

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE PETROLEO



**Estudio tecnico economico para la instalacion de una planta
manufacturera de lubricantes refinados en el Noroeste del
Peru**

PRESENTADO POR EL EX-ALUMNO DE LA FACULTAD DE

INGENIERIA DE PETROLEO

PEDRO FIGUEROA DEL BUSTO

PROMOCION 1956

Con todo cariño:

A mis queridos Padres y Hermanos.-

Con sincero afecto:

a mis maestros.-

INDICE

	N° de Pag.
Preliminares -----	I
Introducción -----	1
 <u>CAPITULO I</u>	
<u>Teoría sobre los lubricantes:-</u>	
Definición y clasificación -----	8
Composición química -----	12
Efectos de los constituyentes de una base para lu bricantes sobre sus propiedades.- Modo de elimi - narlos -----	21
Obtención del lubricante ideal .- Necesidad de refinación -----	21
Sección especial sobre gráficos en coordenadas triangulares : Medio de ayuda al cálculo -----	25
Efectos de la temperatura -----	43
Proceso de contacto simple e isotérmico -----	44
" " " multiple e " -----	45
" " " en contracorriente e isotérmico	46
" " " multiple a diferentes temperaturas	
y proceso en contracorriente con gradiente térmica	50
Diferencias en la practica -----	50
 <u>CAPITULO II:-</u>	
<u>Desasfaltización.-</u>	
Procesos de desasfaltización -----	54
Desasfaltización por Destilación -----	54

	Nº de Pag
Explicación general del proceso de refinación Duo-Sol -----	110
Sistema de flujo -----	111
Cálculos sobre la planta de refinación Duo-Sol (horno, bombas, compresores, balances de calor; materia etc)-----	115
Consumo general de la planta -----	134

CAPITULO IV

Descerificación:-

I Procesos convencionales de descerificación	134
II Proceso de filtración -----	135
Proceso de centrifugación -----	140
" " " Sharples -----	141
II Procesos modernos de descerificación-----	144
Descerificación con ayudadores de filtración -----	144
Descerificación por electrofóresis-----	146
" " solventes-----	146
A.- Descerificación con solventes orgánicos	148
B.- " " " clorinados	148
Proceso con tricloetileno o separador Nobel -----	149
Proceso con Dicloro Etileno o "Proceso Bari-Sol" -----	150
C.- Descerificación con solventes del grupo de las Ketones -----	152

D.- Descerifaación con solventes simples (pro- pano) -----	154
Comparación entre los diferentes procesos de des- cerificación y determinación del proceso a seguir	156
Explicación general del proceso de <u>descerificación</u> con propano -----	159
Sistema de flujo -----	161
Cálculo sobre la planta de descerificación con Pro- pano (compresoras, Bombas, Balances de calor, materia etc) -----	165
Consumo general de la planta -----	170
<u>CAPITULO V .-</u>	
<u>Acabado de lubricantes; Tratamiento con Argilla; -</u>	
Proceso de percolación -----	178
" " contacto simple -----	182
" " destilación de contacto -----	186
Procesos combinados -----	187
Comparación entre los diferentes procesos de aca- bado y determinación del proceso a seguir -----	189
Explicación general del proceso de Destilación de Contacto -----	193
Sistema de flujos -----	195
Calculos sobre la planta de destilación de contac- to (hornos, Bombas, balances de calor, materia, etc) -----	191
Consumo general de la planta -----	201
<u>CAPITULO VI</u>	
<u>Financiación y Costos.-</u>	
Producción nacional, Importación, Exportación y con- sumo interno de lubricantes en el Perú -----	207

Producción nacional , Importación, Exportación, y consumo interno de asfaltos en el Perú -----	206
Importación de Ceras -----	209
Posibilidades de la planta proyectada -----	210
Producción teórica necesaria de la nueva planta para 1,958 -----	213
Gastos, Costos y Precios de productos por plantas	
A.- Desasfaltización con Propano -----	215
B.- Refinación Duo-Sol -----	217
C.- Descerificación con Propano -----	219
D.- Tratamiento con arcilla -----	221

P R E L I M I N A R E S

La creciente demanda de lubricantes en el Perú y el enorme exodo de divisas por las importaciones de este producto, me hicieron pensar en la posibilidad de manufacturarlos en el Perú.

Las limitaciones para conseguir este propósito, no lo constituye la producción nacional del petróleo ni la calidad del mismo; sino más bien la deficiencia de equipo. No existe en el país, ni en toda la costa Sur del Océano Pacífico, una planta para fabricar lubricantes acabados de diferentes tipos y para diferentes usos. El crudo peruano de alto contenido parafínico, que constituye el 90% de la producción nacional requiere procesos de descerificación y refinación para producir bases lubricantes. Actualmente este crudo no se trata para obtener lubricantes por deficiencia de equipo, de lo que se deduce que solamente el 10 % de la producción nacional, se obtienen los lubricantes peruanos, que no alcanzará a cubrir para 1,958 ni el 25 % de la demanda interna. El 75 % restante de la demanda lo constituye las importaciones anuales por un valor aproximado de 95'000,000 de soles.

Por ello en el presente estudio traté de ver la posibilidad de manufacturar las bases lubricantes en el país tratando el crudo de alto contenido parafínico con procesos y equipo adecuado y con miras a exportar a los países vecinos, los cuales importan casi la totalidad del consumo de lubricantes.

II

No pretendo hacer un estudio completo del problema por cuanto dificultades en equipo de laboratorio para conseguir ensayos experimentales exactos , no me lo permiten. Sería necesario en base a estos ensayos hacer reajustes en los cálculos tanto en el aspecto químico , como económico, para obtener conclusiones reales.

Los costos son estimativos y los accesorios y servicios adicionales que requieran instalación no los trato en detalle, por cuanto , la erección de la planta, la proyecto en instalaciones ya en funcionamiento.

- - - - -

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

La necesidad de disminuir la fricción entre dos cuerpos en movimiento, se ha puesto de manifiesto, desde épocas anteriores a la era cristiana. El uso de grasas de animales para tal fin, se hallan consignadas en escritos de Herodoto 400 años antes de Cristo, y posteriores adelantos al utilizar grasas y aceites de origen vegetal datan de los principios de la era cristiana, en la cual ya se les daba uso específico a estos lubricantes; diferenciándolos entre sí.-

A mediados del siglo XV se comenzó a modificar estas materias primas para darlos mejores propiedades; así por ejemplo Jorge Agrícola dice que;"se usaban materias bituminosas para extraerles productos líquidos oleosos, al hervirlas"; dando ocasio a la manufactura de lubricantes. De allí en adelante se comenzaron a idear y utilizar procesos que trataba la materia prima en beneficio de la lubricación, ayudados por las leyes descubiertas sobre lubricación, durante los siglos XVI al XVIII.-

Con el descubrimiento del primer pozo de petróleo por Drake, el año de 1859 en Titusville (Pensylvania), se ganó una nueva materia prima, que actualmente ocupa casi la totalidad;(98%) de las bases para lubricantes. Es el petróleo, el que ha dado lugar a los más modernos y especializados procesos para su refinación, llegando su desarrollo a tal punto, que se consideran elementos indispensables ó íntimamente ligados a las industrias del hierro, acero, metales no-férticos, ferrocarriles, textil, electricista, automotriz, etc., etc.-

A pesar de la realidad antes expuesta, sólo a partir de los últimos años del siglo pasado, se han iniciado é instalado plantas especializadas para la manufactura de lubricantes.-

Al principio cuando las exigencias mecánicas no eran de gran importancia, se obtenía como lubricantes, los stoks residuales de la destilación de crudos parafínicos, debido a su bajo contenido en asfalto, luego mejorando el producto, se le quitaba la cera por asentamiento en zonas o estaciones frías, en grandes tanques descubiertos. Posteriormente se vió la necesidad de producir un lubricante más liviano, entonces se destiló el residuo con vapor en cámaras de vacío, separándole la cera en prensas de armazón y planchas; después de lo cual, se le mejoraba el olor y color por filtración directa a través de carbón de hueso o de negro animal, o también con un tratamiento ácido y caustico, el producto residual pesado y brillante se usaba en máquinas grandes. Un nuevo adelanto se consiguió al filtrar este crudo de Pensylvania a través de carbón de hueso, eliminándole el asfalto presente y separando la cera por dilución en nafta con enfriamiento natural; la refrigeración artificial se iba a producir más tarde. Se vió entonces la posibilidad de retirar el asfalto y cera, a fin de tratar otros crudos diferentes al de Pensylvania. Por esa época la calidad del lubricante estaba limitada a la viscosidad, olor y color; la única función que se esperaba de él, era reducir la fricción y el desgaste de las partes móviles; el hecho de normalizar los métodos de pruebas era poco menos que

una visión, La influencia de las máquinas de combustión interna no existía y los trabajos de investigación estaban confinados a la Universidad, no existiendo laboratorios particulares sobre investigación.-

Se ha llegado a la conclusión que sólo un grupo de moléculas de los crudos, son de la debida oestructura molecular para responder a los requisitos que se esperan de un aceite moderno, para lubricar. Esta es la razón por la cual el perfeccionamiento de los métodos de refinación, tienden a la selectividad y eficiencia, en eliminar aquellas moléculas menos adecuadas.

Fué en 1927 que se construyó la primera planta para desparafinar con solventes empleando Benzol-Acetona, lo cual reemplazó al sistema del prensado en armazón con planchas y a la centrifugación que estaban limitados al uso de crudos básicos parafinosos y amorfos.

Seguidamente se perfeccionaron plantas desparafinadadoras con solvente, Propano y las de Metil-Etilo-Ketona, reemplazando a la Acetona, siendo el hecho más saltante que tales procesos ponían al servicio del refinador, las características de bajo punto de fluidez que la industria automotriz necesitaba para climas invernales.-

Con los adelantos en el diseño mecánico automotriz que requerían mayor velocidad, índice de compresión más alto, mayor potencia, mayor presión sobre los cojinetes, temperaturas elevadas, etc., el manufacturador tuvo que estudiar nuevas propiedades en el aceite, tales como régimen de cambios de vis

cosidad con la temperatura, estabilidad a la oxidación y formación de depósitos; lo cual sirvió de fondo al desarrollo de la extracción por solventes, como medio nuevo de refinación, que pretendía eliminar por solución selectiva aquel tipo de moléculas que poseían propiedades malas de viscosidad-temperatura y máxima tendencia a formar depósitos oxidantes. Se estableció la primera planta en 1930, usando como solvente selectivo el Fenol, posteriormente en 1933 se usó el Furfural y en 1934 se usaron dos solventes combinados.-

Se sumaron a estos procesos, el de desasfaltización con Propano, lo cual permitió eliminar el material asfáltico de alto peso molecular, que es completamente dañino.-

El uso de agentes aditivos que permitan el empleo específico del lubricante en condiciones severas, es uno de los más recientes pasos a la obtención de productos homogéneos y de uso variados.-

La época actual nos sorprende cuando aún se está experimentando en la refinación por medios eléctricos y la elaboración de lubricantes sintéticos, los cuales no llegan a ser comerciales. Pero paralelamente a este progreso ha ido la mecánica y su lubricación, como así también la normalización de pruebas, el control de calidad, las pruebas prácticas, el almacenamiento y el envase. Podemos constatar que actualmente se producen lubricantes que no sólo llevan las funciones primitivas de evitar el desgaste y fricción de las piezas móviles de una máquina, sino, que tienen que trabajar como medios para transferir calor, como protector contra la

herrumbre y agentes nocivos extraños, como medio de barrer todos los contaminantes y asimismo como un medio obturador, teniendo que cumplir tales funciones a condiciones extremas de velocidad, temperatura, carga y tiempo de trabajo.-

En el Perú la industria de los lubricantes, se encuentra parcialmente ajena a estos adelantos, ya que su manufactura se reduce al tratamiento de 700 Barriles cada 10 ó 15 días de un crudo de base intermedia con bajo contenido de parafina, en vista que el proceso empírico actual no permite tratar el crudo intermedio con contenido alto de parafina.-

El Perú actualmente produce crudo en promedio, 46,000 Barriles diarios de los cuales 45,000, son de campos aledaños a la refinería de Talara. Este crudo está clasificado como de base intermedia, pero se diferencian comercialmente dos tipos, el de alto contenido de parafina, conocido como HCT cuya producción es 40,500 barriles diarios y el de bajo contenido de parafina ó LCT cuya producción es 4,500 barriles diarios.-

La unidad topping cuya capacidad es de 45,000 barriles diarios, trata el crudo HCT, dejando 35% de crudo residual o sean 15,750 B/D que pasan a las unidades de cracking para obtener más gasolina liviana como gas oil, etc. y breas. En cambio el crudo LCT solo ingresa a topping cada 10 o 15 días, cuyo 35% de crudo residual pasa a la unidad de destilación al vacío para obtener gas oil y bases para lubricantes y asfaltos.

De otro lado la demanda interna de lubricantes en el Perú asciende a 208, 000 Bbs/Año, de los cuales la pro ducción nacional solo puede satisfacer los 70,000 Bbs/Año representando la importación de lo restante un monto de S/.95'000,000 y que llega al consumidor a precios altos.

El objeto del presente proyecto de grado es diseñar una planta de lubricantes, con los procesos mas moder nos de refinación que permita tratar el crudo residual de la planta Topping, cuando trabaja con el crudo HCT de alto contenido parafínico; lo cual nos permitiría mejorar las bases para lubricantes que resulta en beneficio de una pro ducción mas variada de lubricantes para diferentes ser vicios y máquinas; además el mayor volumen que representa satisficaría la demanda interna aun con posibilidades a ex portar lubricantes a los países vecinos y finalmente todos estos productos estarían al alcance del consumidor a pre sios menores que los im portados.

He considerado que por ser tanto el crudo HCT como LCT de base intermedia, se traten en la unidad Topping con juntamente, en la proporción de 9 a 1, es decir 90% de crudo HCT y 10% de LCT. La proporción escogida para la mezcla es la misma que existe entre las producciones de estos dos tipos de crudo en la costa Nor Oeste del Perú.-

Como se verá más adelante de los 15,750 B/D de crudo residual que produce la unidad de topping, para comenzar a fun ciona la planta en 1958 solo sería necesario tratar 2070 B/D y los 13,680 B/D restantes, pasarían a cracking.-

Los procesos a los cuales voy a someter los productos de la destilación al vacío son: desasfaltización, refinación, desnarafinado y tratamiento de arcilla, para lo cual he dejado un capítulo del proyecto para cada uno; explicando todo lo relativo al proceso en forma a-parto.-

CAPITULO I

TEORIA SOBRE LOS LUBRICANTES

Definición y clasificación:-

La definición clásica de lubricante era: " todo cuerpo o sustancia capaz de disminuir la fricción y desgaste entre dos piezas móviles constituya un lubricante". Según este concepto se conocían lubricantes sólidos, líquidos, las sustancias gaseosas no tienen interés comercial.

Entre los sólidos; así como el rodillo que permite el deslizamiento de una tabla sobre el piso; se considera, con función específica al Grafito, el cual tiene uso principal en las máquinas selladas que no permiten el cambio de lubricante. Además existen otros compuestos que en menor grado tienen propiedades semejantes, como el Talco, Mica y Caolín.

Los lubricantes líquidos son los que existen en gran mayoría; de los cuales los derivados del petróleo son casi la totalidad. Sobre este tipo me extenderé posteriormente.

Las grasas que tienen un estado semi-sólido y semi-líquido, desde las más duras a las más blandas, le siguen en orden de importancia a los líquidos derivados del Petróleo.

Según el origen los lubricantes tenemos de cri-

gen animal, vegetal o mineral; considerando entre los primeros, a los aceites grasos derivados de grasas animales como la del carnero, buey, ballena, tortuga, bacalao, cordo los cuales son químicamente muy activos. Los aceites de semillas como la higuerrilla, oliva, palma, lino, coco, nabo, girasol, etc, se sitúan entre los de origen vegetal y finalmente los de origen mineral que son los derivados del petróleo y los sólidos citados anteriormente.

Considerando solamente los lubricantes procedentes de la industria del petróleo, el concepto moderno para definirlos toma como punto de apoyo la función, que ya no es la primitiva, sino que comprende muchas más adicionales de acuerdo al adelanto mecánico y a los procesos de refinación y acabados. Es decir el lubricante moderno ya no actúa solo como lubricante.

Existe una clasificación de estos productos del petróleo de acuerdo a la base del crudo del cual proceden. Actualmente esta clasificación no tiene importancia, antiguamente sí tenía porque solo se obtenían lubricantes de los crudos de base parafínica, pero los procesos de ahora son capaces de producir lubricantes de excelentes calidades de crudos de cualquier base, ya sea parafínica, asfáltica o mixta. Desde luego que será de suma importancia determinar la base del crudo, para ajustar las especificaciones del proceso a los constituyentes del crudo.

Nunca se ha podido uniformizar los criterios de clasificación y los varios proyectos puestos en práctica han

fracasado. Así el más común adoptado para lubricantes motor según los grados S.A.E. basado en la viscosidad, fué sumerado por la alta refinación que consiguió productos fuera de los límites especificados, tal cual como sucedió con el octonaje de la gasolina. Se tuvo que nombrar a estos aceites extra-pesados y extra-livianos. Esta es la razón por la cual no se clasifican los lubricantes de acuerdo a sus propiedades, ya que estas son susceptibles de mejorar grandemente. Los criterios existentes, todos se basan en el uso, comercial y el proceso de refinación.

Segun el proceso de refinación conocemos:

- a) Aceites destilados: generalmente comprendidos entre los 60 a 600 S.S.U a 100° F. que han sido destilados.
- b) Aceites Residuales: son los que no refinados aun, como el Steam Cylinder y los lubricantes oscuros.
- c) Aceites Destilados y prensados: Son de viscosidad baja y media, generalmente de origen parafínico o los mixtos descerificados.
- d) Aceites "Bright Stock": Son los destilados de la destilación al vacío que pasan por un proceso de desasfaltización, refinación, descerificación y tratamiento ácido.
- e) Aceites neutros : Son los destilados de viscosidad media; 45 a 300 SSU a 100° F, que tienen alta estabilidad química .
- f) Aceites Neutros Viscosos: Son productos de fondo de

la fracción neutra con viscosidades que fluctúan entre 175 a 300 S.S.U. a 100°F.

- g) Aceites Neutros No viscosos: Son los productos de tope del proceso anterior.
- h) Aceites Filtrados y No filtrados: Sus nombres indican su proceso de refinación.
- i) Aceites Rojos y pálidos: Son los de grado intermedio que tienen ese color.
- j) Aceites Parafina: Son los que se obtienen del tope de los aceites rojos, que luego son refinados y prensados.
- k) Aceites Oscuros: Son productos residuales redestilados, de viscosidades entre los 200 a 2200 S.S.U á 100°F.
- l) Aceites Destilados con Calor, con vapor o al vacío: Son los que se someten a tales procesos . de alta calidad
- m) Aceites Refinados con Solventes, hidrogenados o mezclados : Según el proceso que siguieron.
- n) Aceites Compuestos: Se trata de mezclas de aceite mineral con aceite animal o vegetal en un porcentaje que varía de 7% para los aceites minerales no emulsionables y 30% para los emulsionables. Tienen gran aplicación en máquinas de corte.
- o) Aceites Blancos: Son aceites decolorados con ácido sulfúrico fumante.

p) Aceites Voltol Oils : Son de cualquier origen que se les trata con corriente eléctrica para aumentarles la viscosidad.

Segun el uso comercial tenemos:-

Lubricantes para compresores, Aviones, automóviles, barcos, motores Diesel, Cigüeñales, Dinamos, Motores eléctricos, cojinetes externos en máquinas de vapor, máquinas de refrigeración, máquina textil, turbinas de vapor, tractores, transmisiones diferenciales, en máquinas hidráulicas, engranajes, prensas, juntas flexibles, máquinas fabricadoras de papel y así podríamos seguir enunciando. Actualmente se producen cientos de lubricantes diferentes para usos específicos.

COMPOSICIÓN QUÍMICA.- TEORIAS:-

No existen fórmulas sobre la composición de los lubricantes derivados del petróleo, por cuanto ellos son bastante complejos, y el análisis cuantitativo ha sido incapaz de determinarlo. Aun no se ha podido fijar cuales son los diferentes tipos de hidrocarburos que se hayan presentes, en una base para lubricantes ni la proporción exacta de los conocidos; menos aun las relaciones carbono: hidrógeno: oxígeno.

Los conocimientos que se tienen son sobre los grupos de hidrocarburos que se ha conseguido separar, los cuales se han clasificado como sigue:

- 1.- Cera cristalina
- 2.- Hidrocarburos, Parafínicos, Nafténicos, Aromáticos y No saturados;
- 3.- Asfaltos y Resinas;
- 4.- Compuestos Sulfurosos;
- 5.- Compuestos Oxigenados;
- 6.- Compuestos Nitrogenados.

1.- CERA CRISTALINA:

Las ceras del petróleo, conocidas como los constituyentes más estables del lubricante, se sabe que están formadas por hidrocarburos saturados de la serie parafínica cuya fórmula es $C_n H_{n+2}$, donde los valores de n varían de 21 a 57.-

Numerosos estudios se han hecho para conocer la composición y estructura de las ceras, así tenemos que Ferris y Cowles llegaron a la conclusión de que ellas eran una mezcla de hidrocarburos de series homólogas.-

Clark y Smith estudiando la estructura cristalina, sometieron una serie de muestras a la acción de los rayos X, por el método de difracción y observaron que aun las muestras mejor refinadas contenían impurezas, que se suponen son de naturaleza asfáltica; pero que la cera en sí, estaba constituida en un 65% por hidrocarburos parafínicos normales y en un 25% por hidrocarburos isoparafínicos. Aun más llegaron a afirmar que estos hidrocarburos eran en su mayoría de 29, 31, 34, 38 y 42 átomos de carbono.-

En general en el petróleo se conocen cuatro tipos de cera. a) Cera parafínica, presente en los destilados de ba

ja viscosidad; b) Cera Elon, presente en los destilados de alta viscosidad c) Petrolatum, propia de los stocks residuales y d) la Cera de varilla, que precipita el petróleo al salir del pozo.

Se dice que todas estas ceras, están constituidas por el mismo tipo de hidrocarburos, anunciados por Clark y Smith, y que las diferencias que presentan en su estructura cristalina, se debe precisamente a las impurezas asfálticas, las cuales actúan como inhibidores, que impiden la formación de cristales grandes y bien desarrollados de cera. Según el mayor o menor contenido de estas impurezas tendremos cristales bien formados que constituyen la cera cristalina o cristales mal desarrollados de la Cera Petrolatum.-

En cambio Ferris y Cowles; afirman que cada serie homóloga de hidrocarburos parafínicos, presentan una estructura cristalina diferente, ya sea en forma de placas, alargadas o agujas, y que la estructura de la cera precipitada toma la forma del tipo que predomina, sin tener en consideración la clase y cantidad del solvento.-

Existe también un tipo de hidrocarburos parecidos a las parafinas que se conocen con el nombre de "falsas ceras", cuya estructura y composición no ha sido aun determinada pero se le situa en el campo de las ceras por tener sus propiedades bastante parecidas. Pero las pequeñas diferencias ha dado lugar a dificultades para determinar el exacto contenido total de ceras en los aceites, debido a que estas falsas ceras son más difíciles de precipitar.-

Para determinar el contenido de ceras en los acei-

En forma práctica, el punto de congelación es un índice del contenido de cera de un aceite. Pero esta determinación "a priori", tiene que tomarse con mucha cautela, por cuanto en aceites asfálticos, el efecto que produce el asfalto es muy similar al de la cera y las variaciones del punto de congelación, no serían no ser indicadores del contenido de cera.-

2.- HIDROCARBUROS, PARAFINICOS, NAFTENICOS, AROMATICOS Y NO SATURADOS.-

Además de la cera cristalina, la composición de los otros constituyentes de los lubricantes, es hasta ahora incierta. Se ha llegado a establecer sí, que la mayor proporción son de hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos, dándose el caso que en aceites conocidos, se saben los porcentajes aproximados de cada tipo, pero no exactamente qué tipo de hidrocarburos son.-

Mabery en 1906, luego de repetidos ensayos empíricos llegó a establecer una fórmula, para las fracciones de alto punto de ebullición de lubricantes Californianos, Pennsylvanianos y Canadienses, que fluctuaba entre $C_n H_{2n}$ a $C_n H_{2n-8}$, en la cual incrementaba la relación carbón: hidrógeno cuando aumentaba el punto de ebullición.-

Posteriormente el mismo Mabery encontró diferencias sustanciales, en la composición de los constituyentes más pesados de las fracciones obtenidas de crudos residuales Rusos y Americanos; ya que en los primeros, el mayor porcentaje lo constituían la serie de hidrocarburos nafténicos puros; $C_n H_{2n}$; que estaban ausentes en los de América.-

Llegó a establecer que la serie $C_n H_{2n-2}$ se halla ba en mayor proporción en los lubricantes livianos, en cambio la serie $C_n H_{2n-4}$ en los lubricantes medianos y en general los lubricantes de grados más pesados estaban compuestos principalmente de hidrocarburos de la serie $C_n H_{2n-8}$. Las series $C_n H_{2n-10}$, $C_n H_{2n-12}$, $C_n H_{2n-14}$ y $C_n H_{2n-16}$, $C_n H_{2n-18}$, se hallaban en grados mucho menor, a pesar de que son hidrocarburos que también tienen propiedades lubricantes, pero cada vez menor, conforme se acercan al límite que lo constituyen los hidrocarburos asfálticos de fórmula $C_n H_{2n-20}$ y los menos ricos en hidrógeno.-

Ratificando los conceptos de Mabery; Smith en 1930, luego de diversos estudios sobre fracciones lubricantes de Virginia (E.E.U.U.) encontró fórmulas empíricas para ellos que variaban de $C_n H_{2n-2}$ a $C_n H_{2n-8}$ con pesos moleculares de 300 a 900.-

Se ha establecido la presencia de hidrocarburos No saturados en las fracciones lubricantes, aunque se cree que ellos se deben principalmente a estructuras de anillos aromáticos. A pesar del ligero craqueo que siempre se produce en todos los equipos comerciales de refinación, lo cual desdobra las fracciones lubricantes en productos viscosos y de mayor punto de ebullición, la presencia de las olefinas se considera probable.-

En el año de 1935, Vlughter, Watorman y Van Weston, consiguieron adelantos en los métodos para hallar la composición de los lubricantes, al correlacionar los cambios en las

propiedades físicas de los aceites sometidos a hidrogenación completa. Según este método se podría determinar el porcentaje de anillos aromáticos, nafténicos y cadenas na ra f í n i c a s normales o laterales, de las propiedades físicas del aceite. Así por ejemplo en el caso de un aceite de Pen s y l v a n i a de 512 de peso molecular se encontró 8% de anillos aromáticos, 15% de anillos nafténicos y 77% de cadenas laterales de hidrocarburos na ra f í n i c a s. En cambio en otra muestra de un crudo de base asfáltica de peso molecular 349, se halló: 32% de anillos aromáticos, 29% de anillos nafténicos y 39% de na ra f í n i c a s.

3.- ASFALTOS Y RESINAS.

De un modo general se sabe que los as fa l t o s y re s i n a s son productos de oxidación de los hidrocarburos na g e n a d o, ya que es una realidad que el material precipitable de las fracciones de los hidrocarburos del petróleo, se in cr e m e n t a con la oxidación; aunque no se acerta que todo el material conocido como as fa l t o y re s i n a s contiene oxígeno.

Sachanen considera que las sustancias asfálticas que se encuentran en los aceites forman soluciones coloidales y/consecuencia el hecho de eliminarlos del aceite, compete a la química coloidal.

Sólo se ha podido diferenciar las sustancias asfálticas entre sí por el diferente grado de solubilidad que tienen en los solventes orgánicos, así por ejemplo conocemos:

- a) Los Carboides: que son sustancias asfálticas que no llegan a solubilizarse en ningún solvente orgánico.-
- b) Los Carbenos: Se diferencian del anterior, porque se solubiliza en el Sulfuro de Carbono; pero no así en el Benzol.-
- c) Asfaltenos: Se solubilizan en el Benzol, pero no alcanza a hacerlo en el Eter de petróleo, y
- d) Resinas: Que son completamente solubles en el Eter de petróleo.

En estas sustancias asfálticas la relación Carbono; hidrógeno va gradualmente disminuyendo, de los Carboides a las resinas; es decir, que estas últimas tienen mayor cantidad de hidrógeno. Esta es la razón por la cual oxidando las resinas, le eliminamos el hidrógeno y gradualmente se transforman en asfaltenos, lo mismo que al hidrogenar los asfaltenos se convierten en resinas y así sucesivamente.-

Existen además en los aceites otras sustancias asfálticas, como los ácidos asfálticos o anhídridos de ácidos asfálticos, que se comportan como los asfaltos, con la ventaja que pueden ser titulados o saponificados con hidróxidos alcalinos.-

Es poco común encontrar en proporción grande, carbenos y carboides en los crudos, pero sí pueden generarse por deshidrogenación de los asfaltos o resinas en condiciones severas de temperatura.-

Con anterioridad hemos visto que sustancias de naturalidad asfáltica presente en las ceras actuaban como impu

nurezas, perjudicando la cristalización de la misma, pues bien, ensayos en el microscopio electrónico, de gran notoriedad, para estudiar la estructura cristalina de las ceras, no han sido capaces de visualizar estas sustancias asfálticas, razón por la cual Sachanon consideró los asfaltonos como coloides finamente dispersos é inmercentibles.-

También se ha llegado a determinar las resinas, como coloides que cuando se encuentran ocultas en los asfaltonos, les comunican a estos una solubilidad aparente en solventes volátiles de alto punto de ebullición, como el Keroseno, lo cual no sucedería si los asfaltonos estuvieran solos, ya que máximo alcanzan a disolverse en el Benzol.-

4.- COMPUESTOS SULFUROSOS:-

A pesar de considerarlos en cuarto lugar por su reducido porcentaje en la mayoría de los aceites, existen casos especiales en que los compuestos sulfurados, forman un gran porcentaje de algunos lubricantes. Es frecuente observar con recelo, un lubricante o aceite de alto contenido de compuestos sulfurados, pero no debe darse tanta importancia a la estimación cuantitativa, si antes no se ha considerado el estado químico de ellos dentro del lubricante.-

Habrían formas muy diversas en que podrían presentarse estos compuestos en una fracción lubricante, pero de todos ellos el constituyente más dañino es cuando está como azufre libre, ya que en ese estado perjudica la estabilidad del aceite en condiciones severas de trabajo, temperatura y oxidación, solo en el caso que se usen cortes para lubricantes

que trabajan en frío y altas presiones no tendría importancia tal consideración.-

Birch y Norris en 1929 llegaron a establecer la existencia de compuestos sulfurados activos que contenían más de un átomo de azufre dentro de la molécula de Kerosenos livianos y aún más no acontaron la posibilidad de cadenas de compuestos sulfurados. En cambio F. Thompson, refuta la teoría de Birch y Norris, por la sencilla razón de que productos como el Kerose-
ne requieren de alta estabilidad al cobre, lo cual no consiguen con la presencia exagerada del azufre; concen-
tuando también como más probable que la mayoría de los compuestos sulfurados estables contengan tan solo un átomo de azufre por molécula y posiblemente dentro de una estructura, tipo anillo. De acuerdo a esto último concen-
to, para un lubricante de peso molecular 500 con un contenido de azufre del 1 % le corresponde un contenido de compuestos sulfurados del 15% en peso.-

5.- CUERPOS OXIGENADOS:-

La mayor proporción de sustancias que contienen oxígeno, y que están presentes en los lubricantes, lo constituyen los ácidos nafténicos, los cuales son eliminados casi en su totalidad por los procesos de refinación convencional con ácido ó arcillas. En los más recientes procesos se les remueve con anterioridad durante la destilación y redestilación al inyectar soda cáustica a la línea de carga del alambique y separando posteriormente los jabones de soda formados del fondo.-

La gran dificultad que ofrecen estos ácidos nafténicos en los lubricantes, es que atacan a las superficies

metálicas lubricadas formando jabones metálicos. Además durante el proceso de refinación del aceite podrían formarse jabones sódicos o cálcicos que malogran la calidad del lubricante, dándole una apariencia nebulosa o depositando precipitados flocculentos, de los mismos jabones, cuando son expuestos a la humedad ó a las condiciones atmosféricas.-

6.- COMPUESTOS NITROGENADOS:

Estos compuestos son los que se presentan en muy poco porcentaje, del orden del centésimo %. Estudios especiales de Bailey, le atribuyen a ellos, una estructura hidro-aromática y muy íntimamente ligados a los subproductos de los alcaloides como la Piridina y Quinoleína.-

Mabery sostiene haber separado nitrógeno, ebulviendo bases a temperaturas bajo los 130°C, pero S. Birch considera que ellos ebulven a temperaturas mayores y que solo se podrían presentar en productos livianos como Gasobinas, Kerosenes, Gas Oil pero no en lubricantes y menos aún si éstos han sido refinados ó tratados con ácido sulfúrico.-

EFFECTOS DE LOS CONSTITUYENTES DE UNA BASE PARA LUBRICANTES SOBRE SUS PROPIEDADES.- MODOS DE ELIMINAR LOS MALOS.-

1°.- La Cera.-

Por ser uno de los constituyentes más estables, en su principio no perjudicaría al lubricante. Pero; por el hecho de cristalizar a una temperatura relativamente elevada, impediría la normal circulación del aceite dentro del sistema de lubricación, por

la pérdida de fluidéz. Sólo en el caso que la temperatura de trabajo del aceite, esté muy por encima del punto de cristalización de la cera, esta resultará benéfica para la lubricación. Esto nos induce a pensar que debe procurarse la presencia máxima de cera permisible, según especificaciones para el punto de fluidez y asentamiento, durante los procesos de refinación.-

Davis y Blackwood, estudiando el efecto de la cera disuelta en los lubricantes acabados, llegaron a la conclusión que desmarafinando aceites para conseguir lubricantes de bajo punto de fluidéz se obtendrían ventajas como facilidad de bonbeo y rápida distribución del aceite en el sistema de lubricación; pero en cambio degradaban en algo, muchas de las otras propiedades del lubricante.-

Los efectos que producen variadas proporciones de cera en un lubricante no son homogéneas, es decir no guardan relación, y así vemos que una pequeña cantidad de cera roduce un efecto mayor, del que se podría pensar, por interretación directa de las leyes de mezcla simple. La falta de concimientos sobre la composición química exacta de las ceras nos deja en la duda, ya que la cera de por sí solo tiene muy buenas propiedades lubricantes, demostrado por los resultados de las pruebas de laboratorio, usualmente aplicadas a los lubricantes.-

El desmarafinado o eliminación de la cera disuelta produce las siguientes desventajas al aceite:

a) Aumenta su gravedad específica, ya que la cera es más liviana que el aceite.-

b) Aumenta la viscosidad del aceite. Generalmente

la viscosidad de la cera a temperaturas por encima de su punto de fusión es inferior que la del aceite de igual rango de ebullición. Esta desventaja de viscosidad dificultaría el arranque en las máquinas.-

Solo en casos especiales la viscosidad de la cera es superior que la del aceite y por consecuencia la viscosidad disminuiría.-

Los resultados de un ensayo con varios destilados livianos del tipo Mid.-Continent , nos ilustrará sobre la variación de la viscosidad con el descerificado:

Temperatura de Prensado °F.	Viscosidad en S.S.U. a 100°F	
	Antes de Descerificar	Después de Descerifi- car.-
+ 15	100 S.S.U.	114 S.S.U.
+ 8	85	82
+ 5	66	69
- 5	66	68
- 6	68	74
- 8	70	76
- 10	58	63
- 18	55	57

La columna de la izquierda, o sea temperatura de prensado es un índice del contenido de cera.-

Podemos observar que las fracciones de mayor contnido de cera varían más al descerificarse, que las que tienen poca cera y se les descerifica. Así entre las primeras la variación de la viscosidad alcanza un máximo para esta prueba del 14 %, en cambio para las de poco contenido de cera sólo llega al 8 %.-

Muy similar es la variación de la viscosidad en los destilados pesados. El aumento es notorio en aceites de alto contenido de asfalto, que son primero descerificados antes de desasfaltizarlos.-

c).- El Aceite se hace más oscuro, cuando se remueve la cera debido a que la cera cristalina pura es incolora.-

d).- El residuo del carbón aumenta; la razón es que la cera no forma residuo de carbón por sí sola. En la prueba de residuo de carbón a la cual se somete una muestra de aceite, añadiéndole diversas cantidades de cera, produce un efecto que es tá de acuerdo a la ley de dilución simple regida por la siguiente fórmula:

$$\frac{C_b}{C_a} = \frac{W}{100} + 1$$

donde:

W = partes por peso de cera añadida a 100 partes de aceite original,

C_a = Residuo de carbón del aceite original,

C_b = Residuo de carbón del aceite después de añadir la cera.-

e).- Decrece la estabilidad de oxidación, con el consiguiente peligro de formar los ácidos, durante el servicio y

f).- Desmejoran algunas propiedades de lubricación, como son la habilidad para soportar cargas mayores y también la oleosidad.-

Hemos observado que eliminar la cera hasta cierto punto resulta perjudicial, pero si no se lo eliminara, por razones de fluidez harían dificultoso el uso de los lubricantes.

