317 904
Z	179	SALIDA DE EA-227	461.20	801	0	0.5470	0.4360	190	3 838 726
V	180	SALIDA DOMO DA-212	54.8441	2.657	0	0.8451	0.0080	188.60	1 206 237
L	181	REFLUJO A DA-212	32.7087	6.2736	0	0.9822	0.0110	163.01	215 197
L	182	SALIDA FONDO DA-212	478.46	105.44	0	0.5648	0.4352	235.03	4 862 101
V	183	ENTRADA FONDO DA-212	39.3879	1.644	0	0.7089	0.2911	226.49	92 3146
L	184	SALIDA RESERVUOIR DA-229	439.08	96.20	0	0.55192	0.44808	226.49	4 266 473
L	184	SALIDA EA-230	439.08	86.91	0	0.55192	0.44808	100	1 664 401
$X_M = 1 - X_B - X_N - X_T$									



	LOCALIZACION	FLUJO		Z <sub>M</sub>	Z <sub>T</sub>	Z <sub>W</sub>	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/hr	FASE
		lbmol/hr	GPM						
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE DISOLVENTE</b>									
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE VAPORIZACION</b>									
200	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. DURA	14.4156	2.8814	0.4935	0.5065	0	100	54 580	L
155	REFLUJO A SIST. REC. AC. LUB.	127.93	25.57	0.4935	0.5065	0	100	484 369	L
163	REFLUJO A SIST. REC. PARAF. BLANDA	103.95	20.74	0.4935	0.5065	0	100	392 819	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	246.10	49.19	0.4935	0.5065	0	100	931 785	L
<b>DISTRIBUCION DE DISOLVENTE HUMEDO PARA REFLUJO EN COLUMNAS DE STRIPPING</b>									
178	RAMIFICACION DE "177"	8.9566	1.7857	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 014	L
62	SOLV. HUMEDO PROVENIENTE DE FA-102	0	0	-	-	-	-	-	-
159	TOTAL SOLV. HUMEDO P/REFLUJO	8.9566	1.7857	0.5470	0.4360	0.0170	130	45 014	L
160	REFLUJO EN DA-208	2.9058	0.5793	0.5470	0.4360	0.0170	130	14 604	L
161	REFLUJO EN DA-203	5.2342	1.0436	0.5470	0.4360	0.0170	130	26 306	L
166	REFLUJO EN DA-211	0.8166	0.1628	0.5470	0.4360	0.0170	130	4 104	L
<b>RECOLECCION DE SOLVENTE SECO</b>									
121	SOLVENTE SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUPERACION DE ACEITE	6 337.84	1 267.04	0.4935	0.5075	0	100	23 995 877	L
149	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. DURA	713.98	142.63	0.4968	0.5032	0	100	2 703 454	L
138	SOLV. PROV. DE SIST. REC. PARAF. BLANDA	5 137.70	1 026.77	0.4945	0.5055	0	100	19 452 775	L
168	UNIFICACION DE "121", "149" Y "138"	12 189.92	2 436.53	0.49359	0.50641	0	100	46 152 102	L
184	SOLV. SECO PROVENIENTE DEL SIST. DE RECUP. Y SECADO DEL AG. DE PARAF.	457.63	90.5779	0.55192	0.44808	0	100	1 734 718	L
185	TOTAL DE SOLVENTE SECO RECUPERADO ENTRANDO A FA-102	12 647.15	2 527.02	0.49570	0.50430	0	100	47 886 819	L
<b>DISOLVENTE DE REPOSICION</b>									
29	DISOLV. SECO P/SECCN TRATAMIENTO	12 127.78	2 424.14	0.4935	0.5065	0	100	45 918 258	L
28	TOTAL DISOLV. SECO P/REFLUJO	246.10	49.1913	0.4935	0.5065	0	100	931 785	L
27	TOTAL SALIENDO DE FA-102	12 373.88	2 473.33	0.4935	0.5065	0	100	46 850 043	L
185	TOTAL SOLV. RECUPERADO	12 647.15	2 527.02	0.4957	0.5043	0	100	47 886 819	L
26	SALIDA FA-101								
169	SALIDA FA-205	264.32	51.5796	0.7675	0.2325	0	130	1 347 351	L
	TOTAL SOLV. DE REPOSICION								

CILINDROS

CARACTERISTICAS DE CORRIENTES BIFASICAS DE LA SECCION DE RECUPERACION.											C
NUM	lb mol / hr		Y <sub>MEH</sub>	FRACCIONES MOLARES				TEMPER. °F	G P M		
	VAPOR	LIQUIDO		Y <sub>TOL</sub>	X <sub>WAT</sub>	X <sub>MEH</sub>	X <sub>TOL</sub>		VAPOR	LIQUIDO	TOTAL
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE ACEITE:</b>											
1124	3 229.22	2 151.03	0.5751	0.4249	0	0.3425	0.5997	215.61	171 260	631.74	171 892
1123	6 20.59	413.38	0.5751	0.4249	0	0.3425	0.5997	215.61	32 913	121.41	33 034
1125	3 849.81	2 564.41	0.5751	0.4249	0	0.3425	0.5997	215.61	204 173	753.14	204 926
1131	2 369.11	2 96.40	0.3751	0.6249	0	0.1153	0.3847	359.78	54 837	263.79	55 101
118	177.26	200.78	0.2556	0.7444	0	0.0372	0.2247	326.84	11 022	236.17	11 258
1151	2 264.69	1 737.94	0.7008	0.2992	0	0.3787	0.6213	178.35	136 733	374.85	137 108
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA DURA</b>											
1413	374.00	248.92	0.5746	0.4254	0	0.3465	0.6080	214.82	19 810	69.33	19 879
1414	67.87	45.17	0.5746	0.4254	0	0.3465	0.6080	214.82	3 595	12.58	3 608
1418	441.87	294.09	0.5746	0.4254	0	0.3465	0.6080	214.82	23 405	81.90	23 487
1481	278.92	26.78	0.3726	0.6274	0	0.1144	0.3855	359.97	6 458	23.84	6 482
145	18.45	17.95	0.2514	0.7485	0	0.0331	0.2205	321.71	1 285	21.26	1 306
1431	365.95	73.15	0.6236	0.3764	0	0.3293	0.6707	182.68	22 159	15.95	22 175
<b>SISTEMA DE RECUPERACION DE PARAFINA BLANDA</b>											
1293	2 810.84	1 872.34	0.5778	0.4222	0	0.3604	0.6264	212.49	148 345	446.59	148 792
1294	286.51	190.84	0.5778	0.4222	0	0.3604	0.6264	212.49	15 121	45.52	15 167
1293	3 097.35	2 063.18	0.5778	0.4222	0	0.3604	0.6264	212.49	163 466	492.11	163 958
1301	2 090.00	54.47	0.3700	0.6300	0	0.1148	0.3851	360.44	48 418	48.50	48 467
134	79.19	47.39	0.2482	0.7517	0	0.0575	0.3677	280.76	5 205	45.19	5 250
1311	1 661.82	1 416.19	0.7310	0.2690	0	0.3981	0.6019	176.66	97 381	304.15	97 685
<b>SISTEMA DE RECUPERACION Y SECADO DEL AGENTE DESPARAFINANTE</b>											
170	15.50	445.70	0.4598	0.5402	0.0052	0.5500	0.4448	190	707	93.99	801

$$Y_N = 0; Y_{WAT} = 1 - Y_{MEH} - Y_{TOL}; X_N = 1 - X_{WAT} - X_{MEH} - X_{TOL}$$

CILINDROS

En el momento de hacer los formatos para el reporte de los datos de balance de materia y energía, se tenía pensado trabajar tanto la sección de recuperación como la de tratamiento con carga del mismo grado de hidrocarburo y en una total sincronía en cuanto a - tiempos de servicio, iniciando y terminando simultáneamente la operación de ambas. Sin embargo, podemos ver, analizando los requerimientos de solvente de reposición (corriente 26) que no existe concordancia con las pérdidas de disolvente en la unidad, las cuales, - conforme al diseño termodinámico del proceso logrado en el capítulo VIII, deberían ser mínimas. Por lo tanto, los tiempos de servicio - de las dos secciones de la planta deben arreglarse de manera que se obtenga una cantidad de solvente de reposición igual a cero .

Ejemplificando con el caso Cilindros, y llamando  $t_1$  al tiempo de operación de la sección de tratamiento, y  $t_2$  al de la sección de recuperación, tenemos :

$$\text{Total de solvente recuperado en la sección de recuperación} = 12\ 647.15\ t_2 .$$

$$\text{Total saliendo de FA-102} = 12\ 127.78\ t_1 + 246.10\ t_2 .$$

$$\text{Total saliendo de FA-205} = 264.32\ t_2 .$$

$$12\ 467.15\ t_2 - 12\ 127.78\ t_1 - 246.10\ t_2 + 264.32\ t_2 = 0$$

$$\text{De donde } t_2 = 0.9575\ t_1 .$$

Esto significa que, respetando los flujos de proceso y condiciones de operación reportados en las hojas de balance de materia y energía, la forma de funcionamiento de la unidad desparafinadora será:

Para 11 horas de operación (22 horas diarias) :

- hora cero : inicia trabajando sección de tratamiento .
- 0.4675 horas después inicia operación de sección de recuperación de productos .
- hora once : termina operación de las dos secciones y se inicia el ajuste de las condiciones de operación para la siguiente - carga .

En forma general, la ecuación que define los tiempos de servicio de cada sección de la planta es :

$$\diamond 185 \diamond t_2 - \diamond 29 \diamond t_1 - \diamond 20 \diamond t_2 + \diamond 169 \diamond t_2 + \diamond 26 \diamond t_1 = 0$$

Obteniéndose las siguientes relaciones :

Neutro Ligero :  $t_2 = 0.9690 t_1$  .  
Neutro :  $t_2 = 0.9591 t_1$  .  
Neutro Pesado :  $t_2 = 1.0000 t_1$  .  
Pesado :  $t_2 = 0.9757 t_1$  .  
Cilindros :  $t_2 = 0.9575 t_1$  .

Que para un tiempo de operación de 11 horas continuas en la -  
sección de tratamiento ( $t_1$ ) da lugar a las siguientes tiempos de  
arranque de la sección de recuperación de productos, con referen-  
cia a la hora cero asignada al arranque de la sección de trata-  
miento :

Neutro Ligero : 20.46 minutos después .  
Neutro : 27.00 minutos después .  
Neutro Pesado : 0.00 minutos después .(El mínimo = 15').  
Pesado : 16.05 minutos después .  
Cilindros : 28.02 minutos después .

El programa de trabajo para un día operativo queda entonces -  
definido así :

- 8 : 00 A.M..- Preparar condiciones de operación según el gra-  
do de hidrocarburo a tratar.
- 9 : 00 A.M..- Inicia operación sección de tratamiento .
- 9 : 00 +  $t_2$  .- Inicia funcionamiento sección de recuperación.
- 3 : 00 P.M..- Termina operación de la planta y se ajustan con-  
diciones para la siguiente carga .
- 9 : 00 P.M..- Inicia operación con nueva carga sección de tra-  
tamiento.
- 9 : 00 +  $t_2$  .- Inicia funcionamiento de sección de recupera-  
ción .

## ix.2.- Diagramas de Tubería e Instrumentos .-

En los diagramas de tubería e instrumentos se especifican los instrumentos de control y accesorios de tubería que han de ser insertados sobre las líneas de proceso y de servicios auxiliares, - así como en los equipos industriales. Estos diagramas constituyen una descripción más detallada que los correspondientes diagramas de flujo de proceso. Su importancia radica en que en ellos :

- Se define el arreglo de cada uno de los conjuntos de intercambiadores de calor (serie, paralelo o serie-paralelo), así como el diseño de la tubería alrededor de dichos equipos.
- Se especifican los instrumentos de control más detalladamente, definiéndose el destino de la señal eléctrica o neumática (señal en campo, tablero local o tablero principal), y la forma en que accionará la válvula de control (abriéndose o cerrándose en caso de falla de energía)
- Se define sobre la colocación de accesorios (válvulas de seguridad, bloqueos, válvulas manuales, drenes, venteos, conexiones de servicio, mamparas, tuercas unión, rompedores de remolino, etc) en los equipos o líneas que lo requieran.
- Se especifican los sitios en que se deberán colocar instrumentos de monitoreo (indicadores de presión, flujo, temperatura, tomas de muestra, etc), así como el destino de su señal .
- Se señala el tipo de accionadores para cada una de las bombas de proceso, ya sea motor con relevo de motor o motor con relevo de turbina.
- Y también se describen los sistemas de paro y arranque.

Los diagramas de tubería e instrumentos que presentamos en este capítulo los dividimos en cuatro documentos :

### Sección de Tratamiento:

DTI-101.- Sistemas de Dilución y Enfriamiento .

DTI-102.- Sistemas de Filtración .

### Sección de Recuperación de Productos :

DTI-201.- Sistema de Recuperación de Aceite .

DTI-204.- Sistema de Recuperación y Secado de Disolvente .

Los DTI para los sistemas de recuperación de parafinas, son de características similares al DTI-201, excepto en el tren de intercambio que ya fue definido en el capítulo VIII.

Nota importante.- Cuando se hicieron los diagramas de tubería e instrumentos se creía posible trabajar la unidad desparafinadora en un proceso continuo; sin embargo, debido a la diferencia entre los tiempos de servicio de las secciones de tratamiento y de recuperación de productos, resultó más conveniente trabajarlo como un proceso discontinuo bajo el programa de operación que se presentó en la página ix.p-62. Este nuevo esquema implica algunas variaciones en el diagrama de tubería e instrumentos DTI-101 y DTI-102 que no están especificados en dichos documentos. Estos cambios se refieren a la necesidad de colocar una bomba a la salida de FA-201, FA-113 y FA-115, que mande el fluido de proceso a la zona de tanquería donde se dispondrá de equipos de recepción y almacenamiento del tipo de tanques cilíndricos de fondo plano :

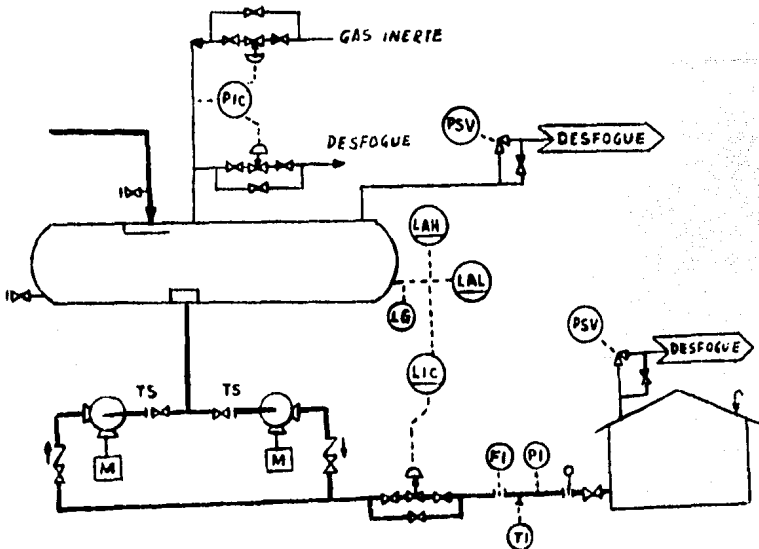
FB-204 : para aceites lubricantes .

FB-205 : para parafinas duras.

FB-206 : para parafinas blandas .

Estos tanques serán diseñados para una capacidad de almacenamiento correspondiente a un tiempo de 28.02 minutos + 30 % de sobrediseño, que es, según los datos de la página ix.p-62, el tiempo máximo requerido de almacenamiento de productos intermedios (hidrocarburos diluidos) para el funcionamiento de la unidad.

De esta forma, los DTI-101 y DTI-102 alrededor de FA-115, FA-113 y FA-201, quedan de la siguiente manera :

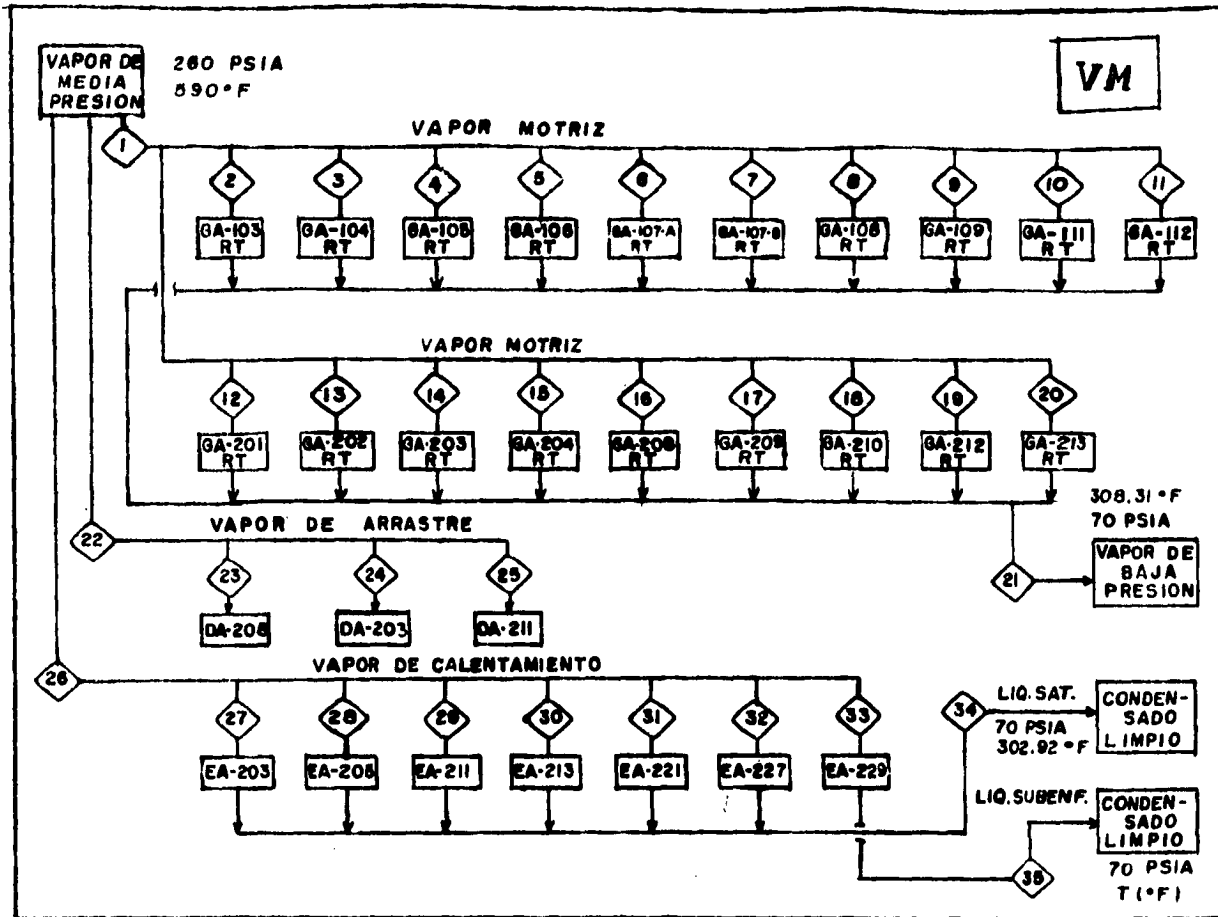


### ix.3.- Diagramas de Balance de Servicios Auxiliares.-

Los diagramas de balance de servicios auxiliares que se presentan en este inciso constituyen la información del flujo de cada uno de los fluidos de servicio necesarios para el funcionamiento de la unidad desparafinadora conforme a las condiciones de operación definidas para el tratamiento de los cinco diferentes tipos de materias primas.

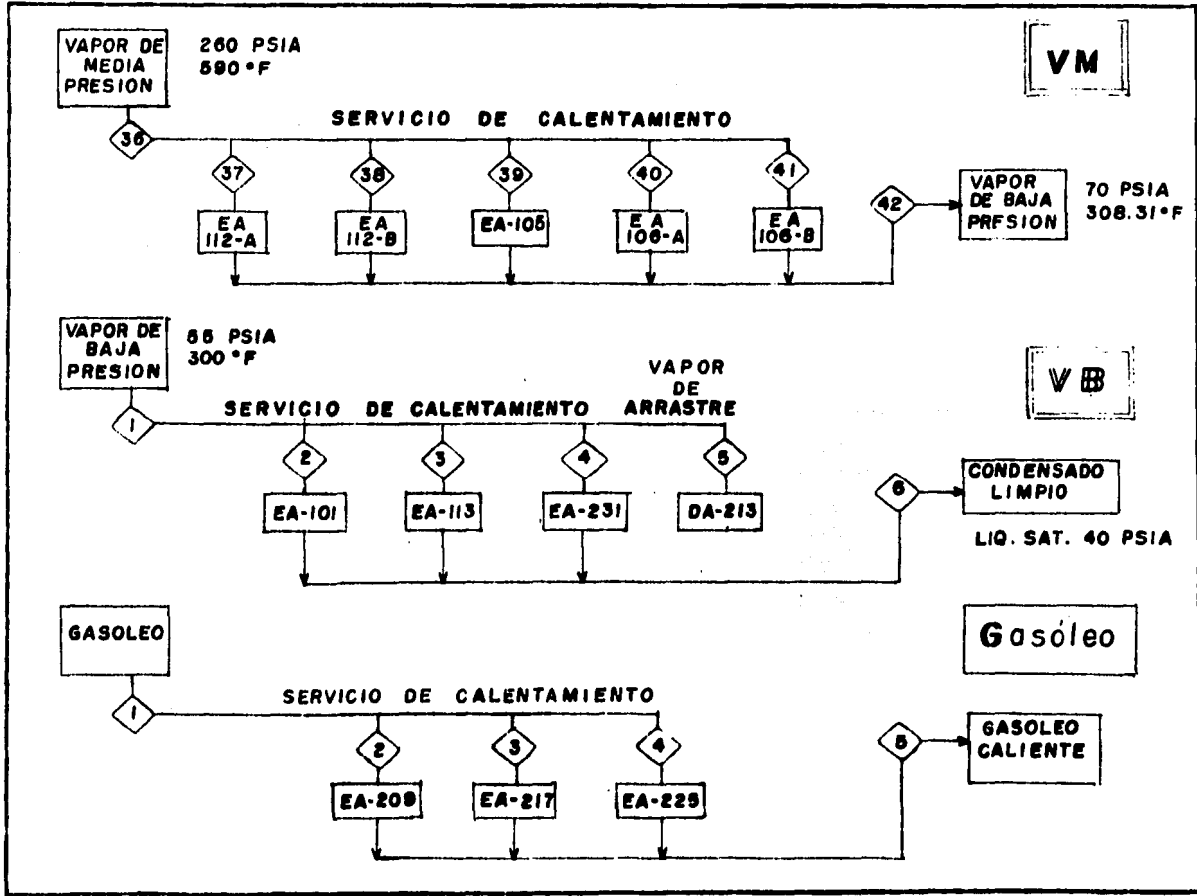
El primer Diagrama y la parte superior del segundo corresponden al flujo de vapor de media presión, el cual se utiliza como : vapor motriz en las turbinas accionadoras de bombas de relevo; como vapor de arrastre en las columnas de stripping (DA-203, DA-208 y DA-211); y, como vapor de calentamiento en intercambiadores de calor. Con respecto a este último servicio, a la salida de los intercambiadores que son alimentados por el cabezal de distribución -26-, se obtiene una corriente de líquido saturado en casi todos los casos, excepto en la corriente de salida del rehervidor de la columna secadora de solvente donde el fluido de servicio se recupera como condensado subenfriado; el condensado producido en ambas situaciones, se reúne en un cabezal común (34 + 35) para su retorno a la planta de servicios auxiliares. Algo parecido ocurre con el vapor de calentamiento de baja presión. En cambio, el vapor de media presión proveniente del cabezal de distribución -36-, después de su transferencia de calor, se recoge como vapor de 70 psia y 308.31 F, reuniéndose en un cabezal común - 42- que regresa a la unidad de servicios auxiliares quedando en disponibilidad para ser empleado como vapor de baja presión en otros servicios.

Según el diseño logrado sobre los enfriadores con servicio de agua, presentado en las páginas viii.p-272 a viii.p-277, las condiciones de entrada y salida del agua de enfriamiento son las que se citan en el diagrama de balance de este servicio, lo mismo ocurre con el flujo de propano (el cual fué descrito al final del capítulo VII). En el diagrama de balance de este refrigerante se representa solo el compresor multietapas, omitiendo el economizador, el recipiente de propano de reposición, etc. El flujo de gasóleo y de gas inerte, fueron descritos también en el capítulo siete.



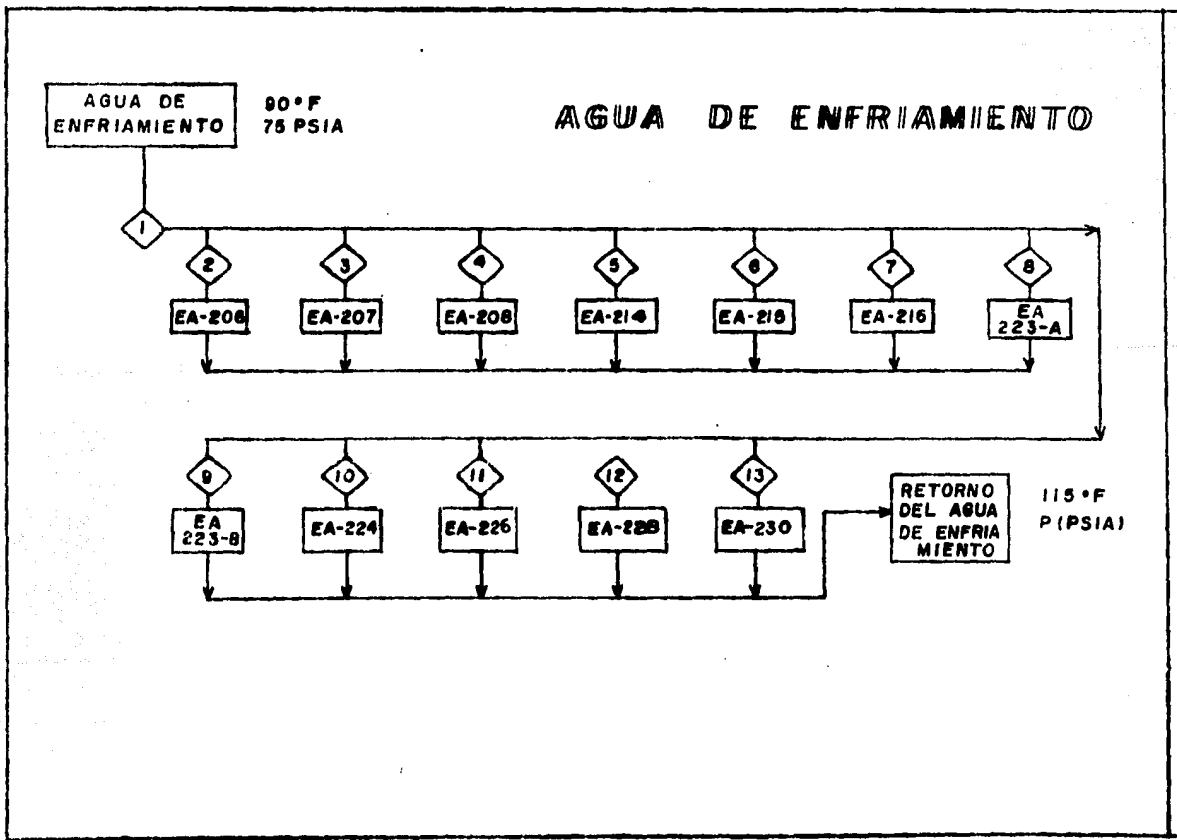


1x-p-67

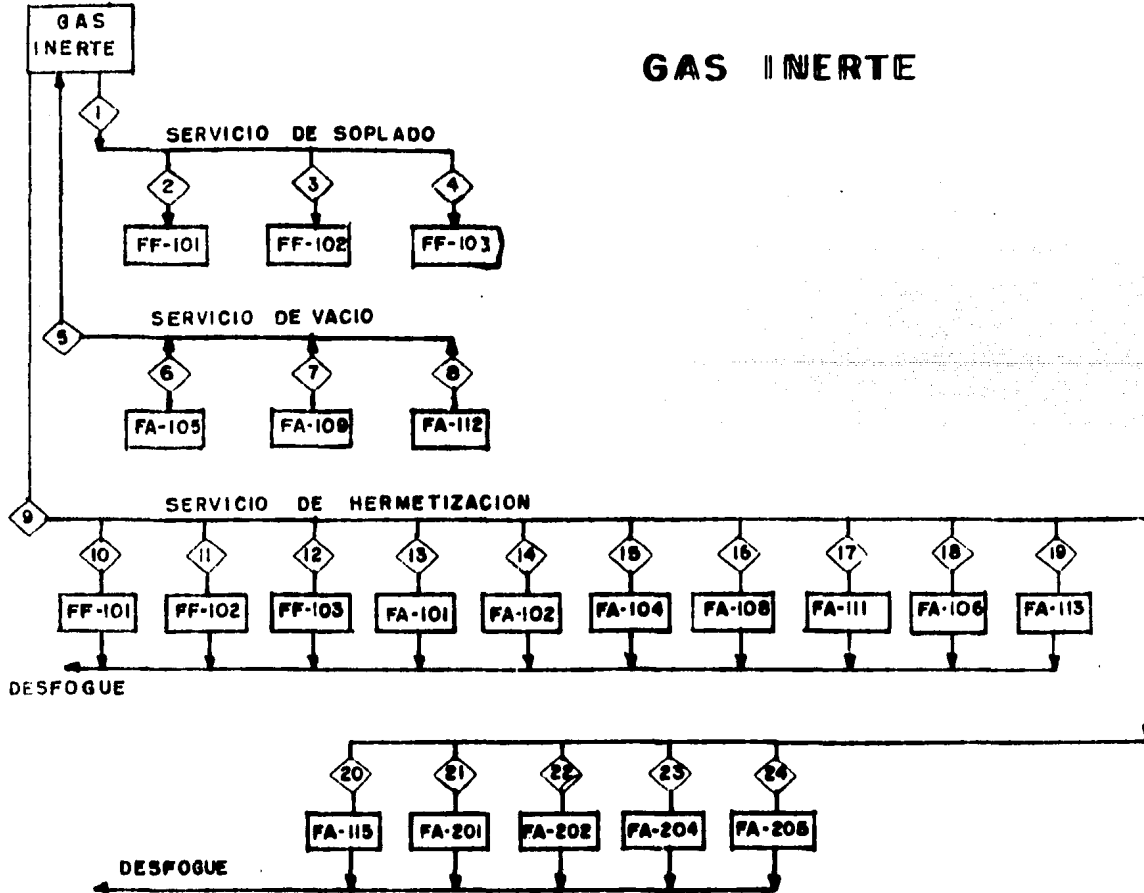




69-1-21



# GAS INERTE



IX-P-70

Requerimientos de Servicios Auxiliares .-

a).- Vapor de media Presión . (flujos en lbmol/hr) ; (área en ft <sup>2</sup> ).							
Vapor de Arrastre.-							
	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros	Equipo	Área
24	330	370	192	187	193	DA-203	-
25	63	53	28.50	33.50	17.00	DA-211	-
23	46.5	47	43.50	52.00	44.00	DA-208	-
22	439.5	470	264.0	272.5	254.0	-	-
Vapor de Calentamiento.-							
27	62.27	67.17	47.70	37.35	48.40	EA-203	196.74
28	658.33	734.31	450.16	434.69	454.00	EA-205	734.41
29	232.54	258.91	270.65	275.36	510.62	EA-211	772.83 652.95
30	104.48	110.69	119.09	130.16	207.40	EA-213	636.76
31	129.51	116.33	72.7	81.2	49.6	EA-221	412.20
32	105.95	107.50	80.3	85.0	81.7	EA-227	73.09
33	23.14	23.74	17.50	18.73	18.01	EA-229	23.01
34	1293.1	1394.9	1040.6	1 043.8	1351.7	-	-
35	23.14	23.74	17.5	18.73	18.01	-	-
26	1316.2	1418.6	1058.1	1062.53	1369.7	-	-
Vapor de Calentamiento.-							
37	1195.5	1188.3	1237.1	1095.9	1137.5	EA-112-A	147.0
38	0	0	1136.3	1006.6	1044.8	EA-112-B	135.0
39	4 466	4 105	4 028	4 174	3 850	EA-105	477.0
40	0	845.86	0	744.48	0	EA-106-A	105.0
41	1 287	0	1234.4	1113.2	0	EA-106-B	157.0
42	6948.5	6139.1	7635.8	8134.2	6032.3	-	-
36	6948.5	6139.1	7635.8	8134.2	6032.3	-	-
Vapor Motriz.-							
<p>Para la evaluación de los requerimientos de vapor motriz es necesario realizar el diseño hidráulico de las redes de tubería en toda la planta, para estimar el consumo de potencia de cada bomba accionada con vapor, lo cual queda fuera de nuestro alcance.</p>							

Requerimiento de Servicios Auxiliares.-

b).- Vapor de Baja Presión.- (flujo en lbmol/hr ; área en ft <sup>2</sup> )							
Servicio de Calentamiento.- (flujo en lbmol/hr)							
	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros	Equipo	Area
2	96.47	142.49	298.74	609.47	1496.0	EA-101	1947.0 5027.0
3	1390.7	1319.0	1009.0	606.63	0	EA-113	11193
4	33.58	33.98	25.86	27.34	26.23	EA-231	10.27
6	1520.7	1495.47	1333.6	1243.44	1522.2	condensado 40#	
Servicio de Arrastre.-							
5	111.97	119.77	67.27	69.42	63.97	DA-213	-
c).- Propano.- (flujo en lbmol/hr ; área en pies cuadrados)							
1	6941.42	6819.00	6236.02	5514.05	5601.36	EA-109-A	
2	5877.88	5837.34	5128.10	4512.21	4536.57		
3	1063.74	981.66	1107.92	1001.84	1014.79		
4	3698.91	3875.66	3368.02	3514.21	3555.16		
5	2179.07	1961.68	1760.08	998.00	1031.41		
6	611.59	711.11	338.02	390.35	471.68		
7	1793.47	1641.39	1525.85	873.96	0901.47		
8	1293.85	1523.16	1504.15	2241.90	2182.01		
9	370.58	0	0	0	1591.06		
10	407.08	521.70	404.36	364.61	231.25		
11	516.19	1001.46	1099.79	1877.29	359.70		
12	200	585.53	768.43	1599.01	200		
13	316.19	415.93	331.36	278.28	159.70		
14	570.58	585.53	768.43	1599.01	1791.06		
15	123.53	0	189.48	328.11	377.53	EA-104-A	1150
16	123.53	0	189.49	328.11	377.53	EA-104-B	1150
17	123.53	0	189.49	328.11	377.53	EA-104-C	1150
18	0	128.51	0	138.22	152.82	EA-104-D	1150
19	0	128.51	0	138.22	152.82	EA-104-E	1150
20	0	128.51	0	138.22	152.82	EA-104-F	1150
21	370.58	395.54	568.43	1399.01	1591.06	Retorno Propano	

c).- Propano.- (flujo en lbmol/hr; área en pies cuadrados)							
	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros	Equipo	Area
22	397.52	481.30	0	0	0	EA-108-A	1150
23	214.07	229.81	338.02	398.35	471.68	EA-108-B	1150
24	611.59	711.11	338.02	398.35	471.68	Retorno Propano	
25	6941.42	6819.00	6236.02	5514.05	5601.36	Salida Compresor	

Nota.- Una ramificación de la corriente número 14 será tomada para enfriar el servicio de gas inerte, el flujo de esta corriente corresponde a 200 lbmol/hr para todos los casos.