El modo de remover la cera es sencillo, basta hacerla cristalizar por medio de enfriamiento para luego separarla los métodos modernos que usan solventes; primero la disuelven para separarla del aceite y luego la hacen cristalizar por enfriamiento para separarla del solvente.-

Se conoce que la cera cristaliza en tres formas, como placas, como agujas y en cristales pequeños y mal formados. Una de las teorías sobre la cristalización de la cera afirma que, cualquier cera puede cristalizar en las tres formas con solo variar las condiciones de cristalización, como son la viscosidad del medio y la velocidad del enfriamiento. En cambio otra, la de Ferris y Cowles sostiene, que la forma de los cristales, es una propiedad inherente de los diferentes tipos de compuestos presentes en la cera, diferenciándolos según series homólogas. Dice además que las condiciones de cristalización no pueden variar la estructura cristalina de las diferentes ceras. Así tenemos que en destilados parafínicos generalmente se presentan cristales del tipo placa debido a que en el proceso la concentración de aceite es tan alta, que man

tiene en solución a las de tipo aguja. Generalmente estos dos tipos de cera se separan fácilmente no así en el tercer tipo, que llega a conservar algo del aceite.-

Una vez obtenida la forma del cristal, este se va desarrollando según el contenido de impurezas asfálticas, ya que éstas impiden que se formen cristales grandes; pero durante el proceso existe otro factor importante, cual es, la velocidad de enfriamiento, especialmente cuando aún no se han separado los cristales del aceite, y sobre todo es de gran cuidado cuando se trata de destilados poco viscosos. La velocidad de enfriamiento, pues, tiene relación directa con la velocidad de crecimiento, la cual también depende de otros factores, los cuales Tanaka logró reunirlos en la siguiente fórmula:

$$V = \frac{L}{u} (c - s)$$

donde:

V = velocidad de crecimiento

L = Constante que depende de la concentración de impurezas, velocidad de enfriamiento y método de agitación

u = Viscosidad absoluta del medio

c = Concentración de parafinas

s = Solubilidad

Es de gran importancia, para la refinación determinar la naturaleza de los cristales, a fin de adontar el proce

so adecuado. Así por ejemplo, si sabemos que el aceite contiene cera de cristales grandes y bien formados, no adoptaríamos la centrifugación, por la dificultad que ofrece el separarlo de la centrifuga debido a su poca fluidez, en cambio si son aptos para el prensado. Con los equipos modernos este tipo de cera ya son centrifugables gracias a rascadores bien acondicionados que consiguen separarla. Lo mismo en el caso de tener cristales demasiado pequeños, la centrifugación sería difícil, ya que carecen de masa suficiente como para vencer el medio, a no ser que se usen solventes especiales de poca viscosidad.-

Para mejorar los cristales ya hemos visto, que basta eliminar las impurezas asfálticas mediante tratamientos especiales como ácido sulfúrico, arcillas activas, absorbentes selectivos o solventes, los cuales no perjudican a la cera; es decir que mejoran las condiciones de fluidez sin perjudicar mayormente el punto de cristalización. Pero suceden casos en que aceites sin contenido de ceras o desparafinados previamente, disminuyen su punto de fluidez, al ser tratados con ácido sulfúrico, ya que con anterioridad hemos visto que la refinación disminuye la viscosidad y en este caso el punto de fluidez es función directa de la viscosidad solamente.-

En el Capítulo IV concerniente a descerificación, volveremos a tratar con mayor detalle este punto.

2.- Los Hidrocarburos Parafínicos, Naftónicos, Aromáticos y No saturados:

Dado que la constitución de los lubricantes en cuanto

to a los hidrocarburos, parafínicos, nafténicos. Aromáticos y No saturados se refiera, no ha sido establecida, ni mucho menos las propiedades en particular de estos grupos de hidrocarburos dentro de la estructura total; resulta difícil conocer sus efectos. Pero si conocemos que los hidrocarburos Aromáticos y No saturados son los que mayormente desmejoran las propiedades de un lubricantes, por el hecho de crackearse durante los otros procesos de refinación, dando lugar a compuestos viscosos de alto punto de ebullición. Todos los hidrocarburos que forman estas impurezas se les conoce, como aceites indeseables y son fácilmente removidos por tratamiento con ácido sulfúrico o solventes.-

5.- Los Asfaltos y Resinas:

Tanto el asfalto como las resinas, tienen gran facilidad para formar lodos ácidos, cuando el aceite está en servicio y está es la razón por la cual ambos constituyentes, deben eliminarse en lo posible, siguiendo las especificaciones pertinentes en el proceso de refinación. Además los asfaltos tienen un efecto desfavorable en el residuo de carbón o número de coke y el color del aceite; estas sustancias son las responsables de la carbonización de los aceites en trabajo.

El asfalto puede ser fácilmente eliminado, precipitándolo por acción del ácido sulfúrico concentrados y removiéndolo posteriormente durante el proceso de refinación; en cambio las resinas pueden soportar el tratamiento ácido sin ser separadas del aceite y por lo usual se prefiere someterlas

a la acción absorbente de ciertas arcillas y tierras activas, usadas en procesos de refinación como el de "contacto con arcilla" ó el de "percolación".-

La eliminación de las sustancias asfálticas reduce en mejora del residuo de carbón y características de color. Se ha observado que las sustancias asfálticas dan colores oscuros a los aceites y que al desasfaltizarlos aclaran, esto quiere decir que los asfaltos forman soluciones coloreadas con los aceites. Es común en la práctica medir en forma empírica el grado de desasfaltización de un destilado base de lubricante por su color.-

La viscosidad del aceite baja enormemente al desasfaltizarlo debido a que se eliminan hidrocarburos de alto peso molecular. El índice de viscosidad generalmente disminuye, pero puede permanecer invariable.

El punto de encendido y punto de inflamación comúnmente disminuye. En cuanto a la gravedad específica disminuye, ya que los hidrocarburos asfálticos son más pesados que el aceite.

El modo de eliminar estos asfaltos es por destilación, pero resulta impracticable en aceites parafínicos, ya que ^{en} ellos siempre llega a realizarse el craqueo. Otro modo, es con arcillas, pero su alto costo le ha hecho ceder posiciones ante los solventes, que se basan, en la propiedad que tienen, para precipitar las sustancias asfálticas. Posteriormente a el Capítulo II nos ocuparemos de los procesos, con más detalle.-

4.- Los Compuestos Sulfurosos.-

Estos compuestos tienen efectos negativos en los lubricantes, en el caso que se presentan en forma de Azufre libre y en un porcentaje mayor que el 2%, debido a que perjudica las condiciones de estabilidad en condiciones severas de trabajo, a altas temperaturas. La oxidación de estos compuestos adquiere un grado menor o nulo cuando se trabaja con aceites a altas presiones y a bajas temperaturas. Su presencia en los lubricantes es tan poco común, que hasta ahora no ha dado lugar a profundizaciones sobre el efecto.-

5.- Los Compuestos Oxigenados.-

El efecto de estos compuestos en los lubricantes es aún mayor que los otros compuestos, por el hecho de que su presencia en un lubricante, ataca a las superficies metálicas lubricadas formando Jabones. Igualmente en el proceso de refinación, producen lubricantes turbios o nebulosos, según que formen precipitados jabonosos con la humedad o que formen jabones sódicos o cálcicos.

Entre los compuestos oxigenados presentes, los más comunes y dañinos son los ácidos nafténicos; pero todos ellos pueden ser fácilmente eliminados en los tratamientos convencionales de arcillas ó ácido, aunque en los nuevos procesos se prefiere renovarlos con anterioridad, en las líneas de carga a los alambiques, mediante inyección de soda cáustica, separando los jabones rápidamente de los fondos.-

6.- Los Compuestos Nitrogenados.-

Al igual que los compuestos sulfurosos es muy difícil que se encuentren en los lubricantes, debido a que si han pasado estos por los procesos de refinación, los compuestos nitrogenados son eliminados. Su efecto es dañino, por cuanto baja la estabilidad de oxidación. Cuando están presentes en alta concentración se oxidan y dan un color rojizo al destilado. Su eliminación es muy fácil por tratamiento ácido y pueden ser recobrados por neutralización.-

OBTENCION DEL LUBRICANTE IDEAL.- NECESIDAD DE SEGUIR UN PROCESO DE REFINACION QUE INCLUYA: DESASFALTIZACION, REFINACION DESPARAFINADO Y TRATAMIENTO CON ARCILLA.-

Hemos observado en forma somera, la composición química de los lubricantes, los efectos que dichos componentes producen sobre las propiedades del lubricante y la manera de eliminar estos constituyentes.-

Para producir el lubricante ideal, desde el punto de vista de la refinación, nos basta aplicar los conceptos expuestos y obtendríamos un lubricante libre de todos los compuestos perjudiciales e impurezas en general; pero todo ello es bastante hipotético. Durante los procesos refinadores, existen relaciones entre ellos; para producir un lubricante más eficiente, económico y de mejores cualidades. No podríamos aplicar industrialmente cualquier proceso sin antes

haber hecho un estudio de las características del crudo para adoptar una secuencia especial a los procesos y una combinación de ellos que nos satisfaga, los requerimientos anteriormente expuestos, es decir llevar las especificaciones del mercado.-

El estudio de las características del residuo de topping es pues de importancia, para adoptar el proceso. Se han dado casos de crudos parafínicos, cuyos residuos de topping de por sí han constituido excelentes bases para lubricantes, sin necesidad de destilarlos al vacío y refinarlos. De otro lado también, por los efectos del craqueo que aun subsiste en los equipos comerciales, la producción de lubricantes de baja viscosidad disminuiría si no se refina. Así F. Thompson recomienda para estos crudos residuales, la destilación al vacío y la desasfaltización de los destilados pesados.-

La necesidad de refinar con solventes todos los destilados del vacío, se ha visto al estudiar los aceites in deseables de los crudos.-

Desde que he considerado que tanto el crudo HCT y LCT se tratan conjuntamente en la unidad de fraccionamiento primario y como solo se dispone de las propiedades de residuos de crudo HCT y LCT separadamente he obtenido las propie dades promedio, basado en las relaciones de producción en vo lumen de ambos crudos que son:

Características del crudo residual de Topping (35% de la carga)

Gravedad A.P.I. a 60° F	80.7
Gravedad específica a 60° F	0.9297
Viscosidad S.S.U. a 100° F	618
" " " a 210° F	72
Punto de inflamación ° F	300
" " encendido ° F	345
Residuo de carbón %	0.050

Para obtener estos resultados ha sido necesario en el laboratorio mezclar 90 % del crudo peruano H C T y 10 % de L C T y hacerle una destilación primaria, separando un residuo de 35 % a la temperatura de 360 °C al cual se le tomaron sus diferentes propiedades.

La clasificación comercial de H C T para el crudo peruano o sea alto punto de fluidez, nos está indicando su gran contenido parafínico, considerandosele como un crudo intermedio parafínico. Desde luego, no podría manufacturarse bases lubricantes manteniendolas esta parafina o cera. Se hace indispensable la descerificación, en cambio el tratamiento de arcilla si debe ser simple, por cuanto las bases lubricantes ya han pasado por varios procesos de refinación y tendría por finalidad eliminar las últimas tramas de impurezas y también mejorarle el color y estabilización.

La secuencia especial de los procesos a seguir tiene tambien importancia tanto de orden económico como técnico.

El aspecto económico será tratado en cada capítulo en particular y luego en conjunto. Mas bien parece que debido a la eficiencia de los procesos, es más conveniente desasfaltizar y descerificar el aceite, antes de refinarlo, por el hecho que la cera podría concentrarse en el proceso de refinación, en la fase refinado elevando el punto de fluides del aceite. Pero de otro lado, si se refina despues de descerificar, se obtiene una cera impura y negra, que requiere un tratamiento adicional de refinación, con el consiguiente aumento del costo, razón por la cual es preferible refinar antes de descerificar.-

En conclusión se observa la necesidad de seguir para este tipo de crudo residual, un proceso que incluya desasfaltización, refinación con solventes, descerificación y tratamiento con arcillas, a los cuales les he dedicado un capítulo especial, con detalle

SECCIÓN ESPECIAL SOBRE LOS GRAFICOS EN COORDENADAS TRIANGULARES, COMO UN MEDIO DE AYUDA AL CALCULO, SOBRE LOS PROCESOS A SEGUIR:-

Previo a los capítulos de refinación, en los cuales se usa solventes, voy a hacer una ligera explicación sobre los gráficos, en coordenadas triangulares, lo cual me servirá como ayuda en el cálculo.

Todas las consideraciones están basadas en los estudios hechos por T.G. Hunter, Nash y P.E.A. Thompson.

Cuando se ponen en contacto tres sustancias líquidas, forman un sistema ternario, y la composición en porcentaje es difícil de graficar en coordenadas cartesianas o similares, y para evitar el uso de coordenadas en el espacio, se emplea el sistema triangular. Así en el triangulo equilátero ABC (fig.1) los vértices representan el 100% de cada uno de los constituyentes en la solución. Trazamos las perpendiculares AD, BE y CF y las dividimos en 10 partes iguales y por cada división de AD, BC, y CF trazamos paralelas a los lados BC, AC y AB respectivamente. Un punto M, representante de una solución ternaria, tiene del constituyente A, una cantidad proporcional a la perpendicular MG, trazada por M, al lado opuesto del vértice A; del constituyente B proporcional a MH y del constituyente C proporcional a MI. Otro punto N, también representativo de una solución ternaria, tendrá del constituyente A, B y C en proporción a la perpendicular NJ, NK y NL respectivamente. En cambio un punto P, situado sobre la línea A C tendrá

del constituyente A y C en proporción a las perpendiculares PQ y PR respectivamente, pues el constituyente B será nulo, lo que quiere decir que representa sólo un sistema binario. Igualmente el punto S que se superpone al vértice A, no tendrá del constituyente B y C en ninguna proporción, pero del constituyente A será proporcional a la perpendicular AD, la cual representa el 100%, ya que es un sistema de un solo constituyente. Lo que quiere decir, que la suma de las proporciones de los diferentes puntos tales como M y N que están dentro del triángulo, representando un sistema ternario, darán siempre el 100%.-

Observamos entonces, que el gráfico triangular, es apto para la representación de soluciones ternarias, en porcentaje de su constitución.-

Pero bien sabemos por las leyes; a) distributiva y, b) de equilibrio, que las soluciones de dos o tres sustancias no puede hacerse en proporciones caprichosas, sino de acuerdo a estas leyes. En tonces habrán una serie de puntos, que representan soluciones ajustada a las leyes citadas y uniendo por una línea todos los puntos, tendremos una curva de equilibrio, tal como la que se representa en el gráfico N° 2, del tipo binodial. Aún más; para solventes que generan dos fases, al entrar en contacto con una sustancia, los puntos fuera de esta curva, representan, dos soluciones ternarias en equilibrio o soluciones binarias y los puntos dentro de la curva nos representan una solución homogénea simple en equilibrio.-

Al separarse las dos fases de estas últimas soluciones, cada fase ocupa una posición opuesta, en los extremos de las líneas EF, GH, LM, con diferencias en composición hasta que ocupen la posición del punto crítico K, en la cual la composición de las dos fases es idéntica.

Sobre la línea MN de la FIG. N° 3, situamos un punto P intermedio más cercano a M que a N. Supongamos que M representa una fase tornaria y N otra; el punto P representará una fase intermedia, mezcla de estas dos fases. La proporción de la fase M contenida en el sistema P será proporcional a la longitud PN y la proporción de la fase N será a la longitud PM. Desde que P está más cerca a M, tendrá más de este constituyente que el de N, por eso la longitud mayor PN representará el contenido M en P.

Supongamos que tenemos un stock del cual se quiere separar con un solvente S, una fase A y otra fase B. La proporción que se desea de este stock es:

$$\frac{\text{fase A}}{\text{fase B}} = \frac{b}{a}$$

Ver gráfico N° 4.-

Entonces para situarlo en el triángulo, sobre la base que une el vértice que representa la fase A y el vértice de la fase B, tocamos el punto M según las longitudes b y a, representativo del stock. La línea que une el vértice del solvente S y el punto M será el lugar geométrico

de todas las soluciones que se separan en dos fases proporcionales a las longitudes b y a y con diferentes cantidades de solventes. Así el punto N cuyo contenido de solventes es proporcional a la línea NR tendrá su composición de fase A proporcional a NQ y de fase B a NP.

Como está sobre la línea MS, por lo dicho anteriormente debe cumplirse que

$$\frac{\text{fase A}}{\text{fase B}} = \frac{NQ}{NP} = \frac{b}{a}$$

Veamos:

Trazamos MU y MT (composición del punto M).-

En triángulos ATM y MUB tenemos:

$$\frac{MU}{MT} = \frac{MB}{MA} = \frac{b}{a} \quad (1)$$

Además en triángulos TSM y PSN:

$$\frac{NP}{MT} = \frac{SN}{SM} \quad (2)$$

En triángulos MSU y NSQ:

$$\frac{NQ}{MU} = \frac{SN}{SM} \quad (3)$$

Comparando (2) y (3) tenemos:

$$\frac{NP}{MP} = \frac{NQ}{MU}$$

luego:

$$\frac{NQ}{NP} = \frac{MU}{MT} \quad (4)$$

comparando (4) y (1) tenemos:

$$\frac{MB}{MA} = \frac{b}{a} = \frac{NQ}{NP}$$

Igual sucederá con otro punto C, con mayor proporción de solventes. Luego la línea SM representará a todas las mezclas del solvente puro con el stock.-

Así como hemos situado el punto M (stock) según las dimensiones b y a sobre la línea base AB, ^{existe} otro mó todo, haciendo uso de las propiedades del stock, tales como gravedad específica, índice de viscosidad, constante viscosidad: gravedad, etc.

Supongamos un stock cuya gravedad es 0.845; sobre la base AB (Gráfico N° 5) situamos una escala de gravedades adecuadas, en la cual el extremo A representará la gravedad de la fase A pura y el otro extremo B la gravedad de la fase B pura. Digamos que estas gravedades sean 0.81 para A y 0.91 para B, entonces el punto M sobre los 0.845 nos situará al stock. Uniendo M con el vértice S del solvente, obtendremos la línea, lugar geométrico de las mezclas.-

El gráfico N° 6 nos representa una curva de equilibrio para el sistema ternario ABC. El punto M de gravedad específica 0.85 es representativo del stock. Si tratamos dicho stock con solvente C es una proporción del 50%, obtenemos el punto L, por el cual pasa la línea DE, que une las fases conjugadas que se han de separar con ese volumen de solvente. Bien, las proporciones de una fase con respecto a la otra está determinada por las relaciones

$$\frac{LD}{LE} = \frac{\text{fase A}}{\text{fase B}}$$

Aun más, para conocer la característica de gravedad específica u otra, según la escala usada, tanto de la fase separada D como E, bastará unir el vértice del solvente C, con estos puntos D y E, intersectando la línea base en los puntos F y G respectivamente, sobre los cuales se puede leer la gravedad de ambas fases 0.832 para D y 0.879 para E.-

La proporción de solvente que contiene cada fase, también puede ser leído fácilmente, ya que es equivalente a las perpendiculares DR y ES para cada uno.

Para otra proporción de solvente usado al tratar el stock, estará sobre la línea CM y siempre que caiga dentro de la curva de equilibrio, se obtendrán dos fases, cuya composición y propiedades pueden ser fácilmente leídas.-

En los diferentes ensayos de las plantas piloto, se trata con diferentes volúmenes de solvente, un stock da-

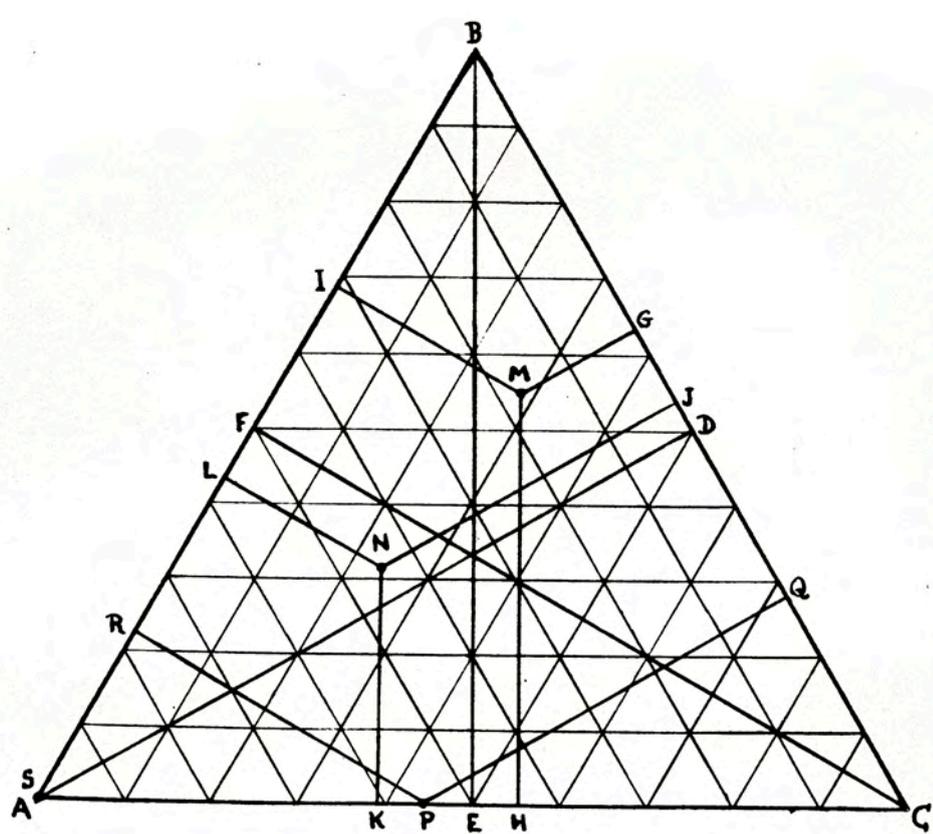


Fig. N° 1

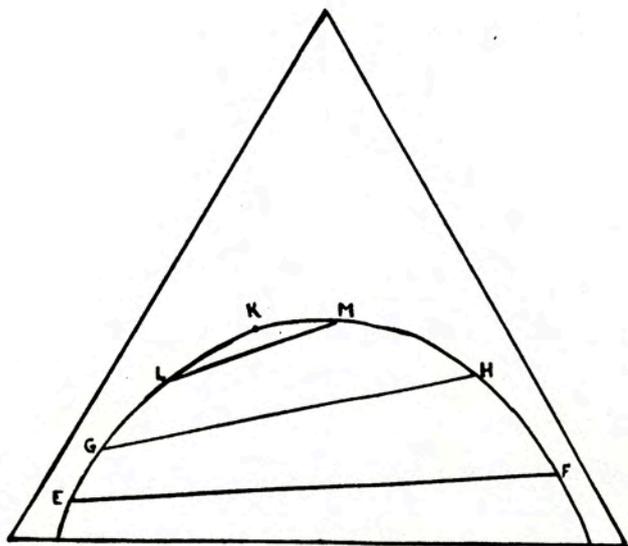


Fig N° 2

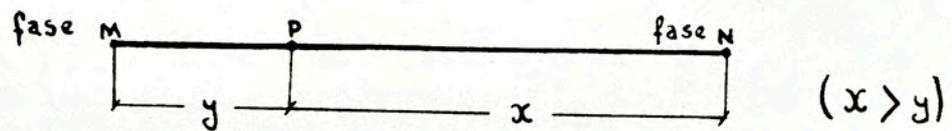


Fig N° 3

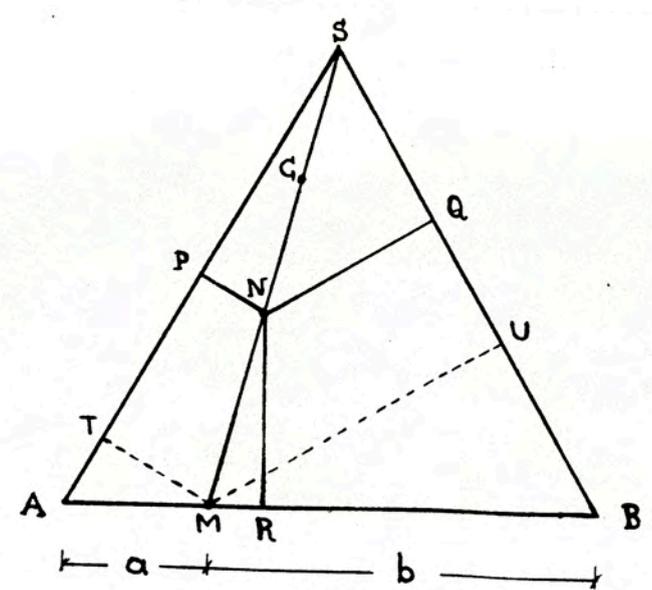


Fig N° 4

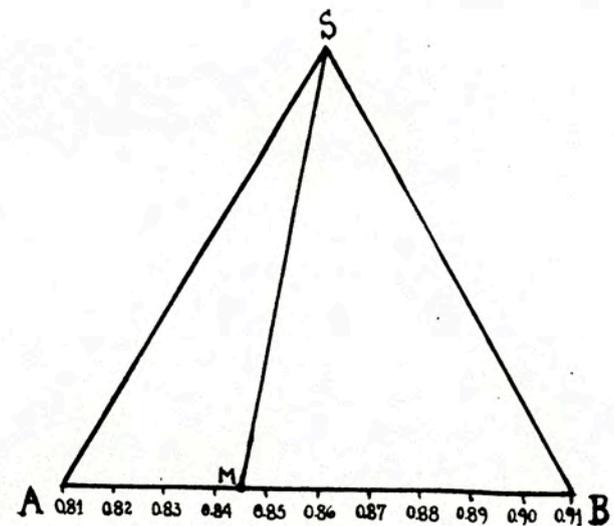


Fig N° 5

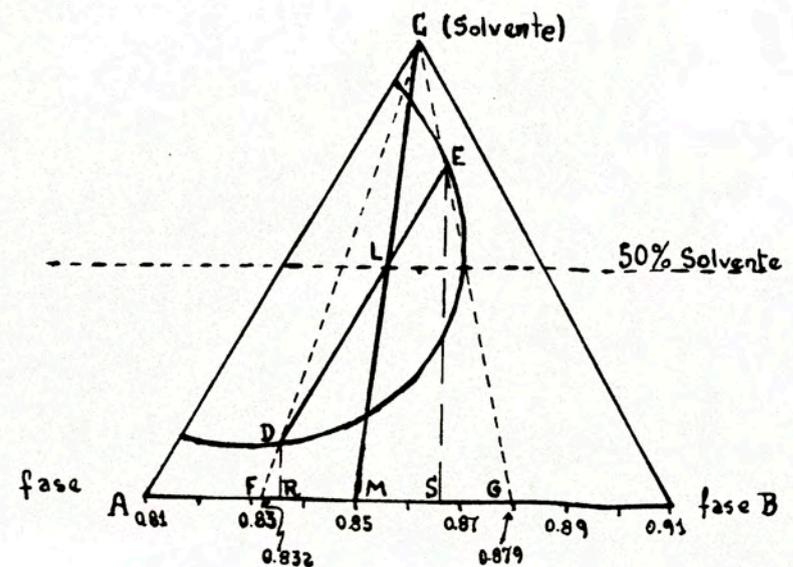


Fig. N° 6

do. Se separa cada fase si es posible, para medir la proporción de una fase con respecto a la otra, en caso que no se pueda separar, este valor se obtiene calculado del mismo gráfico. Luego se determina el porcentaje de solvente en cada fase y sus diferentes propiedades físicas.

Para la construcción de la curva, en vez de ubicar el método moroso de la composición en porcentaje de cada fase, es preferible ubicar sobre la línea base, la medida de alguna de sus propiedades, se une este punto con el vértice del solvente y luego se interseca esta línea con la línea del % del solvente para dicha fase.

Se sigue el mismo proceso para las otras fases conjugadas que sirve para calcular las proporciones relativas de las fases. Otro método sería ubicar una de las fases y unir este punto, con el punto que indica la proporción del solvente usada para el stock y que está sobre la línea del stock; luego prolongamos esta línea hasta intersecar la curva de equilibrio en el otro extremo, dándonos la segunda fase.

Para ilustrar esta explicación, el gráfico N-7 nos muestra una curva construida en base a los siguientes resultados experimentales, obtenidos al tratar un gas del líquido no de gravedad específica 0.841 a 60°F con SO₂ líquido a 70°F.

Expe rimen to N ^o	Volumen de SO ₂ en % del stock	Volumen en SO ₂ en % de la mez- cla total.	REFINADO		EXTRACTO	
			Volumen de SO ₂ en %	Gravedad Específi ca a 60°F	Volumen de SO ₂ en %	Gravedad Específi ca a 60°F
1	49.4	33 %	19.2	0.8338	77.1	0.9152
2	103.1	50.7	17.2	0.8249	82.8	0.9134
3	323.0	82.7	15.6	0.8165	90.6	0.8952
4	327.0	76.5	14.7	0.8150	90.5	0.8936
5	479.0	82.7	16.1	0.8132	92.3	0.8853
6	564.0	84.9	16.6	0.8126	93.0	0.8807

En este gráfico observamos que las proporciones re-
lativas de las dos fases, las podemos obtener de las líneas
de unión de estas fases, por medición.-

Hasta ahora todo lo que se ha dicho, se refiere a
procesos isotérmicos, se supone que no varió la temperatura,
es decir que todas estas curvas dadas son sólo para una tempe-
ratura, cada variación en la temperatura dará lugar a otras
curvas. Para graficar estas curvas a diferentes temperaturas,
es también necesario efectuar ensayos experimentales con stocks
a diferentes temperaturas y a diferentes volúmenes de solvente.
El Gráfico N°8, nos dá los resultados de un stock (base para lu-
bricantes medianos) al ser tratados con solvente clorex, en es-
tas condiciones.-

EFFECTOS DE LA TEMPERATURA:

Las curvas que nos da un mismo stock a diferentes temperaturas guardan una cierta simetría entre sí; pero pueden suceder dos casos; que con el aumento de temperatura las curvas se hagan más chicas, o sino se hagan más grandes. En el primer caso, que encierra menos área, las fases conjugadas se acercan más entre sí, entonces las propiedades de ambas se hacen semejantes, lo cual quiere decir que las fases no se diferencian en mucho y desde luego ha habido una baja eficiencia de separación. Lo contrario sucede cuando las curvas se agrandan. Además las líneas que unen las fases conjugadas a diferentes temperaturas tienen diferente pendiente. Si al aumentar la temperatura, aumenta la pendiente quiere decir que la eficiencia de separación ha sido baja; por cuanto la línea más empujada tiene menor proyección sobre la horizontal, o sea que las propiedades de las fases se acercan en cambio cuando disminuye la pendiente de las curvas, las propiedades se hacen más diferentes, indicando una menor separación.

Los gráficos auxilian en la determinación del poder selectivo relativo a diferentes temperaturas sobre los aceites de grados bajos y altos y también para fijar la máxima temperatura que se puede usar en el tratamiento. Este último se consigue observando la curva de equilibrio que sea tangente a la línea stock esa será la máxima temperatura.

Tambien del gráfico se puede deducir la máxima calidad de la fase rosada de obtener. En el lado de la curva de equilibrio que presenta la fase rosada, bastará trazarle una tangente desde el vértice del solvente, e interseccionarla con la línea base de las propiedades, sobre la cual se podrá leer esta calidad máxima, para esta fase. En cuanto a la calidad máxima de la fase liviana, se obtendrá cuando alcance la misma medida en propiedad que la base rosada, es decir, cuando las propiedades de ambas fases sean iguales, pero no en el punto céntrico, porque la composición sería igual en las dos fases; tiene que ser en una situación que además difieran en composición y la única que satisface estas dos condiciones, es cuando la línea que une las fases, caso al prolongarse por el vertice del solvente.

El uso de diferentes solventes para ser comparados entre si; en forma gráfica no es completo porque tendría que hacerse muchos análisis con diferentes temperaturas y volúmenes de solventes para cada uno de ellos y su graficación en un solo sistema de coordenadas sería difícil, por la cantidad. En cambio, se puede para una misma temperatura comparar en un mismo gráfico, la acción de los diferentes solventes.

Ahora que ya se ha visto la graficación sus factores y principios la analizaremos en cada tipo de proceso.-

PROCESO DE CONTACTO SIMPLE E ISOTERMICO:

Supongamos un líquido compuesto de hidrocarburos del grupo R y E, el cual se trata con un solvente S, para eliminar

para eliminar el grupo E, por contacto simple a una temperatura T. Los datos experimentales nos han permitido graficar la curva de equilibrio. El stock lo situamos, ya sea por composición en % o por alguna propiedad, en el punto M sobre la línea base R_E. (Ver gráfico N° 9) la proporción de solvente es la siguiente

$$\frac{\text{Volumen de solvente}}{\text{Volumen de stock}} = \frac{m}{n}$$

Sobre la línea MS localizamos un punto L₁, que satisfaga esta proporción, por este punto pasa la línea que une las fases O₁ y N₁ sobre la curva de equilibrio. Para determinar las propiedades de estas dos fases unimos S con los puntos O₁ y N₁ intersecando la línea base en los puntos Y₁ y Z₁ respectivamente, sobre los cuales se leen sus propiedades.

Las relaciones entre O₁L₁ y L₁N₁, nos da la proporción relativa de ambas fases cuando aun no se ha recuperado el solvente. La cantidad de solvente en cada fase es proporcional a la perpendicular bajada de O₁ y N₁ a la línea base.