La ramificación mencionada no se encuentra representada en el diagrama de flujo de propano, pero si se consideró en el balance de este servicio.

d) Agua de Enfriamiento.- (flujo en lbmol/hr; área en pies cuadrados)							
	Neutro Ligero	Neutro	Neutro Pesado	Pesado	Cilindros	Equipo	Area
13	7 508	7 615	5 685	6 027	5 782	EA-230	678.45
12	1 502	1 523	1 137	1 206	1 157	EA-228	77.93 61.68
11	35469	37299	23198	23284	22762	EA-226	1 506
10	1 434	1 860	3 070	3 334	4 209	EA-224	338.48
9	0	0	1 633	1 613	502	EA-223-B	350
8	4 379	3 197	0	0	0	EA-223-A	874
7	19362	20190	20686	20435	32480	EA-216	2 561
6	2 018	1 986	3 628	3 685	2 524	EA-215	902.25
5	48494	51655	49560	50540	75765	EA-214	10 004
4	29472	27068	34473	34745	33906	EA-208	2 953
3	18825	24261	12 376	11070	14099	EA-207	10 239
2	102936	99581	104203	104433	102588	EA-206	13 664
1	271 399	276 235	259 649	260 422	295 774	total entrando a la planta.	

#### ix.4.- Plano de Localización General de Equipo .

El diagrama ix.4 muestra la distribución de los equipos de proceso en el área asignada para la construcción de la unidad desparafinadora.

Cada uno de los equipos industriales es representado proporcionalmente de acuerdo al tamaño real que puede ser precedido con base en los datos del diseño termodinámico logrado para cada uno de ellos.

La superficie total del terreno, considerando área de proceso y área para cuartos de control y de oficinas, conforme a la distribución representada en el diagrama ix.4, corresponde a un espacio de 106 metros de largo por 62 metros de ancho, aproximadamente, ocupando una área de cerca de 6 572 metros cuadrados.

La ubicación de cada uno de los equipos es la que se encontró como más adecuada para el flujo de las corrientes de proceso y de servicios auxiliares.

Mótese que los servicios de gasóleo (proveniente de la unidad de destilación a vacío) y de propano, son acondicionados para su utilización dentro del área asignada a la planta de eliminación de cera.

La colocación del horno calentador de gasóleo (calentador a fuego directo) en la esquina Sureste es la más conveniente según la dirección de los vientos dominantes.

Si la resistencia mecánica del terreno y la fuerza de los vientos dominantes lo permiten, se pueden empotrar algunos equipos (por ejemplo columnas de vaporización) para reducir el área necesaria para la construcción de la planta.

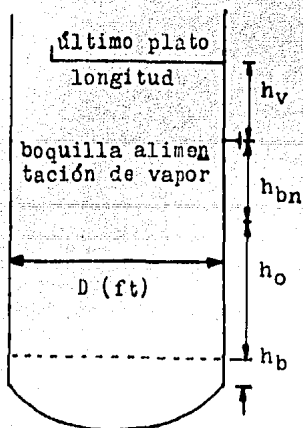


ix.5.- Hojas de Datos de Equipos .

En este capítulo se presentan las características de los principales equipos de proceso en la forma de hojas de datos de equipo. La información vertida en cada uno de dichos documentos corresponde al diseño termodinámico en el caso de equipos de intercambio de calor, diseño mecánico en el caso de recipientes, y características estructurales básicas en el caso de filtros y eyectores .

Los recipientes de proceso, columnas de vaporización y torres de destilación por arrastre, se presentan en la forma de dibujos de diseño primario, señalándose la ubicación y orientación de las boquillas en el cuerpo de cada equipo, grosor y tipo de tapas, diámetro y longitud de la envolvente cilíndrica, material de construcción, y el tiempo de residencia bajo el cual se procedió para su diseño.

Los diámetros de las torres de destilación y vaporización fueron calculados utilizando métodos cortos de diseño extraídos del artículo: "Shortcut Methods for Distillation Design", Chemical Engineering, Marzo 14, 1977, pág. 114 , mientras que la longitud del recipiente debajo del plato inferior se obtuvo utilizando las siguientes ecuaciones :



$$h_v = 0.2 D + 4 \text{ ft}$$

$$h_{bn} = 0.2 D + 1.5 \text{ ft}$$

$$h_o = \frac{(GPM) \sqrt{t_r}}{1.37 (D^2)}$$

$$h_o = 12" \text{ ó } 6" \text{ (si existen o no - accesorios)}$$

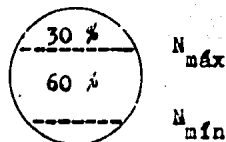
donde  $t_r$  = tiempo de permanencia entre Nivel máximo y mínimo (minutos).

$$D = \text{Diámetro interior (ft)}$$

El artículo arriba mencionado también da la posibilidad de determinar fácilmente el área de la bajante y el área transversal de la columna, variables que son útiles para el cálculo de la longitud

aproximada de los platos una vez seleccionado un diámetro de columna comercial.

En recipientes horizontales se calculó el diámetro de cada equipo considerando el grado de hidrocarburo que reclamara un mayor volumen, y tomando en cuenta el siguiente esquema de distribución:



Donde el sector superior estará ocupado por gas inerte de hernatización o por vapor de proceso, según el caso, mientras que el diez por ciento inferior es la altura entre el fondo del recipiente y el nivel mínimo de líquido.

Para todos los equipos se consideró el empleo de tapas elipsoidales 2:1, por ser las más comunes dentro del rango de presiones de operación en la unidad.

En el caso de los intercambiadores de calor solo se expone una hoja de datos representativa, en la cual se incluyen los datos relativos al diseño termodinámico logrado en este trabajo; estos datos forman parte de la información que es entregada a los grupos de ingeniería de detalle que se encargarán del diseño mecánico de las unidades, consistiendo la información restante, en las tablas de propiedades físicas y termodinámicas de las sustancias, las cuales fueron presentadas en el capítulo VI.

El área calculada para los equipos de transferencia de calor restantes, se presentan en forma de lista al final del inciso.

Las características de baja corrosividad de las sustancias manejadas permiten el uso de materiales de construcción normales en todos los equipos de proceso.

Las bajas presiones de operación en toda la unidad dan lugar a espesores de los materiales de construcción dentro de límites controlados.



### Filtros Rotatorios Continuos a Vacío .

Los filtros a vacío de tambor rotatorio permiten una operación continua de filtración en la unidad desparafinadora.

La figura superior (A) de la página anterior muestra un corte transversal de uno de estos equipos .

La alimentación al filtro se hace desde arriba llenando la tina o depósito inferior, el cual está provisto de un sistema de agitación que impide la sedimentación de los sólidos a separar. El tambor rotatorio se encuentra sumergido en la suspensión a tratar. La aplicación de vacío al medio filtrante ocasiona la formación de una pasta o torta sobre la superficie exterior del tambor conforme este va pasando, en su giro, por la suspensión. Esta parte del ciclo se señala en la figura A como "formación de la torta". El tambor está dividido en segmentos, cada uno de los cuales va conectado a la pieza giratoria de la válvula distribuidora, por la cual se aplica el vacío, se separa el líquido filtrado y el de lavado, y además llega el gas inerte para soplado. Estos sectores tienen unos 30 cm. de ancho y una longitud igual a la generatriz del tambor .

La posición de los doce sectores representados en la figura A es tal, que los marcados con los números 1, 2, 3, 4 y 5 están conectados con la salida principal de líquido filtrado, por medio de la válvula giratoria distribuidora y la tubería  $V_1$ . La  $B_1$  indica la posición de un puente o zapata de bloqueo que separa el filtrado del solvente de lavado. Los sectores 6, 7, 8, 9, 10 y 11 están conectados por la válvula distribuidora con la tubería de solvente de lavado y la salida del gas inerte  $V_2$ . La  $B_2$  indica la posición de la zapata de bloqueo separando la zona de lavado y la de soplado con gas inerte, mientras que el puente  $B_3$  sirve para separar la zona de inyección del gas inerte de la de filtración.

El gas inerte admitido por el tubo  $V_3$  remueve la pasta de cera de las mallas que conforman el medio filtrante .

En la operación representada en la figura A, el extremo del tubo correspondiente al sector 1 acaba de pasar sobre el puente  $B_1$ ,

y la sección 1 del tambor aparece completamente sumergida en la - suspensión. El vacío aplicado provoca la formación de una capa delgada de cera sobre la superficie externa del paño de filtración, y el líquido filtrado pasa por el tubo  $V_1$  hacia el colector principal de filtrado, fuera del cuerpo de la válvula giratoria.

Conforme el tambor gira en el sentido de las agujas del reloj, la torta va adquiriendo espesor progresivamente, mientras que el líquido filtrado continúa pasando hacia el colector principal, hasta que se llega a la posición 6. En ella, la torta está completamente formada y el tubo de conexión del sector acaba de pasar el puente  $B_1$ . Ahora el filtrado pasará a las conexiones de líquido de lavado y se descargará por el conducto  $V_2$ . La torta se lava por una serie de boquillas de riego montadas sobre tubos paralelos al eje del tambor, llamadas "colectores de solvente de lavado". Después del lavado, la torta puede sufrir apisonado, mediante un rodillo, para aumentar su densidad y disminuir su contenido de disolvente y/o aceite. El líquido de lavado se extrae en las posiciones 10 y 11, por escurrido del mismo y paso de gas inerte.

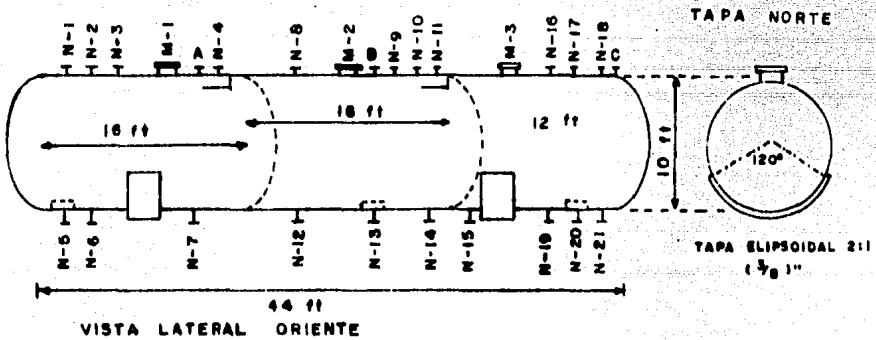
En una última etapa, número 12, el sector que ha pasado el puente  $B_2$  (el puente de soplado) queda sometido a un sople de gas inerte de dentro hacia afuera, con lo cual se afloja la torta, separándola del medio filtrante, y desprendiéndola con ayuda de un raspador o cuchilla.

La pasta de cera separada se deja caer por gravedad a la bota del filtro, llevándola, después, mediante un sistema de bandas de transporte, hacia el recolector de pasta de cera, donde, por recirculación de parafina caliente o adición de solvente de dilución, se le hace alcanzar la adecuada fluidez para ser removida por bombeo hacia los siguientes equipos de proceso.

La figura "B" del esquema de filtros rotatorios presenta un corte parcial de uno de estos equipos, con lo cual se puede llegar a una mejor comprensión de las características estructurales de estos aparatos.

TANQUE DE RECEPCION Y PREPARACION  
DEL AGENTE DESPARAFINANTE

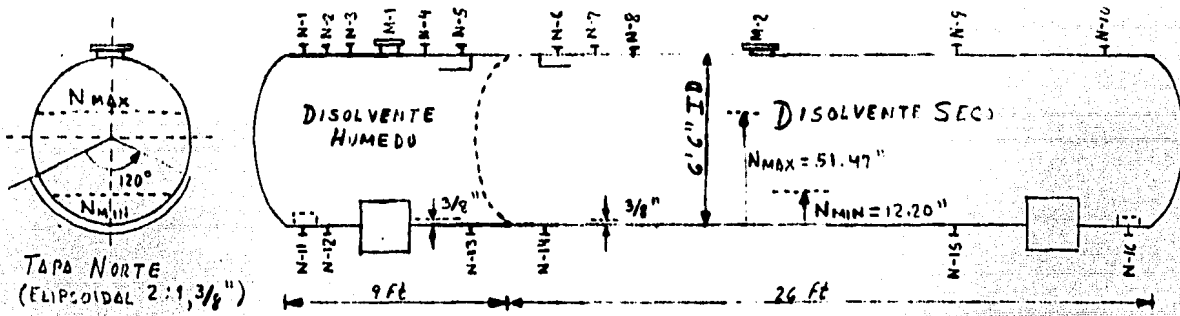
FA - 101



- N-1 = N-9 = N-17 = CONEXION GAS INERTE = 2 o 4"  
 N-2 = N-8 = N-18 = VIDRIO DE NIVEL = 1"  
 N-3 = N-10 = N-16 = VALVULA DE SEGURIDAD (PSV)  
 N-4 = N-11 = N-15 = ALIMENTACION  
 N-5 = N-13 = N-20 = SALIDA = 3 o 4"  
 N-6 = VIDRIO DE NIVEL = N-12 = N-21 = 1"  
 N-7 = N-14 = N-19 = CONEXION DE SERVICIO = 2"  
 N-1 = N-2 = N-3 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"  
 A = B = C = INDICADOR DE PRESION = 1"

	OPERACION	DISEÑO	PRESION SOBRE EL LADO CONVEXO = = PATM + 15 PSI	ASTM SA-285 GRADO C
PRESION MAXIMA	7 in H <sub>2</sub> O <sub>mer</sub>	40 PSIA		
PRESION MINIMA		25 PSIA		
TEMPERATURA	100 °F	125 °F		

RECIBIENE DE RECEPCION Y DISTRIBUCION DE DISOLVENTE SECO Y DISOLVENTE HUMEDO FA-102



VISTA LATERAL PONIENTE

- N-1= INDICADOR DE PRESION = 1"
- N-2= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-3= PSV (VALVULA DE SEGURIDAD) = 2"
- N-4= CONEXION DE GAS INERTE = 2 & 1/4"
- N-5= ALIMENTACION DE SOLVENTE HUMEDO
- N-11= SALIDA DE DISOLVENTE SECO
- N-12= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-13= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

- N-6= ALIMENTACION SOLVENTE SECO
- N-7= CONEXION DE GAS INERTE
- N-8= PSV (VALVULA DE SEGURIDAD) = 2"
- N-9= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-10= INDICADOR DE PRESION
- N-14= SALIDA DE DISOLVENTE SECO
- N-15= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-14= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- M-2= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

N<sub>MAX</sub> = 51.47"  
N<sub>MIN</sub> = 12.20"

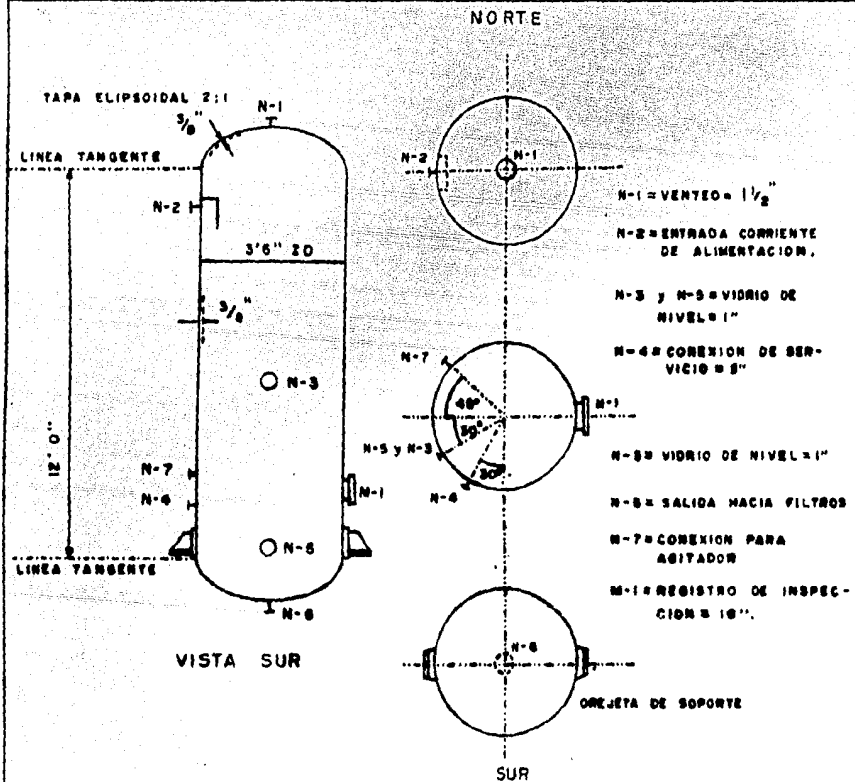
TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 2 MINUTOS (CASO N. PESADO)

11-9-81

	OPERACION	DISEÑO	MATERIAL DE CONSTRUCCION	FA-102
PRESION	7 lb H <sub>2</sub> O man	40 PSIG (INTERNA) 25 PSIG (EXTERNA)	ACERO AL CARBON	
TEMPERAT	100°F	125°F	ASTM-SA-285-GRADO C	

TAMBORES DE ALIMENTACION A FILTROS ROTATORIOS

FA-103, FA-107 y FA-110



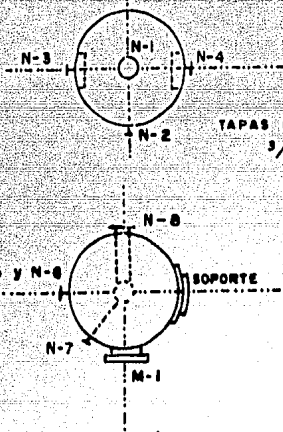
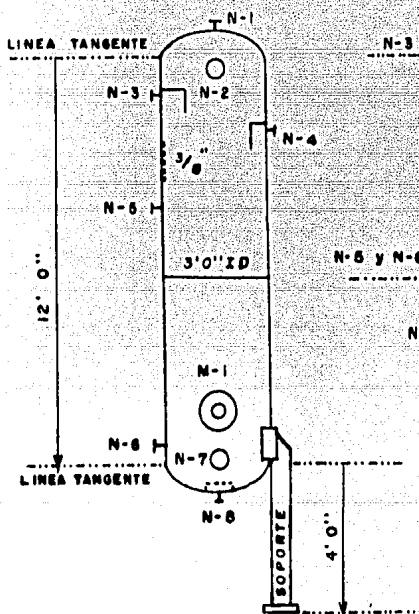
RECIPIENTE	OPERACION		DISEÑO		NOTAS
	CLAVE	PRESION	TEMP (°F)	PRESION	
FA-103	2 PSIG	-6 a 14	48 PSIA	-30, 40	1.- LA COLOCACION DE CADA UNO DE ESTOS EQUIPOS ES JUSTO ARRIBA DE LOS RESPECTIVOS FILTROS, LA ALIMENTACION A ESTOS APARATOS ES POR GRAVEDAD. 2.- MATERIAL DE CONSTRUCCION: ACERO ASTM SA-285 GRADO C
FA-107	2 PSIG	30 a 40	48 PSIA	65	
FA-110	2 PSIG	80 a 40	48 PSIA	65	

NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS = 10 14 FA-103, 3 FA-107 y 3 FA-110



RECIPIENTES DE RECEPCION DE PARAFINAS SEPARADAS EN LOS FILTROS ROTATORIOS

FA-104, FA-108 y FA-112



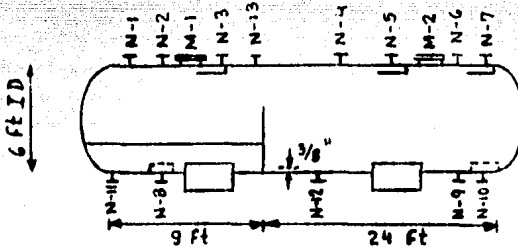
- N-1 = PSV (VALVULA DE SEGURIDAD) = 2"
- N-2 = CONEXION DE SELLO CON GAS INERTE = 1"
- N-3 = ENTRADA PARAFINA FRIA.
- N-4 = ENTRADA PARAFINA TIBIA RECIRCULADA
- N-5 = N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8 = SALIDA
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

RECIPIENTE CLAVE	OPERACION		DISEÑO		NOTAS:
	PRESION	TEMP (°F)	PRESION	TEMP (°F)	
FA-104	3 PSIA	-6 a 14	40 PSIA INTERNA 25 PSIA EXTERNA	70 °F	1.- MATERIAL DE CONSTRUCC'ON: ACERO ASTM-A285-GRADO C 2.- SE REQUIEREN 10 UNIDADES DE ESTE TIPO:  4 FA-10 , 3 FA-108 y 3 FA-112
FA-108	3 PSIA	30 a 40		100	
FA-111	3 PSIA	30 a 40		100	

RECEPTOR DE FILTRADO PRIMARIO Y  
DE FILTRADO DE LAVADO

FA-105

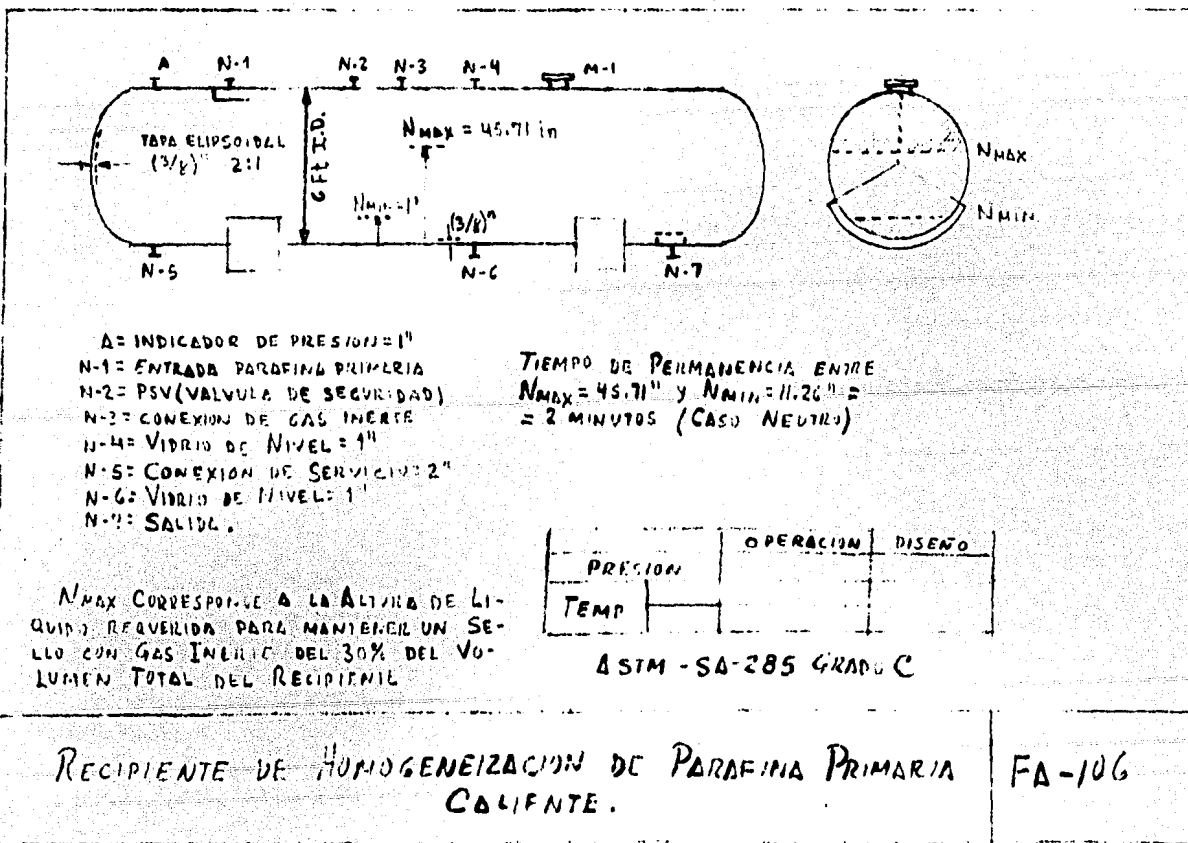
VISTA LATERAL ORIENTE



TAPA NORTE  
ELIPSOIDAL 2:1 7/16"

- N-1 = CONEXION A VACIO = 2"
- N-2 = INDICADOR DE PRESION = 1"
- N-3 = ALIMENTACION DE FILTRADO DE LAVADO
- N-4 = CONEXION A VACIO = 2"
- N-5 = ALIMENTACION DE FILTRADO PRIMARIO
- N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = ENTRADA SOLVENTE FRESCO DE REPOSICION
- N-8 = SALIDA FILTRADO DE LAVADO
- N-9 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-10 = SALIDA FILTRADO PRIMARIO
- N-11 = N-12 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-13 = PSV (VALVULA DE SEGURIDAD) = 2"
- M-1 = M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

	OPERACION	DISENO	MATERIAL DE CONSTRUCCION
PRESION	3 PSIA	40 PSIA INTERNA 25 PSIA EXTERNA	ASTM SA-285 GRADO C
TEMPERATURA	-6 a 14 °F	77 °F	



- A = INDICADOR DE PRESION = 1"
- N-1 = ENTRADA PARAFINA PRIMARIA
- N-2 = PSV (VALVULA DE SEGURIDAD)
- N-3 = CONEXION DE GAS INERTE
- N-4 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-5 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = SALIDA

TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE  
 $N_{MAX} = 45.71''$  y  $N_{MIN} = 11.26''$  =  
 = 2 MINUTOS (CASO NEUTRO)

$N_{MAX}$  CORRESPONDE A LA ALTURA DE LIQUIDO REQUERIDA PARA MANTENER UN SELLO CON GAS INERTE DEL 30% DEL VOLUMEN TOTAL DEL RECIPIENTE

	OPERACION	DISEÑO
PRESION		
TEMP		

ASTM - SA-285 GRADO C

RECIPIENTE DE HOMOGENEIZACION DE PARAFINA PRIMARIA CALIENTE.

FA-106

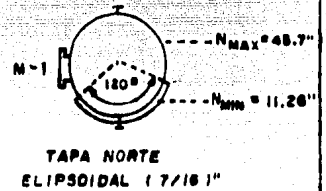
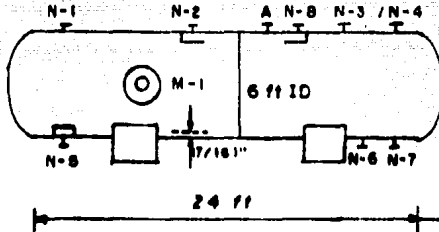
1x-p-85

TANQUES DE RECEPCION DE:

FILTRADO DE RECTIFICACION O "FILTRADO C" (FA-112)

FILTRADO DE RECRISTALIZACION O "FILTRADO B" (FA-109)

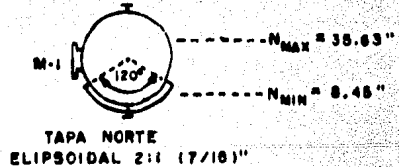
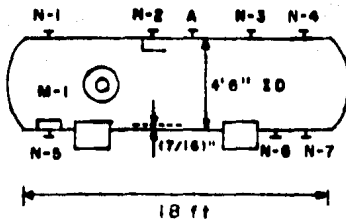
FA-112:



- N-1 = CONEXION A VACIO = 2"
- N-2 = ALIMENTACION
- N-3 = VALVULA DE SEGURIDAD (PSV) = 2"
- N-4 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-5 = SALIDA
- N-6 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-7 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

- A = INDICADOR DE PRESION = 1"
- N-6 = ENTRADA SOLVENTE SECO DE REPOSICION

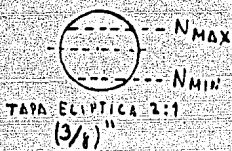
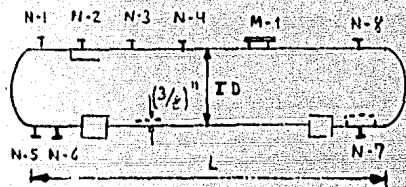
FA-109:



AMBOS	OPERACION	DISEÑO	MATERIAL DE CONSTRUCCION
PRESION	3 PSIA	40 PSIA INTERNA 28 PSIA EXTERNA	ASTM SA-285 GRADO C
TEMPERATURA	30 a 40 °F	100 °F	

RECIPIENTES DE RECEPCION DE PRODUCTOS INTERMEDIOS (HIDROCARBURUS DILUIDOS)

FA-201, FA-113 y FA-115



- N-1= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-2= ENTRADA ALIMENTACION
- N-3= PSV (VALVULA DE SEGURIDAD)
- N-4= CONEXION DE GAS INERTE
- N-8= MANOMETRO (PI)
- N-5= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-6= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-7= SALIDA HACIA BOMBA
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION

	ID (ft)	L (ft)
FA-201	6	24
FA-113	3	12
FA-115	5	20

	N <sub>MAX</sub> (in)	N <sub>MIN</sub> (in)	TIEMPO DE PERMANENCIA	CASO
FA-201	11.26	47.51	APROXIMADO ENTRE N <sub>MAX</sub> y N <sub>MIN</sub> = 2 MINUTOS	C
FA-113	5.63	23.75		NP
FA-115	4.39	24.59		NL

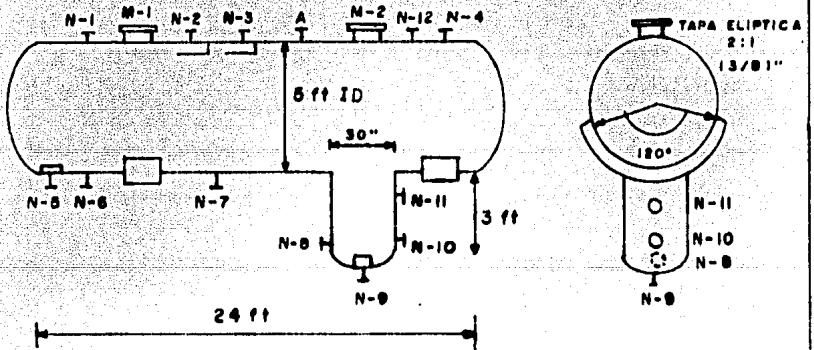
		OPERACION	DISEÑO	MATERIAL DE CONSTRUCCION: ACERO AL CARBON ASTM - SA-285-C
PRESION	FA-201	7 in H <sub>2</sub> O man	40 PSIA (INTERNA)	
	FA-113			
	FA-115			
TEMP.	FA-201			
	FA-113			
	FA-115			

NOTA IMPORTANTE: ESTOS EQUIPOS MANDAN SU FLUIDO DE PROCESO A LA ZONA DE TANQUERIA DONDE SE ALMACENAN LOS HIDROCARBURUS DILUIDOS PARA POSTERIORMENTE SER TRABAJADOS EN LA SECCION DE RECUPERACION CORRESPONDIENTE. LA BOMBA QUE SUCCIONA DE ESTOS RECIPIENTES NO SE REPRESENTA EN LOS DTI-101 y DTI-102.

RECIPIENTE DE SEPARACION DE FASES LIQUIDAS

SISTEMA TERNARIO MEK-TOL-AGUA

FA-202



- N-1.- VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-2.- ENTRADA DISOLVENTE TERNARIO
- N-3.- ENTRADA SOLVENTE DE BALANCE
- A.- INDICADOR DE PRESION = 1"
- N-4.- VALVULA DE SEGURIDAD = 2"
- N-5.- SALIDA FASE ORGANICA
- N-6.- VIDRIO DE NIVEL = 1"

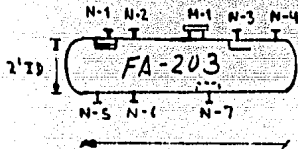
- N-7.- CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8.- CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-9.- SALIDA FASE ACUOSA
- N-10.- VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-11.- VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-12.- CONEXION GAS INERTE

M-1 = M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

	OPERACION	DISEÑO
PRESION	ATMOSFERICA (10 PSIA)	40 PSIA (INTERNA)
TEMPERATURA	130 °F	160 °F

ACERO ASTM-SA-286-GRADO C

RECIPIENTE ACUMULADOR DE REFLUJO FA-203  
 RECIPIENTE DE SOLVENTE DE BALANCE FA-205

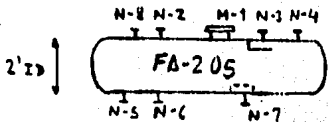


$N_{MAX} = 15.84''$   
 $N_{MIN} = 3.75''$   
 TAPA ELIPTICA = 2:1 (3/8)''

- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = VIDRIO DE NIVEL = 1''
- N-3 = ENTRADA
- N-4 = PSV (VALVULA DE SEGURIDAD)
- N-5 = CONEXION DE SERVICIO = 2''
- N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1''
- N-7 = SALIDA LIQUIDO
- N-8 = CONEXION GAS INERTE

TIEMPO DE RESIDENCIA ENTRE  $N_{MAX}$   
 Y  $N_{MIN}$  = 5 MINUTOS (CASO NEUTRO)  
 (EL 30% DEL VOLUMEN DEL RECIPIENTE  
 COMO ZONA DE FLUJO DEL VAPOR)

	OPERACION	DISEÑO
TEMPERAT.		
PRESION	14.5 PSIA	45 PSIA
MATERIAL: ACERO ASTM-SA-285-C		



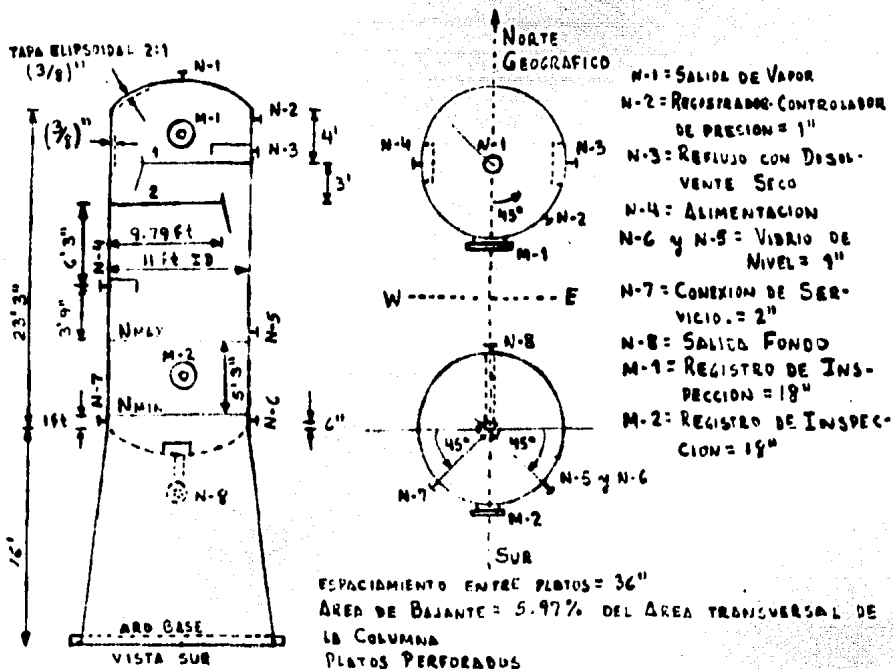
$N_{MAX} = 15.84''$   
 $N_{MIN} = 3.75''$   
 TAPA ELIPTICA 2:1 (3/8)''

TIEMPO DE RESIDENCIA ENTRE  $N_{MAX}$  Y  $N_{MIN}$  = 2 MINUTOS.  
 EL 30% DEL VOLUMEN PARA SELLO CON GAS INERTE.