Las relaciones Y₁M y Z₁M, nos representa, la proporción relativa de las fases, después de haberseles quitado el solvente y que como lo indica la figura por estar sobre la línea base, su porcentaje es cero.-

PROCESO DE CONTACTOS MÚLTIPLES TÉRMICO.-

Este es el caso que, luego de un paso, la fase pesada se vuelve a refinar con uno o más pasos, siempre a la misma temperatura, para obtener más livianos.-

Supongamos que en el gráfico, a la fase N_1 se lo trata nuevamente con más solvente; desde que el proceso es a la misma temperatura, nos servirá la curva de equilibrio ya graficada. La proporción de solvente a usarse en este segundo caso, nos determinará el punto L_2 sobre la línea SE_1 , según la relación dada. Por este punto L_2 pasa por la línea que une las fases O_2 y N_2 , que al igual que en el proceso simple, podremos determinar sus propiedades Y_2 y Z_2 sobre la línea base. Igualmente las proporciones relativas de ambas fases, antes y después de recobrar el solvente, se determinan en la misma forma, comparando las magnitudes O_2L_2 con L_2N_2 y Y_2M con Z_2M , respectivamente. Así podríamos seguir tratando la fase N_2 sucesivamente. Pero existe un límite para el número de tratamientos y este es cuando la línea que une las fases obtenidas, pasa por el vértice S del solvente.-

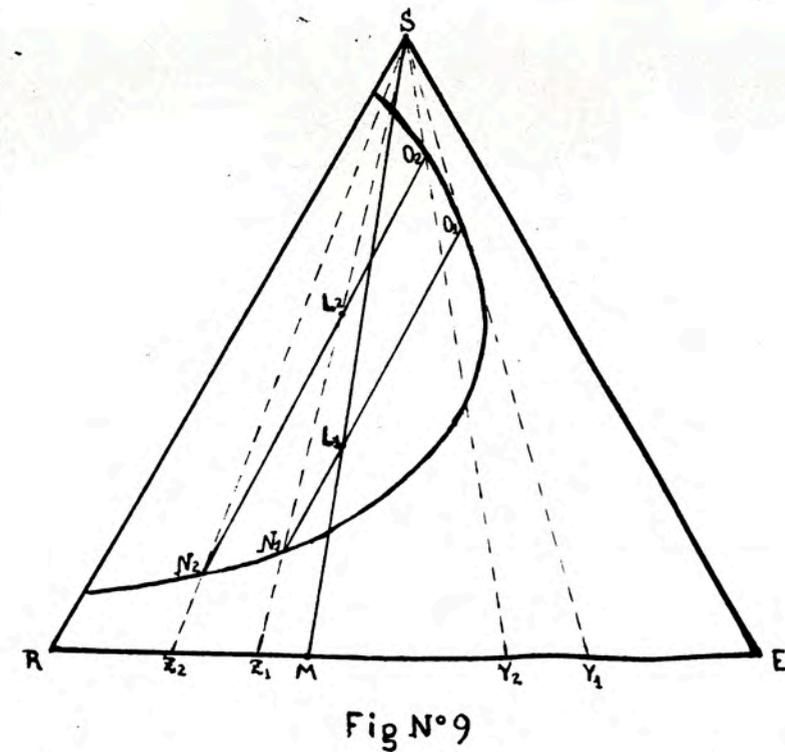
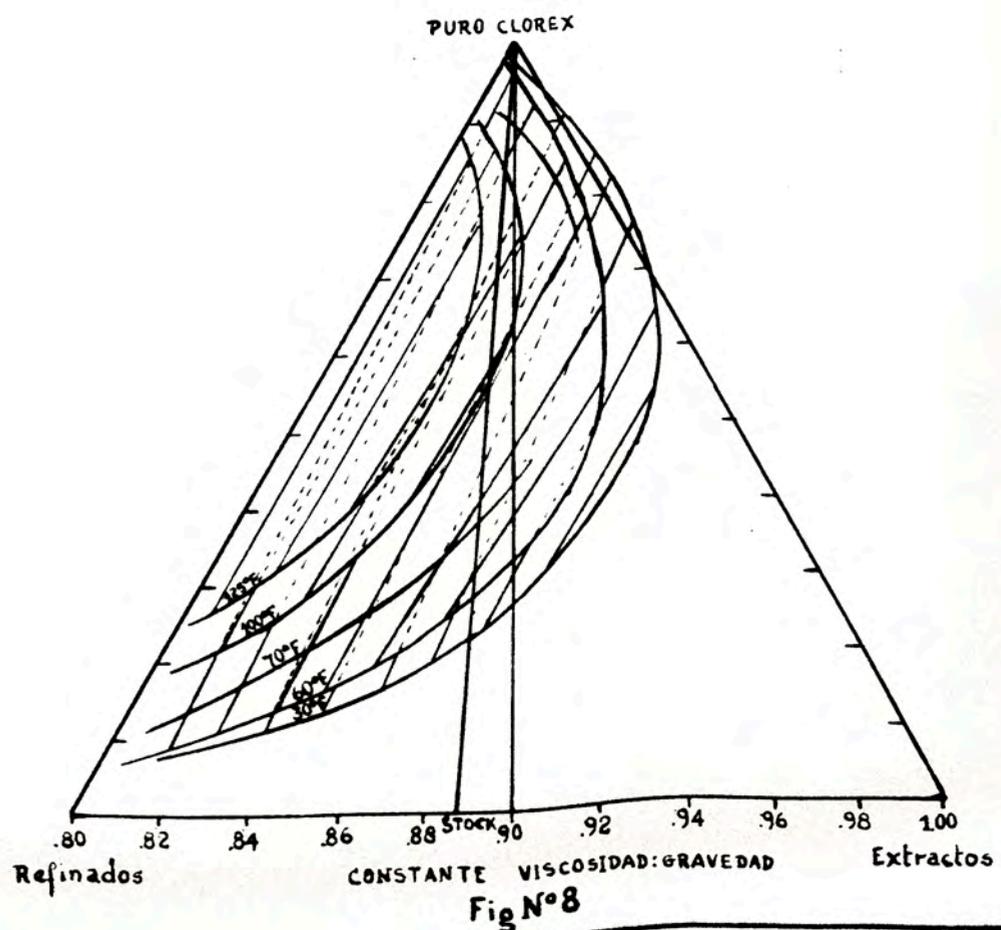
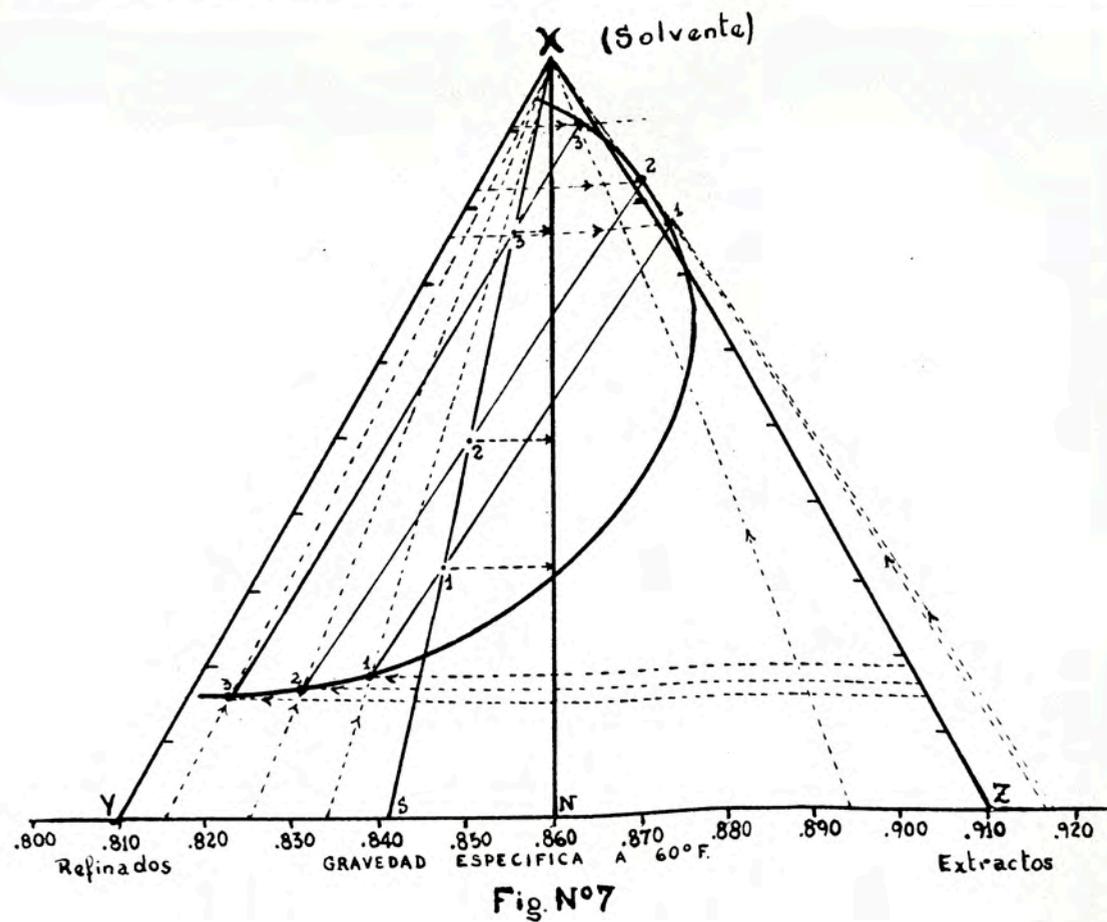
PROCESO DE CONTACTO EN CONTRACORRIENTE ISOTÉRMICO

El gráfico N° 10, nos ayudará para sentar principios, S representa un stock, compuesto de tres constituyentes a , b y c por unidad. S y E es el solvente cuya composición de estos mismos constituyentes es A , B y C también por unidad; que están en flujo de contracorriente isotérmicamente.-

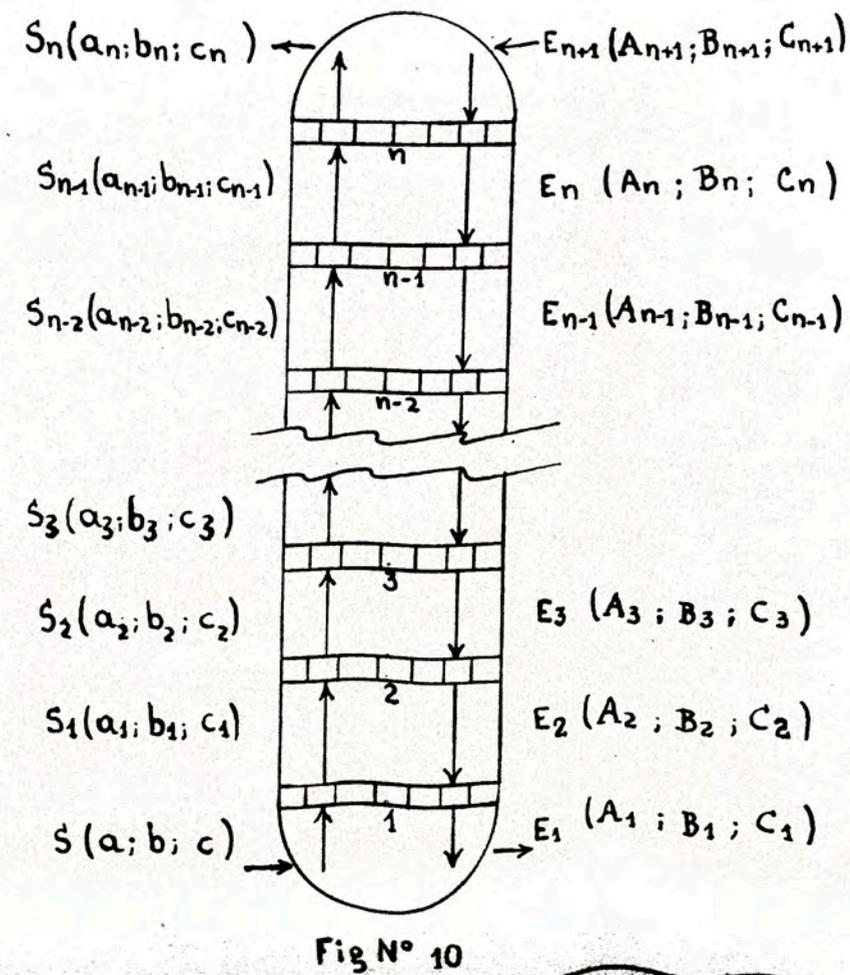
Las condiciones de equilibrio totales nos darán:

(Ver FIG. N° 10)

$$S + E \quad S_n + E_1$$



PROCESO DE CONTACTO EN CONTRACORRIE



$$P_C = \frac{S_n \times c_n - E_{n+1} \times C_{n+1}}{S_n - E_{n+1}}$$

Ahora mezclamos en cantidad negativa el flujo resultante hacia arriba con el total del stock que sale de la columna; esto nos dará la cantidad de solvente que se necesita que ingrese a la columna

$$S_n - (S_n - E_{n+1}) = E_{n+1}$$

Esto también lo podemos generalizar para cada constituyente así

$$S_n \times a_n - (S_n \times a_n - E_{n+1} \times A_{n+1}) = E_{n+1} \times A_{n+1}$$

de otra manera

$$S_n \times a_n - (S_n - E_{n+1}) SA = E_{n+1} \times A_{n+1}$$

Igual para b y c. Gráficamente se interpreta como una mezcla en proporción negativa del flujo resultante, con el flujo del stock en cualquier contacto, lo cual nos da el solvente necesario en ese contacto.

Luego la representación de la composición de todos los puntos, de dos fases cualesquiera, tales como el stock saliendo de cada contacto, con el solvente que ingresa al contacto; estará sobre la línea recta que une el stock con el punto P en la proporción siguiente:

$$\frac{ST}{TP} = \frac{\text{Stock de salida} - \text{Solvente que regresa}}{\text{Stock que ingresa}}$$

$$\frac{S_n - E_{n+1}}{S}$$

(1)

Supongamos ahora que el gráfico N° 11, nos representa un sistema ternario con su curva de equilibrio, tratado con un solvente en contracorriente isotérmicamente. El punto S, es el stock y el punto J el refinado según sus propiedades sobre la línea base AB. Unimos J y S con el vértice del solvente E. Intersectamos JE con la curva y nos dá el punto fase K que representa el refinado al salir. Sobre la línea del stock ES tomamos un punto L según la relación LS y EL del solvente al stock. Uniendo K con L obtenemos en el otro lado de la curva la fase T, que representa el extracto al salir. Haremos esta unión basados en el siguiente principio: "el sistema ternario en tratamiento se obtiene mezclando el stock nuevo con el solvente fresco, pero también podríamos formarlo, con el extracto refinado que salen, razón por la cual las líneas SE del stock-solvente y la línea KT del extracto refinado, deben intersectarse en el punto L.

Unimos S con T y prolongamos hasta un punto P situado a una distancia tal como:

$$\frac{ST}{TP} = \frac{Sn - En+1}{3}$$

según la ecuación (I).-

Luego por el punto fase T, pasa la línea TR que une las fases T y R del primer contacto. para obtener la composición del solvente que abandona el segundo contacto unimos R con P e interceptamos con la curva en el punto Q, por el cual pasa la línea QO que completa las fases de este se-

gundo contacto. Igual hacemos para el tercer contacto según la línea de fases NK y así sucesivamente. Pero tenemos un límite para el número de contactos, y este se obtiene cuando la línea de fase, al prolongarse llega a pasar por el punto P, después de la cual ya no es posible mayor extracción.-

PROCESO DE MULTIPLE CONTACTO A DIFERENTES TEMPERATURAS Y PROCESO EN CONTRACORRIENTE CON GRADIENTE TERMICA.-

Ya hemos visto como a diferentes temperaturas se obtienen curvas diferentes, que solo guardan entre sí cierta simetría. La graficación para un proceso de contacto múltiple a diferentes temperaturas y el de contracorrientes con gradiente térmica, es el mismo, por eso los he resumido en un solo acápite. La diferencia es que, en el primer caso, cada curva es la temperatura de tratamiento para cada contacto, en cambio para el segundo caso, representa la gradiente térmica que debe existir a lo largo de la torre.

En el gráfico N° 12 vemos una representación de este tipo en el cual el método seguido para obtener las fases de los diferentes contactos, es el mismo que se usó para el gráfico N° 11.-

DIFERENCIAS EN LA PRACTICA.-

Estudios posteriores de Hunter y Nash, de Saal y Van Dyck, sobre el comportamiento de los resultados experimentales, frente a las operaciones de plantas reales, los hi

zo llegar a la conclusión, de que para los procesos de contacto simple, múltiple y contracorriente isotérmico ; mayormente no habrían diferencias sustanciales, desde luego, siempre que los ensayos experimentales se realizaran en las mejores condiciones; especialmente al separar las dos fases para medir su proporción relativa. Variaciones del 1% en la composición de una fase por no separarla bien, trae como consecuencia una mayor variación en la composición de la otra fase, pero generalmente, en el laboratorio con modernos aparatos, no se sobrepasa este 1%.-

pero Skogan, Roger y Rushton, encontraron mayores diferencias para los procesos en contracorriente con gradiente térmica, llegando a dar instrucciones sobre los diferentes stocks y solventes, que no podrían fiarse de los datos experimentales. Skogan y Rogers, decían que la posición del punto P en el gráfico N° 11, era diferente al calculado, lo cual desajustaba los cálculos hechos. La posición de este punto es importante, por cuanto ello nos determinará el número de contactos, en el proceso de contacto múltiple o el de contracorriente, tal como hemos visto en los gráficos Nos. 9, 10, y 11.-

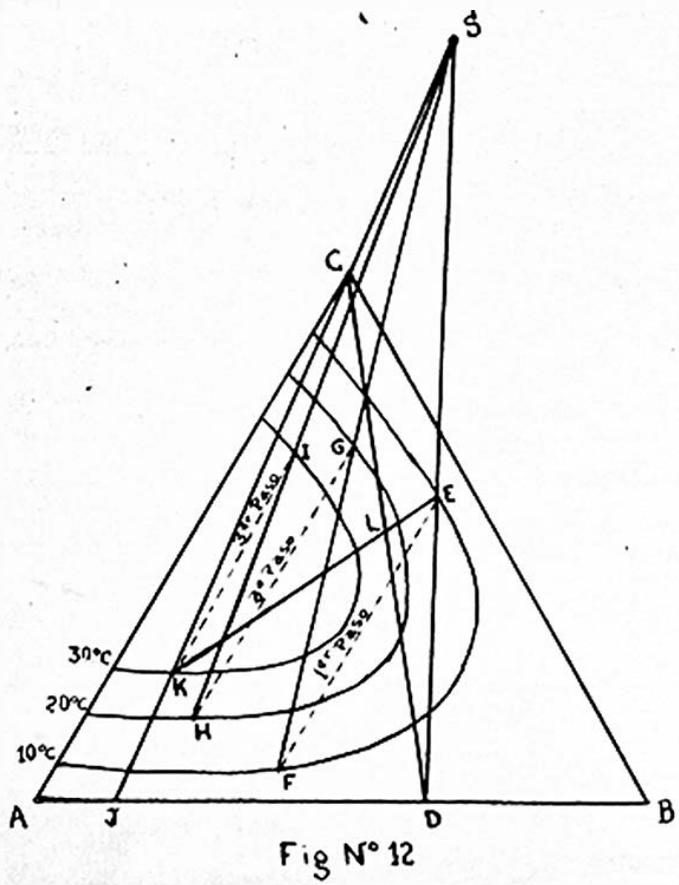
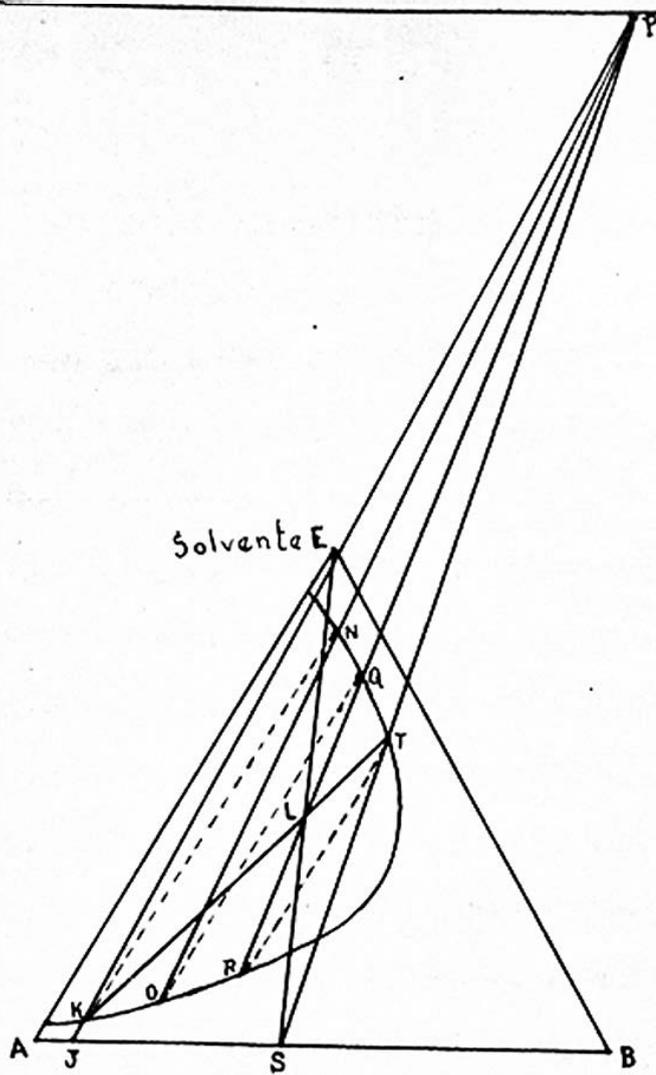
La relación que existe entre los contactos calculados y los obtenidos en la práctica para un proceso, nos da la "eficiencia del contacto", lo cual veremos posteriormente es de gran ayuda, para la comparación de diferentes procesos.-

La tabla siguiente, nos ilustra sobre estas diferencias en un proceso en contracorrientes en función de la

constante: Viscosidad: Gravedad.

N° de Con- tacto.	Relación Solvente: Stock.-	REFINADO		EXTRACTO	
		VGC expe- rimental	VGC en planta.	VGC expe- rimental	VGC en planta.
1	0.5	0.844	0.844	0.897	0.897
	1.0	0.834	0.834	0.893	0.893
	1.5	0.827	0.827	0.889	0.889
	2.0	0.821	0.822	0.883	0.884
	2.5	0.819	0.818	0.879	0.880
	3.0	0.817	0.815	0.875	0.875
2	1.0	0.822	0.826	0.898	0.897
	1.5	---	---	---	---
	2.0	0.815	0.814	0.886	0.887
	2.5	---	---	---	---
	3.0	0.812	0.808	0.881	0.878
3	1.0	0.821	0.821	0.899	0.899
	1.5	---	---	---	---
	2.0	0.810	0.809	0.890	0.889
	2.5	---	---	---	---
	3.0	0.800	0.800	0.880	0.880

En conclusión las ventajas que ofrece las coordena-
das triangulares son:



1°.- Se puede estimar directamente, la calidad del extracto y refinado que se obtiene a cualquier temperatura y con cualquier relación solvente: stock.

2°.- Se puede estimar las producciones de extracto y refinado, a cualquier condición.-

3°.- La composición del extracto y refinado también se lee directamente.-

4°.- Se puede fijar la eficiencia del proceso o si ya se conoce la eficiencia, entonces se puede determinar el número de contactos necesarios para ese proceso.-

5°.- La curva de equilibrio es fácil de representar, por los datos experimentales de laboratorio y

6°.- La graficación en coordenadas triangulares, no es función de la separación de hidrocarburos o constituyentes puros.-

CAPITULO II

DESASFALTIZACION

PROCESOS DE DESASFALTIZACION :

Antes de desarrollarse los métodos modernos, se practicaban los métodos convencionales de "destilación", refinación con arcilla y "ácido sulfúrico" "tratamiento con agentes de precipitación". Los procesos que aun subsisten son los dos primeros.-

Entre los métodos modernos, o sea la desasfaltización con solventes, tienen mayor uso, los que emplean hidrocarburos líquidos como el Propano y Butano y los alcoholes alifáticos. Voy a describir en forma muy superficial el principio de cada uno de estos 4 procesos.-

DESASFALTIZACION POR DESTILACION.-

Cualquier destilación, en principio, es capaz de separar sustancias asfálticas de los aceites. Este fué uno de los primeros métodos usados.-

Pero observamos que esta destilación tiene que llevarse a efecto en fracciones pesadas del petróleo, lo cual requiere elevadas temperaturas. He ahí el inconveniente de poder evaporar los constituyentes de baja volatilidad debido a la descomposición térmica. La solución pues, era, llevar la temperatura a un punto tal, que no llegaría a producirse el craqueo. Pero esto era bastante difícil en

crudos residuales de origen parafínicos, ya que ellos se craquean muy fácilmente; en un menor grado, presentan dificultades los crudos residuales de origen Mid-Continent o mixtos. Es solo apto para crudos de origen nafténico.-

Se consiguió ventajas en la destilación, al usar vacío y grandes cantidades de vapor, haciendo más cómoda la destilación de los crudos de base mixta; no así los narafínicos.-

A la fecha se han desarrollado diferentes procesos de destilación como el "Coubrough", "Mc Kee", "Alco" de dos vasos, "Foster Wheeler" "con vapores de mercurio" y otros.-

El proceso "Coubrough" que es uno de los más recientes, patentado por la Compañía Lummus tiene la ventaja que recirculando el asfalto, consigue concentrar el residuo asfáltico que no se volatiliza, lo cual favorece a tener un fondo con mayor cantidad de calor, que puede utilizarse la carga fresca. Además usa este proceso vapores de Kerosene en proporciones de 2 a 1 en vez de vapores de agua o los dos, a fin de conseguir temperaturas más altas.-

Generalmente la destilación es un vaso previo al proceso de desasfaltización con solventes, la cual produce un destilado más eficiente, que si tratara directamente productos residuales.-

DESASFALTIZACION CON ARCILLAS O ACIDOS:

para desasfaltizar, las arcillas tienen buenas propiedades. Se conocen dos métodos el de "contacto" que

usa una arcilla muy pequeña, con la finalidad de conseguir una mezcla, lo más íntima posible con el aceite tratado. En este método, al elevar la temperatura las partículas de arcilla constituyen centros de precipitación a los cuales se adhieren las sustancias asfálticas, las cuales son separadas luego por filtración. El segundo método conocido con el nombre de "percolación", más bien es un tipo de filtración-adsorción, ya que se fuerza el aceite por tratar, a través de un lecho de arcilla gruesa a la temperatura promedio de 212°F; en el cual quedan las impurezas asfálticas. Pero ambos procesos actualmente tienen mejor aplicación sobre aceites ya refinados especialmente para llenar las especificaciones de calor requeridas en el mercado. Su aplicación como proceso de desasfaltización específicamente, resulta anti-económico, por el alto costo de las arcillas especiales,

El tratamiento ácido para desasfaltizar es más eficiente que el de las arcillas con la única dificultad que forma jabones perjudiciales.-

DESASFALTIZACION CON HIDROCARBUROS LIQUIDOS:

Con el uso de estos compuestos, se aplica otro principio aprovechando la facilidad con que las sustancias asfálticas son precipitadas ante la presencia de este tipo de hidrocarburos livianos.-

Desde luego que ellos tampoco permiten una separación exacta del asfalto, pero es un proceso mucho más eficiente

te que los anteriores. Además de precipitar asfalto, estos solventes tienen propiedades para precipitar también hidrocarburos de alto peso molecular, que en muchos casos no son indeseables, lo cual hace disminuir la viscosidad o rendimiento del producto.-

Es por esta última razón, que no pueden usarse muchos hidrocarburos líquidos, sino aquellos que reúnen ciertas características, como facilidad para ser liquidados y que su peso molecular no sea ostensiblemente bajo, ya que precipitaría gran cantidad de hidrocarburos de alto peso molecular, innecesariamente. Pero si debe ser lo suficientemente bajo como para extraer la mayor cantidad de asfalto posible.-

Así se ha observado que a temperaturas ordinarias el hexano precipita solo pequeñas cantidades de material bituminoso de un punto de fusión relativamente alto, 325°F. El Pentano, precipita algo más que el hexano, pero el punto de fusión del asfalto es algo menor. El butano precipita aun más asfalto que los anteriores hidrocarburos; pero comparado con la cantidad de asfalto precipitado por destilación, sólo es el 50% de lo que se obtiene por destilación. Mas bien el Propano si llega a precipitar una cantidad de asfalto tal que es casi igual a la que se obtiene por destilación, siendo sus puntos de fusión también muy cercanos. Luego el Etano que ya solamente no precipita todo el asfalto, sino que llega a precipitar hidrocarburos que constituyen las fracciones lubricantes de tipo pesado y medio.-

Vemos así que el Propano es el Hidrocarburo más apropiado para desasfaltizar, sin perjudicar la composición de las fracciones lubricantes.

A continuación se puede observar lo dicho anteriormente por los resultados obtenidos al tratar un residuo de origen asfáltico, con diferentes solventes.

Solvente	Producción de aceite (% por volumen).	Producción de asfalto (% por volumen).	PROPIEDAD DEL ACEITE EXTRAIDO	
			Gravedad API a 60 F.	Viscosidad SSS a 210°F
Etano	11.0	89.0	24.2	-----
Propano	75.0	25.0	17.5	94
50% Propano				
50% Butano.	87.3	12.7	15.8	119
50% Butano				
50% Isobutano.	89.2	10.8	15.7	139
Butano	88.8	11.2	15.2	139
Pentano	95.2	4.8	14.5	192
Hexano	98.0	2.0	13.8	208

El residuo usado era de 66 S.S.U. a 100°F y fué tratado con un volumen 10 veces mayor a la temperatura de 80°F.

DESASFALTIZACION CON ALCOHOLES ALIFATICOS.-

El método de desasfaltización por estos solventes está basado en los mismos principios de extracción de los hidrocarburos líquidos, por cuanto las propiedades y comportamiento de estos alcoholes en el tratamiento de destilados bases para lubricantes son muy similares a las del Propano.

Se han realizado diferentes pruebas de laboratorio para obtener mezclas experimentales de alcoholes y sustancias desasfaltizantes, las cuales al tratar destilados con asfalto, han mejorado sus propiedades desasfaltizadoras y de otro lado ha mejorado la potencia solvente de los alcoholes a temperaturas bajas.

Este método generalmente requiere temperaturas bajas, por cuanto su poder solvente baja con el aumento de temperatura; pero como hemos dicho anteriormente que sus propiedades son similares a las del propano, también desce rifica y a bajas temperaturas la separación de la cera y el asfalto no se consigue con suficiente definición. A pesar de los aditivos mencionados, para mejorar la potencia solvente de estos alcoholes, no ha llegado a tener éxito comercial el uso de ellos.-

Los alcoholes que reúnen las mejores características para usos desasfaltizantes son el alcohol Amílico y Butílico, y en menor grado, el etílico, hexílico y octílico.-

COMPARACION ENTRE LOS PROCESOS DESASFALTIZANTES Y DETERMINACION DEL PROCESO A SEGUIR.-

Observamos que un proceso tiene más ventaja sobre los demás y este es el que usa Propano. Vemos que el tratamiento específico de desasfaltización con arcillas, resulta antieconómico por el alto costo de ellas, razón por la cual no adonto este método pero sí he de hacer uso de las

arcillas como un tratamiento de acabado.-

Los alcoholes alifáticos, están en desventaja con respecto al propano para este caso particular, porque contamos con un crudo que a pesar de ser de base mixta, tiene alto contenido de parafina, ya que este proceso requiere baja temperatura y como hemos visto con anterioridad; la separación entre el asfalto y la cera sería deficiente.

En cambio no podría establecer diferencias, entre el proceso por destilación y con Propano, porque siempre hago uso del proceso por destilación, al tratar el crudo residual del tonning, en una unidad de destilación al vacío; que además de producir destilados ligeros, precipita el asfalto, concentrándolos en el fondo, como destilados pesados o "bright stock", el cual será posteriormente desasfaltizado.- Esto quiere decir que ambos procesos, el de destilación y el de Propano, en este caso se complementarán y la operación resulta más eficiente al desasfaltar fracciones previamente destiladas, que si no se hubieran destilado.-

El Propano es un precipitador de asfalto muy eficiente y fácil de ser manipulado, la gran mayoría de las unidades modernas de desasfaltización lo aplican, además porque que es fácil de obtener. Actualmente en el Nor Oeste del Perú la producción de Propano líquido 42,000 galones por día, de los cuales 10,000 galones diarios se producen en la planta Verdun cerca a la refinería de Tala

ra, lugar en el cual se instalará la planta de lubricantes y 2.000 galones diarios que se obtienen como productos de tope, de las unidades de Talara.-

Todas estas consideraciones nos inducen a adoptar el proceso de desasfaltización con Propano para tratar el destilado más pesado de la unidad de destilación al vacío

EXPLICACION GENERAL DEL PROCESO CON PROPANO.-

En la desasfaltización con propano se conocen dos métodos, el primero que usa torres de asentamiento y el segundo que usa torres en contracorriente. Este último es el más moderno y que ha dado mejores resultados, porque reduce la cantidad de propano requerida para obtener un grado de separación deseado. Es sobre este método que sólo haré una explicación somera .

La técnica pura de la desasfaltización con propano líquido es regida por dos factores: la relación solvente: stock y la temperatura del proceso.

La relación solvente stock es de gran importancia y está regulada por la potencia solvente del Propano. Esta relación a una temperatura dada puede ser tan baja que su única función sería disminuir la viscosidad del aceite residual tratado, sin disolverle los constituyentes no asfálticos. Pero adicionando más solventes va a llegar un momento de "relación crítica" en la cual se observa una clara precipitación de un fondo viscoso oscuro con algo de solvente y otra zona más liviana disuelta en su tota-

lidad por el propano. Cada crudo residual tendrá su "relación crítica". Aun así podría la fase precipitada, contener muchos constituyentes de la fase liviana, lo que representaría una pérdida de aceite, o también que la fase liviana aun contenga elementos asfálticos en regular proporción, entonces aumentando la relación solvente stock se consigue la eficiencia de separación hasta un límite, sobre el cual la adición de solvente no tendría razón, ya que no disuelve más compuestos.

Para cada crudo la relación solvente stock variará, según las características del aceite y del asfalto que constituyen el crudo residual; especialmente la propiedad solvente del aceite ya que ello influencia la potencia solvente de la fase Propano con mayores efectos cuando se trabaja con bajas relaciones del Propano. En cambio las características del asfalto no son de trascendencia para el proceso, ya que se ha observado, que las materias asfálticas de diferentes crudos residuales del tipo que contiene poco sulfuros no varía grandemente.

El segundo factor, la temperatura, también es importante actualmente estos procesos se realizan a temperaturas que están muy cerca de la temperatura crítica del Propano 205°F lo cual hace variar las propiedades del solvente, en lo que respecta a densidad y potencia solvente, al variar la temperatura. Más aún, cuando el proceso se realiza a temperaturas cada vez más próximas a los 205°F, el solvente pierde bastante de su potencia para disolver

a los hidrocarburos pesados.

' Pero el Propano además presenta una anomalía, la cual es que a temperaturas menores de 110 a 120°F, se comporta como un solvente ordinario, es decir, al aumentar la temperatura, aumenta también su poder solvente; pero por sobre los 120°F sucede lo contrario, disminuye. Quiere decir esto que la temperatura límite para obtener separaciones bastante aceptables sería de 120°F.

A parte de la temperatura, solo tiene influencia la presión en climas muy cálidos, sobre las propiedades solventes del Propano.

En el caso particular de la porción de hidrocarburos pesados del stock, se asocia otro problema, cual es la eficiencia de su separación, controlada tanto por el peso molecular, como por su composición química.

' Para una composición química dada, digamos de hidrocarburos de la misma relación viscosidad:gravedad habrá un punto de corte, para separar hidrocarburos hasta de un cierto peso molecular, que además es función de la serie de hidrocarburos, y les corresponde diferente relación viscosidad:gravedad.

Así los hidrocarburos parafínicos, que tienen una relación viscosidad:gravedad, baja, para una temperatura dada tienen un límite en el peso molecular de los hidrocarburos que pueden separarse. Igualmente en los hidrocarburos menos parafinosos, cuya relación viscosidad:gravedad es alta, habrá un límite en el peso molecular de los hidrocarburos

ros separables. El límite de los hidrocarburos parafinosos es mayor que el de los no parafinosos, es decir el punto de corte en los primeros es mayor que en los últimos.

La relación solvente:stock es pues fundamental, ya que observamos que a mayor parafinosidad, se disuelven hidrocarburos de mayor peso molecular, o sea que el propano tiene mayor potencia solvente; sucediendo lo contrario en los hidrocarburos de menos parafinosidad, necesitamos, por consecuencia mayor proporción de propano para tratar crudos residuales que contengan gran porcentaje de hidrocarburos no parafinosos, en cambio la relación propano:stock bajará para crudos parafinosos.

En lo que respecta a los sistemas de recuperación del solvente, es muy sencillo, está basado en las diferencias de los puntos de ebullición del propano y del aceite o asfalto. Debido al bajo punto de ebullición del propano que es de -44°F a presión atmosférica, es fácil separarlo de los hidrocarburos de alto punto de ebullición.

Para ilustrar lo dicho anteriormente, presento los resultados de un estudio hecho, sobre un crudo residual del tipo Mid-Continent, de 298 S.S.U. de viscosidad a 210°F , por W.H. Bahlke:

ACEITE DESASFALTIZADO

Tem. 'F del nro ceso.	Relación Propano Stock.	Produc- ción % Volumen.	Viscosi- dad SSU a 210°F	Grave- dad API.	Constante viscosidad gravedad.	Residuo de car- bón.
103	2.3	93	233	19.7	0.854	4.38
106	4.0	86	182	20.8	0.849	"
102	5.7	84.2	168	22.0	0.840	2.85
102	10.1	81.6	153	22.0	0.842	"
135	2.4	88.5	215	20.3	0.851	"
136	2.3	93	232	20.2	0.851	"
138	4.0	76.4	153	22.1	0.842	
136	11.5	78	139	22.2	0.843	"
151	2.3	93	238	19.6	0.855	"
157	2.3	47.5	192	20.3	0.852	"
157	3.0	47.2	139	22.6	0.839	"
161	2.3	26	166	21.4	0.845	
167	2.4	12.2	115	23.3	0.838	2.4
164	3.0	25.1	104	23.6	0.836	"
166	4.0	37.7	107	23.5	0.835	"
166	5.7	51.5	107	23.7	0.835	"
165	11.5	59.6	109	23.4	0.837	"
193	2.4	6.3	82	25.2	0.830	"
191	5.7	25.5	81	25.2	0.830	"
192	11.5	34.4	82	24.8	0.832	"
192	11.5	34.4	82	24.8	0.832	"

Este análisis ratifica lo dicho del Propano, ya q' a bajas temperaturas, disminuye la producción del aceite desasfaltado con el incremento de la relación propano:stock y más bien a alta temperatura sucede lo contrario.

Generalmente el proceso de desasfaltización con propano, es clasificado dentro de los métodos de refinación con solventes por estar regido con los mismos principios, tanto en el cálculo como en su performance en la realidad, con muy pequeñas diferencias.

J.W. Poolo, dice que los solventes pueden clasificarse como los de acción "precipitativa" y los de acción "extractiva". En los primeros de las dos fases que se separan, constituye el "refinado", la que contiene la mayor cantidad de solvente, y el extracto o fase nafténica, la que contiene los hidrocarburos del stock de alta gravedad específica, con poca proporción del solvente. En cambio en los solventes de acción extractiva, el refinado contiene la menor proporción del solvente, acompañado de los hidrocarburos de baja gravedad específica, y la fase extracto contiene el mayor porcentaje del solvente, disolviendo los constituyentes de alta gravedad específica.

La situación del Propano para el proceso de desasfaltización, esta considerado como del primer tipo, es decir, de acción precipitativa, ya que el asfalto precipitado siempre va acompañado de muy poco solvente y la mayoría de este se encuentra en la fase refinada, o sea con el aceite desasfaltado.

Este concepto que ha sido bien aceptado, nos servirá para usar los mismos "métodos de cálculo" que se usan en la refinación con solventes, es decir aprovechando las grandes ventajas que ofrecen los gráficos en coordenadas triangulares.

Aún más entre los procesos precipitativos que conocemos, para el presente caso he adoptado el de "contracorriente" y no el de "asentamiento", por haberse demostrado en la práctica su mejor eficiencia. Las compañías especializadas en el diseño e instalación de plantas lubricantes, recomiendan este proceso, usando cualquier tipo de crudos a tratar.

Pero dentro de este tipo de contracorriente podemos diferenciar otros dos: el de temperatura constante y el que usa gradiente de temperatura. Según datos teóricos obtenidos del cálculo en gráficos triangulares y posteriormente confirmado por resultados prácticos, las eficiencias de estos dos tipos de tratamiento en contracorriente, podrían ser iguales, cuando para una gradiente de temperatura moderada en un proceso, el otro proceso requiere más de un paso. Quiere decir, que a lo menos se usarían dos torres o tres adicionales para refinar aun más, las dos fases obtenidas del primer paso lo cual aumentaría los costos de equipo, instalación etc, o de otra manera, estableciendo reflujos de fondo y de terno eficiente en una sola torre, lo cual también se ha observado, no es practicable en la mayoría de los procesos. Esta consideración nos obliga a preferir el sistema de contracorriente con gradiente de temperatura. El efecto de esta gradiente de temperatura,

en los productos de toma, es muy similar al que se conseguirá con el proceso isotérmico, ya que también precipita de ellos los constituyentes asfálticos que escapan en el primer contacto. Adoptando un gradiente eficiente, se concentrará más el fondo asfáltico y se obtendrá un aceite mejor desasfaltizado.

En conclusión el proceso que he adoptado, es el de desasfaltización con Propano líquido, en torres tipo contra corriente con gradiente térmica.

SISTEMA DE FLUJO:

La carga es bombeada hacia la parte superior de la torre de precipitación a temperaturas cercanas a la de almacenamiento. El Propano ingresa a la torre por tres entradas debajo de la entrada del stock a diferentes temperaturas de acuerdo a la gradiente necesaria. En la parte superior de esta torre, se suministra calor adicional por medio de un serpentín o calentador tipo intercambiador con vapor, para precipitar algunos elementos asfálticos que acompañan al refinado. En la torre el asfalto es precipitado y por gravedad fluye hacia el fondo, encontrándose sucesivamente con dos cargas frescas más de Propano, que le quita los elementos livianos que se escapan con el asfalto.