	OPERACION	DISEÑO
TEMP.	70 °F	95 °F
PRESION	10 PSIA	40 PSIA
ASTM - SA - 285 GRADO C		

COLUMNA DE PRIMERA ETAPA DE VAPORIZACION DE SOLVENTE EN ACEITES LUBRICANTES.

DA-201

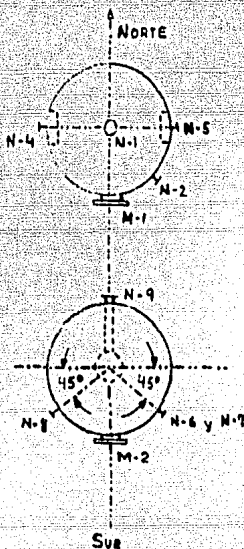
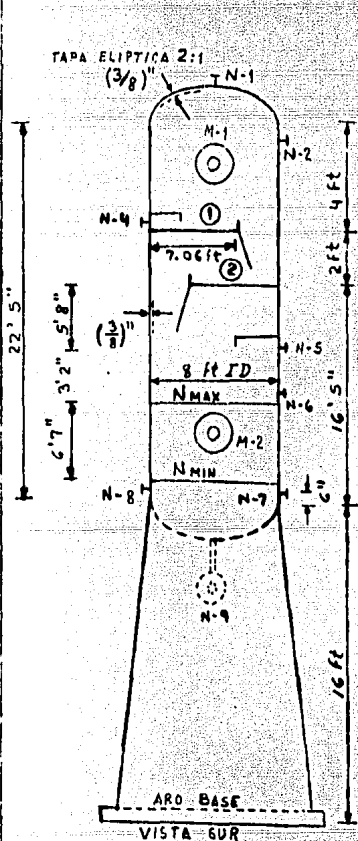


		OPERACION	DISÑO	TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE NMAX Y NMIN. = 5 MINUTOS	CASO CILIND.
PRESION		16.5 PSIA	45 PSIA	MATERIAL DE CONSTRUCCION: ASTM SA-285 GRUPO C	
TEMP	MAX				
	MIN				



COLUMNA DE VAPORIZACION A ALTA PRESION

DA-202



- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = REGISTRADOR-CONTROLADOR DE PRESION=1"
- N-4 = ENTRADA REFLUJO CON SOLVENTE SECO
- N-5 = ALIMENTACION
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"
- N-6 y N-7 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-8 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-9 = SALIDA FONDO.
- M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

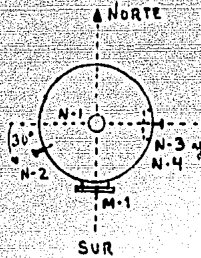
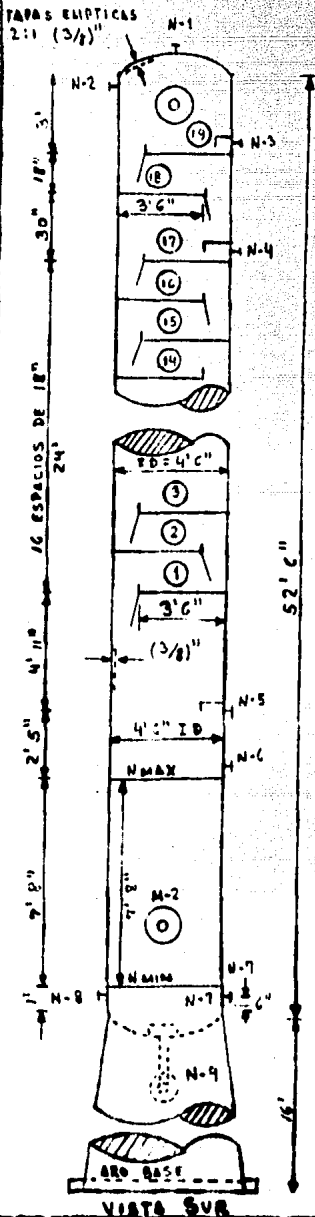
ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 24"  
 AREA DE CAIDA TRANSVERSAL DE LIQUIDO (AREA TRANSVERSAL DE COLUMNA - AREA DE PLATO) = 6.59% DEL AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA  
 PLATOS PERFORADOS

TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 5 MINUTOS, APROX. (CASO NEUTRO LIGERO).

		OPERACION	DISEÑO	MATERIAL DE CONSTRUCC'N
PRESION		45 PSIA	75 PSIA	
TEMP.	MAX			
	MIN			

COLUMNA DE RECTIFICACION CON VAPOR DE ACEITES

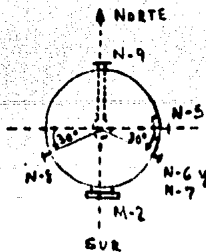
DA-203



- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = REGISTRADOR CONTROLADOR DE PRESION = 1"
- N-3 = ENTRADA REFLUJO CON SOLVENTE HUMEDO
- N-4 = ALIMENTACION
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 1 1/2"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 18"  
 PLATOS PERFORADOS  
 AREA DE BAJANTE = 16.53 % AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> ≈ 3 MINUTOS (CASO NEUTRO)

MATERIAL DE CONSTRUCCION:  
 ASTM-SA-285-GRADO C.



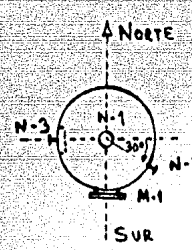
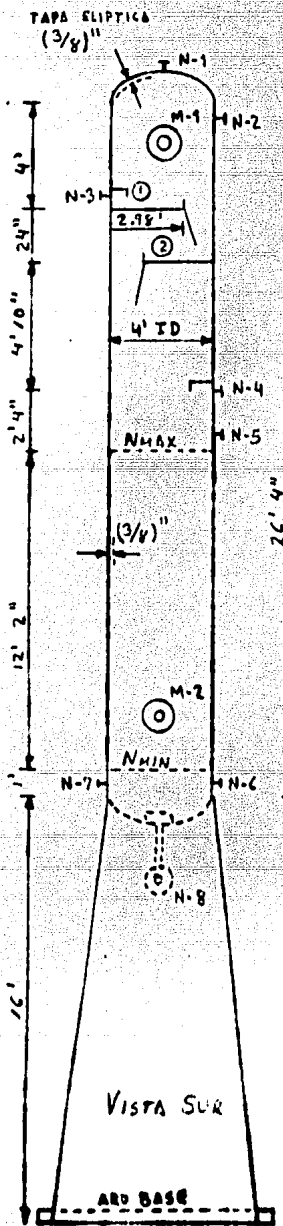
- N-5 = ENTRADA VAPOR DE ARRASTRE
- N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-8 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-9 = SALIDA FONDO
- M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 1 1/2"

	OPERACION	DISENO	CASO NEUTRO
PRESION	14.5 PSIA	45 PSIA	
TEMP	MAX		
	MIN		

ASTM SA-285 GRADO C

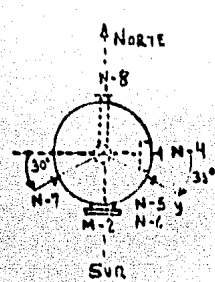
# COLUMNA DE TERCERA ETAPA DE ELIMINACION DE DISOLVENTE EN ACEITES LUBRICANTES

DA-204



- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = REGISTRADOR-CONTROLADOR DE PRESION = 1"
- N-3 = ENTRADA REFLUJO CON DISOLVENTE SECO
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 24"  
 PLATOS PERFORADOS  
 AREA DE BAJANTE = 20.06 % DEL AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA



- N-4 = ENTRADA VAPOR DE ARRASTRE
- N-5 = N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8 = SALIDA FONDO
- M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

TIEMPO DE RESIDENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 3 MINUTOS (CASO NEUTRO)  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: ASTM-SA-285 GRADO C

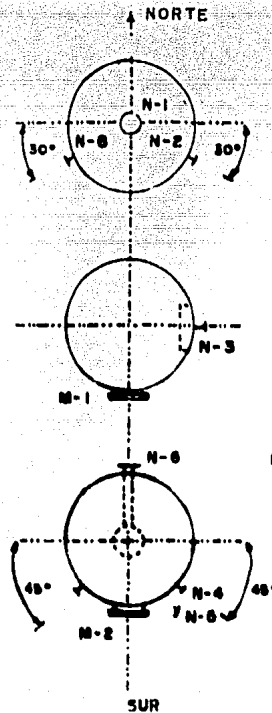
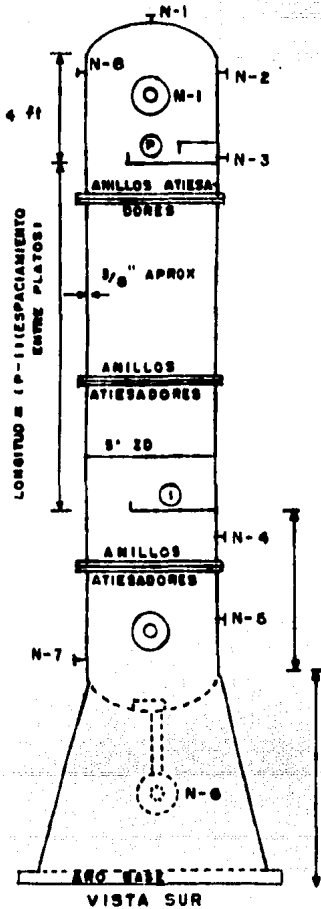
		OPERACION	DISENO
PRESION		16.5 PSIA	45 PSIA
TEMP	MAX		
	MIN		

VISTA SUR

COLUMNA SECADORA DE ACEITE

DA-205

TAPA ELIPSOIDAL 2:1



BOQUILLAS:

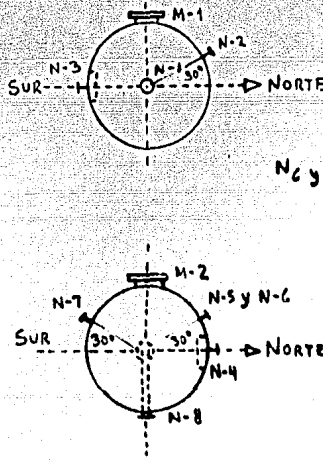
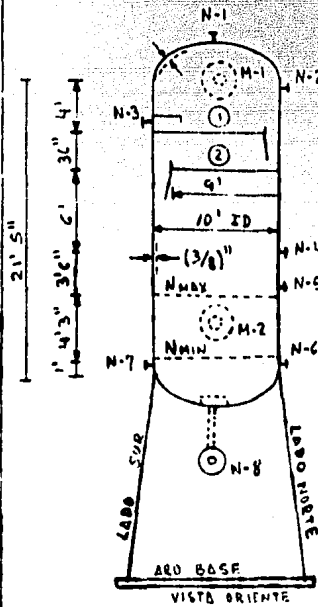
- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = INDICADOR DE PRESION 1"
- N-3 = ALIMENTACION PROVENIENTE DE DA-205
- N-4 = N-5 = VIDRIO DE NIVEL 1"
- N-6 = SALIDA DE ACEITE SECO
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO 2"
- N-8 = REGISTRADOR-CONTROLADOR DE PRESION
- M-1 = M-2 = REGISTRO DE INSPECCION 18"

ASTM SA-285 GRADO C

	OPERACION	DISEÑO	NOTAS:	
PRESION <sub>MAX</sub>	2 PSIA	40 PSIA <sup>10</sup>	* PRESION INTERNA EN CASO DE FALLAS EN EL SUMINISTRO DE VAPOR AL EVEC-TOR	LA BOQUILLA N-1 ESTARA CONECTADA A UN SISTEMA DE EVEC-TORES DE TRES ETAPAS QUE UTILIZARA VAPOR DE 200 PSIA Y 500°F (PRESION DE DESCAR-GA MAXIMA = 10 PSIA) Y AGUA DE ENFRIAMIENTO DE 90°F EN LOS CON-SENSADORES DE SUPERFICIE.
PRESION <sub>MIN</sub>		VACIO TOTAL		
TEMP <sub>MAX</sub>	350°F	400°F		
TEMP <sub>MIN</sub>	320°F			

COLUMNA DE VAPORIZACION A BAJA PRESION  
PARAFINAS BLANDAS

DA-206



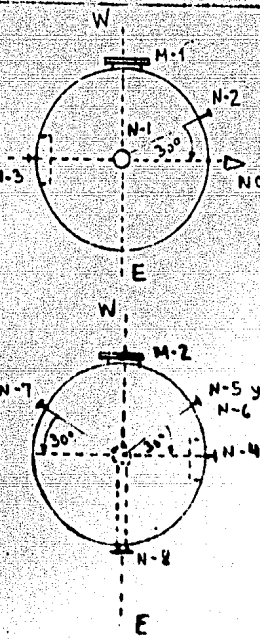
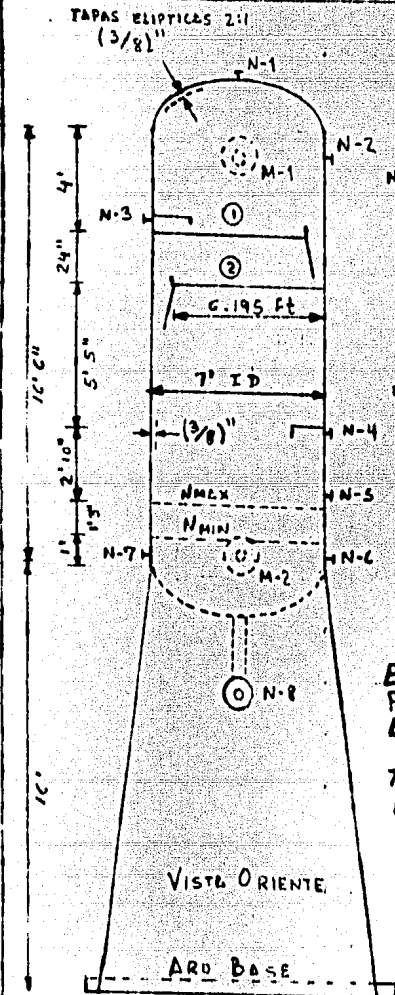
- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = REGISTRADOR-CONTROLADOR DE PRESION = 1"
- N-3 = REFLUJO CON DISOLVENTE SECO
- N-4 = ALIMENTACION
- N-5 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8 = SALIDA FONDO
- M-1 y M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 18"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 36"  
 AREA DE BAJANTE = 5.20 % DE AREA DE COLUMNA  
 PLATOS PERFORADOS

		OPERACION	DISEÑO	TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE NMAX y NMIN = 5 MINUTOS	CASO CILIND.
PRESION		16.5 PSIA	45 PSIA	MATERIAL DE CONSTRUCCION:	
TEMP	MAY MIN			ASTM-SA-285-CR60C	

# COLUMNA DE VAPORIZACION A ALTA PRESION DE PARAFINAS BLANDAS

DA-207



- N-1 = SALIDA DE VAPOR
- N-2 = PRC = 1"
- N-3 = REFLUJO CON SOLVENT. SECO

M-1 = REGISTRO DE INSPECCN = 18"

- N-4 = ALIMENTACION
- N-5 y N-6 = VIDRIO DE NIVEL
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8 = SALIDA FONDO
- M-2 = REGISTRO DE INSPECCN = 18"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 24"  
 PLATOS PERFORADOS  
 AREA DE BAJANTE = 6.39% DE AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 5 MINUTOS