El aceite desasfaltizado, acompañado de la mayor proporción de Propano, fluye hacia el fondo de un evaporador especial. Desde que el volumen que actúa es grande, se aplican calentadores verticales, para elevar la temperatura del acol-

no.

- a) El propano pasa directamente , al condensador general y luego al acumulador para nuevo uso y
- b) El asfalto ingresa por el tope a un deshojador con vapor, para eliminarle las últimas trazas de propano. Se separan dos productos , b₁ propano y b₂ asfalto.

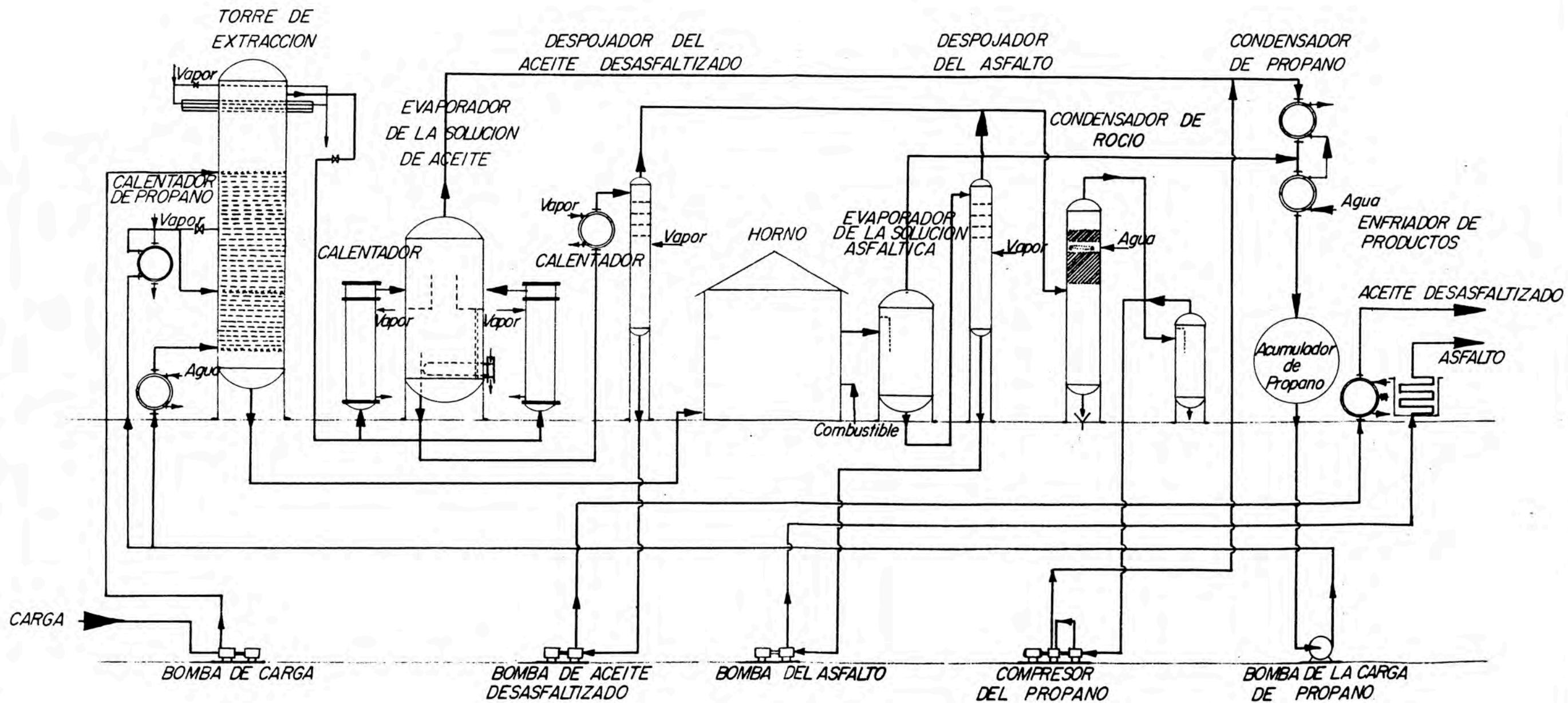
b₁) El propano con vapor de agua ingresa al mismo condensador de "rocío" utilizado para tratar el propano del primer deshojador y sigue luego el mismo tratamiento que el anterior.

b₂) El asfalto es bombeado y enfriado en serpentines, hacia los tanques de almacenamiento.

Desde que el objeto principal de este estudio es sólo la producción de aceites lubricantes, no hago mención al uso o tratamiento posterior que podría tener este asfalto.

Un análisis más avanzado sobre la demanda de asfaltos de diferentes calidades inclusive podrían variar las condiciones del proceso desde la torre de precipitación y sería necesario hacer un reajuste de los cálculos, considerando un extracto o fase asfáltica de mejores calidades según el uso y demanda del asfalto requerido.

El gráfico N° 13, nos ilustra este sistema de flujos para desasfaltar con propano, los destilados pesados de la unidad de vacío.



PLANTA DE DESASFALTIZACION CON PROPANO

(DIAGRAMA DE FLUJO)

Fig. N°13.

CALCULOS Y DISEÑO DE LA PLANTA DE DESASFALTIZACIÓN CON PROPANO:

Consideraciones Generales:-

Para calcular los elementos principales, en una planta de desasfaltización con propano, las cuales son: temperatura del tratamiento y su gradiente, volumen de propano a usar, propiedades y composición del extracto y refinado etc, es necesario remitirse a ensayos experimentales.

Sabiendo que por lo compleja y desconocida que es la composición química de los lubricantes, es imposible establecer ecuaciones de equilibrio entre los hidrocarburos constituyentes, razón por la cual año a año han tomado mayor auge los ensayos experimentales, los cuales se han ido perfeccionando para todos los tipos de extracción, dando resultados bastante ajustados a la realidad. Desde los balones de vidrio para ensayar mezclas de stocks y solventes usados al principio de la industria, hasta las más recientes "plantas piloto", construidas a escala, como copia de las actuales en funcionamiento, han contribuido al cálculo y diseño de unidades nuevas.

La representación en gráficos triangulares para el caso particular del crudo peruano, me es imposible por dos razones:

a) En la actualidad en el Perú no existen plantas piloto para realizar este tipo de ensayos y b) no se ha podido enviar a los laboratorios de otros países, el crudo residual que pienso tratar, porque nunca antes la unidad de Topping de Talara ha trabajado conjuntamente el crudo LCT y HCT y mucho menos la destiladora al vacío, cuyos fondos son los que se van a desasfaltar.

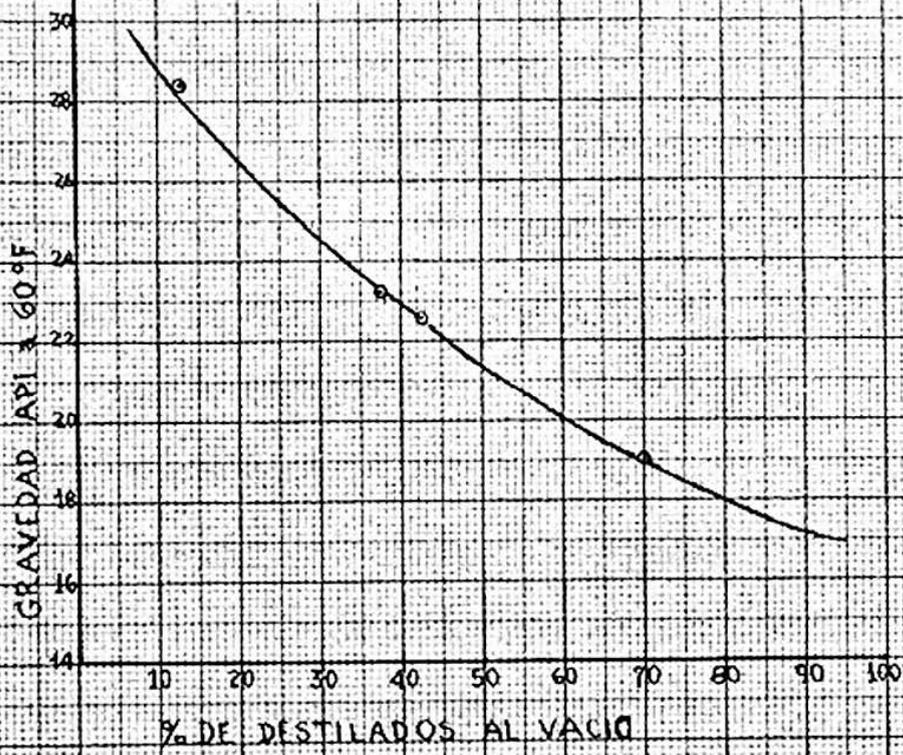
tizar.-

Entonces hago uso de los resultados experimentales de un destilado pesado proveniente de un crudo residual cuyas características son muy similares a las propiedades promedio obtenidas del residuo de Topping peruano. Aun más este crudo residual adoptado, proviene de un crudo de base mixta, tipo Mid Continent bastante parecido al crudo peruano producido en la costa del Norte.-

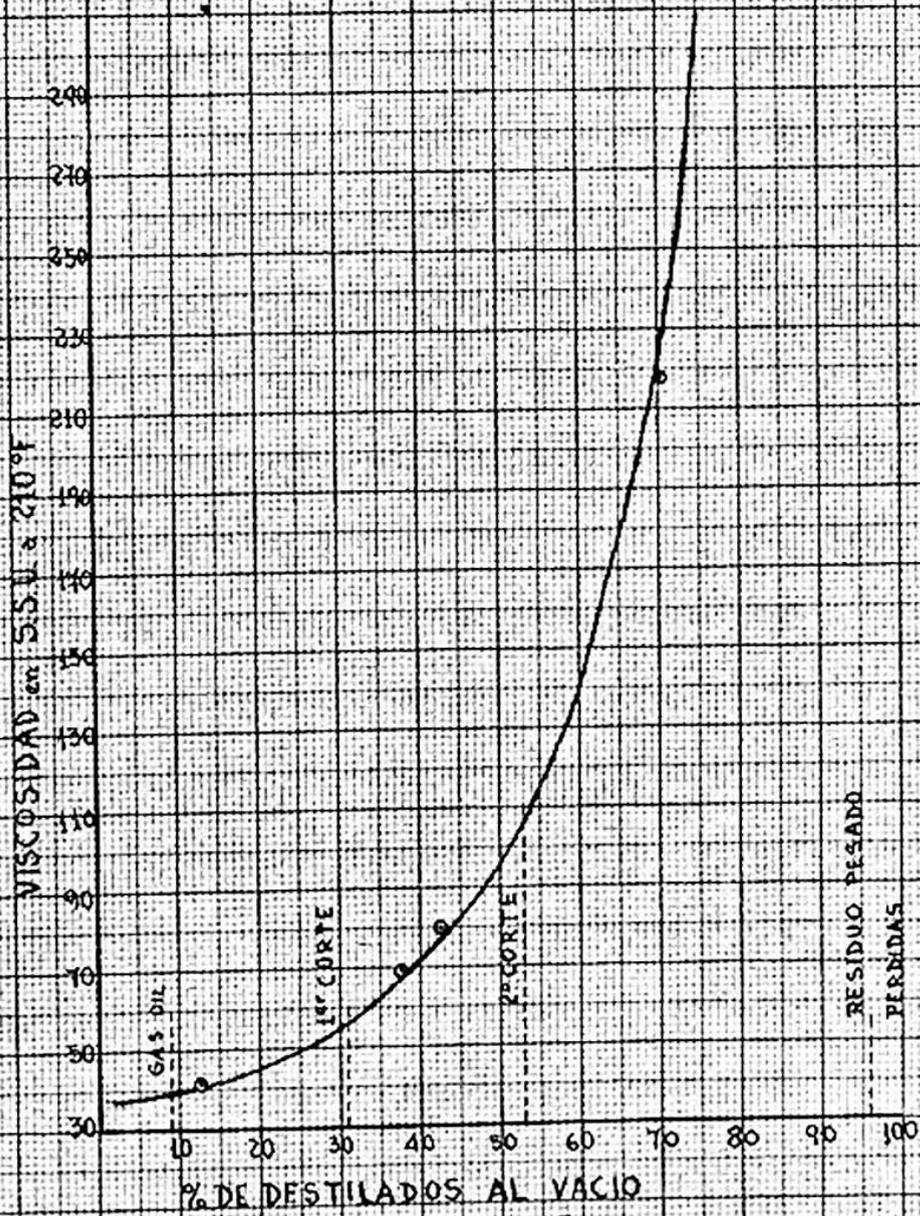
Las características de este destilado pesado, de base mixta son las siguientes:

Gravedad API a 60 °F = 20.1
Gravedad específica = 0.9328
Punto de inflamación = 490 °F
Viscosidad S.S.U. a 210 °F = 298
Residuo de carbón = 2.4 %

De los ensayos sobre la destilación y pruebas de propiedades, hechas en el laboratorio para la mezcla de crudos - cruanos H C T y L C T en proporción de 9 á 1, puedo hacer los gráficos, de gravedad API a 60 °F vs % de destilados al vacío (Fig. N° 14) y gráfico de viscosidad S.S.U. a 210 °F vs % de destilados al vacío (Fig N° 15).-



GRAFIKO N°14



GRAFIKO N°15

Se ha destilado al vacío el 36 % del crudo residual de topping.

Del grafico N° 15 observamos que el % de producción que se obtiene de la destilación al vacío sería:

Gas Oil	9%
1er. corte lubricante..	22%
2do. corte lubricante...	22%
Residuo pesado	43%
Pérdidas	4%

100 %

El 1er. corte lubricante, cuyas características son:

Gravedad API a 60 F

26.5

Viscosidad S.S.U. a 210 F .

47.0

Punto de inflamación

400 F

pasará a la planta de refinación con solvente Duo-Sol.-

El 2do. Corte lubricante, de características:

Gravedad API a 60°F	22.8
Viscosidad S.S.U a 210°F	73.0
Punto de Inflamación	420°F

también pasará a la planta de Refinación Duo-Sol.-

El Residuo pesado de características:

Gravedad API a 60 F	18.5
Viscosidad S.S.U. a 210 F	300
Punto de Inflamación	500 F

se tratará en la planta de desasfaltización con Propano.

Ya se ha visto las dificultades para hacer el diagrama de equilibrio en coordenadas triangulares del residuo peruano, por lo cual adopto los resultados de un residuo del tipo Mid Continent de características parecidas al residuo nacional.-

Características del residuo adoptado.-

Gravedad API a 60°F	20.1
Viscosidad S.S.U a 210°F	298
Punto de Inflamación	510°F

Determinación de la temperatura de tratamiento.-

Resultados recopilados por Ulric B. Bray y W.H. Bahlke, sobre tratamiento de desasfaltización con propano de este stock, a diferentes temperaturas y relaciones solvente:stock, me permiten escoger el tratamiento a 125°F con gradiente de 25 F.-

RESULTADOS DEL TRATAMIENTO a 125°F y 100°F (25°F de GRADIENTE):

Tempe- ratu- ra.-	SOLVENTE		ACEITE DESASFALTIZADO			ASFALTO
	Proporción solvente: stock.	%	% de Aceite producido.	Viscosidad S.S.U. a 210°F	V.G.C.	Punto de Fusión
125°F	2:1	66 %	26 %	225	0.858	120 °F
	4:1	80 %	38 %	203	0.852	157
	6:1	85 %	45 %	198	0.849	168
	8:1	88 %	48 %	202	0.849	172
120°F	2:1	66 %	29 %	220	0.865	130 °F
	4:1	80 %	38 %	208	0.858	166
	6:1	85 %	48 %	215	0.860	174
	8:1	88 %	54 %	227	0.864	177

Con estos datos construyo el gráfico N° 16 o sea el diagrama de equilibrio en coordenadas triangulares.-

Determinación de la relación solvente:stock y propiedades de los productos, que se obtendrán:-

Observamos de las curvas de la FIG. N° 16 que para obtener un buen aceite desasfaltizado y un asfalto de punto de fusión recomendable, es necesario usar 80 % de solvente. Entonces la proporción solvente:stock sería de 4:1.-

El Aceite desasfaltizado tendrá una viscosidad a 210°F de 190 S.S.U.-

Para determinar la propiedad del asfalto, unimos el punto de viscosidad 190 (M); con el vértice del solvente (S), é interceptamos la curva de equilibrio a 100°F en un punto P; unimos este punto con el punto R, que está sobre la línea NS y representa 80% de solvente, prolongamos hasta interceptar la curva de equilibrio a 125°F, en el punto T; que nos representa la fase sólida. Luego unimos S con T y prolongamos hasta interceptar la línea AB, donde podemos leer el punto de fusión del asfalto 150°F.-

En conclusión las propiedades de los productos son:

Aceite desasfaltizado, pesado:	Gravedad A PI a 60°F	20.6
	Viscosidad S.S.U a 210°F	190
	Punto de inflamación	490
	V. G. C.	0.856
Asfalto:	Punto de fusión	150°F

Determinación del % de producción de Aceite y Asfalto:

La relación de producción de aceite y asfalto, libre de solvente, está en proporción a las longitudes MN y NL, la cual por medición directa tenemos:

$$\frac{MN}{NL} = \frac{2}{3}$$

Luego la producción de aceite desasfaltizado (proporcional a MN) será del 40%, y la del asfalto el 60% (proporcional a NL).-

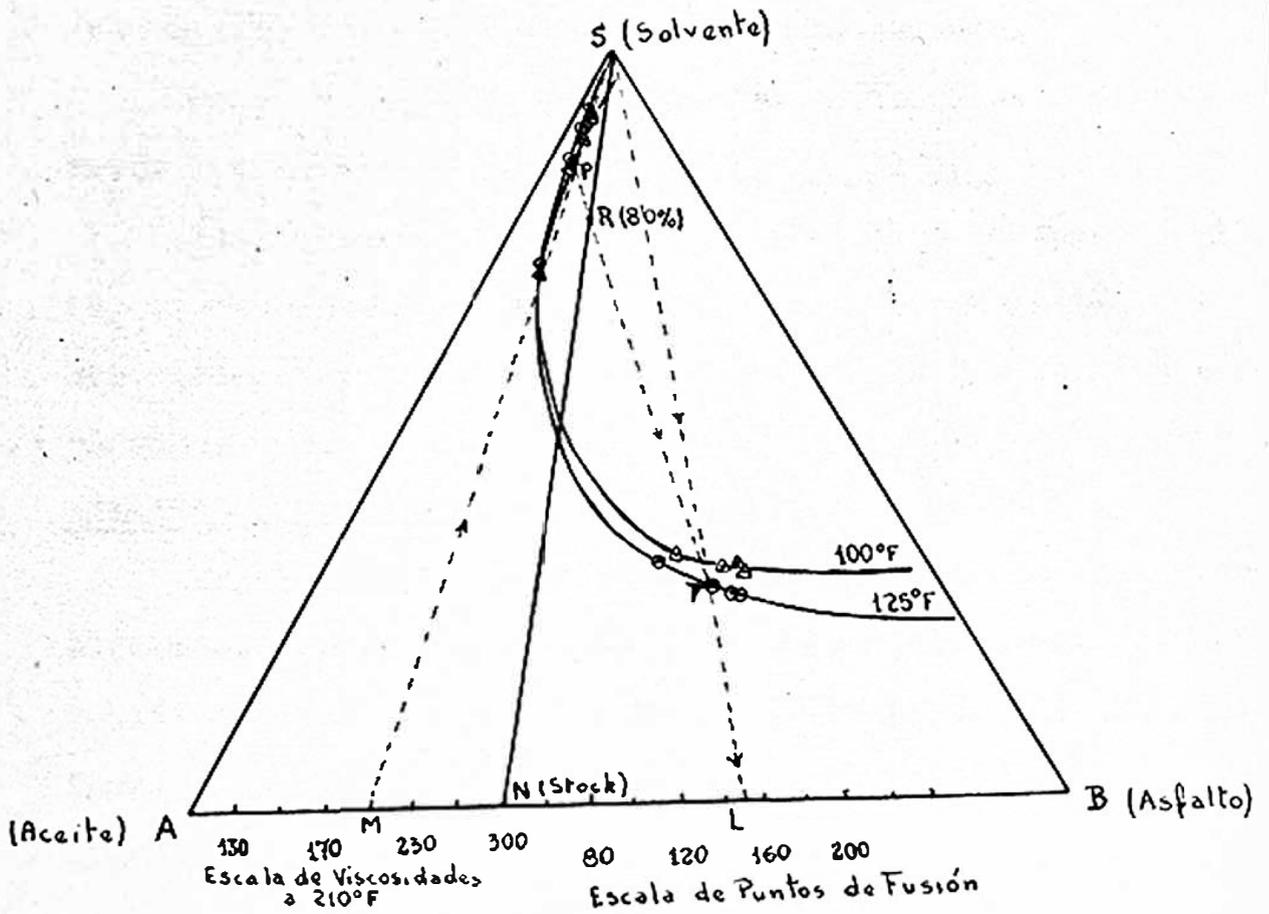


DIAGRAMA DE EQUILIBRIO DE UN RESIDUO DE VACIO PESADO TIPO MID-CONTINENT, TRATADO CON PROPANO A 125°F y 100°F

FIGURA N° 16

Carga de la planta:-

De los 2,380 B/D que ingresan a vacío, el 43% lo constituye lo pesado que ingresa a la planta de desasfaltización con Propano, luego, la carga de aceite será $2,380 \times 0.43 = 1,024$ B/D. La carga de solvente será (en proporción 4:1) = 4,096 B en circuito cerrado.

En resumen su capacidad sería un circulante diario de stock y solvente de 5,120 B/D = 213.33 B/Hr.

Para prevenir el consumo , en 10 años de funcionamiento, la capacidad debe ser el doble de la carga actual; es decir debe tener capacidad para tratar 2,048 B/D de destilados pesados.

Pérdida de solvente:-

Considerando una sección de recuperación eficiente en sistema cerrado, se puede aceptar como máximo, una pérdida del 2% del solvente, o sea que se necesita adicionar al sistema $(4096 \times 0.02) = 81.92$ B/D = 5,440.64 Gln/D.

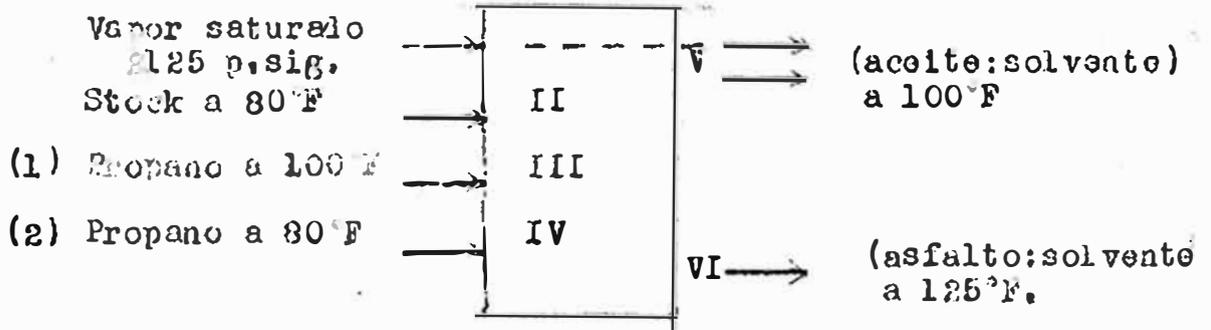
Balance de material total en la planta:-

MATERIAL	ENTRADA			SALIDA		
	Volumen en Gln/D.	Gravedad Especifica	Peso en lbs/D	Volumen en Gln/D	Gravedad Especifica	Peso en lbs/D
Acetite asfaltico (stock)	43,008.00	0.9438	339,200	-----	-----	-----
Propano liquido (solvente)	175,076.64	0.5111	747,500	175,036.00	0.5111	735,000
Vapores de propano (pérdida)	-----	-----	-----	344064	0.5111	175,500
Acetite desasfaltizado.	-----	-----	-----	17220.00	0.9300	133,600

Asfalto	----	----	----	25,783.00	0.954	205,600
	<u>TOTAL</u>	=	1'086,700	<u>TOTAL</u>	=	1'086,700

Balance de calor:-

A).-En el sistema de extracción:-



Temperatura base a 80°F:-

I_A - Calor suministrado por el vapor = $Q_V = N(\text{Lbs/D}) \times L$
 Entalpía del vapor saturado 125 psig ... $L=1,191$
 BTU/lb

$$Q_V = N \times 1191 \text{ ----- } I_A$$

II_A - Calor suministrado por la carga = $Q_c = M \times C_c (80-80) = 0$

III_A - Calor suministrado por el Propano (1) = $Q_{p1} = M_1 \times C_{p1}$
 (100-80)

$$M_1 = \frac{\text{Propano total}}{2} = \frac{747500}{2} = 373,750 \text{ lbs}$$

C_{p1} (del g ráfico N° 4, pag. 806 de Kern) = 0.65

$$Q_{p1} = 373,750 \times 0.65 (100-80) = 4'860,000 \text{ BTU/D... } III_A$$

IV_A = Calor suministrado por el Propano (2) = $Q_{p2} = M_2 \times C_{p2}$
 (80-80) = 0.

V_A - Calor absorbido por el aceite refinado (40% de la carga) + 80 % del solvente = Q_A

$$Q_A = (0.4 M \times C_{cA} + 0.8 \times 2 \times M_1 \times C_{pl}) (100-80) =$$
$$M = 339,200$$

$$C_{cA} = (\text{del gráfico N° 4 Pag. 806 de Kern para A PI } 20.6) = 0.45$$

$$C_{pl} = 0.65$$

$$Q_A = (0.4 \times 339,200 \times 0.45 + 0.8 \times 2 \times 373,750 \times 0.65) (100-80) = 8'992,000 \text{ B T U/D} \dots \dots \dots \underline{V_A}$$

VI_A - Calor absorbido por asfalto (60% de la carga) + el 20% del solvente = Q_a

$$Q_a = (0.6 M C_{ca} + 0.2 \times 2 \times M_1 \times C_{p3}) (125-80) =$$

$$C_{ca} = (\text{del gráfico N° 4 pag. 806 de Kern, para asfal- } 19.9 \text{ A P I}) = 0.465$$

$$C_{p3} = (\text{Del gráfico N° 4 pag. 806 de Kern, para Propa- } 25 \text{ y } 80^\circ \text{F}) = 0.665$$

$$Q_a = (0.6 \times 339,200 \times 0.465 + 0.2 \times 2 \times 373,750 \times 0.665) (125-80) = 8'720,000 \text{ B T U/D} \dots \dots \dots \underline{VI_A}$$

Balance:

$$I + II + III + IV = V + VI$$

$$1191 \times N + 0 + 4'860,000 + 0 = 8'992,000 + 8'720,000$$

$$1191 \times N = 17'712,000 = 4'860,000$$

$$N = 10,800 \text{ lb/D} = 450 \text{ LB/Hr de vapor}$$

saturado a 125 P. s.i.g.

Luego:

$$Q_x = 478,400 \times 127 = \underline{60'800,000 \text{ BT U/D}} \quad (A)$$

Luego toda la masa de aceite y solvente, eleva su temperatura a t_x , debido al vapor de agua.

Luego de tres suposiciones encontramos para $t_x = 225$

$$(133,600 \times 0.480 + 598,000 \times 0.73)(T_x - 100) = 60'800,000$$

$$(64,000 + 440,000)(T_x - 100) = 60'800,000$$

$$504,000(T_x - 100) = 60'800,000$$

$$T_x - 100 = \frac{60'800,000}{504,000} = 125$$

$$T_x = 125 + 100$$

$$\underline{T_x = 225 \text{ F}}$$

Al despojador pasa: a 225 F:

Acetate desasfaltizado - - - - - 17,220 B/D = 133,600 lbs/D

Solvente (20% del que traía el acetate) - - 28,000 B/D = 119,600 lbs/D

Por reducción de presión la temperatura baja a 180 F

En el despojador se evapora este solvente, a expensas de vapor.

El calor requerido para ello será:

$$Q_z = 119,600 \times L_z$$

$$L_z = 72 \text{ BTU/lb (calculado a } 180^\circ\text{F, según Nels-son, pag. 143)}$$

$$Q_z = 119,600 \times 72 =$$

$$Q_z = \underline{8'600,000 \text{ BTU/D}} \text{ ----- (B)}$$

Luego toda la masa elevará su temperatura a T_z

Suponiendo tres veces obtengo $T_z = 233 \text{ }^\circ\text{F}$

$$(123,600 \times 0.51 + 119,600 \times 0.79)(T_z - 180) = 8'600,000$$

$$68,000 + 94,500(T_z - 180) = 8'600,000$$

$$T_z - 180 = \frac{8'600,000}{162,500} = 53$$

$$T_z = 53 + 180 = 233$$

$$\underline{T_z = 233 \text{ }^\circ\text{F}}$$

El aceite desasfaltizado abandona el sistema a 233° F

II) Por el fondo de la torre de extracción salen a 125° F

Asfalto - - - - - 25,728 Bb/D = 205,600 lbs/D

Solvente (20% del original 35,000 " = 149,500 "

En el horno se le dá a ésta mezcla, el calor necesario, para evaporar el 80% de su solvente, en el evaporador.

$$0.80 \times 149,500 = 119,600 \text{ lb/D.}$$

El calor requerido será

$$Q_m = 119,600 \times L_m$$

El calor latente del Propano a 125° F = 112 BTU/lb (calculado, según Nelson son Pag 143)

$$Q_m = 119,600 \times 112 = 13'400,000 \text{ BTU/D} \text{ ----- (C)}$$

Entonces toda la masa elevará su temperatura a T_m

Con tres suposiciones obtengo: $T_m = 190^\circ\text{F}$.

$$\begin{aligned} (205,600 \times 0.466 + 149,500 \times 0.728) (T_m - 125) &= 13'400,000 \\ (95,900 + 109,000) (T_m - 125) &= 13'400,000 \\ 204,900 (T_m - 125) &= 13'400,000 \\ T_m - 125 &= \frac{13'400,000}{204,900} = 65 \end{aligned}$$

$$T_m = 65 + 125 = 190^\circ\text{F}$$

Pasa al despojador a 90°F .

Asfalto - - - - - 25,788 B/D = 205,600 lb/D

Solvente (20% del que tenía el asfalto) 7,000 B/D = 29,900 "

Por reducción de presión la temperatura baja a 180°F

Para evaporar este solvente se requiere calor :

$$Q_n = 29,900 \times L_n$$

$$L_n = 72 \text{ BTU/lb (calculada a } 180^\circ\text{F)}$$

$$Q_n = 29,900 \times 72 =$$

$$Q_n = 2'154,000 \text{ BTU/D - - - - - (D)}$$

Toda la mezcla elevará su temperatura a T_n

Luego de tres suposiciones obtengo para $T_n = 200$

$$(205,600 \times 0.48 + 29,900 \times 0.768) (T_n - 180) = 2'154,000$$

$$(98,800 + 23,000) (t_n - 180) = 2'154,000$$

$$121,800 (t_n - 180) = 2'154,000$$

$$t_n - 180 = \frac{2'154,000}{121,800} = 20$$

$$T_n = 20 + 180 = 200^\circ\text{F}$$

El asfalto abandona el sistema a 200°F

Vapor requerido en la planta:-

1.- El solvente al ingresar a la torre de extracción, la mitad eleva su temperatura de 90 a 100°F

$$M = 375,500 \text{ lb/D}$$

Calor absorbido:

$$Q = 375,500 \times 0.665 (100-90) = 2'440,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Vapor a 125 p.s.i.g} = \frac{2'440,000}{1191} = 2,050 \text{ lb/D} = 86 \text{ lb/Hr}$$

Ya hemos visto las cantidades de calor necesarias, para evaporizar el solvente, en los diferentes evaporadores, luego se puede calcular, la cantidad de vapor necesaria.

2.- De (A), calor para evaporar el 80 % del solvente que contiene el aceite:

$$Q_x = 60'800,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Vapor} = \frac{60'800,000 \text{ BTU/D}}{1191} = 51,000 \text{ lb/D} = \underline{2,125 \text{ lb/Hr}}$$

3.- De (B), calor ^{1191 BTU/lb} para evaporar el 20% del solvente que contiene aceite

$$Q_2 = 8'600,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Vapor} = \frac{8'600,000}{1191} = 721.5 \text{ lb/D} = \underline{300 \text{ lb/Hr}}$$

4.- De (D), calor para evaporar el 20%, del solvente que contiene el asfalto

$$Q_n = 2'154,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Vapor} = \frac{2'154,000}{1191} = 1,807 \text{ lb/D} = \underline{75 \text{ lb/Hr}}$$

5.- Vapor para el tope de la torre de extracción = 450 lb/Hr

6.- Vapor para la bomba de asfalto = 129 lb/hr.

En total se requiere 3,165 lb/Hr de vapor saturado a 125 p.s.i.g.

COMBUSTIBLE:-

En el horno:-

La evaporación que se realiza a expensas del calor del horno será:

$$\text{Carga al horno} = (0.6M) 205,600 \text{ lbs/D} + (0.2M) 149,500 \text{ lbs/D}$$

En el evaporador se remueve el 80 % de este solvente o sea

$$0.8 \times 149,500 = 119,600$$

Ello requiere calor $Q = 13'400,000$ - - - - - De (C)

Este calor lo suministra el gas combustible de 22,000 BTU/lb de poder calorífico.

$$\text{Se requiere entonces } \frac{13'400,000}{22,000} = 610 \text{ lbs/D de gas}$$

$$\text{En volumen será : } \frac{13'400,000 \text{ BTU/D}}{1,400 \text{ BTU/ft}^3} = \frac{9,570 \text{ ft}^3/\text{D}=400}{\text{ft}^3/\text{hr.}}$$

Todo el resto del solvente que se evapora, lo hace a expensas de vapor de agua a 125 p.s.i.g. y a la reducción de presión.

La reducción de presión evapora el 20 % del solvente acompañe al aceite (o sea, 119,600 lbs) y el 20% del solvente

que acompaña al asfalto (o sea 29,900 lb)

El calor requerido = $(119,600 + 29,900)183 = 27'375,000$ BTU/D

Entalpia del vapor de propano a 230 p.s.i.g.-Entalpia del vapor de propano a X psi, debe ser igual a 183 BTU/lb.

En la tabla de propiedades de vapor saturado de propano observamos que X corresponde a los 55 psi. luego la reducción de la presión será de 230 a 55 psi.

Este calor necesario en la evaporación, por reducción de presión, también lo suministra el vapor de agua saturado a 125 p.s.i.g. como ya se ha visto.

Agua requerida en la planta:-

Condensación del solvente.-

La condensación total del solvente, o sea los 735,000 lb/D que pasan al acumulador, se realiza a expensas del agua.

Calor que se desprende de la condensación :

$$735,000 \times 183 = 134'500,000 \text{ BTU/D}$$

El agua elevará su temperatura de 70 a 100°F

$$\text{Agua requerida (A)} \text{ ----- } \Delta (100-70) = 134'500,000$$

$$A = \frac{134'500,000}{30}$$

$$A = 4'483,300 \text{ lb/D}$$

$$4'483,300 \text{ lb/D} = 538,000 \text{ Gln/D} = \underline{22,400 \text{ Gln/Hr}}$$

Agua para enfriar el solvente antes de ingresar a la torre extractora:-

Antes de ingresar el solvente a la torre de extracción la mitad se enfría de 90 a 80°F

$$\text{Agua necesaria para enfriar (A)}$$

$$A \times (90-80) = 373,750 \times 0.645 (90-80)$$

$$A = 241,600 \text{ lb/D} = 28,900 \text{ Gln/D} = 1,200 \text{ Gln/Hr}$$

Agua para enfriar el aceite desasfaltado de 233 F a 80 F :-

$$\text{Aceite} = 17,220 \text{ Gln/D} = 133,600 \text{ lb/D}$$

Calor absorbido:

$$Q = 133,600 \times 0.476 (233-80) = 9,750,000 \text{ BTU/D.}$$

El agua elevará su temperatura de 80 a 200°F.

$$\text{Luego } A (200-80) = 9,750,000$$

$$A = \frac{9,750,000}{120}$$

$$A = 81,200 \text{ lb/D} = 9,740 \text{ Gln/D} = 406 \text{ Gln/Hr.}$$

Agua para enfriar el asfalto de 200°F a 80 F. :-

$$\text{Asfalto} = 25,788 \text{ Gln/D} = 205,600 \text{ lb/D}$$

calor absorbido:

$$Q = 205,600 \times 0.456 (200-80)$$

$$Q = 13,140,000 \text{ BTU/D}$$

El agua elevará su temperatura de 80 F a 190 F

Luego:

$$A (190-80) = 13,140,000$$

$$A = \frac{13,140,000}{110}$$

$$A = 119,600 \text{ lb/D} = 14,330 \text{ Gln/D} = 594 \text{ Gln/Hr}$$

En resumen la planta necesita 24,600 Gln/Hr.

CALCULO DE BOMBAS:-

1.- Bomba de carga.-

$$\text{GPM} = \frac{45,000 \text{ Gln/D}}{24 \times 60} = 30 \text{ G.P.M.} = 1,800 \text{ Gln/Hr}$$

$$1 \text{ ft de agua} = 0.433 \text{ p.s.ig.}$$

$$S \text{ carga} = 0.933$$

$$dE = 200 \text{ p.s.ig.}$$

$$dP = \frac{200}{0.433} \times 0.933 = 431'$$

----- Eficiencia de la bomba = 0.80

----- Eficiencia del motor = 0.90

$$\frac{\text{Kw}}{1000 \text{ Gln/Hr}} = \frac{0.00315 \times 431}{0.80 \times 0.90} = 1.89 \frac{\text{Kw} - \text{hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{Total ser\'a : Kw - hr} = 1.89 \times \frac{1,800}{1,000} = \underline{3.4 \text{ Kw-hr}}$$

2.- Bomba para el aceite dosasfaltizado:-

$$\text{G.P.M.} = \frac{17,220 \text{ Gln/D}}{24 \times 60} = 12 \text{ G.P.M.} = 720 \text{ Gln/Hr}$$

$$dP = 200 \text{ p.s.ig.}$$

$$S = 0.930$$

$$dP = \frac{200}{0.433} \times 0.93 = 430'$$

Eficiencia de la bomba = 0.80

Eficiencia del motor = 0.90

$$\frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}} = \frac{0.00315 \times 430}{0.80 \times 0.90} = 1.89 \frac{\text{Kw} - \text{hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{En total ser\'a : Kw-hr} = 1.89 \times \frac{720}{1,000} = \underline{1.36 \text{ Kw-hr}}$$

3.- Bomba para la carga de propano:-

$$\text{GPM} = \frac{175,076.64 \text{ Gln/D}}{24 \times 60} = 122 \text{ G.P.M.} = 7,320 \text{ Gln/Hr}$$

$$dP = 200$$

$$S = 0.511$$

$$dP = \frac{200}{0.433} \times 0.511 = 236'$$

$$\text{Eficiencia de la bomba} = 0.80$$

$$\text{Eficiencia del motor} = 0.90$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}} = \frac{0.00315 \times 236}{0.80 \times 0.90} = 1.03 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{En total ser\'a : } 1.03 \times \frac{7,320}{1,000} = \underline{7.56 \text{ Kw-hr}}$$

4.- Bomba de asfalto (requiere vapor)

$$T = \frac{G}{7.48 \text{ Gln/ft}^3} \times \frac{P_1}{P_2} \times \frac{1}{v} \times \frac{1}{\text{Eficiencia}} \quad (\text{lb/Hr}) \quad (\text{Nelson Eng 787})$$

$$G = \frac{25,788 \text{ Gln/D}}{24} = 1080 \text{ Gln/Hr}$$

$$P_1 = 100 \text{ (presi3n de bombeo)}$$

$$P_2 = 125 \text{ (presi3n del vapor)}$$

$$v = \text{Volumen espec\'ifico del vapor saturado a 125 p.s.i.g.} \\ = 3.59$$

$$\text{Eficiencia} = 0.25$$

$$F = \frac{1,080}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = 129 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Compresora de Propano:

El propano que sale de los despojadores del sistema de

recuperación a 50 p.s.i.g. debe comprimirse a 190 p.s.i.g., para que no se evapore, luego de condensarse a 90°F.-

$$\begin{aligned}\text{Volumen de propano} &= 20\% \text{ del que tiene aceite} + 20\% \text{ del que} \\ &\quad \text{tiene asfalto} \\ &= 0.20 (0.80 \times 172,032) + 0.20 (0.20 \times 172,032) \\ &= 27,600 + 6900\end{aligned}$$

$$\text{Volumen} = \underline{34,500 \text{ Gln/D}} \text{ (líquido)}$$

Como Vapor. a 55 p.s.i.g. y 20°F

$$P = 55 + 14.7 = 69.7 \text{ p.s.i.a}$$

$$P_c = 616 \text{ p.s.i.a.}$$

$$P_R = \frac{69.7}{616} = 0.112$$

$$T = 20 + 460 = 480$$

$$T_c = 204 + 460 = 664$$

$$T_R = \frac{480}{664} = 0.725$$

Del gráfico 48, Nelson Pag. 156 obtengo $Z = 0.95$

$$\text{Luego: } V = \frac{Z \times n \times R \times T}{P} = \frac{0.95 \times 1 \times 10.7 \times 480}{69.7} = 70. \text{ ft}^3/\text{mol}$$

1 mol de propano = 44 lbs.

$$V = \frac{70}{44} = 1.59 \text{ ft}^3/\text{lb.}$$

(Gravedad Especif. del Propano = 0.511)

$$V = 1.59 \text{ ft}^3/\text{lb} \times (8.34 \times 0.511) \text{ lb/Gln} = 6.78 \text{ ft}^3/\text{Gln}.$$

$$\begin{aligned} \text{Luego: Volumen de propano} &= 34,500 \text{ Gln/D} \times 6.78 \text{ ft}^3/\text{Gln} \\ &= 234,000 \text{ ft}^3/\text{D} \end{aligned}$$

$$V = 234 \text{ M P C/D (Vapor)}$$

Aplicando la fórmula de T.A. Gill

$$HP = 0.0446 \times V \times \frac{n}{n-1} \left[R^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

V = Volumen en miles de pies cúbicos al día = 234 MPC/D

n = exponente polytrópico = 1.2

R = razón de compresión

$$R = \frac{190 \text{ p.s.i.g}}{55 \text{ p.s.i.g}} = 3.46$$

Luego

$$HP = 0.0446 \times 234 \times \frac{1.2}{1.2-1} \left[3.46^{\frac{1.2-1}{1.2}} - 1 \right]$$

$$HP = 0.0446 \times 234 \times 6 \left[3.46^{0.166} - 1 \right]$$

$$HP = 14.36 \quad (\text{Considerando } 80\% \text{ de eficiencia})$$

$$Kw = \frac{14.36 \times 0.746}{0.80} = 13.4 \text{ Kw H}$$

CONSUMO GENERAL DE LA PLANTA .-

Material	Cantidades	Consumo en un año
Vapor saturado a 125	5,165 lbs/Hr	27'400,000 Lbs
Agua dulce a 80 F	24,600 Gln/Hr	213'600,000 Glns = 806,000 m ³
Gas combustible (horno)	400 ft ³ /Hr	3'460,000 ft ³
Potencia	25,72 Kw-hr	224,900 Kw-hr (1)

Nomenclatura usada:-

Qv = Calor suministrado por el vapor, en el tope de la torre de extracción.

N = Libras diarias de vapor , para el tope de la torre de extracción.

L = Entalpia del vapor saturado a 125 p.s.i.g.

Qc = Calor suministrado por el stock .

M = Maza en Lbs/D del stock.

Cc = Calor específico del stock a 80 °F

⁰P1 = Calor suministrado por el propano, que ingresa en la parte superior de la torre de extracción.

m1 = Maza en lbs/D del propano (primera entrada)

Q_{p1} = Calor específico del Propano, entre 100 y 80°F.

Q_{p2} = Calor suministrado por el Propano (2^a entrada a la torre de extracción).

M_2 = M_1 (2^a entrada)

C_{p2} = Calor específico del propano a 80°F.

Q_A = Calor absorbido por el refinado (tope)

C_{cA} = Calor específico del aceite de tope entre 100 y 80°F.

Q_a = Calor absorbido por el extracto (fondo).

C_{ca} = Calor específico del asfalto entre 125 y 80°F.

C_{p3} = Calor específico del propano entre 125 y 80°F.

Sistema de recuperación del solvente:-

dP = Diferencial de presión (en ft)

S = Gravedad específica.

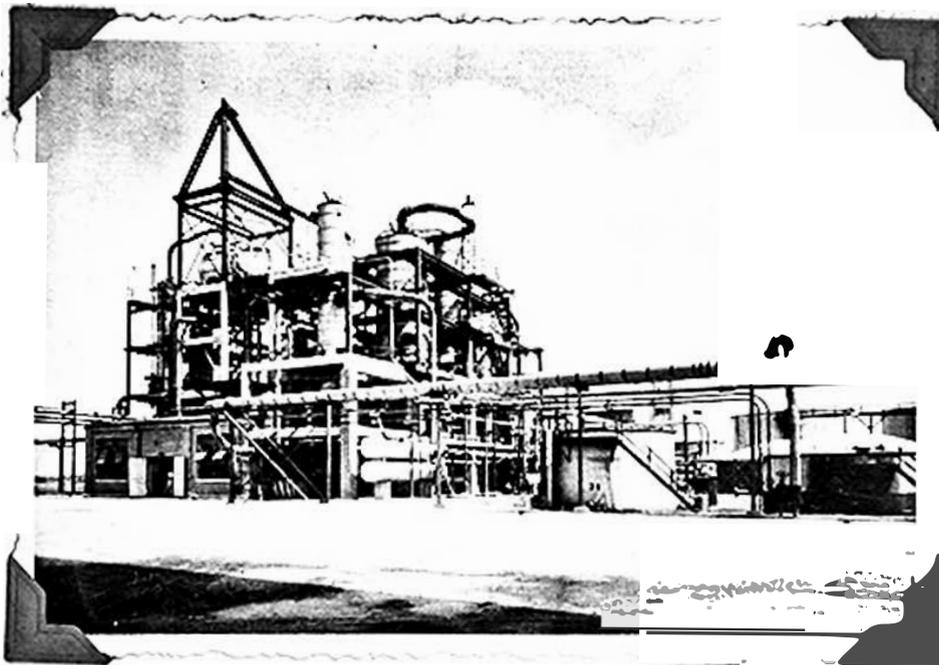
V = Volúmen de propano por comprimir

v = Volúmen específico del vapor saturado a 125 p.s.i.g.

R = Razón de compresión.

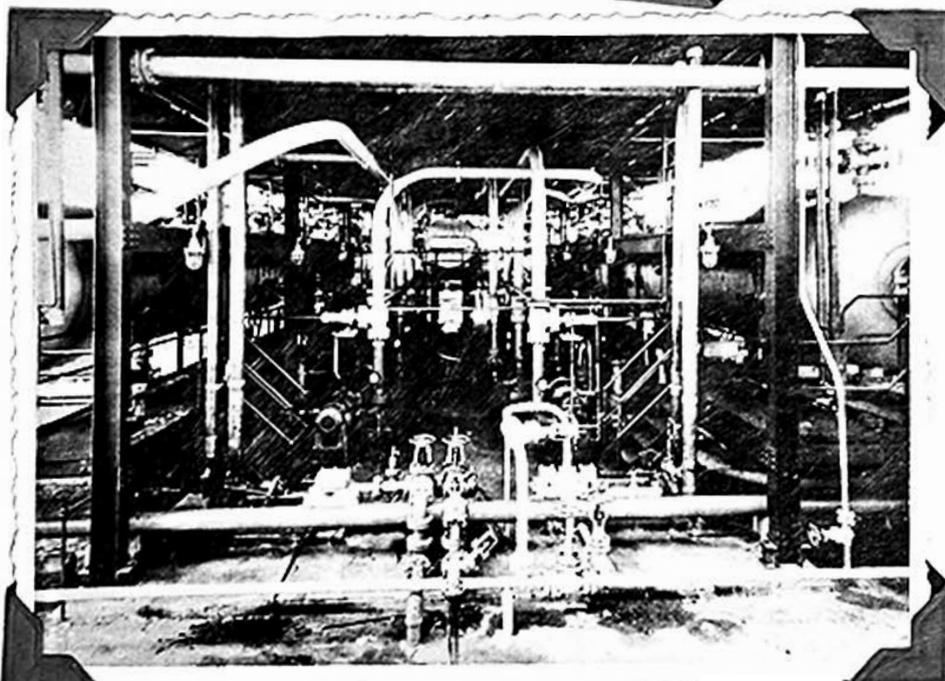
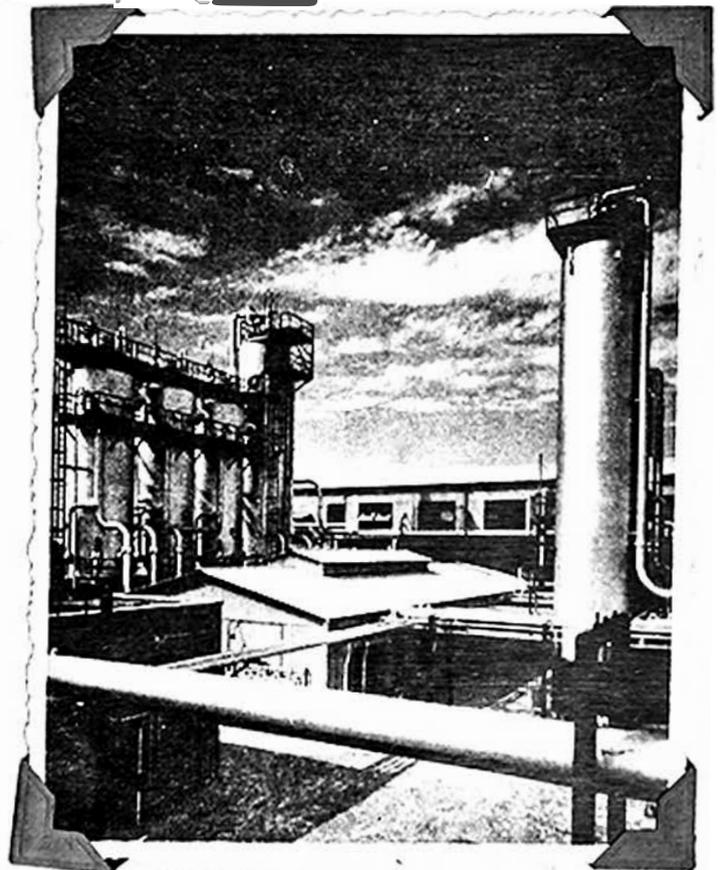
T = lb/Hr de vapor que consume la bomba de asfalto.

A = Volúmen de agua.



PLANTA DE
REFINACION
DUO-SOL

PLANTA DE DESCE-
RIFICACION CON
PROPANO



EXTRACTORES
DE LA PLANTA
DUO-SOL

CAPITULO III

REFINACION CON SOLVENTES

PROCESOS DE REFINACION CON SOLVENTES:

No pretendo hacer una descripción detallada de todos los procesos de refinación con solventes, pero sí creo conveniente, previo al cálculo sobre refinación, mostrar los principios de los principales procesos que tienen en la actualidad, interés comercial.-

Los procesos de refinación se diferencian, por la acción del solvente, es decir, se distinguen dos tipos: con solventes precipitativos y solventes extractivos. El proceso de desasfaltización con Propano, materia del Capítulo II, es del primer tipo y los procesos de refinación con solventes anteriormente dicho, son con solventes extractivos.-

Entre los solventes extractivos tenemos tres clases

- a) los solventes simples como el Dioxido de azufre líquido, Furfural, Fenol, Nitrobenzeno, Clorex, Anilina, etc.
- b) Solventes mezclados; como Dióxido de Azufre con Benzol, Fenol con Agua y Acroleína con un Crotona-aldehído y
- c) Solventes dobles como el proceso Duo-Sol

Los que han adquirido importancia comercial son, los que usan Dióxido de Azufre líquido, Furfural, Fenol, Nitrobenzeno, Clorex, Dióxido de Azufre con Benzol y el Duo-Sol.-

PROCESO CON DIOXIDO DE AZUFRE LIQUIDO:

Aunque en verdad este es un proceso que no ha tenido aplicación comercial en gran escala, debido a que se ha experimentado insuficientemente a altas temperaturas, no deja de tener interés como proceso refinador en general.-

Se desarrolló por primera vez en 1907 por Edoloanu, especialmente para producir kerosenes de alto grado, de kerosenes destilados de crudos con alto contenido de hidrocarburos aromáticos y sulfurosos y pudiendo también eliminar compuestos nitrogenados.-

El dióxido de azufre a las condiciones normales de presión y temperatura es gas, lo cual hace necesario equipos a presión, cuando se le utiliza como solvente al estado líquido. Sólo en casos que se trabaje con bajas temperaturas, se usa equipo a baja presión. Pero esta propiedad lo hace fácilmente recuperable del refinado, debido a su bajo punto de ebullición 14°F.-

Generalmente el equipo incluye una sección para dehidratar el SO₂ a fin de evitar la corrosión. A altas temperaturas, alrededor de 210°F, se ha observado ciertas reacciones con algunos hidrocarburos de la carga, formando lodos ó ácidos sulfúricos nojudiciales, pero no se ha establecido si es debido al SO₂ mismo o al oxígeno disuelto en la mezcla, según afirma Dunstan. De todas maneras resulta aun incierta los efectos de su aplicación a altas temperaturas en equipos de acero corriente.-

La acción disolvente del SO₂ es muy pronunciada

sobre los hidrocarburos aromáticos, llegando a obtenerse refinados concentrados hasta con un 85% de estos hidrocarburos, al tratar naftas, y aun se puede aumentar hasta 99% con un nuevo vaso de solvente fresco.-

El SO_2 tiene menos preferencia por los hidrocarburos nafténicos y casi ninguna por los parafínicos. Desde luego que la solubilidad depende de la temperatura del tratamiento y el punto de ebullición del stock. A mayor temperatura disuelve más y a menor punto de ebullición del stock aun más.-

Este proceso Eddeleanu, que comenzó tratando naftas de -60°F a 10°F , tuvo mejores resultados en Kerosenes a temperatura de 10 a 20°F y posteriormente se usó en el refinamiento de Fuel Oils, a mayor temperatura. Las mejoras que se obtuvo en el número octano y potencia solvente en gasolinas, en el buen color y características de ignición de los Kerosenes y en el número cetano y residuo de carbón de los Fuel Oils, no se pudo encontrar, para el índice de viscosidad de los lubricantes. Así puro el SO_2 líquido a bajas temperaturas, no ha dado buenos resultados, en cambio mezclado con Benzol sí. Se ha observado que mezclado con Olefinas que tengan de 2 a 5 átomos de carbono por molécula, como el Propileno, puede usarse para tratar lubricantes a temperaturas mayores que aquellas que dan miscibilidad completa, con el solvente mezclado y especialmente para lubricantes de grado medio y aceites de alto grado para turbinas.-

En conclusión el proceso tiene aplicación muy reducida en la manufactura de lubricantes, en su mayoría las plantas de SO_2 son para tratar Kerosenes.-

PROCESO CON FUFURAL.-

Este ha sido uno de los procesos de refinación que más éxito ha obtenido. Más o menos son 30 refinerías las que actualmente lo usan con un volumen de tratamiento total que sobrepasa los 80000 B/D.

Se trata de una aldehida de muy bajo costo, fácil de obtener de los desechos agrícolas en grandes volúmenes. Su uso es muy amplio, ya que puede refinar lubricantes de cualquiera rango y viscosidad, inclusive Fuel Oils; pero tiene mejor eficiencia al tratar lubricantes de bajo grado a temperatura de $130^{\circ}F$, con los cuales produce extractos de alta gravedad y gran porcentaje de refinados.-

Tiene la propiedad particular de poseer un alto grado de selectividad para los constituyentes indeseables, y baja potencia solvente para los deseables, lo cual hace innecesario el uso de agua o retardadores de potencia solvente, para los constituyentes deseables.-

Es un solvente bastante estable, no es tóxico ni ácido. Su bajo punto de ebullición ($323^{\circ}F$) lo hace fácilmente recuperable tanto del extracto como del refinado, aun tratándose de Fuel Oils con constituyentes de bajo punto de ebullición. Esta propiedad disminuye las pérdidas de solvente en el sistema.-

Su libre circulación se debe al bajo punto de solidificación que es de -38°F y no permite obstruir líneas tanques o enfriadores.

El furfural tiene alta gravedad específica, lo cual ayuda a una rápida y completa separación a temperaturas normales en torres de extracción de relativo pequeño diámetro.-

El uso que del furfural se hace para cualquier rango de lubricantes se debe a su alta temperatura crítica de solución, lo cual lo hace uno de los solventes más flexibles.

Desde 1933, que se instalara por primera vez una planta con Furfural, ha ido mejorando el diseño del equipo y es debido a este aspecto del proceso, precisamente, que se deben las mayores ventajas conseguidas. El reflujó de fondo recientemente acondicionado, permite una mejor calidad de refinado, ya que el grado de fraccionamiento entre los insolubles o desechos y los solubles es incrementado.-

El efecto de la gradiente de temperatura que muchos autores, reconocen como de gran importancia, ha sido estudiado por E.J.Reeves y E.F.Hardin, del Departamento Técnico de la Magnolia Petroleum Company de Texas, con varios stocks a diferentes volúmenes de solvente y a temperaturas variadas, tanto constantes como con gradiente; llegando a la conclusión, de que no existe gran diferencia con el proceso isotérmico. En éste último tipo de extracción los refinados tenían mayor índice de viscosidad, pero bajaba su producción en volumen. Desde luego que la producción de refinado de al

to índice de viscosidad denonae del stock, pero en promedio se ha encontrado que alcanza a un 70%, en los stocks de base intermedia y 95% en los de base parafínica; en cambio en los nafténicos solo llega al 65% y con índices de viscosidad más bajo. La producción de refinado aumenta con su temperatura de salida. Las cantidades de solvente comunmente usadas son de 2 partes, por uno del stock.-

Una de las pocas dificultades del proceso radica en el sistema de recuperación del solvente en lo que respecta a la separación del agua, el furfural forma una mezcla de composición constante, y de un punto de ebullición también constante con el agua a los 208°F.

La mezcla contiene 34% de furfural en peso y llevada a la temperatura del ambiente, se separa en dos soluciones, una rica en furfural con un 96% y otra rica en agua con solo 8% de furfural, posteriormente en un despojador que recibe calor de los vapores de furfural producido en la destilación del extracto, se lo separa el agua. Es aquí que se produce una pequeña pérdida del solvente, en el sistema, que puede alcanzar al 20% de los costos de operación.-

También por ser un aldehído con cierta rapidez de oxidación, polimeriza constituyentes gomosos solubles en el aceite y es por esta razón que algunas veces tanto el extracto como el refinado salen ligeramente contaminados con trazas de material gomoso, el cual desde luego puede ser retirado con un tratamiento de ácido o de arcillas; actualmente el equipo moderno ha eliminado en gran porcentaje este defecto.-

A parte de estas desventajas, el furfural es uno de los mejores solventes usados en la refinación de destilados lubricantes.-

PROCESO CON FENOL.-

Este proceso entró en etapa comercial en 1930, para el tratamiento desde destilados ligeros hasta residuos desasfaltados con hexano; su efecto es el mismo al entrar en contacto con fracciones des-arafinados o no.-

Su aplicación se ha desarrollado bastante por el hecho de usar torres de contracorriente con flujo continuo, que permite tratar grandes volúmenes de carga por pulgada cuadrada de sección de la torre.- Actualmente funcionan al rededor de 18 plantas con fenol, que tratan un volumen total que sobrepasa los 60,000 B/D.-

Su alta potencia solvente reduce los costos de producción, por el bajo volumen de solvente necesario a usar. La razón solvente:stock varía desde 1:1, hasta 2.5:1 para destilados de base nafténica. Un incremento de unidad en el índice de viscosidad, requiere producción adicional de extracto del 1%. Para conseguir este propósito con pérdidas del 2% de extracto se requiere de stocks de alto índice de viscosidad, sin embargo para stocks nafténicos, la pérdida de extracto puede ser solamente del 0.5%. -

El refinado se produce con un 20% de fenol, el cual se baja hasta 0.001 % en el sistema de recuperación. En cambio el extracto, cuando se trata de destilados de base

parafínica, contiene 85% de fenol y 8% de agua, en la recuperación se permite al extracto un 0.005% del solvente. En total es el solvente que menos pierde de su volumen al circular por el sistema, alcanza máximos de 0.01 a 0.04% del volumen circulado al día. Además de esta gran ventaja para los costos de operación; es el solvente más estable, ya que a diferencia del SO₂ y furfural, no reacciona con la más mínima cantidad de oxígeno que siempre está presente en el stock.

Sus desventajas radican en que no puede trabajar a temperaturas por debajo de los 110°F porque cristalizaría, esta propiedad limita la concentración nafténica del extracto, por lo cual da bajas producciones de extracto. En los equipos modernos se ha mejorado su acción adicionando agua para eliminar esta desventaja; pero al igual que el furfural, presenta inconvenientes en el sistema de recuperación para separarlo del agua; es necesario usar un desojador que trabaja con vapor de fenol en contacto con la carga a la torre, que eleva la temperatura hasta 650°F.-

La alta estabilidad y su bajísima pérdida en el sistema son las mejores cualidades de este solvente.-

PROCESO CON CLOREX.-

Este proceso se desarrolló comercialmente en 1933 en un sistema de tipo mezcla-asentamiento con 4 y más platos. Su gran selectividad para el aceite de alto grado y su gravedad específica elevada permiten una separación rá

nida de las dos fases.-

La recuperación del solvente es bastante fácil por su insolubilidad con el agua y bajo punto de ebullición que ayuda a separarlo aun de los constituyentes más livianos del refinado, en destiladoras con vacío. Por esta razón, la pérdida del solvente en el sistema, alcanza solo al 0.004 a 0.08% de volumen circulado diariamente. Además por el reducido equipo necesario, ocupa áreas muy pequeñas, así por ejemplo; plantas que tratan 1,000 B/D de carga pueden ocupar un área de 20 metros cuadrados.-

La pérdida de almacenamiento del solvente es mínima debido a su baja presión de vapor, e igualmente no es inflamable a temperatura ambiente, su punto de inflamación es lo suficientemente alto, 168°F.

Generalmente la temperatura de tratamiento varía entre 50 y 125°F a la cual tiene baja viscosidad, 32 S.S.U. más o menos. No ofrece peligro de obstrucción en las líneas por su bajo punto de congelación.-61°F.-

Debido a que trabaja a temperatura muy cercana a la del ambiente, su costo de operación es relativamente bajo, cuando trata a fracciones de alto grado, pero tratándose se de grado medio, que requiere temperaturas menores de 70°F aumenta los costos por la refrigeración necesaria.-

Las mejoras producidas en este proceso, se deben principalmente al equipo refinador, ya que cuando se instaló por primera vez en 1933, una planta de tratamiento en contracorriente, se encontraron ventajas al tratar aceites de

alto punto de fluidez, sobre todo en el control de la temperatura del proceso y la temperatura de salida del extracto, que no ofrecía ninguna dificultad. El volumen del solvente bajó, ya que este tipo de torre tiene alta "equivalencia de platos" con el equipo comercial de asentamiento y procura una mayor producción de refinado de buena calidad. Los costos de operación alcanzaban a 0.4 ó 0.5 centavos de dollar por galón de carga tratada, incluyendo el agua, vapor, electricidad, combustible, pérdida de solvente, mantenimiento de depreciación y mano de obra.

A pesar de que las pérdidas en el sistema son bien bajas, es uno de los solventes más caros, no siendo económico para relaciones solventes:stock muy altas.

Al igual que el fufural, también es algo inestable, dando lugar a la formación de ácidos minerales.

Para tratar destilados de grado medio, está en desventaja con otros solventes, debido a que debe bajarse la temperatura de tratamiento a 70°F ó menos, lo cual ocasiona dificultades en el costo de operación, por los gastos de refrigeración y además reduce la razón de separación entre las dos fases a pesar de su alta gravedad específica (1.222)

Entre los procesos con solventes mezclados, solo se mencionados el de SO₂- Benzol y Fenol-Agua.

PROCESOS SO₂ - BENZOL Y FENOL-AGUA:

En el primero de ellos la acción del Benzol agregado al SO₂, tienen un efecto similar al que se produce cuando se incrementa la temperatura en los solventes simples. El

Benzol se puede mezclar con SO_2 , clorex, furfural, etc, pero su mayor desarrollo lo ha alcanzado con el SO_2 , permitiendo obtener refinados de alta calidad a temperaturas más bajas q' si se tratara con solventes simples. De otro lado, cuando la proporción de Benzol en el solvente, alcanza valores altos, la fase extracto baja su concentración de naftálicos, y la fase refinada reduce su producción. Es necesario mantener además, la temperatura baja a la salida del extracto, para evitar pérdidas de su producción, por los valores bajos de su gravedad específica. En conclusión, es preferible, empleando gradiente térmico, usar el SO_2 puro, en vez de la mezcla SO_2 -Benzol. El cuadro que acompaña, resultado de las experiencias de P.S.A. Thompson; ratifica este último concepto:

BASE PARA LUBRICANTE PESADO TRAFADO EN CONTRACORRIENTE CON

SO_2 -BENZOL Y SO_2 PURO:-

Volumen del solvente %	Composición del solvente		Gradiente Térmico		Refinado		Extracto
	SO_2 %	Benzol %	Salida Refinado	Extracto	I. V.	Producción %	
250-300	75	25	131°F	32°F	96	63.0	1.048
500	100	0	176°F	32°F	94	70.3	1.066

En cuanto al segundo proceso Fenol-agua, el principio difiere del proceso anterior y del tratamiento con fenol puro

Por el hecho de que, la adición del agua no es prácticamente al solvente Fenol, sino al extracto obtenido con ese solvente. Este concentrado contenido nafténico de extractos de lubricantes pesados y en los livianos o de alto grado la operación resulta antieconómica, por el gran volumen de solvente requerido.-

Las limitaciones de este proceso, radican en la proporción de agua a usar. Las International Critical Tables, recomiendan como máximo un 34.5 % de agua en peso sobre la mezcla a 110°F, debido a que un exceso, ocasiona fases conjugadas que contienen agua y fenol, con consiguiente pérdida de solvente, y difícil separación del agua.-

El uso de agua con otros solventes simples se ha generalizado y existen varios patentes, pero se ha llegado a la conclusión, en el caso del furfural, que el volumen permisible de agua a adicionar no es capaz de concentrar gran cantidad de nafténicos.-

PROCESO DUO-SOL:

Entre los procesos de doble solvente es el único que ha adquirido importancia comercial, e incluye un nuevo concepto en la refinación con solventes, cual es, el uso de dos solventes no miscibles, uno con propiedades precipitativas y el otro selectivas en un tratamiento en el cual se complementan.

Los solventes en esta operación son el hexano como precipitativo y una mezcla Fenol-Cresol como selectivo.-

El Fenol-Cresol como solvente simple es de alta selectividad, en especial para lubricantes de grado alto, sin embargo su uso

ción está limitada por su baja temperatura de mezcla con cargas de base mixta, además de su alta solubilidad en los aceites de grado medio. En cuanto al propano, ya hemos visto sus cualidades precipitativas, en el proceso de desasfaltización.

Estos dos solventes actúan sobre el stock, en contracorriente, de tal modo que las fases "refinadas" que llevan al Propano, entran en contacto con Fenol-Cresol fresco, para eliminarle las últimas trazas de hidrocarburos nafténicos y asfálticos ó igualmente sucede con las fases "extracto" que reciben carga fresca de propano, para precipitarles todos los constituyentes asfálticos y dejar libre el noco de aceite que lleven consigo. El sistema usa una serie de extractores horizontales en contracorriente.-

Las proporciones con que intervienen cada solvente simple dentro la mezcla solvente:stock varían de 125 á 400% para el Fenol-Cresol, dependiendo del stock y de 150 a 400% para el Propano. En general las cargas nafténicas requieren más propano y las parafínicas más Fenol-Cresol. La separación en las extracciones se realiza por gravedad a temperatura promedio de 85°F a 100°F.

El uso de este solvente se ha generalizado por su gran flexibilidad para tratar destilados ligeros como tambien stock asfálticos o crudos residuales sin previa destilación al vacío, con resultados halagadores en calidad, color ó índice de viscosidad. El refinado obtenido por este proceso, tiene generalmente alto índice de viscosidad y bajo residuo de carbón, siendo además muy estable en color y a la oxidación.-

Su gran selectividad está comprobada por la gravedad específica de los extractos que fluctúan de 1,010 con cargas livianas y 1,098 o más para carga residual pesada. En este último caso, la producción de lubricantes viscosos aventaja ligeramente a cualquier método, que use la destilación al vacío y la refinación con otro solvente en forma combinada; salvo el caso que se requieran lubricantes de muy bajo residuo de carbón, ya que tendrá que eliminarse hidrocarburos de alto punto de ebullición junto con los naftónicos y asfálticos.-

Los costos de operación totales en la manufactura de lubricantes, bajan al usar este proceso de refinación, debido a que ya no se hace necesario el tratamiento ácido y el de arcilla se reduce al mínimo. Además debido a su gran flexibilidad para tratar stock diferentes, no es exigente en la destilación primaria, lo cual beneficia los costos en el fraccionamiento, aun en casos de gran producción. Existen en promedio 20 plantas usando este proceso para operar más de 50,000 B/D.-

Las dificultades mayores que ofrece el proceso, es el volumen de equipo necesario para recuperar los solventes, más aun si se sabe que el Fenol-Cresol forma con el vapor de agua mezclas de ebullición constante, que dificultan su separación.-

COMPARACION ENTRE LOS DIFERENTES PROCESOS DE REFINACION Y DETERMINACION DEL METODO A SEGUIR.-

Entre los solventes simples hemos podido observar que es el Furfural el que presenta mejores condiciones.-

El solvente Clorex es el más costoso, y no es capaz de producir refinados de alto índice de viscosidad de grado medio, en cambio el SO₂ sí. Además para mejorar la calidad del aceite, se hace necesario trabajar a temperaturas muy bajas, que aumentan el costo de operación por la refrigeración, con respecto al SO₂. Es un solvente muy inestable. Algo muy similar sucede con el Fenol, pero este aventaja al clorex, ya no en la calidad del producto si no en la operación en sí. El Fenol es menos costoso que el clorex y es además muy estable, pero en cambio requiere equipo adicional para separar el agua del solvente.-

El SO₂ aventaja a estos dos solventes, en lo que a calidad de refinado se refiere, pero tiene desventajas en el equipo, debido a que es muy corrosivo y requiere equipo deshidratador y además por ser de bajo punto de ebullición se necesita equipo a presión para mantenerlo líquido.-

El furfural en cambio, además de tener gran flexibilidad, produce refinados de mejor calidad; y a igualdad de calidad con el producido por SO₂, requiere mucho menor cantidad de solvente. El costo de este solvente es de los más bajos. Las ventajas sobre calidad y manipulación de otros solventes radica en sus buenas propiedades físicas. La mezcla

de ebullición constante que hace con el agua, es uno de los pocos inconvenientes que ofrece, por el equivo adicional necesario. En cuanto a la formación de gomas por polimerización, no son de gran cuidado, por el hecho de que en el tratamiento con arcilla, ellas son completamente eliminadas.-

Entre los solventes mezclados ni el SO_2 ni el Fenol-Agua superan las cualidades del Furfural. Si bien es cierto que el SO_2 -Benzol actúa con ventaja sobre el SO_2 debido a que concentra los nafténicos en la fase extracto, en cambio reduce la producción del refinado, lo cual lo hace menos eficiente que el furfural. Lo mismo ocurre con el proceso Fenol-Agua, que a pesar de concentrar mejor que el anterior los nafténicos, en cambio, es un poco más difícil de manipular.-

En el proceso de solventes dobles, el Duo-Sol, ofrece también al igual que el furfural refinados de muy buena calidad.

Tanto el Furfural como el Duo-Sol tienen propiedades marcadas; alta selectividad, gran flexibilidad para tratar cualquier carga, producen refinados de alto índice de viscosidad y bajo residuo de carbón. Las diferencias radican en la fase operativa, así tenemos que el furfural aventaja al Duo-Sol, por su bajo costo y pequeño volumen requerido aunque este volumen sería superado en este caso particular, por que en el proceso Duo-Sol se puede usar el propano que se produce en el proceso lo cual representa casi el 50% del solvente.-

El Duo-Sol a su vez aventaja al furfural porque reduce al mínimo el tratamiento con arcillas, que solo se limita

ría a dar color al aceite, en cambio el furfural por el hecho de formar gomas que contaminan el refinado, hacen necesario un tratamiento ácido o uno de arcilla más riguroso, es pues el Duo-Sol más estable que el Furfural. Además la temperatura de tratamiento en el proceso Duo-Sol está muy cerca a la atmosférica reduciendo costos de calentamiento requeridos en el caso del furfural que trabaja a 150°F o más. En cuanto al equipo adicional que requiere la operación Duo-Sol para separar el agua del solvente Fenol-Cresol, también es necesario al usar furfural, ya que este, también forma mezclas de ebullición constante con el agua.-

En conclusión, pues, observamos, que los procesos Duo-Sol y el de furfural aventajan a todos los demás procesos y entre estos dos, he escogido el proceso Duo-Sol por las consideraciones anteriormente anotadas, sobre todo que el Perú cuenta con el solvente Propano en cantidad suficiente como para suministrarlo a la planta y con miras también a uniformizar todos los procesos que intervendrán en la manufactura de estos lubricantes a base del propano del NorOeste peruano.-

EXPLICACION GENERAL DEL PROCESO DE REFINACION DUC-SOL:

En la primera parte del Capítulo ya se han descrito las ventajas de este proceso, ahora sólo falta explicar la parte operativa. Los solventes Fenol-Cresol y propano a usar son los que mejor actúan sobre cualquier stock y su modo de operar es en contracorriente .-

Existen varias mezclas Fenol-Cresol que se conocen comercialmente, una de ellas conocida con el nombre Acido N°2-Selecto, tiene las especificaciones siguientes:

Cresol -----	65.00	%
Fenol -----	34.36	%
Sulfuros -----	0.08	%
Agua -----	0.60	%
Residuo	0.05	%
Piridina -----	Trazas.	

100.00

Las limitaciones para usar este proceso son bastante amplias, se ha observado que puede dar lugar a refinados de cualquier calidad, tratando stocks completamente variados. Se puede decir que el único límite radica en el sistema de recuperación del solvente selecto, tanto del refinado como del extracto. Es necesario para esta operación, que se realiza en el desojador de solvente, que exista diferencia entre el punto de ebullición del stock y del selecto para poder separarlos.