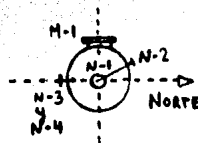
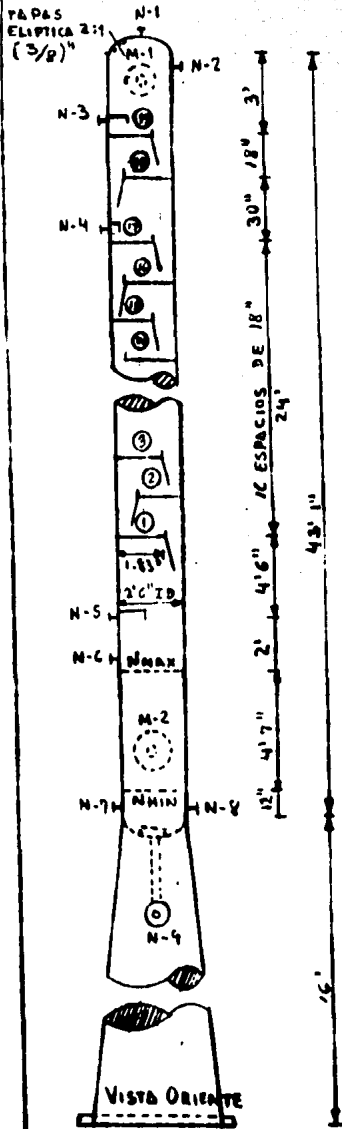
		OPERACION	DISEÑO
PRESION		45 PSIA	75 PSIA
TEMP	Max		
	Min		

CASO PESADO

MATERIAL DE CONSTRUCCION:  
 ASTM-SA-285 GRADO C

# COLUMNA DE RECTIFICACION CON VAPOR DE PARAFINAS BLANDAS

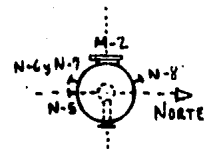
DA-208



TAPAS ELIPSOIDALES 2:1 (3/8)"

- N-1= SALIDA VAPOR
- N-2= REGISTRADIA- CONTROLADOR DE PRESION 3"
- N-3= ENTRADA REFLUJO CON SOLVENTE HUMEDO
- N-4= ALIMENTACION
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION= 18"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 18"  
 PLATOS PERFORADOS  
 AREA DE BAJANTE = 8.00 %  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 3 MINUTOS (CASO PESADO)



TAPA ELIPSOIDAL 2:1 (3/8)"

- N-5= ENTRADA DE VAPOR DE ARRABASTRE
- N-6 y N-7= VIDRIO DE NIVEL= 1"
- N-8= CONEXION DE SERVICIOS 2"
- N-9= SALIDA FONDO
- M-2= REGISTRO DE INSPECCION= 18"

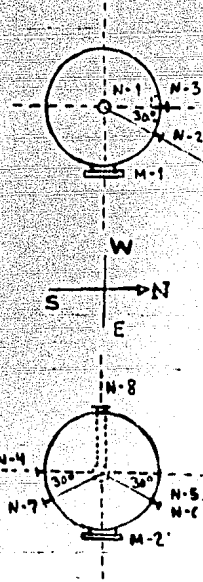
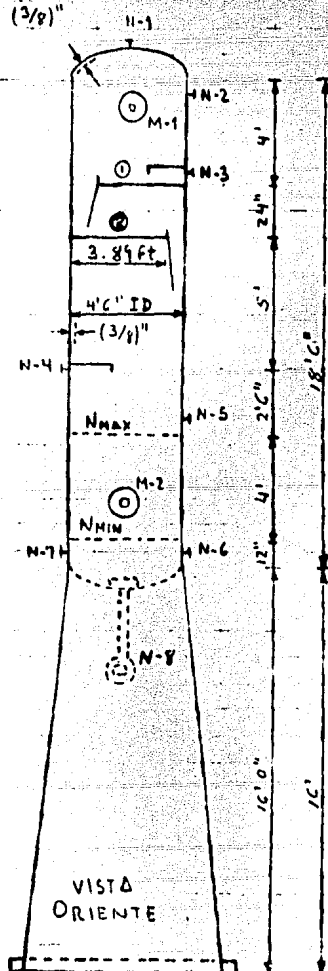
		OPERACION	DISEÑO
PRESION		14.5 PSIA	45 PSIA
TEMP.	MAX		
	MIN		

MATERIAL DE CONSTRUCCION :  
 ACERO AL CARBON ASTM-A-213  
 GRADO C

COLUMNA DE PRIMERA ETAPA DE VAPORIZACION DE SOLVENTE. PARAFINAS DURAS.

DA-209

TAPA BORTICA 2:1  
(3/8")



- N-1= SALIDA DE VAPOR
- N-2= REGISTRADOR-CONTROL DE PRESION = 1"
- N-3= REFLUJO CON DISOLV. SECO
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION = 18"
- N-4= ALIMENTACION
- N-5= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-6= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-8= SALIDA FONDO
- M-2= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

		OPERACION	DISEÑO	CASO PESADO
PRESION		16.5 PSIA	45 PSIA	
TEMP	MAX			
	MIN			

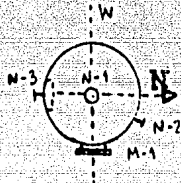
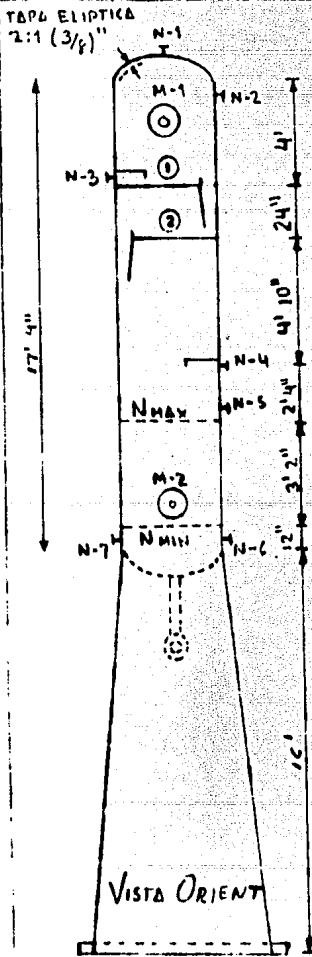
AREA DE BOYANTE = 8.14% DEL AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 5 MINUTOS

MATERIAL DE CONSTRUCCION :  
 ASTM-SA-285-GRADO C.

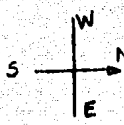


# COLUMNA DE VAPORIZACION A ALTA PRESION PARAFINAS DURAS

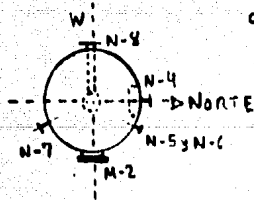
DA-210



- N-1 = SALIDA VAPOR
- N-2 = PRC = 1"
- N-3 = ENTRADA REFLUJO CON SOLVENTE SECO
- M-1 = REGISTRO DE INSPECCION = 1 1/8"



- N-4 = ALIMENTACION
- N-5 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-6 = VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-7 = CONEXION DE SERVICIO
- N-8 = SALIDA FONDO
- M-2 = REGISTRO DE INSPECCION = 1 1/8"



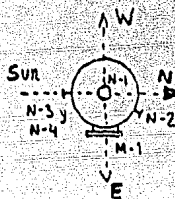
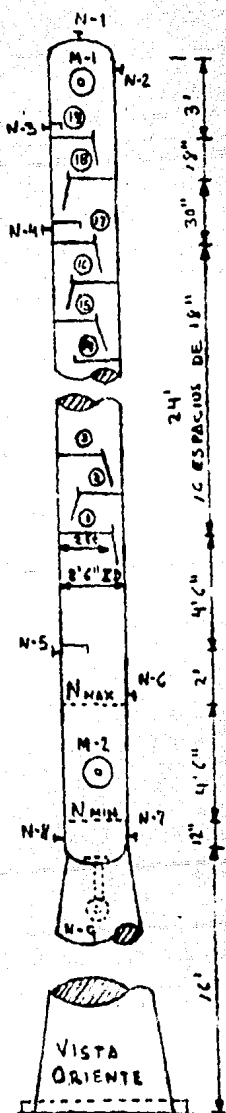
AREA DE BAJANTE = 7.13% AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE NMAX Y NMIN = 5 MINUTOS

PRESION		OPERACION	DISENO	CASO
		45 PSIA	75 PSIA	NEUTRO
TEMP	MAX			
	MIN			

MATERIAL : ASTM - SA - 285 - GRADO C

# COLUMNA DE RECTIFICACION CON VAPOR DE PARAFINAS DURAS

DA-211

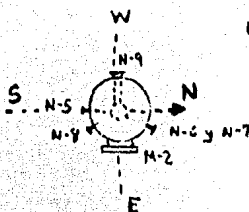


- N-1: SALIDA VAPOR
- N-2: REGISTRADOR-CONTROLADOR DE PRESION=1"
- N-3: ENTRADA REFLUJO CON DISOLVENTE HUMEDO
- N-4: ALIMENTACION
- M-1: REGISTRO DE INSPECCION=1 1/2"

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 18"  
 PLATOS PERFORADOS  
 AREA DE BAJANTE = 14.27%  
 TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE N<sub>MAX</sub> Y N<sub>MIN</sub> = 3 MINUTOS (CASO N. LIGERO).

## MATERIAL DE CONSTRUCCION

ASTM-SA-285-C GRADO-C

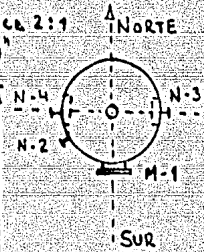
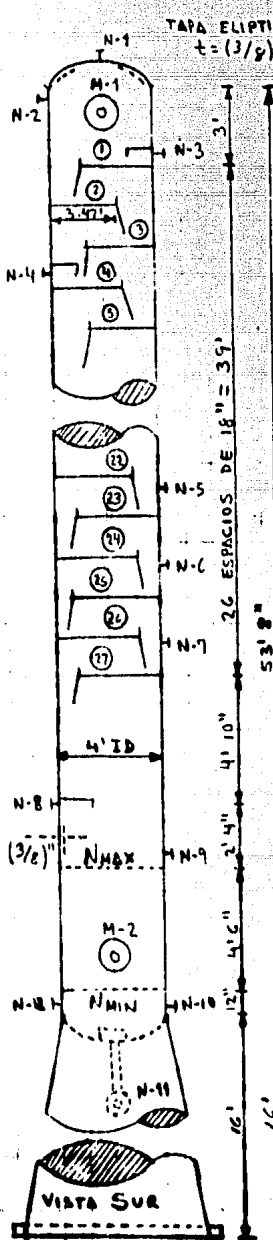


- N-5: ENTRADA VAPOR DE ARRASTRE.
- N-6: N-7: VIDRIO DE NIVEL=1"
- N-8: CONEXION DE SERVICIO=2"
- N-9: SALIDA FONDO
- M-2: REGISTRO DE INSPECCION=1 1/2"

	OPERACION	DISENO
PRESION	14.5 PSIA	45 PSIA
TEMP	MAX	
	MIN	

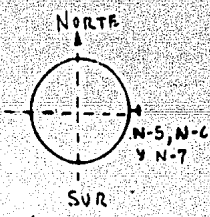
# COLUMNA SECADORA DE DISOLVENTE

DA-212

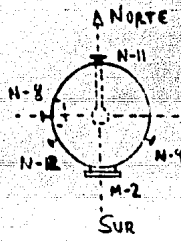


- N-1= SALIDA VAPOR
- N-2= CONTROLADOR-REGISTRADOR DE PRESION = 1"
- N-3= REFLUJO
- N-4= ALIMENTACION
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

AREA DE BAJANTE = 7.80 %



- N-5= TERMOPUZO
- N-6= TRC, TI
- N-7= TERMOPUZO

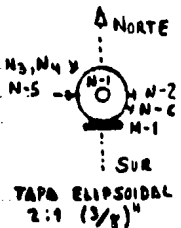
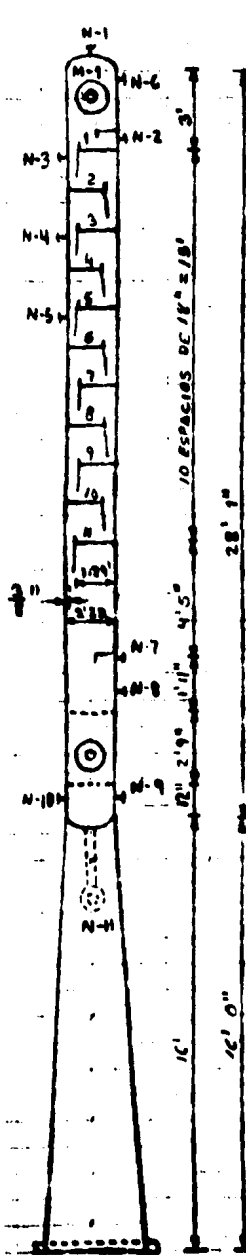


- N-8= ENTRADA DE VAPOR
- N-9= N-10= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-11= SALIDA HACIA REHERVIDOR
- N-12= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- M-2= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

		OPERACION	DISEÑO	CASO
PRESION		±17.5 PSIA	SÚPSIA	PESADO
TEMP	DAÑO			
	FUNDO			
TIEMPO DE PERMANENCIA ENTRE NMAX Y NMIN = 2 MINUTOS (CASO PESADO)				
MATERIAL DE CONSTRUCCION: ASTM-SA-285 GRADO C				

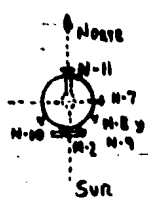
COLUMNA DE DESTILACION POR ARRASTRE DEL SISTEMA MEK-AGUA

DA-213



- N-1= SALIDA DE VAPOR
- N-2= ALIMENTACION
- N-3= TERMOPOZO
- N-4= TRC y TI
- N-5= TERMOPOZO
- N-6= PRC = 1"
- M-1= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

AREA DE BAJANTE = 31.64% DEL AREA TRANSVERSAL DE LA COLUMNA



- N-7= ENTRADA VAPOR DE ARRASTRE
- N-8 y N-9= VIDRIO DE NIVEL = 1"
- N-10= CONEXION DE SERVICIO = 2"
- N-11= SALIDA DE FONDO (DRENAJE)
- M-2= REGISTRO DE INSPECCION = 18"

	OPERACION	DISÑO
PRESION	± 14.7 PSIA	45 PSIA
TEMP	Domo	
	Fondo	212°F

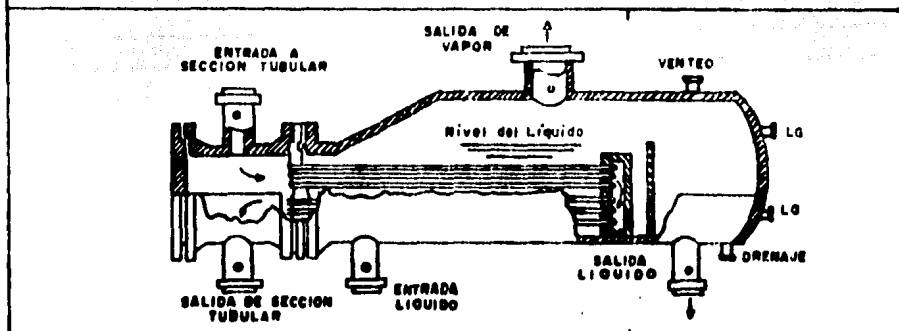
MATERIAL DE CONSTRUCCION  
ACERO AL CARBON ASTM-5A-265-C

INTERCAMBIADORES DE CALOR	EA-109-E
Servicio de la Unidad <u>ENFRIAMIENTO DEL AGENTE DESPARAFINANTE PARA USO EN DILUCION Y LAVADO</u>	
Tipo <u>EVAPORADOR KETTLE</u>	Clave <u>EA-109-E</u>
Núm. de Unidades Requeridas <u>1</u> Arreglo _____	

Datos para Diseño Mecánico:

Caso : NEUTRO	Tubos	Coraza
Fluido	DISOLVENTE MEK / TOL	PROPANO
Flujo (lbmol/hr)	4 848.66	1 001.46
(epm)	906.03	
Z - mek	0.5336	PROPANO = 1.0000
Z - tol	0.4664	-
Z - wat	0	-
Z - hc.	0	-
Fase	LIQUIDO	LIQUIDO SATURADO
Calidad	LIQUIDO SUBENFRIADO	LIQUIDO SATURADO
Temperatura entrada	12 °F	- 6 °F
Entalpía entrada	2 037 977 BTU/hr	-
Caida de Presión	-	17 PSIA
Calor intercambiado	3 037 270 BTU/hr	3 037 270 BTU/hr
Entalpía de Salida	- 999 297 BTU/hr	-
Presión a la Salida	-	28 PSIA
Temperatura Salida	- 6 °F	- 15 °F
Fase	LIQUIDO	LIQUIDO Y VAPOR
Calidad	LIQUIDO SUBENFRIADO	VAPOR = 0.4153

Area de transferencia requerida 2 472 ft<sup>2</sup> (aproximadamente ).  
 Coeficiente de Transferencia de Calor aproximado 75 BTU/hr·F ft<sup>2</sup>.  
 Material de Construcción: Tubos ACERO Coraza ACERO.  
 LMTD \_\_\_\_\_ . LMTD corregido \_\_\_\_\_ .  
 Tubos: Núm \_\_\_\_\_ . Long. \_\_\_\_\_ O.D. \_\_\_\_\_ BWG \_\_\_\_\_ Pitch \_\_\_\_\_ .  
 Coraza: pasos \_\_\_\_\_ . I.D. \_\_\_\_\_ Espesor \_\_\_\_\_ .  
 Baffles: Núm. \_\_\_\_\_ Long. \_\_\_\_\_ Espaciamiento \_\_\_\_\_ . Espesor \_\_\_\_\_ .