Un stock que tenga como mínimo un punto de ebullición de 400°F, no ofrecerá dificultades en este aspecto.-

SISTEMA DE FLUJO:

En el diagrama de flujo de la FIG. N° 17, que acompaño, se puede observar que consta de dos partes, una extractiva y la otra de recuperación del solvente.-

La sección extractiva consta de 2 extractores grandes de 8 pies de diámetro y 75 de longitud, divididos en 4 compartimientos, el primero y 5 el segundo. En otro sistema se usan 9 extractores pequeños, separados, tal cual como se observa en la FIG. N° 16, con su respectiva bomba para circular y controlar la razón de flujo de las soluciones. La carga o stock ingresa al extractor E-3, mezclado con el extracto del extractor E-4 y el refinado del extractor E-2. Del extractor E-3 sale un refinado que se dirige al E-4 y un "extracto" que va hacia el E-2 y así sucesivamente. El propano se adiciona por el extractor E-1 recorriendo hasta el E-9 junto con el refinado y el Fenol-Cresol ingresa al sistema por el extractor E-9 y va hacia el E-1, disolviendo los naftónicos y asfálticos que trae el refinado, e igualmente la acción del propano, que circula en contracorriente disolviendo los parafínicos del extracto-selecto.-

En el extremo E-1 se recoge la capa del extracto, la cual previo calentamiento ingresa a la torre de evaporación N-1 para eliminarle propano.-

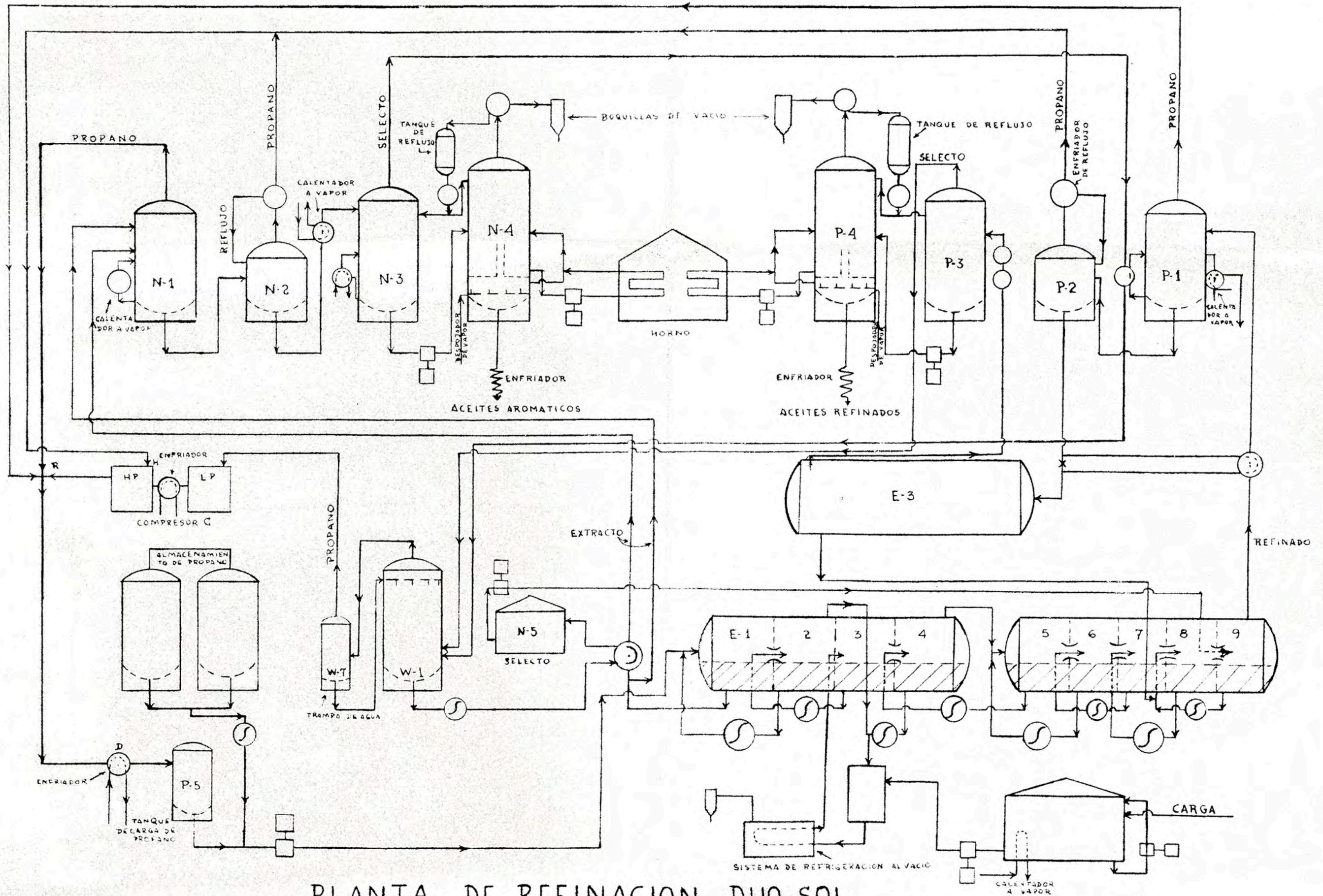
En esta torre se usa reflujo de tope con propano fresco y reflujo de fondo para conseguir evaporar la menor traza de propano. Luego del fondo se obtiene el extracto-selecto puro, que ingresa a la torre para evaporar el selecto. En esta última torre existe un reflujo de tope de selecto, tratado en una sección especial que luego explicaré, para separarlo del vapor de agua. También tiene reflujo de fondo. El producto que se obtiene de fondo, es el extracto, pero aun con trazas de solvente que son eliminadas en un desmojador a vapor

de agua; este solvente así obtenido que sale por el tope junto con el vapor de agua, regresa a la torre evaporadora del selecto ingresando del fondo. El producto de fondo del desnojador a vapor, si constituye ya el extracto puro, al cual previo enfriamiento pasa a almacenarse.-

El selecto obtenido del tope de la evaporadora de solvente sale mezclado con vapor de agua y las últimas trazas de bromo, por lo cual es necesario una destilación. En esta destiladora como producto de fondo se extrae una parte del selecto, que previo calentamiento sirve de reflujo de tope al evaporador de selecto, y otra parte se enfría para almacenarlo. El tope de la destiladora lo constituye la mezcla agua-bromo-selecto; el agua es parcialmente separada por condensación, lo no condensable pasa a una torre de expansión en la cual se evapora el bromo existente; el fondo que también es selecto, sirve como reflujo de tope a la destiladora. El selecto puro es decantado en una tercera torre a baja presión y es luego almacenado.-

El bromo que se obtiene, del evaporador de bromo (del extracto) por ser a alta presión, pasa a almacenaje previo condensación, en cambio el bromo obtenido de las torres de expansión, es comprimido y luego condensado antes del almacenamiento.-

En el otro extremo de los extractores (E-9) se obtiene la casa de refinado-bromo, que es calentada e ingresa al evaporador de bromo del refinado. En esta torre el bromo que sale por el tope, al igual que el que obtuvo del



PLANTA DE REFINACION DUO-SOL
 (DIAGRAMA DE FLUJO)
 FIGURA N° 17

evaporador de propano del extracto, es de alta presión y solo se necesita condensarlo para almacenarlo. Esta torre también tiene reflujo de fondo y el producto que se obtiene al fondo o sea el refinado-selecto, pasa a la torre evaporadora del selecto, en la cual sucede un proceso idéntico en principio al de la torre, que evapora el selecto del extracto haciendo uso también de un desmojador a vapor de agua, y del reflujo de tope de selecto tratado. En esta sección se obtiene el refinado que luego de ser enfriado se almacena y la mezcla agua-propano-selecto, que es procesada como en el caso anterior, para separar el agua y el propano de baja presión.-

Desde que la planta tiene gran flexibilidad para tratar stocks, en este caso se puede trabajar independientemente los destilados livianos y pesados obtenidos de la unidad de vacío y el "bright stock" desasfaltizado con propano, para producir diferentes grados y tipos de lubricantes, o también tratarlos mezclados para obtener una sola base en general.

CALCULOS SOBRE LA PLANTA DE REFINACION DUG-SOL:-

Capacidad y carga:-

La capacidad de la planta será en promedio 2,920 B/D
La carga para començar a trabajar en 1958 sería de
1,457 B/D.

Esta carga recibirá tres cargas diferentes, que en promedio
son:

- A) El primer corte lubricante de la destilación al va-
cío;..... 523.75 B/D
 - B) El segundo corte lubricante de la
destilación al vacío 523.75 B/D y
 - C) El aceite desasfaltizado con propa-
no 409.50 B/D
- En total la carga es de ,.....1,457.00 B/D

Temperatura de tratamiento:-

Ya he anotado que la temperatura más favorable, debe
ser cercana a la del ambiente y es común para diferentes
stocks tratarlos a 85° F, que es la temperatura adntada .

Determinación de la relación solvente:stock, propiedades de
los productos y % de producción de aceite refinado:-

En principio el solvente a usar será una mezcla comer-
cial , de selecto y Propano, en proporciones variables según
el stock. El selecto está constituido por Fenol y Cresol en
la siguiente proporción:

v Cresol ----- 65 %
 Fenol ----- 35 %

La carencia de datos y por las desventajas conocidas no es posible graficar en coordenadas triangulares, las curvas de equilibrio Solvente:stock, con los aceites peruanos; además los resultados conocidos de tratamientos de refinación Duo-Sol, no consignan los detalles suficientes como para hacer los respectivos gráficos triangulares.

En consecuencia, he adoptado la relación solvente:stock propiedades de productos y % de producción de aceite refinado, iguales a los resultados obtenidos de stocks muy similares, a los stocks nacionales.

La siguiente tabla nos permite comparar el stock nacional con el adoptado:

PROPIEDADES	1er. corte peruano liviano.	Stock liviano no adoptado.	2do. corte peruano intermedio.	Stock intermedio adoptado.	aceite desulf. peruano (pesado)	Stock pesado adoptado.
Gravedad API a 60 F	26.5	25.4	22.8	23.5	20.6	21.1
Viscosidad SSU a 210 F	47	48	73	84	190	197
Punto de encendido °F	400	430	420	450	490	530

Los resultados de la refinación Duo-Sol de los stocks adoptados, (reconillados por H.W. Story) los observamos en la siguiente tabla:

Temperatura de tratamiento 85°F

	Stock liviano adoptado.	Stock intermedio adoptado.	Stock pesado adoptado.
Solvente: % de Selagto.	300 %	300 %	125 %
% de propano	150 %	350 %	400 %
% total de solvente	450 %	650 %	525 %
Stock: Gravedad API a 60°F.	25.4	23.5	21.1
Viscosidad SSU a 210°F.	48	84	197
Punto de encendido. °F.	430	450	530
V.G.C.	0.8520	0.8480	0.8465
Refinado: Gravedad API a 60°F.	31.1	29.9	25.2
Viscosidad SSU a 210°F		61	123
V.G.C.		0.8030	0.8210
Color N.O.A.	3 3/4	5 1/2	7 1/2
% de producción en volumen sobre el stock.	78.3 %	78.4 %	85.8 %
Extracto: gravedad específica.	1.015	1.035	1.055
% de producción en volumen sobre stock.	21.7 %	21.6 %	14.2 %

En conclusión los resultados tabulados se adoptarán como si se tratara , los stocks peruanos, con la única diferencia que el % de producción de aceite refinado, por razones de seguridad serán los siguientes:

Producción de aceite liviano refinado ..	75 % (del stock) =	392.60 B/D
" " " intermedio "	75 % (del stock) =	392.60 B/D
" " " pesado "	80 % (del stock) =	327.60 B/D.

Volumen del solvente a usar:-

SOLVENTE	Con el stock liviano		Con el stock intermedio		Con el stock pesado	
	B/D	Glns/D	B/D	Glns/D	B/D	Glns/D
Propano	785.62	33,000	1,833.12	77,100	1,638.00	68,800
Cresol	1,021.31	42,900	1,021.31	42,900	332.71	13,960
Fenol	549.94	22,100	549.94	23,100	179.16	7,540
Solvente Total	2,356.87	99,000	3,404.37	143,100	2,149.87	90,300

Pérdida del solvente:-

Para este proceso, por el hecho de recuperarse dos solventes en el mismo equipo se considera que la pérdida de propano alcance el 3% y del solvente selecto el 2 %, por cuanto el fenol forma mezclas con el agua , que dificultan su separación.

BALANCE DE MATERIAL:-

Tipo de Stock	Material	ENTRADA			SALIDA		
		Vol. en Gl.n/D	Grav. Es pecif.	Peso en lbs/D	Vol. en Gl.n/D	Grav. es pecif.	Peso en lbs/D
Liviano	Acete liviano.	22,000	0.9018	165,300	-----	-----	-----
	Propano (más 3 %)	33,990	0.5111	144,800	33,000	0.5111	140,800
	Propano (pérdida)	- - -	- - -	- - - -	996	0.5111	4,000
	Cresol (más 2 %)	43,758	1.035	378,000	42,900	1.035	370,000
	Cresol (pérdida)	- - -	- - -	- - - -	858	1.035	8,000
	Fenol (más 2 %)	23,562	1.072	210,800	23,100	1.072	206,800
	Fenol (pérdida)	- - -	- - -	- - - -	462	1.072	4,000
	Acete Refinado.	- - -	- - -	- - - -	16,500	0.8702	119,600
	Extracto (Aromáticos)	- - -	- - -	- - - -	5,500	1.015 (1)	45,700
				Total =		Total =	898,900

Intermedio.

Acete intermedio.	22,000	0.9129	167,200	- - -	- - -	- - -
Propano (más 3 %)	79,413	0.5111	338,500	77,100	0.5111	329,000

**Interme
dio.**

Propano (pérdida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	2,313	0.5111	9,500
Cresol (más 2 %)	43,758	1.035	378,000	42900	1.035	370,000
Cresol (pér- dida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	858	1.035	8,600
Fenol (m's- 2 %)	23,562	1.072	210,800	23100	1.072	206,800
Fenol (pér- dida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	462	1.072	4,000
Aceite Refi- nado.	- - - - -	- - - - -	- - - - -	16,500	0.8767	120,500
Extracto (a- romáticos)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	5,500	1.035 (1)	46,700
				Total =	1'094,500	Total = 1'094,500

Pesado

Aceite pe- sado.	17,200	0.9273	132,900	- - - - -	- - - - -	- - - - -
Propano (más 3 %)	70,864	0.5111	302,000	68,800	0.5111	292,400
Propano (pérdida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	2,064	0.5111	8,600
Cresol (más 2 %)	14,239	1.035	123,000	13,960	1.035	120,500
Cresol (pérdida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	279	1.035	2,500
Fenol (más 2 %)	7,691	1.072	68,750	7,540	1.072	67,500
Fenol (pérdida)	- - - - -	- - - - -	- - - - -	151	1.072	1,250
Aceite re- finado y	- - - - -	- - - - -	- - - - -	13,750	0.9030	103,500

Pesado

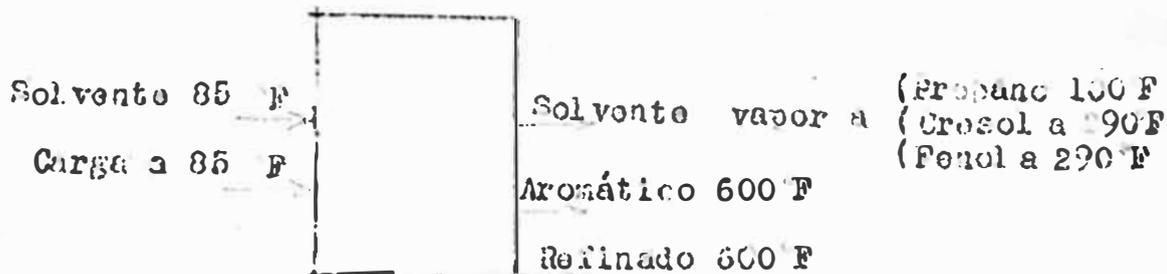
Extracto
(aromático) - - - - - 3450 1.055 (1) 29,400

Total = 626,650 Total = 626,650

En resumen la carga del solvente será:-

MATERIAL	STOCK	CARGA CONSTANTE	CARGA ADICION- NAL DIARIA.
Propano	En el circuito	77,100 Glns	
	Para el liviano	- - - - -	900 Gln/D
	" " intermedio	- - - - -	2,313
	" " pesado	- - - - -	2,064
		Total =	5,507 Gln/D
Cresol	En el circuito	42,900 Glns	
	Para el liviano	- - - - -	858 Gln/D
	Para el intermedio	- - - - -	858
	Para el pesado	- - - - -	277
		Total =	1,993 Gln/D
Fonol	En el circuito	23,100 Glns	
	Para el liviano	- - - - -	462
	" " intermedio	- - - - -	462
	" " pesado	- - - - -	151
			1,075 Gln/D
		Total =	8,437
		Total =	143,100

Balance de calor: total:-



Temperatura base 85 F

Al Entrar

1.- Calor de la carga $Q_c = 0$

2.- Calor del solvente $Q_s = 0$

Al salir

3.- Calor del solvente $Q_s = Q_{s1} + Q_{s2}$

Q_{s1} = Calor ganado de 100 a 85°F. (Propano, Cresol, Fenol)

Propano = $77,100 \times 0.65 (100-85) = 752,000 \text{ BTU/D}$

Cresol = $42,900 \times 0.525 (290-85) = 4'625,000 \text{ "}$

Fenol = $23,100 \times 0.56 (290-85) = 2'660,000 \text{ "}$

$Q_s = 8'037,000 \text{ BTU/D}$

Q_{s2} = Calor para vaporizar el solvente (propano, Cresol y Fenol)

Propano = $77,100 \times \text{calor latente a } 100^\circ\text{F} =$

= $77,100 \times 127 - - - - - = 9'800,000 \text{ BTU/D}$

Cresol = $42,900 \times \text{calor latente a } 290 =$

$42,900 \times 178 - - - - - = 7'640,000 \text{ "}$

Fenol = $23,100 \times \text{calor latente a } 290 =$

= $23,100 \times 206 - - - - - = 4'706,000 \text{ "}$

$Q_{s2} = 22'146,000 \text{ BTU/D}$

$$Q_B = 8'037,000 + 22'146,000$$

$$Q_S = 30'183,000 \text{ Btu/D}$$

4.- Calor de los Aromáticos Q_A .- (Por tener, gravidades parecidas, los considero en forma global)

$$Q_A = 121,800 \times 0.546 (600 - 85)$$

$$Q_A = 34,240,000 \text{ BTU/D}$$

5.- Calor de los refinados. Q_R

$$\text{livianos} = 119,600 \times 0.60 (600 - 85) = 38'030,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{intermedios} = 120,500 \times 0.596 (600 - 85) = 38'040,000 \text{ "}$$

$$\text{pesados} = 103,500 \times 0.586 (600 - 85) = 31'300,000 \text{ "}$$

$$Q_R = 107'370,000 \text{ BTU/D}$$

Balance.

$$Q_T = Q_R + Q_A + Q_S - Q_C = Q_S =$$

$$Q_T = 107'370,000 + 34'240,000 + 30'183,000 - 0 - 0$$

$$Q_T = 171'793,000 \text{ BTU/D}$$

COMBUSTIBLE.-

1.- Calor suministrado por el horno: Q_H

El horno debe elevar la temperatura de los aromáticos y de los refinados de 290°F a 600°F, para conseguir evaporar todo el selecto.-

Calor del Horno: Q_H

Aromáticos	121,800 x 0.615 (600 - 290)	=	23'200,000 BTU/D
Refinados livianos	119,600 x 0.656 (600-290)	=	25'340,000 "
" Intermedios	120,500 x 0.652 (600-290)	=	24'400,000 "
" pesados	103,500 x 0.640 (600-290)	=	20'540,000 "

$$Q_H = 93'480,000 \text{ BTU/D}$$

La cantidad de gas combustible , de 22,000 BTU/lb de poder calorífico :

será:

$$= \frac{93'480,000 \text{ BTU/D}}{22,000 \text{ BTU/lb}} = 4,250 \text{ lb/D}$$

en volumen será: $\frac{93'480,000 \text{ BTU/D}}{1400 \text{ BTU/ft}^3} = 66,700 \text{ ft}^3/\text{D} = 2,780 \text{ ft}^3/\text{Hr}$

Vapor requerido en la planta.-

1.- Del balance = Calor total $Q_T = 171'793,000 \text{ BTU/D}$

Calor suministrado por

el horno $Q_H = 93'480,000$

Calor remanente $Q_v = 78'313,000$ BTU/D.

Este calor lo suministra el vapor de agua saturado a 1.25 p.s.i.g.

$$\text{Vapor} = \frac{78'313,000 \text{ BTU/D}}{1191 \text{ BTU/lb}} = 65,800 \text{ lb/D} = 2,740 \text{ lb/Hr}$$

1.-	Vapor para evaporar los solventes	2,740 lb/Hr
2.-	Vapor para la bomba de carga al tanque	304 "
3.-	" " " " " " a los extractores .	304 "
4.-	" " " " " " propano a los extractores	1,075 "
5.-	" " " " " " selecto " " "	342 "
6.-	" " " " " " fondo del N-3	291 "
7.-	" " " " " " " P-3	286 "
8.-	" " " " " " aromáticos al horno	72 "
9.-	" " " " " " Refinados " "	232 "

La cantidad de vapor total en la planta $V = 5,646$ lb/Hr

Agua necesaria en la planta

1.- Agua para enfriar los productos de 600 a 80 F

Calor absorbido

Aromáticos	121,800 x 0.546 (600-80) =	34'600,000 BTU/D
Ref. livianos	119,600 x 0.600 (600-80) =	27'400,000 "
" intermedios	120,500 x 0.596 (600-80) =	37'430,000 "
" pesados	103,500 x 0.586 (600-80) =	31'500,000 "

$Q_T = 141'030,000$ "

El vapor necesario para las bombas, ha sido calculado (ver más adelante).-

El agua elevará su temperatura de 80°F a 200 °F

Luego:

$$A (200 - 80) = 141'030,000$$

$$A = \frac{141'030,000}{120}$$

$$A = 1'177,000 \text{ lb/D} = 141,000 \text{ Gln/D} = \underline{5.880 \text{ Gln/Hr}}$$

2.- Agua para condensar todo el propano a 190 p.s.i.g.-

$$\text{Volumen de propano} = 77,100 \text{ Gln/D} = 329,000 \text{ lb/D}$$

Calor requerido:

$$Q = 329,000 \text{ lb/D} \times \text{Calor latente del propano a } 100^\circ\text{F (190 p.s.i.g)}$$

Según gráfico 42, Pág. 145, Nelson calculando sale $L = 127 \text{ BTU/lb.}$

$$Q = 329,000 \times 127 = 41'800,000 \text{ BTU/D.}$$

El agua elevará su temperatura de 80 a 120 F

$$\text{Luego } A (120-80) = 41'800,000$$

$$A = \frac{41'800,000}{40}$$

$$A = 1'046,000 \text{ lb/D} = 124,800 \text{ Gln/D} = \underline{5,200 \text{ Gln/Hr}}$$

El volumen total de agua será $A = 11,080 \text{ Gln/Hr}$

Cálculo de las bombas.-

1.- Bombas del extractor.- Son 8, bombas iguales que actúan, entre cada compartimiento, para bombear el extracto.

$$\text{Volumen de aromáticos} = 14,450 \text{ Gln/D} = \frac{14,450}{24 \times 60} \quad 10 \text{ G.P.M.}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen de solvento en el extracto} &= 80\% \text{ de la carga de solvente} \\ &= 0.80 \times 151,537 \\ &= 121,300 \text{ Gln/D} \\ &= 84 \text{ G.P.M.} \end{aligned}$$

$$\underline{\text{Volumen total} = 94 \text{ G.P.M.} - 5,650 \text{ Gln/Hr}}$$

$$dP = 300 \text{ p.s.i.g.} \approx 300$$

$$S = (\text{promedio}) = 0.756$$

$$dP = \frac{200}{0.423} \times 0.756 = 349$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/hr}} = \frac{0.00315 \times 349}{0.80 \times 0.90} = 1.525 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{En total será : } 1.525 \times \frac{5,650}{1,000} = 8.63 \text{ Kw-hr c/u}$$

$$\text{Las ocho bombas será : } 8 \times 8.63 = \underline{69.04 \text{ Kw-hr}}$$

2.- Bomba de propano adicional:-

$$\text{Volumen de propano adicional} = 5,367 \text{ Gln/D} = 3.76 \text{ G.P.M.} = 222 \text{ Gln/Hr}$$

$$dP = 200$$

$$S = 0.511$$

$$dP = \frac{200}{0.433} \times 0.511 = 236$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}} = \frac{0.00315 \times 236}{0.80 \times 0.90} = 1.03 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{En total será : } 1.03 \times \frac{222}{1,000} = \underline{0.23 \text{ Kw-hr}}$$

3.- Bomba de selecto:-

$$\text{Volumen de selecto} = 69,070 \text{ Gln/D} = 48 \text{ GPM} = 2,880 \frac{\text{Gln}}{\text{Hr}}$$

$$d^2 = 200$$

$$S = 1,050$$

$$\text{HP} = \frac{200 \times 1,050}{0.433} = 476'$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}} = \frac{0.00315 \times 476}{0.80 \times 0.90} = 2.09 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/HR}}$$

$$\text{En total será : } 2.09 \times \frac{2880}{1000} = 6 \text{ kw-hr}$$

4:- Bomba a vapor para la carga al tanque:-

$$\text{Volumen} = 61,200 \text{ Gln/D} = \frac{61,200}{24} = 2,550 \text{ Gln/ Hr}$$

$$P = \text{Presión de bombeo} = 100 \text{ p.s.i.g.}$$

$$P_2 = \text{ " del vapor} = 125 \text{ p.s.i.g.}$$

$$V = \text{Volumen específico del vapor saturado a } 125 \text{ p.s.i.g.} = 3.59$$

$$\text{Eficiencia} = 25\%$$

Segun Nelson, pag. 787:

$$T = \frac{2550}{7.48} \times \frac{P_1}{P_2} \times \frac{1}{V} \times \frac{1}{0.25}$$

$$T = \frac{2550}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{304 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

5.- Bomba de carga a los extractores (del stock):-

$$V = 61,200 \text{ Gln/D}$$

Las condiciones son iguales a las de la bomba anterior

$$\underline{\text{Luogo } T = 304 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

6.- Bomba de propano a los extractores:-

$$V = 82,467 \text{ Gln/D} = 3,434 \text{ Gln/HR}$$

$$P_1 = 190 \text{ p.s.i.g.}$$

$$T = \frac{3.434}{7.48} \times \frac{190}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{1,075 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

7.- Bomba de selecto a los extractores:-

$$V = 69,070 \text{ Gln/D} = 2,880 \text{ Gln/Hr}$$

$$P_1 = 100 \text{ p.s.i.g}$$

$$T = \frac{2,880}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = 342 \text{ lb/hr de vapor}$$

8.- Bomba de fondo del N-3:-

Circula el 80 % del selecto que acompaña a los aromáticos, o sea del 80 % del selecto original.

$$= 0.80 \times (0.80 \times 69,070) = 44,200 \text{ Gln/D} = 1,842 \text{ Gln/hr}$$

$$\text{Además circula todos los aromáticos} = 14,450 \text{ Gln/D} = 603 \text{ Gln/Hr}$$

$$\text{Volumen total} = 2,445 \text{ gln/Hr}$$

$$T = \frac{2,445}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = 291 \text{ lb/Hr de vapor}$$

9.- Bomba de fondo del P-3:-

Circula el 80% del selecto que acompaña a los refinados, o sea del 20% del selecto original

$$= 0.80 \times (0.20 \times 69.070) = 11,050 \text{ Gln/D} = 460 \text{ Gln/Hr}$$

$$\text{Además circula todos los refinados} = 46,750 \text{ Gln/D} = 1948 \text{ Gln/Hr}$$

$$\text{Volumen total} = 2,408 \text{ Gln/Hr}$$

$$T = \frac{2,408}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = 286 \text{ lb/Hr de vapor}$$

10.- Bombas de aromáticos, al horno:-

Volumen de aromáticos = 14,450 Gln/D = 603 Gln/hr

$$T = \frac{603}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{72 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

11.- Bombas de refinados, al horno:-

Volumen de refinados = 46,750 Gln/D = 1,948 Gln/hr

$$T = \frac{1,948}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{232 \text{ lb/Hr de vapor.}}$$

Compresoras de Propano.-

Existen dos etapas de compresión de 2 p.s.i.g a 55 p.s.i.g, de los vapores de propano que acompañan al selecto y de 55 p.s.i.g a 190 p.s.i.g de estos últimos vapores y de los vapores de propano recuperados a baja presión (55 p.s.i.g) del sistema, según la fórmula de T.A. Gill:

$$HP = 0.0446 \quad V \cdot \frac{n}{n-1} \left[R^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

1ra. Etapa.-

Razón de compresión

$$R = \frac{55 \text{ p.s.i.g}}{2 \text{ p.s.i.g}} = 27.5$$

Volumen en miles de pies cúbicos por día = V.

El 92% del propano se recupera en las torres de propano, y co-

como considero una pérdida de propano del 3%, queda el 5%, que es el que entra a compresión de 2 a 55 p.s.i.g.-

$$V = 0.05 \times 77,100 = 3,855 \text{ Gln/D}$$

Luego para saber el volumen en vapor a 2 p.s.i.g y 80°F

$$P = 2 + 14.7 = 16.7 \text{ p.s.i.a}$$

$$P_c = 616 \text{ p.s.i.a}$$

$$P_R = \frac{16.7}{616} = 0.027$$

$$T = 80 + 460 = 540$$

$$T_c = 204 + 460 = 664$$

$$T_R = \frac{540}{664} = 0.814$$

Del gráfico 48, Nelson Page 156, obtengo $z = 1$

$$\text{Luego } V = \frac{z \times n \times R \times T}{P} = \frac{1 \times 1 \times 10.7 \times 540}{16.7} = 346 \text{ ft}^3/\text{mol}$$

$$v = \frac{346}{44} = 7.86 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$v = 7.86 \text{ ft}^3/\text{lb} \times (8.34 \times 0.511) \text{ lb/Gln} = \underline{33.5 \text{ ft}^3/\text{Gln}}$$

$$\text{Luego Volumen de propano } V = 3,855 \text{ Gln/D} \times 33.5 \text{ ft}^3/\text{Gln} = \\ 129,200 \text{ ft}^3/\text{D}$$

$$V = 129.2 \text{ M.P.C./D.}$$

Luego

$$HP = 0.0446 \times 129.2 \times \frac{1.2}{1.2 - 1} \left[27.5^{\frac{1.2-1}{1.2}} - 1 \right]$$

$$HP = 0.0446 \times 129.2 \times 6 \left[27.5^{0.166} - 1 \right]$$

$$HP = 25.45 \quad (\text{considerando } 80\% \text{ de eficiencia})$$

$$KW = \frac{25.42 \times 0.745}{0.80} = \underline{23.7 \text{ Kwh}}$$

2da. Etapa.-

Ingresa los 129.2 MFC/D pero con volumen cambiado, según:

$$\frac{P_1}{P_2} = \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^n$$

$$V_2 = \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{1/n} \cdot V_1$$

$$V_2 = \frac{\left(\frac{16.7}{69.7} \right)^{\frac{1}{1.2}}}{1.2} \times 129.2$$

$$V_2 = 115 \text{ M.P.C/D}$$

Además el 20% del propano que acompaña a los aromáticos (20% del original) a 55 p.s.i.g entra a ésta etapa de compresión

$$V_a = 0.20 (0.20 \times 77,100) = 3,084 \text{ Gln/D}$$

El volumen en vapor a 55 p.s.i.g. y 20°F será:

$$V_a = 3,084 \text{ Gln/D} \times 6.78 \text{ ft}^3/\text{Gln} \text{ (Calculado en la plan} \\ \text{ta de desasfaltización)}$$

$$V_a = 20,900 \text{ ft}^3/\text{d.}$$

$$V_a = 20.9 \text{ M.P.C./D.}$$

También ingresa a esta etapa el 20% del propano que acompaña a los refinados (80% del original)

$$V_b = 0.20 (0.80 \times 77,100) = 12,350 \text{ Gln/D.}$$

El volumen en vapor a 55 p.s.i.g. y 20°F será:

$$V_b = 83,700 \text{ ft}^3/\text{D.}$$

$$V_b = 83.7 \text{ M.P.C./D}$$

En total el volumen de propano que ingresa a la 2da. etapa de 55 p.s.i.g a 190 p.s.i.g. será:

$$V = 115 + 20.9 + 83.7 = \underline{\underline{219.6 \text{ M.P.C./D.}}}$$

$$\text{Razón de compresión } R = \frac{190}{55} = 3.46$$

Luego

$$HP = 0.0446 \times 219.6 \times \frac{1.2}{1.2-1} \left[3.46^{\frac{1.2-1}{1.2}} - 1 \right]$$

$$HP = 0.0446 \times 219.6 \times 6 \left[3.46^{0.166} - 1 \right]$$

H P = 13.47 (considerando 90 % de eficiencia)

$$K w = \frac{13.47 \times 0.745}{0.80} = \underline{12.53 Kw}$$

CONSUMO GENERAL DE LA PLANTA

MATERIAJ.	CANTIDAD	CONSUMO EN UN AÑO
Vapor saturado a 125 p.s.i.g.	5,646 lbs/Hr	48'700,000 Lbs
Agua dulce a 80 F	11,080 Gln/Hr	95'800,000 Glns = 363,000 m ³ .
Gas combustible (horno)	2,780 ft ³ /Hr	24'050,000 ft ³
Potencia	87.80 Kw-hr	726,700 Kw-hr

- - - - -

CAPITULO IVDESCRIPCIONPROCESOS DE DESCRIPCION.-

Antes de describir superficialmente los diferentes procesos de descorificación, debo hacer incursión en que los sistemas de refrigeración, de filtración y centrifugación no serán explicados en detalle en cada proceso, por ser muy variados en todos ellos. Solo en el proceso adoptado por este proyecto, se explicará mejor estos puntos, debido a que las variantes que ellos puedan presentar, afectan únicamente en el aspecto físico-económico del proceso, y no así en el aspecto físico-químico, que voy a describir.

En general podríamos considerar los procesos comerciales de descorificación en dos grupos: los convencionales o antiguos y los modernos.-

I.- PROCESOS CONVENCIONALES DE DESCRIPCION.-

Entre los antiguos o convencionales cuyo interés es de menor importancia para este estudio, se conoce desde el asentamiento natural de la cera, en épocas invernales, sobre tanques de gran superficie, que se realizaba en los principios de la industria; hasta la centrifugación con nafta del aceite tratado.-

Ya en los comienzos de la descorificación se observó que el asentamiento natural no conseguía una buena se

paración de la cera en razón de la escasa diferencia de densidad que existe entre la cera y el aceite. Se vió la necesidad de aumentar esta diferencia y es así como surge la nafta, para entrar en solución con el aceite bajándole su densidad, lo cual permitió una mejor separación entre la fase líquida del aceite-solvente y la fase sólida de la cera. En principio se usó este método para los Bright stocks, llegando la proporción de nafta hasta un 70 %.

PROCESO DE FILTRACIÓN:

Surgieron entonces los medios mecánicos de separación, en los destilados ligeros; al enfriarse el medio cristaliza la cera, en cristales grandes y bien formados los cuales son fáciles de aislar por medio de filtros. El proceso de filtración se hizo en principio sin el uso de la nafta, pero posteriormente se vió la necesidad de ella especialmente para los destilados viscosos. Actualmente, aún se usa el filtrado con solventes o ayudadores de filtración, pero su uso es limitado.

El proceso del filtrado está gobernado físicamente por la ley de Poiseuille o del flujo viscoso, expresado en la siguiente fórmula:

$$V = \frac{\kappa}{L M} \frac{d^3 \rho^2}{4}$$

Donde:

V = velocidad del flujo de aceite a través de la cera

K = constante de proporcionalidad.

ΔP = diferencia de presión a través del cake de cera.

D = Diámetro del espacio poroso, entre los cristales.

L = Espesor del cake de cera.

M = Viscosidad del aceite a la temperatura y presión de filtración.

Podemos observar de la fórmula que la velocidad de filtrado, que depende del diámetro intersticial entre los cristales, no es función del tamaño de los cristales de cera, sino de su forma y disposición al cristalizar. En cambio, el volumen o flájo total de aceite a través del cake de cera es influenciado por el espacio entre cristales. Este espacio intersticial depende del tipo de destilado ya que, la cera cristalizada tendrá forma de placas, agujas ó amorfas según el destilado y hemos visto que la forma del cristal juega papel importante en la velocidad de filtración.

Aparte de las características inherentes del destilado, se ha observado, aseguran algunos autores como Buchler, Grauer, Fernis, Cowless, Tanaka, Mason, Sutton, Radgett, etc, que las condiciones del proceso, para preparar el destilado prensable influye ampliamente en la cristalización. El grado de fraccionamiento, la razón de enfriamiento y la viscosidad del medio al cristalizar, son las condiciones que afectan mayormente al cristal lo que quiere decir que la velocidad de filtración también depende de estos factores. Hemos pues la necesidad de pro

parar un buen destilado, en las mejores condiciones previo al filtrado.-

Para conseguir este propósito, se han ensayado varios métodos.-

Una de estas pruebas consiste en fraccionar el destilado o filtrar en torres especiales de condensación-separación. Cuanto mejor sea el fraccionamiento, los destilados ligeros tendrán menos constituyentes de alto punto de ebullición; como los asfaltos de los cuales se obtendrán mejores cristales de cera.-

Otro método consiste en separar un destilado crudo, antes del "cylinder stock" aplicando fuego directo a un alambique. Este destilado es posteriormente redestilado procurando el craqueo a fin de producir livianos que actúan como solventes y bajan la viscosidad del destilado de 120 a 70 S.S.U. á 100° F más o menos. Este destilado contiene así en promedio de 8 a 15% de cera bien formada, ya que elimina la mal formada por pirólisis. Desde luego que un destilado bien fraccionado ya no requiere del craqueo. Todo esto aumenta el costo del filtrado.-

El control de grado de fraccionamiento de los destilados cerosos se realiza en el laboratorio, por destilación al vacío de 40 mm, a fin de determinar el punto final de ebullición, el cual es un índice del grado de fraccionamiento. Un máximo de 850 a 900° F, como punto final aun produce buenos cristales de cera. También se puede realizar la destilación a otra presión más cómoda para el laboratorio

y reducir las temperaturas obtenidas a la presión de 40 mm.

Otra prueba desarrollada por Hefley y posteriormente por Davis, Campbell se basa en el estudio de las microfotografías obtenidas en un microscopio de temperatura variable, de las cuales por la forma y tamaño de la cera se puede predecir sus aptitudes prensables.

El segundo factor que afecta la cristalización es la viscosidad del aceite, esta puede ser fácilmente mejorada adicionando productos de baja viscosidad, como kerosene, gasolina, nafta. Pero en casos de un mal fraccionamiento, estos solventes no podrán mejorar las posibilidades de prensabilidad y de otro lado aumentan el punto de fluidez para una temperatura de filtración debido a la solubilidad de la cera. Se considera como límite apto para el filtrado, una viscosidad de 580 segundos a 100°F para las fracciones de más alto punto de ebullición.

En cuanto a la razón de enfriamiento aun es muy discutida, algunos refinadores la relacionan con la viscosidad necesaria durante el filtrado, otros creen que no existen ventajas debido al enfriamiento lento, y consideran como límite de enfriamiento, cuando tienen destilados bien fraccionados, la razón de transferencia de calor posible en la planta. Sin embargo F.W. Radgett sostiene que una razón baja de enfriamiento, favorece la formación de cristales de cera grandes, especialmente de destilados parafínicos, no así en los destilados viscosos y además dice, que un rápido enfriamiento produce cristales más chicos dificultando el filtrado.

Otro autor sostiene que la razón de enfriamiento no tiene importancia, hasta 10°F, por encima del punto de nebulosidad del destilado, pero luego no debe sobrepasar de 5°F por hora hasta alcanzar los 0°F. Posteriormente se puede aumentar la razón de enfriamiento a 102°F por minuto sin ocasionar perjuicios a la calidad de la cera.

Generalmente las refinerías filtran en dos etapas, una entre 70 y 60°F y otra a 0°F ó menos, ya que si lo hicieran en una sola etapa de 100 a 0°F, producirían destilados demasiado fuertes en consistencia, que no pueden circular fácilmente.

Equipo moderno de enfriamiento con transportadores helicoidales y tipo gusano, han reemplazado al sistema antiguo que producía enfriamiento brusco, perjudicando la cristalización y el prensado. Actualmente con los enfriadores de "doble tubo" se obtiene un intercambio de calor homogéneo de 4 a 8 B.T.U. por hora, por pie cuadrado de superficie de enfriamiento y por grado Fahrenheit de diferencia en el sistema.

En esas condiciones de trabajo hay filtros que permiten una producción de 6.02 a 6.06 galones por pie cuadrado de filtro por hora y resisten presiones hasta de 250 a 400 libras. La cera que se obtiene aun contiene aceite, siendo en el caso de los destilados viscosos, que más aceite se niega, por la tendencia de oclusión que tienen las ceras amorfas o malas comúnmente presentes en estos destilados. Cuando mejor fraccionado es un destilado, más fácil de recuperar es este aceite por elevación lenta de temperatura y drenaje.

Cuando se filtran stocks reducidos, los destilados prensados obtenidos, es necesario destilarlos para separar mejores destilados lubricantes, a parte del gas oil y residuo que dejan. Estos destilados lubricantes son los stock neutros de baja viscosidad que luego son refinados tratandolos con ácidos o arcillas.

2º- PROCESO DE CENTRIFUGACIÓN:

Es otro proceso basado en la diferencia de densidades de la fase líquida y la cera.

Por la acción de la fuerza centrífuga observamos q' la fase más pesada de una mezcla, es excluida hacia la periferia del sistema, conservandose la fase más liviana, cerca al eje de rotación de la centrífuga.

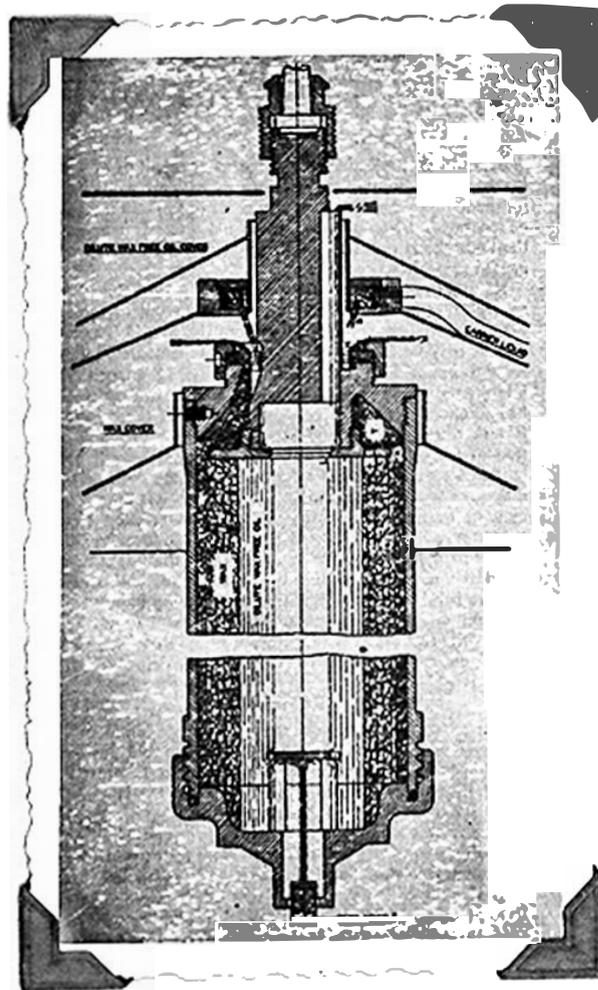
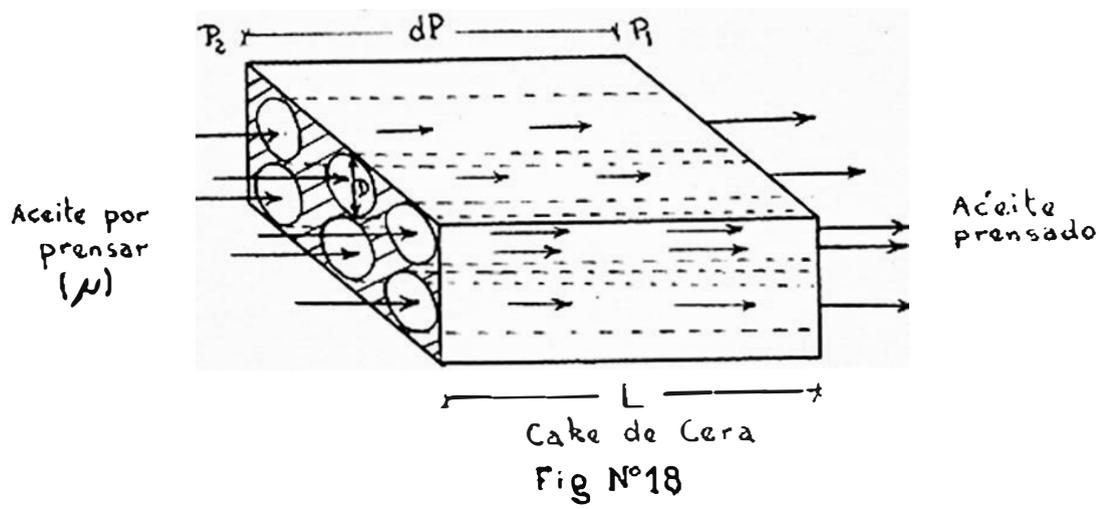
Ya hemos visto que en la gran mayoría de los destilados, la cera es más liviana que el aceite, por consecuencia, sería el aceite el que se recogería en la periferia de la centrífuga, pero este es relativo, ya que variando la densidad de la fase líquida con la adición de solventes de densidad mucho menor que la de la cera, como la nafta por ejemplo, se consigue el efecto contrario, es decir disminuir la densidad relativa del aceite con respecto a la cera, y será esta, la que se recoge en la periferia. Es entonces según la densidad del solvente a usar, que tendremos los diferentes procesos de centrifugación. Siguiendo la clasificación establecida de métodos antiguos y modernos, paso a describir el proceso con nafta, o proceso Sharples desarrollado en 1920.

CENTRIFUGACIÓN CON NAFTA O PROCESO SHARPLES:

En principio este método desarrollado por Sharples en 1920, se dedicó al tratamiento de destilados pesados, con contenido de cera amorfa por ser la más propia para el sistema de centrifugación. El uso de diferentes solventes posteriormente hizo cambiar este concepto.

El stock es mezclado con la nafta a una temperatura tal, que toda la cera se halla disuelta. La proporción del solvente es variable para destilados de alto punto de ebullición, que contienen cera amorfa, la mezcla debe tener 55% de nafta a fin de obtener un aceite descerificado, con un punto de fluidez de 15 °F. Mayor cantidad de nafta se necesitará, si se quiere bajar el punto de fluidez e igualmente si el stock contiene una cera menos amorfa y un punto de entalleo menor. En casos extremos para obtener un punto de fluidez de 0°F es a veces necesario hasta 75% de nafta.

Esta mezcla es enfriada en enfriadores verticales en contracorriente con el aceite descerificado hasta temperaturas promedio de 80°F, luego alcanza la temperatura de separación en los enfriadores de oxigenación de amoníaco. Esta temperatura es función del punto de fluidez del aceite requerido, la cual varía según las condiciones del stock y del solvente. Así ingresa a la centrífuga Sharples (ver figura Nº 19) de la cual el aceite es retirado cerca del eje por el orificio L, y es enviado a los enfriadores de la carga y posteriormente a la destilación para recuperar la nafta. La cera para ser extraída por el orificio X requiere de un fluido ca-



CENTRIFUGA SHARPLES

FIG. Nº 19

liente, tal como el agua a 150 ó 180°F, que la funde y permite su flujo a un tanque separador del agua; luego se recupera el solvente y la cera puede ser tratada para quitarle el aceite residual.

Las finalidades del agua a 180°F, que son cargadas a la centrífuga por la boquilla 3, son :

- 1.- Fundir la cera y permitir su flujo, tanto en el interior como en el exterior de la centrífuga.
- 2.- Crear una altura hidrostática en el resiate T q' actúa en contrabalanceo con las fuerzas centrífugas del aceite y de la cera, es decir que no permite el escape desmesurado, muy por el contrario mantienen una altura H constante en el vertedero de cera. Esto desde luego mantiene también constante la línea de separación CO' entre la cera y el aceite y un flujo continuo de cera hacia el exterior.

La carga ingresa a la centrífuga por la parte inferior y céntrica.

Una carga eficiente es de 150 a 200 galones por hora máximo, ya que una carga mayor baja la eficiencia de separación y eleva el punto de fluidez del aceite descerificado bajando su producción. Un sistema como este requiere en promedio una refrigeración de 5 a 10 toneladas y 1 KW. de potencia. La Centrífuga rota de 15,000 a 17,000 R.P.M.

Para evitar pérdidas por evaporación de la nafta, esta no debe tener un punto de ebullición inicial menor de 150°F, y para no elevar demasiado la temperatura, en la destilación del recobrado del solvente, no debe tener un punto de e

bullición final mayor de 400°F.

Con naftas constituidas mayormente de hexanos, cuyo punto inicial de ebullición es 50°F, se obtienen aceites descerificados de menor punto de fluidez que al tratar con naftas de un rango mayor de ebullición y de mayor peso molecular. Mientras que las naftas de bajo rango de ebullición dan buenos resultados, en cambio naftas mezcladas, constituidas de naftas ligeras y pesadas, dan aceites de puntos de fluidez demasiado altos. La presencia de hidrocarburos del orden de los gas oils, tanto en la nafta como en el stock, deben ser eliminados, por su efecto dañino sobre el aceite descerificado.

En el caso de centrifugar residuos pesados como "Bright stock", su punto de control nos dará una idea de la performance del stock. Un límite inferior es de 450°F, para producir un aceite de bajo punto de fluidez, salvo el caso de tratarse destilados bien fraccionados, en los cuales este límite puede ser menor.

En destilados que producen ceras cristalinas y aquellos que contienen impurezas como asfaltos duros, crean dificultades para evacuar la cera, por su consistencia. Es necesario a veces adicionar al stock, impurezas que provoquen amorfoidades en la cera, para conservarla más pastosa y fácil de fluir.

El proceso Sharles ha mejorado en varios aspectos; así vemos que la nueva super-contrífuga Sharles, mantiene todo el sistema dentro de una hermética camisa de vapor, para conservar la temperatura adecuada, al flujo de la cera.

Además para producir aceites de diferente punto de fluidez, se ha dividido el proceso en dos etapas, de las cuales de la primera se separa la cera o fase, rica en cera y se deshidrata para mezclarla nuevamente con nafta y enfriarla a una temperatura menor que en el primer caso; luego ingresa a la centrífuga secundaria, de donde se obtiene un aceite "recobrado" que pasa a formar la carga de la primera etapa y se retira. Además el "netrolatum" mencionado dicho. Este sistema consigue una mayor producción de aceite descerificado de mejor calidad.

El uso de solventes, para uso específico según los stocks, han mejorado la calidad del aceite descerificado, pero estos procesos serán considerados en los métodos modernos.

II PROCESOS MODERNOS DE DESCERIFICACIÓN:

Generalmente los procesos modernos de descerificación están basados en los mismos principios de los métodos antiguos con la diferencia que se han desarrollado agentes externos que los favorecen, tanto en el filtrado como en la centrifugación. Así tenemos tres nuevos métodos:

- 1.- Filtrado favorecido con los "ayudadores de filtración".
- 2.- Descerificación con solventes (mejores que la nafta) y
- 3.- Descerificación por electrolisis.

1.- DESCERIFICACIÓN CON "AYUDADORES DE FILTRACIÓN"

Se conoce como ayudadores de filtración en los procesos de descerificación de destilados del petróleo, a ciertos no ~~compre~~ceptibles, que actúan como centros de cristalización.

ción, alrededor de los cuales se precipita la cera y además dan una mayor consistencia al cake formado de la fase sólida; esto último permite aumentar las velocidades de filtración. Se conocen las siguientes sustancias que actúan como ayudadores de filtración:

- a) Sustancias sólidas como arcillas, silicatos alcalinos, hielo finamente dividido, pulpa de madora, pulpa de papel, litargirio, material fibroso elástico y otros que no se solubilizan en el stock-solvente.
- b) Sustancias que se disuelven en la solución, no ro cristalizan a la temperatura de tratamiento. Pueden ser sólidas o líquidas como el antracono Difenil, Naftaleno, Fenatreno, estearato de aluminio, sustancias coloidales del tipo bituminoso, sustancias polimerizadas de alto peso molecular Fenol, Oxígeno etc. y
- c) Sustancias químicamente selectivas que atacan a ciertos hidrocarburos del stock, formando un leu que actúa como "ayudador de filtración". El principal ayudador de este tipo es el ácido sulfúrico que bien actúa sobre el stock puro o sobre la solución stock-solvente.

Las ventajas de alguno s de estos procesos es su flexibilidad para tratar tanto destilados livianos como de alta viscosidad, en filtros prensa o en centrífugas.

Uno de los procesos más desarrollados es el Weir, el cual usa nafta entre 40 y 75 % y "ayudadores de filtración"

hasta 15% en peso, lo cual mejora la velocidad de filtración hasta producir un galón de aceite descerificado por pié cuadrado de filtro por hora. El cake de cera se retira del filtro con solvente frío y el "ayudador de filtración" se senara con solvente caliente, posteriormente se senara la nafta. En su primer uso baja la eficiencia del "ayudador de filtración" hasta un 50%, pero en los nasos sucesivos se mantiene casi constante.

2.- DESCRIFICACION POR ELECTROFORESIS:

Por no haber alcanzado importancia comercial este proceso, carece de interes para el presente estudio. Su principio está basado en la precipitación de sustancias coloidales o s'ldas, en este caso, la cera; por acción de la corriente eléctrica. Aun se mantiene en la etapa experimental.

3.- DESCRIFICACION POR SOLVENTES:

Con el desarrollo de solventes nuevos en los procesos de descerificación, se han alcanzado altas producciones de aceites descerificados de buena calidad y bajo costo tanto de destilados livianos como de viscosos. Igualmente la calidad de la cera que es superior a la obtenida con nafta varía de acuerdo al solvente, siendo en algunos casos del tipo filtrable y en otros centrifugables. Las diferencias de temperatura al usar solventes, son de menor rango que en los procesos convencionales.

Para los efectos de la descerificación, los solventes requieran de muchas características especiales, que se ajusten

ten al mecanismo del proceso, pero es difícil encontrar un solvente simple que reúna todas esas características, por lo cual es más común usar una mezcla de solventes simples que complementen su potencia selectiva con su poder solvente. Es así que se conocen varias mezclas comerciales que difieren en miscibilidad con los stocks y otras propiedades. Algunos de ellos tienen tendencia a formar mezclas de ebullición constante con el agua, dificultando el recobrado del solvente.

Los diferentes procesos modernos con solventes, no demos clasificarlos según los siguientes grupos:

- 1) Solventes que permiten cristalizar la cera de la solución a bajas temperaturas.
- 2) Solventes selectivos, que mantienen en solución la cera, por encima de su punto de fusión, de los cuales se senara posteriormente.

Este último grupo que evitaría el sistema de refrigeración, filtrado y centrifugación, aun se encuentra en etapa de investigación. Sólo me ocuparé del primer grupo de uso comercial, dentro del cual podemos considerar los siguientes procesos:

- A) Descorificación con solventes orgánicos
- B) Descorificación con solventes pesados y clorinados
- C) Descorificación con solventes del tipo Benzol-acetonas y
- D) Descorificación con solvente simple.

A.- DESCRIFICACIÓN CON SOLVENTES ORGANICOS:

Los solventes orgánicos que actúan en la descripción, comunmente se hallan asociados al Benzol, para procesos combinados de refinación. Entre ellos tenemos al dióxido de azufre, al cloro furfural, anilina, nitro benzeno y al dehidros.

En los procesos combinados los solventes orgánicos actúan como extractores para eliminar los constituyentes de bajo índice de viscosidad del aceite y el Benzol como solvente descriificador separa la cera antes para la filtración.

Se ha estado ensayando el uso de otros solventes, como los alcoholes alifáticos, butílico, amílico, hexílico etc.

En general los solventes orgánicos son de poco uso comercial, porque actualmente se prefieren los procesos separados

B.- DESCRIFICACIÓN CON SOLVENTES PESADOS O CLORINADOS:

Como se ha establecido previamente en los procesos de centrifugación el uso de solventes más o menos pesados que la cera, determinan su eficiencia de separación. En este caso el solvente forma con el aceite una mezcla que da un refinado más pesado que la cera y ésta entonces tendrá que separarse más cerca al eje de rotación, contrario al proceso en centrífuga Sharples, antes descrito. Los solventes de mayor peso que tienen propiedades descriificadoras son los clorinados como el dicloroetileno mezclado con cloroformo; tam-

bien se le usa con metileno o propano, con benzol o nafta, con tricloroetileno y propano.

Los procesos clorinados que tienen desarrollo comercial son : el que usa tricloroetileno y el de dicloroetileno con benzol.

a) Proceso con Tricloroetileno o " Separador Nobel ".

El tricloroetileno es un solvente que no se descompone a temperaturas bajo los 265 °F, asegurando así el equipo de recuperación del solvente. A temperaturas normales no es corrosivo, ni hidroliza, tan sólo cuando se le expone a la luz en presencia de oxígeno logra descomponerse; pero este efecto hasta cierto punto, puede retardarse usando antioxidantes.

La temperatura de mezcla con el stock es de 100 a 120°F en proporciones que varían desde el 60% hasta 150%. El enfriamiento se realiza a razón de 10 a 15 °F por hora y en condiciones severas, baja a 8°F por hora, realizándose todo el ciclo de enfriamiento más o menos en 10 horas. Las diferenciales de temperatura comunes en este proceso varía de 20°F a 60°F, para obtener aceites de 0°F de punto de fluidez o algo más.

El sistema tiende a precipitar cera del tipo amorfo lo cual es más recomendable para el centrifugado; esta es la razón por la cual se han perfeccionado centrífugas especiales para este proceso como la " Centrífuga Nobel ", cuyo mecanismo central de rastrillos y calefacción a vapor permiten la fluidez de la cera que se separa. El aceite descerificado se ex

tras cerca de la periferia en una cámara aislada para conservar el frío que ayuda a enfriar la carga fresca. Esta centrífuga puede producir de 80 a 180 galones por hora de aceite descerificado, consumiendo tan solo 4.5 a 5.5 HP.

El balance de la centrífuga debido a la gran diferencia de gravedades que existe entre las fases líquidas y sólida permite solo revoluciones de 8,000 a 9,000 por minuto.

El solvente es recuperado desnuos, por destilación a 230°F, en principio con calor y luego para evitar descomposición, se usa vapor.

b) Proceso con Dicloro etileno-Benzol o "Proceso Bari-Sol"

Como su nombre lo indica se trata de solventes resados, tal como el dicloroetileno mezclado con Benzol en proporción del 78% y 22 % respectivamente. El dicloroetileno actúa como descerificante y en este caso el Benzol evita la precipitación de los aceites altamente parafínicos junto con la cera. Además el solvente tiene gran potencia solvente por el material asfáltico, el cual ya no actúa como inhibidor para la formación de cristales grandes de cera, aunque se trate de stocks residuales. Pero aun en stock destilados esta misma razón favorece la precipitación de cristales bien formados. Estas cualidades hacen que el solvente tenga gran flexibilidad para tratar diferentes stocks.

La mezcla del stock y solvente en proporción de 1 a 5 en volumen, se realiza en un agitador a presión atmosférica y a temperaturas de 100 a 110°F a fin de tener toda la cera disuelta.

El enfriamiento puede ser rápido; primero, en intercambiadores de calor y luego por expansión de amoníaco. Debido a la estructura cristalina de la cera, hay tendencia de revestimiento, en la superficie de enfriamiento, esta es la razón por la cual se obtiene una mejor transferencia de calor con el raspado de la superficie. La diferencia diferencial de temperatura usada es baja, de 10 a 15°F.

En la centrífuga primaria se separa una cera, que luego es diluida con solvente nuevo enfriado a -20°F, en proporción de 1 por 8 de solvente, para ser centrifugado en la "secundaria" a temperatura inferior que la primaria, a fin de obtener más aceite, el cual se llama "recobrado" y pasa a mezclarse con el stock fresco, luego de aprovecharse su frío.-

El proceso fué desarrollado en principio por la Charles Corporation la cual ha mejorado una centrífuga especial, tanto para centrifugación primaria como secundaria, que tiene gran diámetro y pequeña longitud; para facilitar la separación de la cera.- La extracción de cera, de la centrífuga se realiza en forma continua, mediante una boquilla. Estas centrífugas tienen capacidad para tratar 600 galones por hora de stock.-

El uso de la centrífuga secundaria permite una mayor producción de aceite, pero la de cera baja al 60%, de la que se obtendría con centrífugas primarias solamente, como en el caso Charles con nafta.-

La recuperación del solvente que es bastante esta-

ble y poco corrosiva se realiza por destilación a 290°F y a presión atmosférica.-

C.- DESCRIFICACION CON SOLVENTES DEL GRUPO DE LAS KETONAS:

Las ketonas que se usan en procesos de descrificación son, el Metil-Etil-Ketona, Metil-Acetonil Ketona y Metil-n Butil ketona que actúan mezcladas con benzol y toluol. Las ventajas del bajo peso molecular de las ketonas son, la alta razón de filtración y la baja solubilidad por la cera, pero en cambio, tienen mayor presión de vapor y son algo solubles en el agua.-

La baja potencia solvente de las ketonas por las ceras, es también manifiesta por el aceite, razón por la cual hay que agregarle benzol y toluol y mantener en solución todo el aceite a temperaturas de descrificación y las ketonas eliminan cualquier tendencia de la cera de permanecer en el aceite.-

Estos solventes son bastantes elásticos para tratar diferentes stocks. Una mezcla comercial típica, para tratar aceite de baja viscosidad, comprende 55% de Ketonas, 35% de benzol y 10% de toluol. Para stocks más pesados, se necesita más benzol y toluol.-

Cuando se requiere una máxima producción de aceite, la proporción de benzol debe ser mayor. La temperatura de enfriamiento relativamente baja. La cantidad de benzol es proporcional a la "diferencial de temperatura". En cambio el volumen de toluol será mayor, cuando se tratan stocks temora

turas muy bajas, ya que disminuyo la temperatura de viscosidad del aceite:solvente, evitando así, la separación junto con la cera de los constituyentes de alto índice de viscosidad.-

Actualmente el Motil-Etil-Zotona es el que ha dado mejores resultados, ya que es bastante estable a la temperatura de recuperación del solvente, y no ataca al aceite. Las plantas que lo usan tienen las siguientes ventajas:

- a) rápida razón de filtración: 6 Hls de stock por ft²/ hora.
- b) "diferenciales de temperatura" mínimos
- c) producción de ceras con solo 8 a 10% de aceite residual
- d) puede aplicársele enfriamiento rápido al principio de 30 a 60°F por hora, sin perjudicar la velocidad de filtración. Posteriormente se reduce a 1 ó 2°F por hora, y
- e) las pérdidas de solvente solo alcanza al 0.1% de la carga inicial.-

Comunmente se mezcla el stock con 3 o 4 volúmenes de solvente a temperaturas promedio de 100 a 120°F, en otros casos 50 a 60°F. El enfriamiento se realiza primero en intercambiadores de calor y luego con expansión de amoníaco, en forma rápida hasta 5°F por debajo del punto de congelación de seado para el aceite.-

La cera producida es bien formada y amba para el filtrado. En los filtros se separa el cake de cera, lavándolo con solvente fresco. Actualmente existen para este proce-

so, dos tipos de filtros, pero es más recomendable el que usa vacío, ya que forma cakes de cera desde 3/4 de pulgada hasta 1 1/2". En el caso de destilados pesados producen a razón de 0.3 barriles de aceite descorificado por ft 2/día y de 0.5 para los livianos.

Cuando se requiere una máxima producción de cera, se emplean dos etapas de filtración, siendo a mayor temperatura la segunda y con mayor volumen de solvente.

La recuperación del solvente de la cera, es muy similar al del aceite descorificado, excepto que cualquier cantidad de agua que haya ingresado cristalizará rápidamente dentro del cake de cera. Para quitar esta agua se requiere calentar el cake de cera antes de evaporar el solvente a temperatura de 130°F, a la cual el agua, ya forma una masa separada.

Desde que se construyera por primera vez una planta de Lawrenceville en 1,927, este proceso ha progresado mucho, llegando a ocupar en la actualidad el primer lugar dentro de los procesos de desparafinado. En promedio todas las plantas de Ketonas existentes tratan en total alrededor de 65,000 barriles por día; mientras que las que usan otros solventes para descorificación, solo alcanzan a tratar 30,000 barriles por día.

D.- DESCRIFICACION CON SOLVENTES SIMPLES.-

Entre los solventes simples el que ha alcanzado mayor importancia es el Propano.

La facilidad de obtener este solvente y la multipli

idad de funciones que desempeña en el descerificado, lo hacen comercial en gran escala.-

En toda planta de gasolina natural y refinerías es fácil de producir nromano líquido de alta pureza.

Durante el proceso el nromano desempeña tres funciones importantes:

a).- Tiene propiedades refrigerantes. Por expansión parcial del solvente, se puede conseguir el enfriamiento necesario para recircular la cera, con igual eficiencia que si se usara amoníaco. Ello elimina las pérdidas de calor, a través de las paredes de las tuberías, intercambiadores y recipientes en general, por el cual circula la solución stock:solvente.-

b).-Baja la viscosidad del medio filtrante lo cual permite razones altas de filtración aun a bajas temperaturas. Esta es la razón por la cual este proceso puede tratar los destilados pesados, o residuos. La disminución de la viscosidad es proporcional al volumen de la solución, la cual baja la razón de filtración, en caso de relaciones solvente:stock muy altas, y

c.- Su poder de descerificación, debido a su bajísima potencia solvente con respecto a la cera.-

Otra ventaja del nromano, es la baja relación solvente:stock y su bajo costo. En total las pérdidas de solvente alcanzan solo el 1% de la carga fresca. Además se puede usar en otros procesos, como desasfaltación y refinación.

Generalmente el nromano, da alta producción de aceites de bajo punto de fluidez y ceras que son fáciles de

bombear, con contenido de aceite remanente que puede variar de 8 a 25%, según la temperatura del tratamiento y el volumen del solvente usado.-

Comunmente se mezclan 2 ó 3 volúmenes de Propano con el stock a temperaturas muy cercanas a la del ambiente manteniendo la presión necesaria para conservar el solvente en estado líquido. Luego por disminución de presión y evaporación del propano, se produce el frío necesario para cristalizar la cera, que es filtrada en un filtro con vacío interno.-

La cera se elimina en forma continua debido a un mecanismo de cuchillas que la separa, ayudado por un chorro de propano frío. La velocidad de enfriamiento es bastante rápida, pudiendo realizarse un ciclo completo en el filtro prensa, en solo 90 minutos.

La "diferencial de temperatura" entre la temperatura de enfriamiento y el punto de fluidez del aceite descrito, varía entre 20 y 30°F.

La recuperación del solvente, tanto del aceite como de la cera es fácil de obtener por destilación, debido a su alta presión de vapor, a temperatura ambiente. El Propano no es tóxico.-

DETERMINACION DEL PROCESO A SEGUIR:-

Descartados de esta discriminación se encuentran los procesos convencionales, por no ser prácticos, al actual ritmo de producción.-

Dentro de los métodos modernos tomamos aquel que u

sa "ayudadores de filtración", pero en verdad este proceso es auxiliar, ya que dependiendo, del mecanismo de separación a usar. Si se emplea la centrifugación, no tendrá lugar, pero en la filtración sí.-

Los métodos de descerificación por solventes, son los que por su grado de desarrollo, se aceptan en mayor proporción en la actualidad.-

Para el presente estudio no hallo la conveniencia de usar los solventes orgánicos, ya que el proceso de descerificación lo considero aislado, de los demás procesos de refinación y desasfaltización. Este tipo de solvente solo es apto para los procesos combinados de refinación y descerificación.-

En cuanto a los solventes pesados que usan compuestos clorinados, no tienen dificultades en la descerificación propiamente dicha, sino en el equipo, especialmente el proceso "separador Nobel", en el cual el Tricloroetileno tiende a hidrolisarse, formando compuestos corrosivos, por la acción de la luz y en presencia de oxígeno. Ello requiere un renglón más de costos, para antioxidantes. El proceso Bari-Sol que usa Dicloroetileno y bencol en cambio no ofrece dificultades de corrosión, pero se encuentra en desventaja sobre los procesos que usan Ketonas y Propano ya que tiene que usar un equipo más grande debido al doble proceso de centrifugación que realiza, aumentando los costos de instalación y equipos además para ello requiere mucho más refrigeración que los otros procesos.-

Desde el punto de vista de la descerificación en sí, el proceso que usa como solvente el grupo de las Kotonas es el más eficiente. Su gran flexibilidad para tratar diferentes stocks en la misma planta, debido a la facilidad para cambiar el porcentaje de Benzol y toluol en la mezcla solvente, es una de sus ventajas sobre el Propano. La calidad de sus productos, es superior a los otros procesos. A parte de que el solvente es parcialmente soluble en agua dificultando su recuperación, no presenta otros inconvenientes técnicos.

El propano también tienen cierta flexibilidad para tratar diferentes stocks, y el aceite descerificado es de buena calidad.

La diferencia sustancial con las Kotonas radica en el aspecto económico. El volumen de Propano a usar es mucho menor que cuando se emplean Kotonas y su costo es muy inferior debido a que el Propano es fácil de obtener en cualquier refinería y en el caso particular de este estudio la planta descerificadora funcionaría en Talara, donde existe planta productora de Propano. Por el hecho además de haber adoptado la desasfaltización con Propano y la refinación Duo-Sol que usa Propano, podría con un estudio posterior, crearse una "Central de recuperación" del solvente, que abastezca a las tres plantas, reduciendo los costos de operación por planta.

Además el Propano reduce los costos de refrigeración

ción, al aprovechar sus buenas propiedades refrigerantes por expansión y los costos de equipo, ya que el diseño de la planta es sencillo por el hecho de usarse solo dos líquidos en el sistema, el propano y el stock.

En conclusión; sin desmejorar en muchos la calidad de los productos, que se obtienen por las Ketonas, adonta el proceso de descorificación con propano líquido, por las ventajas económicas que ofrece.-

EXPLICACION DEL PROCESO CON PROPANO.-

El propano a usar en el proceso de descorificación si es que contiene propano, tal como el que se obtiene de los gases de cracking, es de mejor calidad. Generalmente este es el que se usa en las plantas existentes.-

La relación de propano al stock es muy variable, según las cualidades del aceite a tratar. Comunmente para destilados motor la relación es de 2 a 1 y para los livianos 1 a 1.-

La práctica común es agregar al tanque de mezcla, una cantidad adicional de propano equivalente al volumen necesario que se evapora para producir el frío de cristalización, sin embargo parece economizar calor cuando se adiciona el propano frío, durante el enfriamiento.-

También es de importancia la temperatura de mezcla. Es necesario un calentamiento del stock para procurar tener toda la cera fundida, ya que los cristales que pudieran formarse antes de la congelación podrían tomar formas y tamaños

no antes para el filtrado. Esta temperatura varía desde 70°F para los destilados nerafínicos hasta 130°F, para los que tiene contenido de cera de alto punto de fusión.-

La razón de filtración parece no ser afectada por la razón de enfriamiento, la cual puede variar de 3 a 12 °F por minuto.-

La "diferencial de temperatura" al tratar destilados livianos se encuentran entre 15 a 25°F, para los aceites motor entre 25 y 35°F y para las pesadas mucho más.-

La presión diferencial experimenta cambios ya que comienza con 2 a 6 n.s.i. y termina con 50 n.s.i., cuando el cake de cera crece. Si desde un comienzo se pone mucha presión, el aceite descerificado podría salir nebuloso y además se condensaría parte del nromano en el filtro.-

Los diferentes stocks actúan diferentemente con el nromano. Así los aceites desasfaltizados, al tratarse tienen altas velocidades de filtración, formando un cake de cera compacta con 30% a 40% de contenido de aceite. Un stock tal como "Cylinder Stock", mezclado con dos volúmenes de nromano a - 45°F, y filtrados con una presión diferencial de 3 n.s.i. produce de 2 a 6 galones de aceite por ft² por hora. Este tipo de stocks requieren mayor cuidado en la mezcla y el enfriamiento que en los livianos, para obtener soluciones uniformes a fin de que la cera no se atasque en el filtro.-

Los destilados motor pesados, como los aceites SAE.50 y SAE-60 muestran ligeramente más bajas razones de

filtración que las anteriores, para la misma concentración de nronano. Dan cakes de cera con contenido del 50% de aceite.-

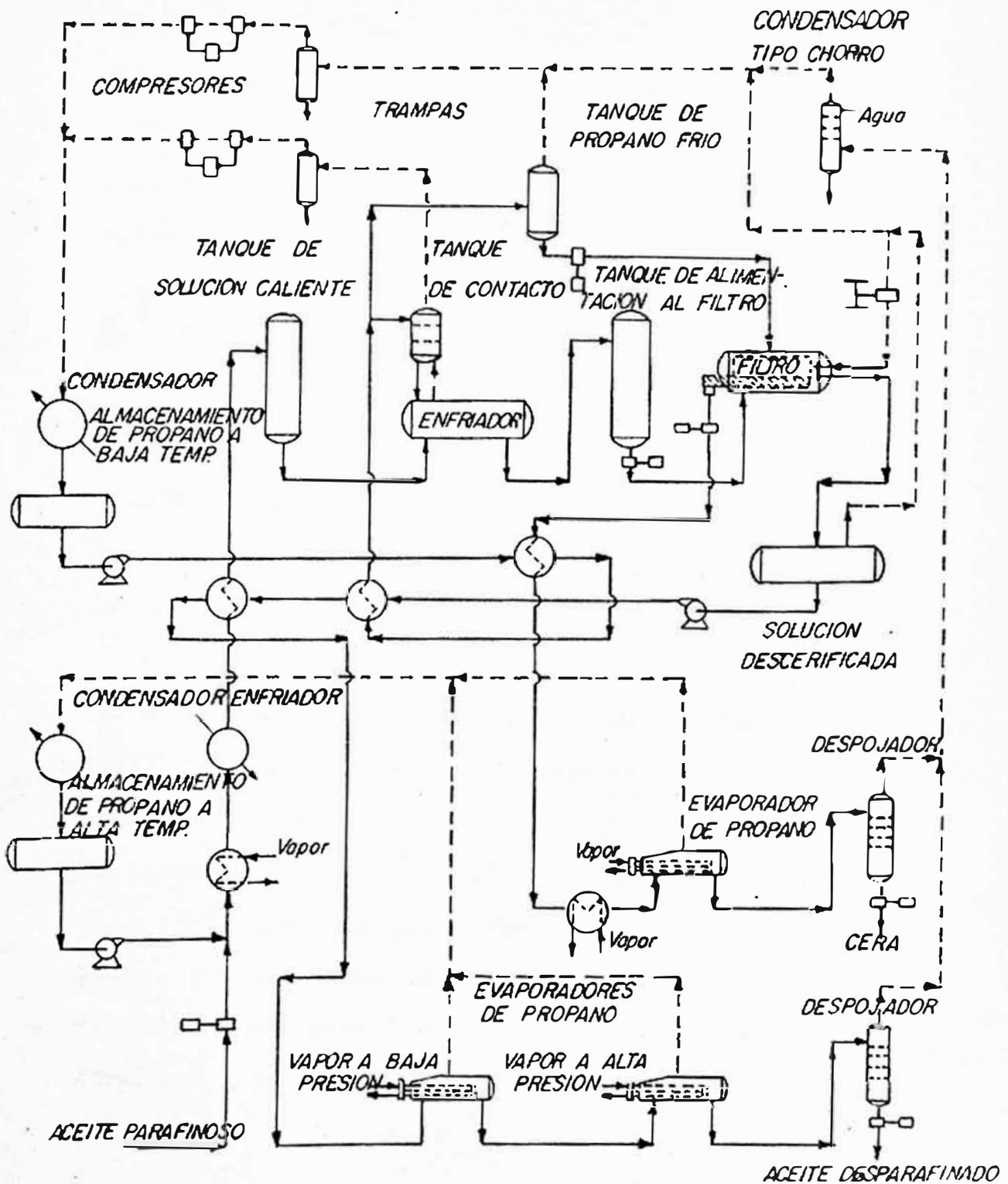
De los stocks Mid-Continent se puede producir hasta 80, 85% de aceite descerificado.-

Los destilados motor como SAE-30 y SAE-40, tienen un comportamiento intermedio. Los Livianos como SA-10 a SA-20, tienen una razón de filtración mucho más baja, formando un cake de cera que contiene del 65 al 75% de aceite. Pero esto puede mejorarse mucho, haciendo uso de los "modificadores" o ayudadores de filtración.-

Finalmente los destilados parafínicos, requieren como mínimo 0.1% en peso de los ayudadores de filtración, lo cual mejora la razón de filtración y reduce el contenido de aceite, de las ceras a 20 y 40%. El stock además es indiferente a las condiciones de enfriamiento.-

En cuanto al equipo actualmente se usan aceros nícolados al 2 1/2%. Pero para tratamientos a muy bajas temperaturas requieren aceros y material especial para mayor seguridad, especialmente en las zonas de enfriamiento.-

Según el diagrama del flujo N° 20 podemos observar que la carga es previamente calentada para solubilizarla toda la cera presente, luego se enfría por evaporación del nronano en un enfriador, dando lugar a la separación de la cera. Se filtra en un filtro a presión de rotación continua, del cual se extrae la cera mediante un transportador en gusano, para bombear al equipo de recuperación del solvente. El aceite



PLANTA DE DESCERIFICACION CON PROPANO

(DIAGRAMA DE FLUJO)

Fig. N°20.

desdeerificado también fluye en forma continua hacia el equino recuperador del solvente. La cera previamente calentada, pasa a un evaporador del nronano retirándose posteriormente, las trazas de nronano en un desnojador a vapor.-

El aceite pasa por dos evaporadores de nronano, primero a baja presión y luego a alta presión. Las trazas del solvente que quedan se retiran en un desnojador a vapor.-

El nronano recuperado contiene vapor de agua el cual es separado en "condensadores de chorro" y trampas. Ya puro se comprime y condensa antes de almacenarlo a baja temperatura.-

Este nronano almacenado a baja temperatura proveniente de los desnojadores a vapor se usa solamente para la refrigeración por expansión en los enfriadores y para ayudar al mecanismo de cuchillas del filtro a extraer la cera.-

El nronano primario, tanto de la cera como del aceite, que se separa de los evaporadores de baja y alta presión es condensado y almacenado a alta temperatura, para usarlo únicamente con el stock.-

La razón de enfriamiento varía de 3 a 12 °F por minuto, pero en este caso que las temperaturas de mezcla están muy cercanas a la temperatura de enfriamiento a base de enfriadores (70°F), podemos adoptar un enfriamiento rápido de 10 °F per minuto, ello no afectaría la filtración.-

El enfriamiento posterior , de precipitación de la cera, lo hará el propano al evaporarse.-

La diferencial de temperatura , recomendable para destilados provenientes de crudos Mid-Continent varía de 15 a 25 °F para los livianos, de 25 a 35 °F para los intermedios y de 35 a 45 °F para los pesados.