## Capítulo X .- Epílogo .

En este trabajo de tesis profesional se han cubierto dos de las áreas más importantes de la Ingeniería Química, como son los trabajos de investigación y de desarrollo de la ingeniería básica de proceso.

Una vez terminado el diseño termodinámico del proceso, el jefe de proyecto puede preparar un calendario de actividades para programar y controlar las actividades restantes que, con la colaboración de sus grupos de ingeniería especializados, llevarán a la terminación del proyecto en un tiempo optimizado .

La planeación y programación de dichas actividades es de vital importancia para la culminación del proyecto .

El calendario debe indicar fechas de iniciación y terminación para las actividades de ingeniería de detalle, adquisición de equipos, instrumentos y accesorios, preparación del terreno, y la instalación y prueba de los equipos industriales adquiridos. Si dicho programa se prepara y se sigue adecuadamente, se asegurará una terminación razonablemente rápida de la construcción de la planta y una eficiente coordinación entre los grupos de ingeniería .

La elaboración del calendario de proyecto debe ser, definitivamente, el trabajo a desempeñar por el personal (administrador del proyecto) más experimentado y capaz .

En nuestro caso, conforme al trabajo que hemos realizado, las actividades que deben tomarse en cuenta para la preparación del calendario de proyecto son las siguientes :

1.- Diseño mecánico de Intercambiadores de Calor.- Aquí debe tomarse en cuenta que los intercambiadores de doble tubo con ragpadores internos son equipos especiales en los cuales el diseño resulta un poco más complicado ya que la transferencia de calor no se presenta únicamente como un fenómeno de convección natural sino que también existe la convección forzada, además de la precipitación selectiva de las parafinas, y un probable comportamiento no newtoniano de la corriente que fluye por la sección tubular de estos aparatos .

2.- Complementación del diseño de recipientes y columnas de destilación.- el cual debe abarcar una especificación total del cuerpo y los accesorios (agitadores, platos, mamparas, etc.).

3.- Diseño y Especificación de Filtros .

4.- Diseño hidráulico de la red de tuberías .

5.- Diseño del rack de tuberías .

6.- Diseño y especificación de equipos motrices (bombas eléctricas, bombas accionadas por turbina, compresoras, eyectores).

7.- Diseño de los principales dispositivos de distribución eléctrica, planta principal y transformadores de subestación , y de dispositivos más pequeños, tales como arrancadores de motor.

8.- Diseño de la cimentación de recipientes y columnas, y de estructuras arquitectónicas para equipos que las requieran .

9.- Diseño de la red de distribución de ductos eléctricos para conductores subterráneos .

10.- Selección de fabricantes de recipientes y remisión de las hojas de datos de equipo y de los dibujos de diseño primario para su procuración .

11.- Remisión de planos de cimentación a las cuadrillas de construcción para erección .

12.- Remisión de planos de estructuras de acero para fabricación, procuración y armamiento de los racks de tuberías .

13.- Arranque de la construcción: limpieza del terreno, nivelación preliminar y excavaciones para cimentación .

14.- Terminación de la elaboración de la lista de materiales de tubería para su adquisición .

15.- Terminación del armamiento de los racks de tubería .

16.- Instalación de tuberías .

17.- Instalación de los equipos industriales .

18.- Instalación de instrumentos .

19.- Prueba del equipo instalado .

20.- Procedimientos de operación de arranque .

21.- Aceptación de la planta por el cliente .

La estimación del requerimiento de horas-hombre para el cumplimiento de estos 21 puntos es un trabajo bastante arduo y que, como ya se dijo, requiere de experiencia, por lo que queda fuera del alcance de esta tesis profesional .

**FA-101.**  
 RECIBIENTE DE RECEPCION  
 Y PREPARACION DEL A-  
 GENTE DESPARAFINANTE:  
 MEZCLAS MEK-TOL.

**FA-102.**  
 RECIBIENTE ACUMULADOR  
 DE SOLVENTE SECO Y DI-  
 SOLVENTE HUMEDO.

**EA-101**  
 CALENTADOR DE  
 HOMOGENEIZACION.

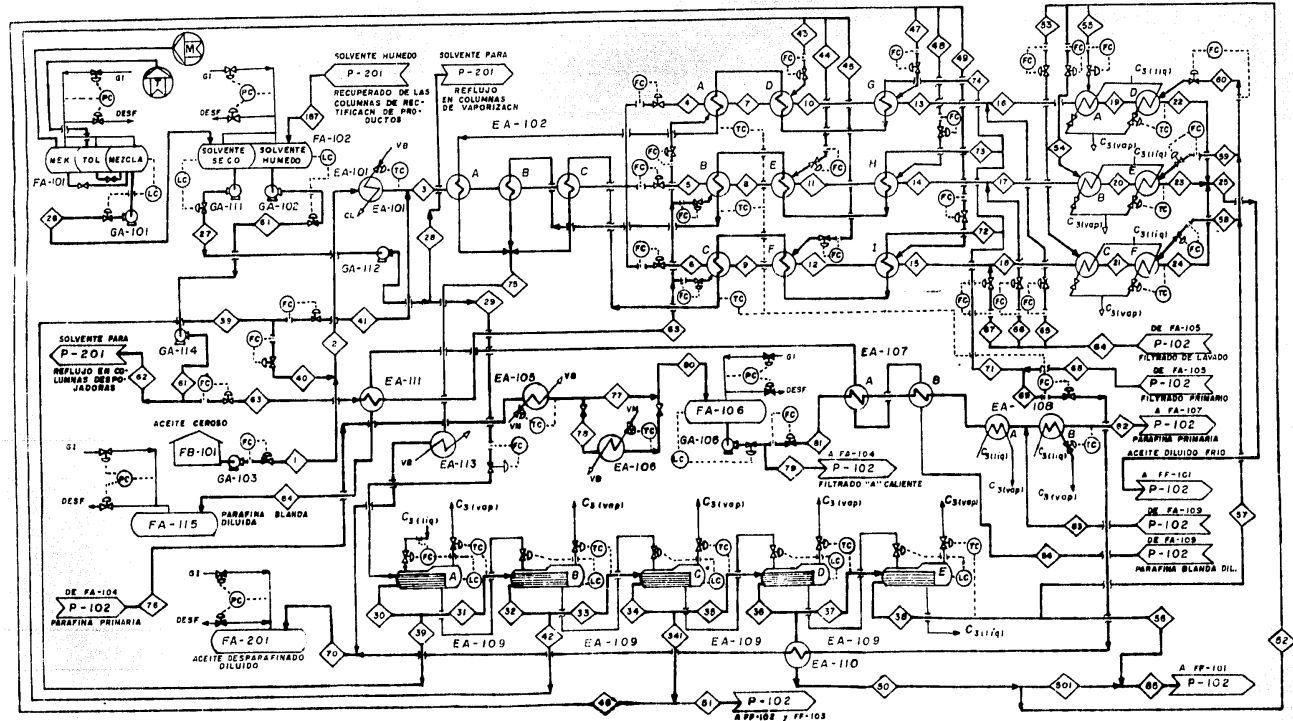
**EA-102-A,B,C**  
 PRECALENTADORES DE  
 CARGA DE ACEITE CE-  
 ROSO DILUIDO.

**EA-103-A,B,C,D,E,F,G,H,I**  
 INTERCAMBIADORES DE CALOR: FILTRADO PRIMARIO/ACEITE  
 CEROSO HUMBO A DESPARAFINADO.

**EA-104-A,B,C,D,E,F**  
 ENFRIADORES DE SERVICIO DE LA  
 CARGA A DESPARAFINADO.

EA-103

EA-104



**FB-101**  
 TANQUE ACUMULADOR DE  
 CARGA DE ACEITE CEROSO.

**FA-115**  
 RECIBIENTE ACUMULADOR  
 DE PARAFINA BLANDA DI-  
 LUIDA TIBIA.

**FA-201**  
 TANQUE ACUMULADOR  
 DE ACEITE DESPARAFI-  
 NADO DILUIDO.

**EA-111**  
 INTERCAMBIADOR DE  
 CALOR: PARAFINA BLAN-  
 DA DIL. / SOLV. SECO.

**EA-113**  
 POSTCALENTADOR DE  
 ACEITE DESPARAFINADO  
 DILUIDO.

**EA-105**  
 PRECALENTADOR DE  
 PARAFINA PRIMARIA.

**EA-106**  
 HOMOGENEIZADOR DE  
 PARAFINA PRIMARIA  
 DILUIDA.

**EA-103A-E1**  
 SISTEMA DE FILTRADORES  
 DE AGENTE DESPARAFINAN-  
 TE PARA DILUCION Y LA-  
 VBOS.

**FA-106**  
 MEDIANTE DE ACU-  
 MULACION DE PARAFI-  
 NA PRIMARIA DILUIDA -  
 HOMOGENEIZADA.

**EA-110**  
 INTERCAMBIADOR DE CA-  
 LOR: SOLV. SECO DESPARAFI-  
 NADO / SOLV. SECO.

**EA-107-A,B**  
 INTERCAMBIADORES DE  
 CALOR: PARAFINA BLAN-  
 DA DILUIDA FRIA / PARA-  
 FINA PRIMARIA DILUIDA  
 HOMOGENEIZADA

**EA-108-A,B**  
 ENFRIADORES DE  
 RECRISTALIZACION  
 DE PARAFINA -  
 PRIMARIA.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
 CUANTITLAN.  
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
 DE MEXICO

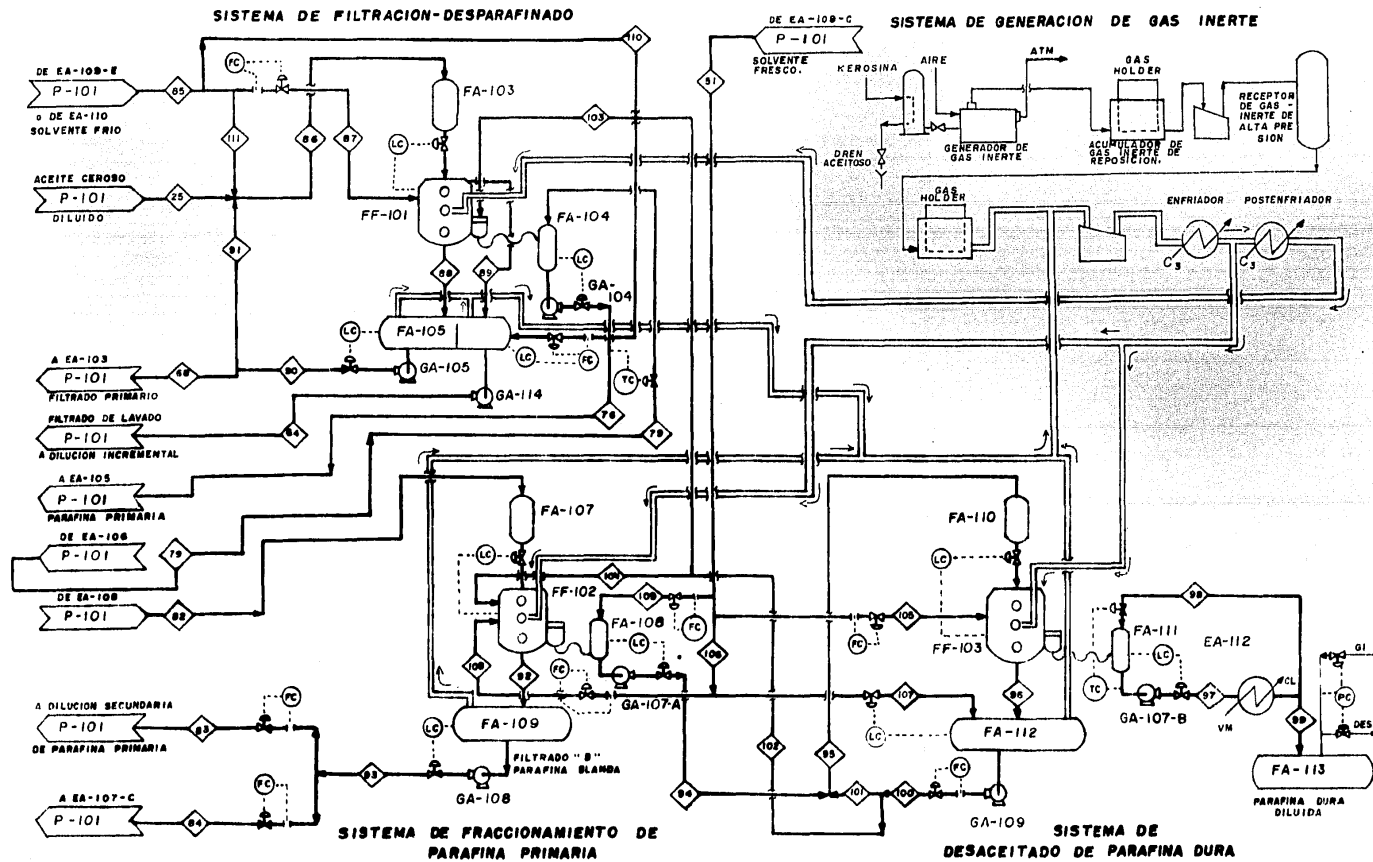
UNIDAD DESPARAFINADORA  
 DE  
 ACEITES LUBRICANTES.

SECCION DE TRATAMIENTO  
 SISTEMAS DE DILUCION Y DE ENFRI-  
 AMIENTO DE ACEITE Y AGENTE DES-  
 PARAFINANTE.

DIAGRAMA DE FLUJO  
 P-101

CAP.  
 VII





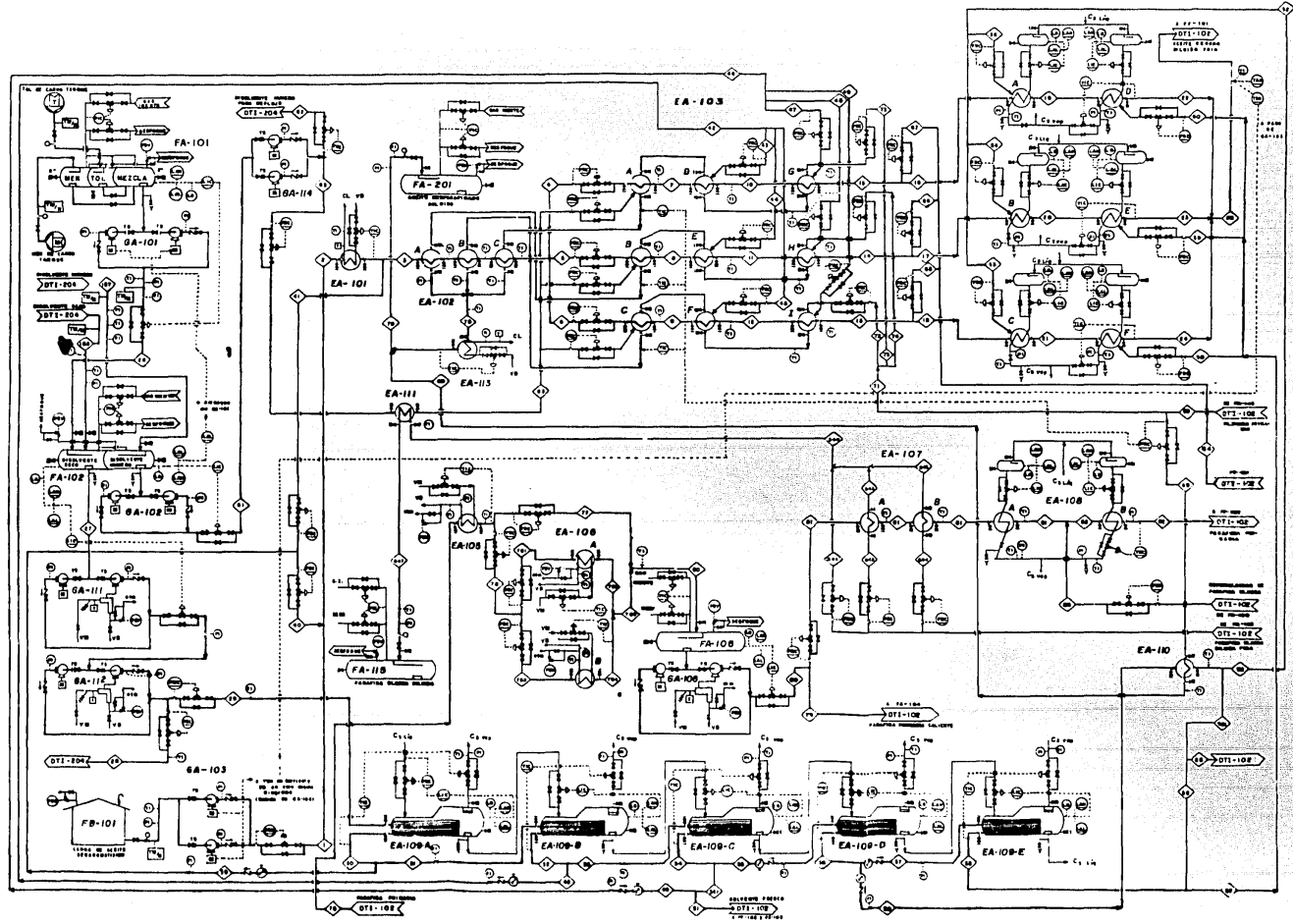
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO.

UNIDAD DESPARAFINADORA  
DE  
ACEITES LUBRICANTES.

SECCION DE TRATAMIENTO  
Sistemas de Filtración.

DIAGRAMA DE FLUJO  
P - 102.



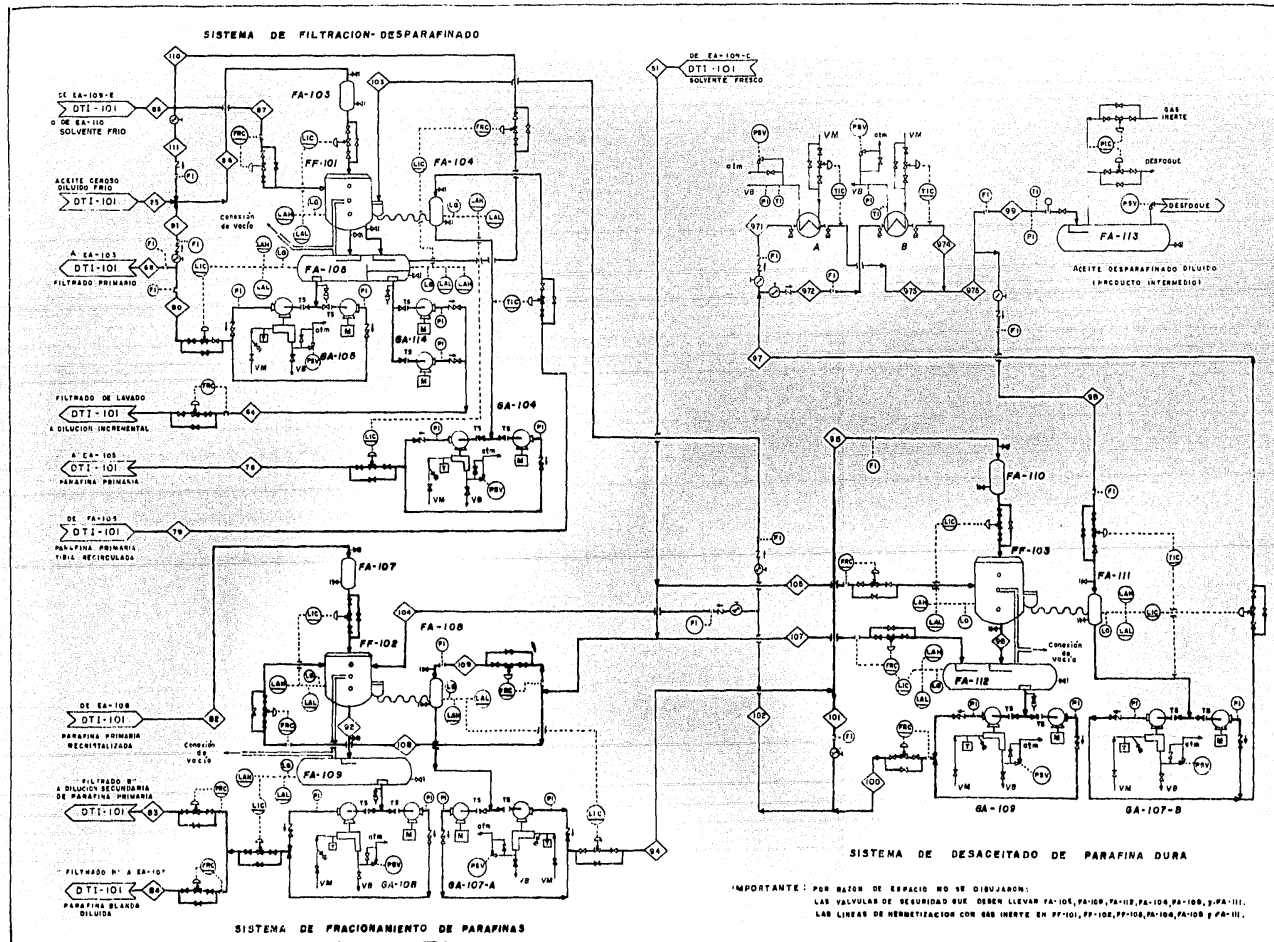


FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN  
U. N. A. M.

UNIDAD DE DESPARAFINADO  
DE  
ACEITES LUBRICANTES .

SECCION DE TRATAMIENTO-  
DE  
SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO Y  
DILUCION

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTOS  
**DTI-101.**



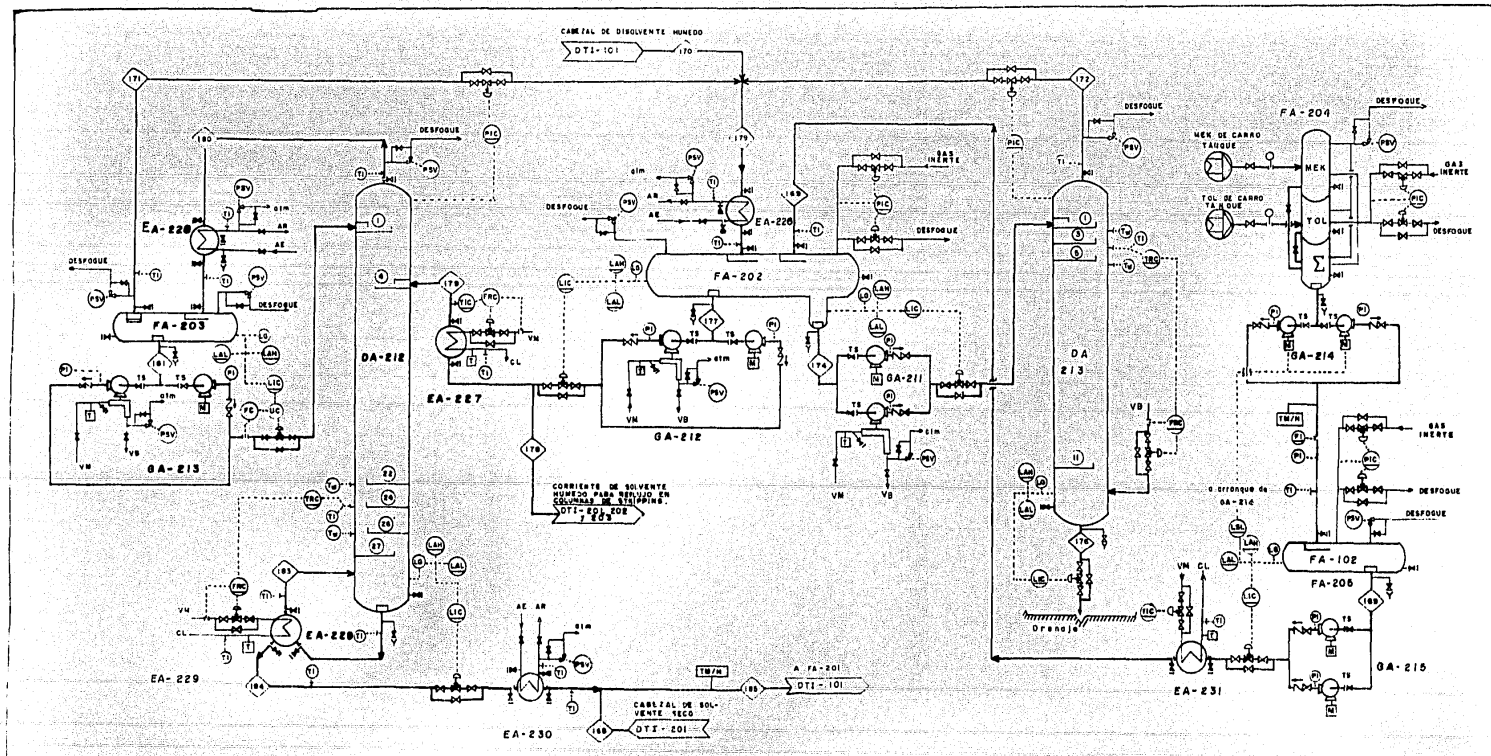
Facultad de Estudios Superiores  
CUAUTITLAN  
U. N. A. M.

UNIDAD DE DESPARAFINADO  
DE  
ACEITES LUBRICANTES.

SECCION DE TRATAMIENTO  
SISTEMAS DE FILTRACION.

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTOS  
DTI-102.





FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN  
U. N. A. M.

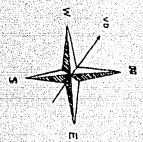
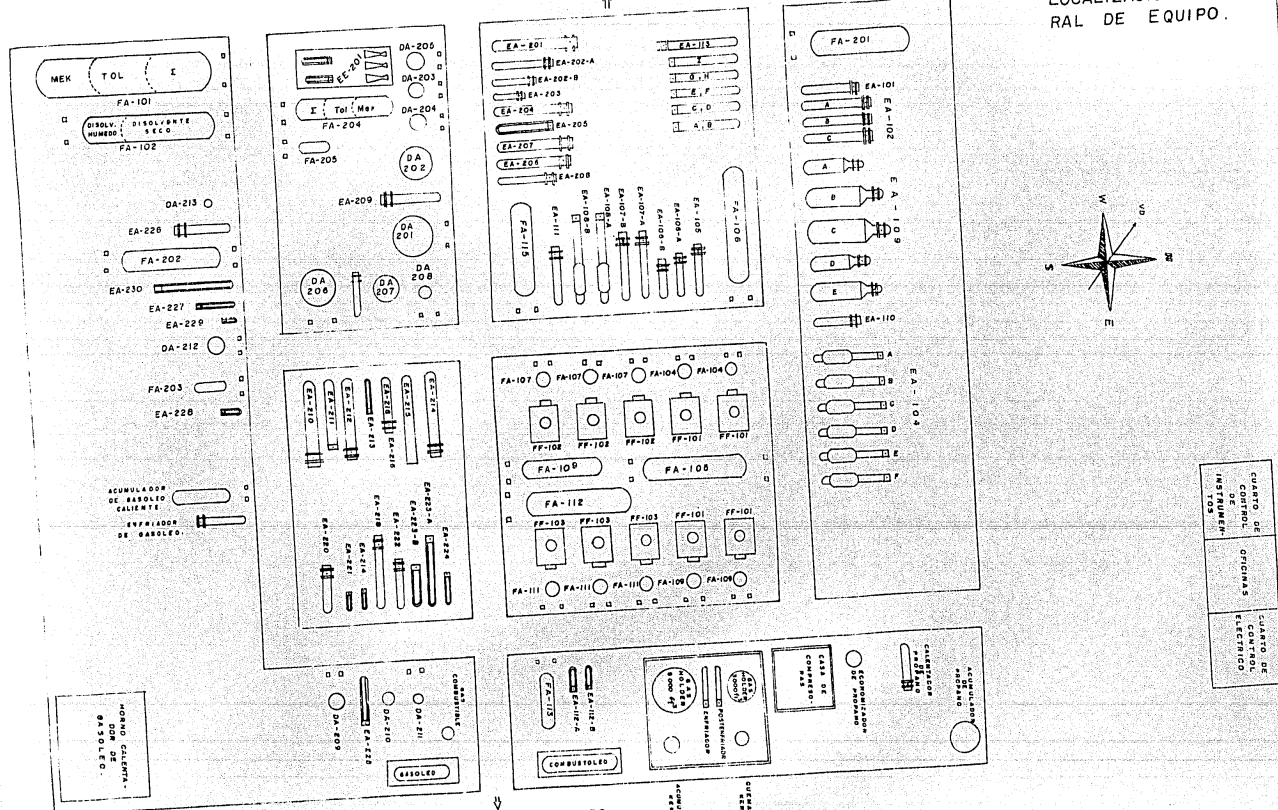
UNIDAD DE DESPARAFINADO  
DE  
ACEITES LUBRICANTES

SECCION DE RECUPERACION DE  
PRODUCTOS  
SISTEMA DE RECUPERACION Y  
SECADO DEL AGENTE DESPARAFITE

DIAGRAMA DE TUBERIA E  
INSTRUMENTOS  
DTI - 204

AREA DE TANQUERIA

ix.4.- PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO.



CUARTO DE CONTROL DE INSTRUMENTOS

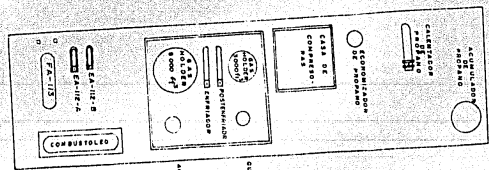
CUARTO DE CONTROL DE ORINAS ELECTRICAS

CUARTO DE CONTROL DE ORINAS ELECTRICAS

PLANTA DE DESAROMATIZADO

PLANTA DE DESASFALTADO

PLANTAS DE DESTILACION A VACIO



## B I B L I O G R A F I A :

### Capítulo I.-

- i.1.- Gini Lacorte, Carlos. Tecnología del Petróleo. Cepsa, - Buenos Aires, Argentina. Caps. X y XI, págs. 200- 241.
- i.1.- Nelson, W.L. "Questions on Technology : What are naphthenic lubricating oils?". Oil & Gas Journal. Mayo 15, '78.
- i.2.- Memorias de Labores de Pemex. Petróleos Mexicanos, Marzo de 1984.

### Capítulo II.-

- ii.1.- Kalichevsky, V.A. Modern Methods of Refining Lubricating Oils. Reinhold Publishing Corporation. Cap. II, pág 22. Scranton, Philadelphia, U.S.A., 1938 .
- ii.2.- Referencia (ii.1).
- ii.3.- Referencia (ii.1) pág. 43 (cap.V).
- ii.4.- Diagramas de Bloques de los Procesos que Conforman el - Tren de Lubrificantes de Salamanca. Pemex, 1978 .
- ii.4.- Wuthier, Pierre. Petróleo, Refino y Tratamiento Químico Tomo I, pág. 617, Cepsa, Madrid, 1973.
- ii.4.- Prichard, James J. "New Lube Plant Can Process Mix of - Crude Oils". The Oil & Gas Journal, Junio 26, 1978, pág. 152 a 157.

### Capítulo III.-

- iii.1.- Referencia (ii.3).
- iii.2.- Tiedje, J.L. & McLeod, D.M. "Higher Ketones as Dewaxing Solvents". Petroleum Refiner. Vol. 34, No. 2, Feb. '55.
- iii.3.- Referencia (iii.1).
- iii.4.- Fauzi, M.A.; Kartinin, B.N.; Chernozhukov, N.I. "Investigation of the effect of dewaxing conditions on the character of the crystallization of the solid hydrocarbons of residual oils". International Chemical Engineering. - Vol. 4, No. 3. Julio, 1964, pág. 519
- iii.5.- Referencia (iii.2)
- iii.5.- Warnecke, J.G. & Blacklund, P.S. "Try Mibk in your wax - deoiling unit". Petroleum Refiner. Vol. 37, Núm.4. Ap. '58.
- iii.5.- Agrawal, U.C. & Sanaf, S.K. "Solvent Deciling of Barauni Slack Wax Using Methyl Isobutyl Ketone". Indian Journal of Technology. Vol. 15, Feb. 1977, pág. 43.
- iii.5.- Rautschka, R. & Pass and Pool, H. "Examine Solvent Dewaxing". Petroleum Refiner. Vol. 33, No. 10. Marzo 1957.
- iii.6.- "Procedimiento Experimental para Operaciones de Desparafinado a Escala de Laboratorio". Subdirección de Refinación y Petroquímica. División de Procesos de Refinación del - I.M.P. Agosto de 1983.



Capítulo IV.-

- iv.2.- Nelson, W.L. "Questions on Technology : Character of - Crude Oils". Oil & Gas Journal. Marzo 9, 1950.
- iv.2.- Referencia (ii.4), pág. 56 . (Wuithier).
- iv.2.- Referencia (ii.1), pág. 14 .

Capítulo V.-

- v.2.- Referencia iii.6.
- v.3.- Process Flow Diagram. Furfural Unit. Pemex at Salamanca. Mc Kee Corporation, 1957 .
- v.4.- Mc Kee Corporation. "LG Oil Dewaxing Unit. Process Description". pág. 1 - 30 .

Capítulo VI.-

- vi.5.- Chao, K.C. & Seader, I.D. AIChE, Vol. 7, 1961, p. 598.
- vi.5.- Byung Ik-Lee & Wayne, C. Edmister. AIChE, Vol. 19, Num. 2 Marzo 1973, pág. 351.
- vi.5.- Scatchard & Hildebrand. The Solubility of Nonelectrolytes. Reinhold Publishing Corporation, 1963 .
- vi.5.- Redlich, Kwong. Chemical Review, 1949. Vol.44, pág 233.

Capítulo VII.-

- vii.2.- Referencia v.4.
- vii.2.- Bechtell Corporation. "General Process Flow Diagram. Solvent Recovery Section. Dewaxing Deciling Unit".
- vii.2.- Rase H.F. y Barrow, M.H. Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso, Cecsa, 1979 .

Capítulo VIII.-

- viii.2.- Process Heat Transfer. Donald Q. Kern. Mc. Graw Hill, Tokio, Japón, 1950, pág. 840 .
- viii.4.- Referencias capítulo VI.
- viii.4.- Anderson, T.F. & Fraunitz, J.M. "Application of the Unique Equation to Calculation of Multicomponent Phase Equilibria" Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development. Vol. 17, Núm. 4, 1978, págs. 552 - 560 .
- viii.4.- Smith, Buford. Design of Equilibrium Stage Processes. Cap. VIII, pág. 276.

Capítulo IX.-

- ix.4.- Referencia vii.2 (Rase & Barrow).
- ix.5.- Foust, A.S. "Principios de Operaciones Unitarias". Cecsa, primera edición, México D.F.
- ix.5.- Ludwig, E. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Gulf Publishing Company, Vol. I .