Para obtener bases lubricantes con puntos de fluidez de 0°F, adopto el enfriamiento del aceite liviano hasta los -25°F. del aceite intermedio hasta los -35°F y del pesado hasta los -40°F.-

Todas estas temperaturas representan , las temperaturas de filtración.-

Determinación de la relación solvente-stock, % de producción de aceite descerificado y propiedades de los productos:-

En los procesos de descerificación, se hace aun más difícil la representación gráfica de las condiciones de equilibrio, entre el aceite, la cera y el solvente; por cuanto se ría necesario recurrir, a la tercera dimensión Esta es la razón por la cual, he adoptado los resultados obtenidos, al tratar stock muy similares a los stocks refinados en el proceso Duo-Sol, que recibiría la planta descerificadora con Propa no.-

Una tabla comparativa de las propiedades de los stocks y los resultados obtenidos, que adopto como de la planta, se muestra a continuación:

PROPIEDADES	Liviano peruano	Liviano adoptado	Int. Peruano.	Int. Adoptado.	Pesado peruano	Pesado adoptado.
<u>Stock. Grava</u> API 60°F	31.1	32.0	29.9	31.0	25.2	27.4
Viscosidad SSU a 210°F.	56	57.6	61	61.5	123	132
<u>Solvente: Pro</u> no Proporción en la mezcla.	- -	2.5:1	- -	3:1	- -	3:1
<u>Aceite descerificado.</u>						
% de produc.	- -	70%	- -	80%	- -	85%
Grav. API a 60°F.	- -	31.0	- -	29.0	- -	24.5
Viscosidad SSU 210°F.	- -	97(a130°F)	- -	65	- -	138.5

Punto de fluidez F	- -	0	- -	10	- -	5
V G C	- -	- -	- -	0.8100	- -	0.8250
<u>Cera</u>						
.% de producción.	- -	30 %	- -	20%	- -	15%
Punto de fusión F	- -	121	- -	117	- -	134

En conclusión, las producciones serán de:

Producción de aceite descerificado liviano (70%) =	275.10 B/D
" " " " intermedio (80%) =	314.40 "
" " " " pesado (85%) =	277.95 "
Producción de cera de 121 de punto de fusión (30%) =	117.90 B/D
" " " " 117 " " " " (20%) =	78.60 "
" " " " 134 " " " " (15%) =	49.05 "

Volumenes de solvente (Propano) a usar:-

En la mezcla:-

Con el aceite refinado liviano (2.5:1) =	984 Bb/D =	41,265 Gln/D
" " " " intermedio (3:1) =	1,180 "	= 49,518 "
" " " " pesado (3:1) =	982 "	= 41,202 "

Propano para enfriamiento:-

El calor absorbido por el Propano será:

Para enfriar los livianos de 70°F a -25°F.

Stock = 119,000 x 0.428 (70÷25) = 4'840,000 BTU/D

Propano = 176,200 x 0.584 (70÷25) = 9'770,000 BTU/D

Para enfriar intermedios de 70°F a -35°F

Stock = 119,800 x 0.422 (70÷35) = 5'308,000 BTU/D

Propano = 210,000 x 0.577 (70÷35) = 12'720,000 "

Para enfriar pesados de 70°F a -40°F

Stock = 102,000 x 0.412 (70÷40) = 4'620,000 BTU/D

Propano = 175,800 x 0.575 (70÷40) = 11'120,000 "

Total = 48'378,000 BTU/D

Calor latente de vaporización del propano a 40°F = 156 BTU/lb

Cantidad de Propano requerido = $\frac{48'378,000}{156} = 310,000 \text{ lb/D}$

En volumen = $\frac{310,000 \text{ lb/D}}{0.611 \times 8.34 \text{ lb/gln}} = 72,800 \text{ Gln/D}$

Considerando 2% de pérdida: se requiere = 74,256 Gln/D

Balance de material:-

†

Tipo de stock	Material	ENTRADA			SALIDA		
		Volum.en Gln/D	Grav.es-pecífica	Peso en lb/D	Vol.en Gln/D	Grav.es-pecífica	peso en lb/D
Liviano	aceite liv.	16,806	0.8654	119000	- - -	- - -	- - -
	Propano (más 2%.)	42,090	0.5111	179,700	41,265	0.5111	176,200
	Propano (pérdida)	- - -	- - -	- - -	825	0.5111	3,500

Tipo de Stock.	Material	ENTRADA			SALIDA		
		Vol. en Gln/D.	Grav. es- pecif.	Peso en lb/D	Vol. en Gln/D.	Grav. es pecif.	Peso en lb/D.
	Aceite desce- rificado.	- - -	- - -	- - -	11,554	0.8708	83,850
	Cera	- - -	- - -	- - -	4,952	- - -	35,150
				<u>Total =</u>			<u>298,700</u>
					<u>Total =</u>		<u>298,700</u>
Intermedio	Aceite int.	16,506	0.8708	119,800	- - -	- - -	- - -
	Prop. (más 2%)	50,508	0.5111	215,800	49,518	0.5111	210,600
	Prop. (pérdida)	- - -	- - -	- - -	996	0.5111	5,200
	Aceite desce- rificado.	- - -	- - -	- - -	13,206	0.8816	96,900
	Cera	- - -	- - -	- - -	3,301	- - -	22,900
				<u>Total =</u>			<u>335,600</u>
					<u>Total =</u>		<u>335,600</u>
Pesado	Aceite pesado	13,734	0.8905	102,000	- - -	- - -	- - -
	Prop (más 2%)	42,026	0.5111	179,200	41,202	0.5111	175,800
	Prop (pérdida)	- - -	- - -	- - -	824	0.5111	3,400
	Aceite desce- rificado.	- - -	- - -	- - -	11,674	0.9071	88,200
	Cera	- - -	- - -	- - -	2,060	- - -	13,800
				<u>Total =</u>			<u>281,200</u>
					<u>Total =</u>		<u>281,200</u>

Resumen de solvente usar:-

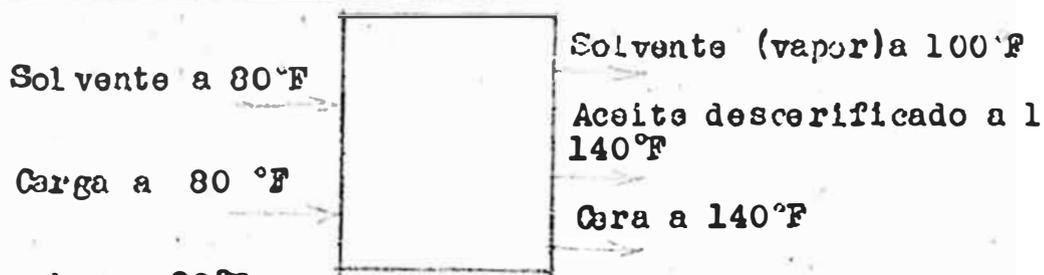
Carga constante en el circuito de mezcla 49,518 Gln/D
 Propano adicional para los livianos 825 "

Propano adicional para los intermedios	990 Gln/D
" " " " pesados	<u>824 "</u>
	<u>Total = 52357 Gln/D</u>

Carga constante en el circuito de enfriamiento 74,256 Gln/D

Total general = 126,613 Gln/D

Balance de calor total en la planta:-



Temperatura base 80°F:-

- 1.- Calor del solvente al ingresar $Q_{s1} = 0$
- 2.- Calor de la carga $Q_c = 0$
- 3.- Calor del solvente al salir $Q_{s2} =$

Para vaporizar:

Volumen = 49,518 Gln/D = 210,600 lb/D

$Q' = 210,600 \text{ lb/D} \times 127 \text{ BTU/lb} = 26'800,000 \text{ BTU/D}$

Para elevar su temperatura:

$Q'' = 210,600 \times 0.65 (100-80) = \underline{2'740,000}$

$Q_{s2} = \underline{29'540,000 \text{ BTU/D}}$

4.- Calor del aceite descerificado:- Q_A

$Q_A = 268,950 \times 0.466 (140-80) = 7'540,000 \text{ BTU/D}$

5.- Calor de la cera Q_z

$Q_z = 71,850 \times 0.484 (140 -80) = 2'086,000 \text{ BTU/D}$

Balance:

$Q_t = Q_z + Q_A + Q_{s2} - Q_c - Q_{s1}$

$$= 2'086,000 + 7'540,000 + 29'540,000 - 0 - 0$$

$$Q_t = 39'166,000$$

Vapor requerido en la planta:-

i El calor Q_t , lo suministra el vapor saturado a 125 p.s.lg

$$\text{Vapor necesario} = \frac{39'166,000 \text{ BTU/D}}{1191 \text{ BTU/lb}} = 32,820 \text{ lb/D} =$$

$$= \underline{1,370 \text{ lb/Hr}}$$

Agua necesaria en la planta:-

1.- Para el enfriador de la carga de 80 a 70°F

$$\text{Stock} = 340,800 \times 0.45 (80-70) = 1'530,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Propano} = 210,600 \times 0.634 (80-70) = \underline{1'337,000} \text{ "}$$

$$2'867,000$$

El agua elevará su temperatura de 70 a 80°F

$$A (80-70) = 2'867,000 \text{ BTU/D}$$

$$A = \frac{2'867,000}{10} =$$

$$A = 286,700 \text{ lb/D} = 34,400 \text{ Gln/D} = \underline{1,430 \text{ Gln/Hr}}$$

2.- Para condensar a 40°F el propano para enfriamiento:

$$\text{Calor latente del Propano a } 40^\circ\text{F} = 156 \text{ BTU/lb}$$

$$Q = 310,000 \text{ lb/D} \times 156 \text{ BTU/lb} = 48'378,000 \text{ BTU/D}$$

El agua elevará su temperatura 10°F

$$\text{Luego, } A = 4'837,800 \text{ lb/D} = 580,000 \text{ Gln/D} = \underline{24,200 \text{ Gln/Hr}}$$

3.- Para condensar a 80°F, el propano de mezcla:-

$$\text{Calor latente del Propano a } 80^\circ\text{F} = 138 \text{ BTU/lb}$$

$$Q = 210,600 \times \text{lb/D} \times 138 \text{ BTU/lb} = 29'100,000 \text{ BTU/D}$$

El agua elevará su temperatura en 10°F

$$\text{Luego } A = 2'910,000 \text{ lb/D} = 349,000 \text{ Gln/D} = \underline{14,500 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\underline{\text{Consumo total de agua} = 40,130 \text{ Gln/Hr}}$$

CALCULO DE BOMBAS:

1.- Bombas de propano de mezcla.

$$K = \frac{dP \times 0.00315}{\text{efic. bomba} \times \text{efic. motor}} \quad \begin{array}{l} \text{1ft de agua} = 0.433 \text{ p.s.i.g.} \\ S = 0.5111 \end{array}$$

$$dP = \frac{200 \text{ p.s.i.g.}}{0.433} \times 0.5111$$

$$dP = 236$$

$$K = \frac{236 \times 0.00315}{0.80 \times 0.90} = 1.03 \quad \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \frac{\text{Gln}}{\text{Hr}}}$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} = \frac{49,518}{24 \times 1000} \times 1.03 \times 24 \times 360 = \underline{17,840 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}}}$$

2.- Bomba para el propano de enfriamiento

$$K = \frac{200 \times 0.5111}{0.433} \times \frac{0.00315}{0.80 \times 0.90} = 1.03 \quad \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} = \frac{72,800}{24 \times 1000} \times 1.03 \times 24 \times 360 = \underline{27,000 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}}}$$

3.- Bomba de solución de aceite descerificado.

Propano

$$K = \frac{100 \times 0.5111}{0.433} \times \frac{0.00315}{0.80 \times 0.90} = 0.51 \quad \frac{\text{Kw-hr}}{1,000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\frac{\text{Kw hr}}{\text{año}} = \frac{89,614}{24 \times 1000} \times 0.51 \times 24 \times 360 = 7,280 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} \text{ -- } 7,280$$

Aceite.

$$K = \frac{100 \times 0.8871}{0.433} \times \frac{0.00315}{0.80 \times 0.90} = 0.896 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} = \frac{36,433}{24 \times 1000} \times 0.896 \times 24 \times 360 = 11,770 \frac{\text{Kw-Hr}}{\text{año}} \text{ --- } \underline{\underline{11,770}}$$

Total .- 19,050

Bombas a vapor saturado:

4.- Bomba de carga.-

$$\text{Volumen} = 46746 \text{ Gln/D} = 1,950 \text{ Gln/Hr}$$

$$P_1 = \text{Presión de bombeo } 100 \text{ p.s.i.g.}$$

$$P_2 = \text{Presión del vapor saturado} = 125 \text{ p.s.i.g.}$$

$$V = \text{Volumen específico del vapor saturado a } 125 \text{ p.s.i.g.}$$

Eficiencia = 25 %

Vapor requerido

$$T = \frac{1950}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{359} \times \frac{1}{0.25} = \underline{\underline{232 \text{ lb/Hr de vapor}}}$$

5.- Bomba de carga al filtro de la solución:

$$V = 49,518 \text{ Gln/D} + 46,746 \text{ Gln/D} = 96,264 \text{ Gln/D} = 4,000 \frac{\text{Gln}}{\text{hr}}$$

$$T = \frac{4000}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{\underline{477 \text{ lb/Hr de vapor}}}$$

6.- Bomba de Propano frío al filtro.- (20% del propano frío)

$$V = 14,560 \text{ Gln/D} = 607 \text{ Gln/Hr}$$

Presión 10 p.s.i.g.

$$T = \frac{14,560}{7.48} \times \frac{10}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{174 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

7.- Bomba de cera en solución

$$V = 9,904 \text{ Gln/D} + 10,313 \text{ Gln/D} = 20,217 \text{ Gln/D} = 842 \text{ Gln/Hr}$$

$$T = \frac{842}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{100 \text{ lb/Hr de vapor}}$$

8.- Bomba del producto: Cera.

$$V = 10,313 \text{ Gln/D} = 430 \text{ Gln/hr}$$

$$T = \frac{430}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{52 \text{ lb/hr de vapor}}$$

9.- Bomba del producto: Aceites descerificados:

$$V = 36433 \text{ Gln/D} = 1,520 \text{ Gln/Hr}$$

$$T = \frac{1520}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = \underline{181 \text{ lb/hr de vapor}}$$

Total de vapor adicional para las bombas = 1,216 lb/Hr

COMPRESORAS DE PROPANO:-

1.- Comprimo el 20% del propano de enfriamiento en dos etapas

1 era. etapa.- de 2 p.s.i.g. a 30 p.s.i.g.:

$$\text{Volumen} = 14,560 \text{ Gln/D}$$

a 20 °F:

$$T = 20 + 460 = 480$$

$$T_c = 20 + 460 = 664$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{480}{664} = 0.725$$

$$P_r = \frac{16.7}{616} = 0.027$$

Luego $Z = 1$

$$V = \frac{ZnRT}{P} = \frac{1 \times 1 \times 10.7 \times 480}{16.7} = 308 \text{ ft}^3/\text{mol} = \frac{308}{44} \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$V = 7 \text{ ft}^3/\text{lb} \times (8.34 \times 0.511) \text{ lb/Gln} = \underline{30 \text{ ft}^3/\text{Gln}}$$

Luego :

$$\text{Volumen} = 14560 \text{ Gln/D} \times 30 \text{ ft}^3/\text{Gln} = 435,000 \text{ ft}^3/\text{D}$$

$$\text{Volumen} = 435 \text{ M.P.C./D}$$

$$\text{Razón de compresión } R = \frac{30 \text{ p.s.i.g.}}{2 \text{ p.s.i.g.}} = 15$$

Aplicando la fórmula de T.A.Gill

$$HP = 0.0446 \times \frac{V \cdot n}{n-1} \left[R^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$Hp = 0.0446 \times 435 \times \frac{1.2}{1.2-1} \left[15^{\frac{1.2-1}{1.2}} - 1 \right]$$

$$Hp = 0.0446 \times 435 \times 6 \left[15^{0.166} - 1 \right]$$

$$Hp = 66.1 \text{ (considerando una eficiencia del } 80 \%)$$

$$Kw = \frac{66.1 \times 0.745}{0.80} = \underline{61.5 \text{ Kw}}$$

2da Etapa de 30 p.s.i.g. a 80 p.s.i.g.

El volumen varía según:

HP = 275 (considerando 80 % de eficiencia)

$$Kw = \frac{275 \times 0.745}{0.80} = 256 Kw$$

2^{da} Etapa.- de 30 p.s.i.g. a 80 p.s.i.g.

El volumen varía .

$$V_2 = \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{1/n} \times V_1 = \left(\frac{2}{30} \right)^{1/1.2} \times 1.810 = 1,446 MPC/D$$

$$\text{Razón de compresión } R = \frac{80}{30} = 2.66$$

Luego

$$HP = 0.0446 \times 1,446 \times \frac{1.2}{1.2-1} \left[266^{\frac{1.2-1}{1.2}} - 1 \right]$$

$$HP = 0.0446 \times 1,446 \times 6 \left[2.66^{0.166} - 1 \right]$$

$$HP = 68.6$$

$$KW = \frac{68.6 \times 0.745}{0.80} = 64 Kw$$

CONSUMO GENERAL DE LA PLANTA:-

MATERIAL	CANTIDADES	CONSUMO EN UN AÑO
Vapor saturado a 125 p.s.i.g.	2,586 lb/Hr	22'400,000 lbs
Agua dulce a 80°F	40,130 Gln/Hr	347'000,000 Glns = 1'312,000 m ³
Potencia	404.2 Kw	3' 498,700 Kw-hr
Propano para enfriamiento	{ 72,800 Glns 1,456 Glns/D	597,800 Glns.

CAPITULO V

ACABADO DE LUBRICANTES

Considero en este capítulo, como acabado de los lubricantes un proceso más de su refinación, o sea el el tratamiento con arcillas para mejorar sus condiciones de estabilidad a la oxidación al almacenamiento, a la descomposición, mejoramiento del color y olor del lubricante. No tomo en cuenta la mezcla de los diferentes aditivos, que le mejoran otras propiedades particulares para diferentes usos, porque considero que la planta de mezcla existente en Talara podría llenar este aspecto. Solo explicaré en resumen, el tratamiento del aceite por adsorventes como las arcillas; en forma simple; ya que el completo ciclo de refinación por el que ha pasado el aceite descerificado hacen que no requiera, un proceso intenso.-

El fenómeno físico que domina este proceso, es el de adsorción, o sea la concentración o retención de sustancias en la superficie de contacto con otra sustancia. En este caso los compuestos indeseables, que han escapado a los procesos de refinación, son retenidos por las arcillas.-

El tratamiento con arcillas, es uno de los procesos de refinación más antiguos; se lo conoce mucho antes de descubrirse el petróleo.-

Hacen más de 1,000 años, los chinos lo usaban para mejorar el color de los aceites grasos. Los primeros pasos en la refinación de productos de petróleo por este proceso

usaban la filtración por gravedad a travez de arcilla cuarzo sa . En los últimos 40 años se han desarrollado nuevos métodos de contacto, con arcillas activadas , sintéticas y con "tierra de Fuller", que ha tenido éxito. Los procesos más conocidos son de Percolación y de contacto.

I.- METODO DE PERCOLACION

Se conoce por "percolación" el pasaje de aceite a travez de una capa de arcilla granular de relativo espesor. La dirección del flujo de aceite , puede ser transversal o longitudinal, siendo de uso más común el flujo transversal o vertical, en cualquiera de los dos sentidos. El vertical descendente se aplica a aceites viscosos por gravedad, y el vertical ascendente a los no viscosos.

El filtro de percolación, es un casco cilíndrico de 6 a 12 pies de diámetro con fondo cónico y con platos perforados o mallas en las cuales se coloca la arcilla. El espesor de la arcilla varía según la clase de material en suspensión y en solución que trae el aceite y según la calidad de arcilla y color final del aceite lubricante. Pero es común usar espesores entre 10 y 25 pies, ya que un espesor mayor requiere más tiempo por ciclo y además hay tendencia a la canalización.

La canalización generalmente se origina cuando la presión de bombeo que se aplica al aceite vence la resistencia ciertas porciones de la capa de arcilla. Este hecho obliga a renovar la arcilla e instalarla nuevamente ya que si

se sigue trabajando con la arcilla canalizada, baja enormemente la producción de aceite refinado.

El tamaño de la arcilla a usar es de importancia, ya que ello regula la razón de filtración, al igual que la viscosidad del aceite. La arcilla más usada en el proceso de percolación es la tierra de Fuller, por su dureza, gran esfuerzo unitario a la compresión y porque no se desintegra con el agua. Tierra de Fuller de malla 16 a 30 se emplean para los aceites viscosos y de malla 60 a 90 para aceites diluidos o no viscosos. Mejores razones de filtración se ha conseguido para los aceites livianos usando mezclas de arcilla desde malla 20 a 90 además ollas canalizan menos. Según Brockway, las arcillas pequeñas, tienen mayor eficiencia que las grandes, pero Funsten observa que los mejores resultados obtenidos con las arcillas pequeñas, se debe al mayor tiempo de contacto con el aceite.

La tierra de Fuller tiene buenas propiedades decolorizantes y facilidad para remover carburos, compuestos sulfurados del tipo de las sulfonas. A veces se le activa este efecto, impregnándolas previamente con óxidos o sales.

La principal dificultad que ofrece la tierra de Fuller es la tendencia a retener aceite. Haseman, aduce esa propiedad a la porosidad. Lederev y Zublin dicen, que se debe a la finura de la partículas, y para evitar la formación de partículas excesivamente finas, recomiendan que la molienda se realice en presencia de 10 a 15% de humedad.

La temperatura en el proceso varía entre los 100a 200°F

Las temperaturas mayores facilitan el tratamiento de aceites muy viscosos y aquellos que contienen muchas impurezas en suspensión.

La humedad del aceite también afecta el filtrado, un contenido de 0.1% reduce la eficiencia de la arcilla considerablemente.

La regeneración de las arcillas en general requiere dos etapas: La remoción de exceso de aceite o solventes y la remoción del material adsorbido.

Del filtro de percolación es fácil retirar la arcilla, y el aceite residual que contenga se lava con nafta y luego se evapora el solvente. Las dificultades se presentan cuando, la arcilla se ha canalizado o cuando el filtro se ha taponeado. A veces se usa keroseno, gas oil o nafta caliente.

La remoción del material adsorbido se realiza por calcinación o por solventes. Las arcillas de percolación pueden calcinarse hasta en 40 regeneraciones, antes de entrar en desuso. Las dificultades radican en la pérdida de eficiencia y en la formación de un polvillo nojudicial, estas son las razones por la cual el número de regeneraciones que puede soportar una arcilla, varía de un tipo a otro. En general, el precio de la "arcilla cruda", la pérdida de arcilla por formación de polvillo, la caída de eficiencia y el costo de calcinación, son los factores que regulan el número de regeneraciones.

Podemos observar en la siguiente tabla, de experimentos, hechos por Shenard, como baja el poder de decoloración de la arcilla en las diferentes calcinaciones.

Nº de Calcinaciones Valor de decoloración

Fresca	-----	100	puntos
1 ^a	-----	58	"
2 ^a	-----	40	"
3 ^a	-----	37	"
4 ^a	-----	31	"
5 ^a	-----	27	"
6 ^a	-----	25	"
7 ^a	-----	23	"
8 ^a	-----	21 1/2	"
9 ^a	-----	20	"
10 ^a	-----	18 1/2	"

Todas las arcillas de percolación pueden ser calcinadas, para obtener productos recobrados. Generalmente se les calcina a 700°F pero puede llegar a 1100°F, a bajas temperaturas pierden su potencia adsorbente.

Con el quemado se forma material fino que se pasa por el filtro contaminando el aceite, especialmente cuando comienza un ciclo y solo cuando el cake ha crecido suficientemente, consigue retener este polvillo. Adelantos mecánicos del equipo han logrado disminuir este defecto. El polvillo que se filtra con el aceite, hace necesaria una filtración con ayudadores de filtración.

El proceso que usa solventes para extraer el material adsorbido requiere de solventes de alta potencia.-

En conclusión un ciclo completo de tratamiento con arcilla por percolación incluye: la carga de arcilla al filtro, elevación de temperatura de la mezcla, filtración a través de la arcilla, lavado con nafta o solventes y la recuperación de la arcilla.-

Adelantos recientes del proceso se consiguieron usando filtración en solución con propano, ya que este baja enormemente la viscosidad del aceite, especialmente de los aceites pesados, facilitando altas razones de filtración y mejorando el color del aceite.-

También se ha ensayado un proceso de flujo continuo removiendo continuamente la arcilla en contracorriente.-

II.- METODO DE CONTACTO:

En este proceso se mezcla el adsorbente finamente dividido con el aceite, luego se eleva la temperatura y posteriormente se separa la arcilla por filtración.-

Este proceso facilita el uso de arcillas activadas con ácidos minerales fuertes como el ácido sulfúrico o clorhídrico.-

En la activación de las arcillas, ellas quedan impregnadas de agua que debe eliminarse. Los procesos de contacto con arcillas activadas y anhidras son dos: "contacto seco" que consiste en retirar el agua por asentamiento, filtración u otros medios de secado, previo a la mezcla con el aceite.-

El otro método, "contacto húmedo", consiste en mezclar directamente la arcilla hidratada con el aceite, calentado y evaporando el agua después.-

Los métodos se diferencian económicamente, pero es preferible el proceso de "contacto seco".-

El uso de "arcillas crudas" tiene a veces ciertas ventajas sobre las arcillas activadas, especialmente cuando se tratan aceites bien refinados. Las arcillas crudas, tienen gran eficiencia de blanqueo, y cuando contienen algunas sales o bases remueven mejor los ácidos orgánicos débiles por neutralización. En otros casos es necesario adicionarlos estos hidróxidos u óxidos metálicos para hacerlos reaccionables con dichos compuestos orgánicos. Los óxidos más usados son los de fierro, aluminio y magnesio, pero un exceso de estos compuestos en las arcillas perjudican el tratamiento, porque forman jabones y lodos emulsionables.-

Según otro aspecto, las arcillas que han sido activadas, tienen ventajas ya que sus propiedades de colorantes aumentan y su eficiencia se hace el doble, que cuando se usan "arcillas crudas".-

El porcentaje de ácido a usar en la activación varía comunmente del 25 al 60% en peso, pero existen arcillas que solo necesitan 5% y otras que requieren 90%. Los factores que regulan el contenido de ácido, son el estado de acidez del aceite y la naturaleza de las arcillas.-

El ácido a usar, sulfúrico o clorhídrico, es asunto de precios, aunque se sabe que el ácido clorhídrico, en al-

gunos casos, da mayores eficiencias, debido a su mayor acción solvente por el calcio.-

La regeneración de estas arcillas es igual que las arcillas de percolación, pero requiere recuperación aparte del ácido y equipo especial para evitar la corrosión. El costo de las arcillas activadas depende de la eficiencia final, el consumo de ácido, costo de la calcinación, lavado y pérdida de peso.-

En conclusión, las ventajas de eficiencia, ganadas por las arcillas activadas están compensadas con los costos adicionales de la activación y recuperación del ácido y además del equipo especial necesario.-

La temperatura del proceso de contacto puede variar de 200 a 750 F. El tiempo de contacto, está íntimamente ligado con la temperatura, a mayor temperatura menor tiempo de contacto se requiere para obtener un color deseado.-

Observamos de la siguiente tabla estructurada por Kalichewsky y Ramsay, las variaciones de color con la temperatura y tiempo de contacto, para un Cylinder stock tipo Mid-Continent, tratado con arcillas activadas por el método de "contacto seco":

Tem.de trata- miento F.-	ARCILLA ACTIVADA A (3% en peso)		ARCILLA ACTIVADA B (4% en peso)		ARCILLA ACTIVADA C (8% en peso)	
	Tiempo de contacto en minu- tos.-	Intensi- dad de color	Tiempo de contacto en minu- tos.-	Intensi- dad de color.-	Tiempo de contacto en minu- tos	Intensidad del color.-
500	0	322	0	440	0	255
	5	260	5	320	10	180
	10	205	10	280	30	165
	20	192	20	285	60	165
	30	170	30	260	200	185
	45	165	60	210		
	75	137	120	192	---	
	120	125	200	165		---
	200	125	---			
600	0	163	0	245	0	160
	5	135	5	170	10	136
	10	112	10	153	20	125
	20	98	20	130	30	125
	30	91	30	130	45	125
	60	84	120	92	90	108
	120	76	200	4	120	105
	200	76			200	108
700	0	108	0	145	0	146
	5	82	5	113	5	136
	10	77	10	95	20	119
	20	66	20	95	30	119
	30	66	30	86	60	132
	90	68	90	84	90	119
					130	112

III.- DESTILACION DE CONTACTO: -

Este método es una variación del proceso de contacto; en el cual se mezcla la arcilla con el aceite y luego de ser calentado pasa a una torre de expansión instantánea, atmosférica o de vacío. Las fracciones que se vaporizan a diferentes puntos, son separadas y enfriadas. El producto de fondo, que es una mezcla de aceite más viscoso y arcilla, es luego prensado en caliente, para separar la arcilla. Los aceites producidos por este método son de alta calidad y excelente estabilidad para el almacenamiento. Además el proceso requiere menos tiempo de contacto, para obtener un color deseado. El uso de nafta o solvente para el filtrado, ya no es necesario, porque se filtra en caliente y se tendría que usar equipo adicional de fraccionamiento, cuyos costos compensarían las ventajas ganadas.-

Este método al igual que el de percolación, es un proceso final en el refinamiento de aceites lubricantes, para mejorarles ^{el color.} La diferencia con el de "percolación", es que este último fracciona los aceites por grado de color, en cambio el de destilación los fracciona por punto de ebullición, correspondiéndole a cada fracción un solo color.-

El método de "destilación de contacto" es mucho más eficiente que el método de contacto en contracorriente, cuando se tratan aceites refinados, por el ahorro considerable de arcilla.-

IV.- METODOS COMBINADOS:-

Los métodos combinados ofrecen una gran variedad de procesos, sujetos a las características del aceite por refinar, al aspecto económico y al producto deseado.-

COMPARACION ENTRE LOS DIFERENTES PROCESOS DE ACABADO Y DETERMINACION DEL METODO A SEGUIR:-

Hemos observado, las diferentes ventajas y desventajas de los procesos y ellas no muestran diferencias sustanciales. Tan solo el proceso de "destilación de contacto", que parece ser mucho más eficiente y flexible que los otros procesos.-

Cada uno de estos métodos tiene su mayor rendimiento para casos particulares y en general no se les podría diferenciar. Así tenemos, que los lubricantes neutros que no han sido tratados con ácido, puede ser mejorado su color por percolación, por su baja viscosidad; en cambio los Bright Stocks necesitarían ser diluidos con nafta u otro solvente, para alcanzar razones de filtración adecuados.-

Percolación produce aceites muy estables, desensulsificados y brillantes, pero el contacto produce aceites más homogéneos y tiene facilidad para tratar aceites, con alto contenido de ácidos. Por ello, muchas plantas usan un proceso combinado.-

En el caso particular del presente proyecto, vemos

que no es necesario usar arcillas activadas, por cuanto el aceite peruano además de no tener alto contenido de ácido, ha pasado por un proceso de refinación completo. Solo requiere un proceso de "tratamiento final" para mejorar su estabilidad y color y los más aptos para ello son el de percolación y el de "destilación de contacto".-

Hemos observado, que las ventajas de flexibilidad, y variedad de productos, que se obtienen en percolación, también las reúne el proceso de "destilación de contacto". En cambio las desventajas de percolación como son: flujo discontinuo, mayor tiempo de contacto, peligro de canalización, equipo fraccionador para nafta y mayor dificultad para remover la materia absorbida de la arcilla, han sido superados por la "destilación de contacto" y aun más las eficiencias en este último proceso son mayores. Los costos de equipo de destilación adicional, que requiere este método, está compensado y superado por las múltiples ventajas que ofrece para el presente caso particular.-

En conclusión; los aceites descerificados de la planta de Propano, serán tratados con arcillas naturales en proceso de "destilación de contacto".-

EXPLICACION GENERAL DEL PROCESO DE ACABADO DE "DESTILACION DE CONTACTO":-

La explicación del proceso prácticamente ya se ha hecho y es bastante simple. Solo es necesario algunas recomendaciones adicionales.-

La arcilla natural a usar, en lo posible debe estar libre de material cuarzoso duro, para evitar la erosión que produciría en el equipo. Esta arcilla no tiene mucha tendencia a retener aceite, o sea que es innecesario el tratamiento del cake formado en el filtro. Mas bien, al aceite filtrado se le debe refiltrar en un filtro prensa especial, para removerle las más finas partículas de arcilla que hayan quedado. El costo de esta filtración adicional es negligible, por que su limpieza de la arcilla removida se realiza a grandes intervalos.-

Es muy difícil que en este proceso se presente el problema de taponamiento del filtro, debido a lo bien refinados que estan los aceites, pero en caso que ello suceda, se recomienda usar vapor sobrecalentado o solventes calientes. Filtros cerrados se usan actualmente, para evitar incendio, ya que la filtración se realiza en caliente; en ellos la remoción del cake es constante.-

La regeneración de la arcilla es preferible hacerla por calcinación en hornos circulares o múltiples a temperaturas que fluctúan entre los 700 y 1400 °F; pero en particular cada tipo de arcilla tiene una temperatura óptima de calcinación, que no baja mucho su eficiencia de adsorción.-

La regeneración por solventes extractivos no ha alcanzado desarrollo comercial y además requiere solventes de alta potencia, ya que las impurezas y material colorante que adsorven, las arcillas son bastante insolubles. El solvente debe desplazar bien el material adsorbido y disolverlo bien, además

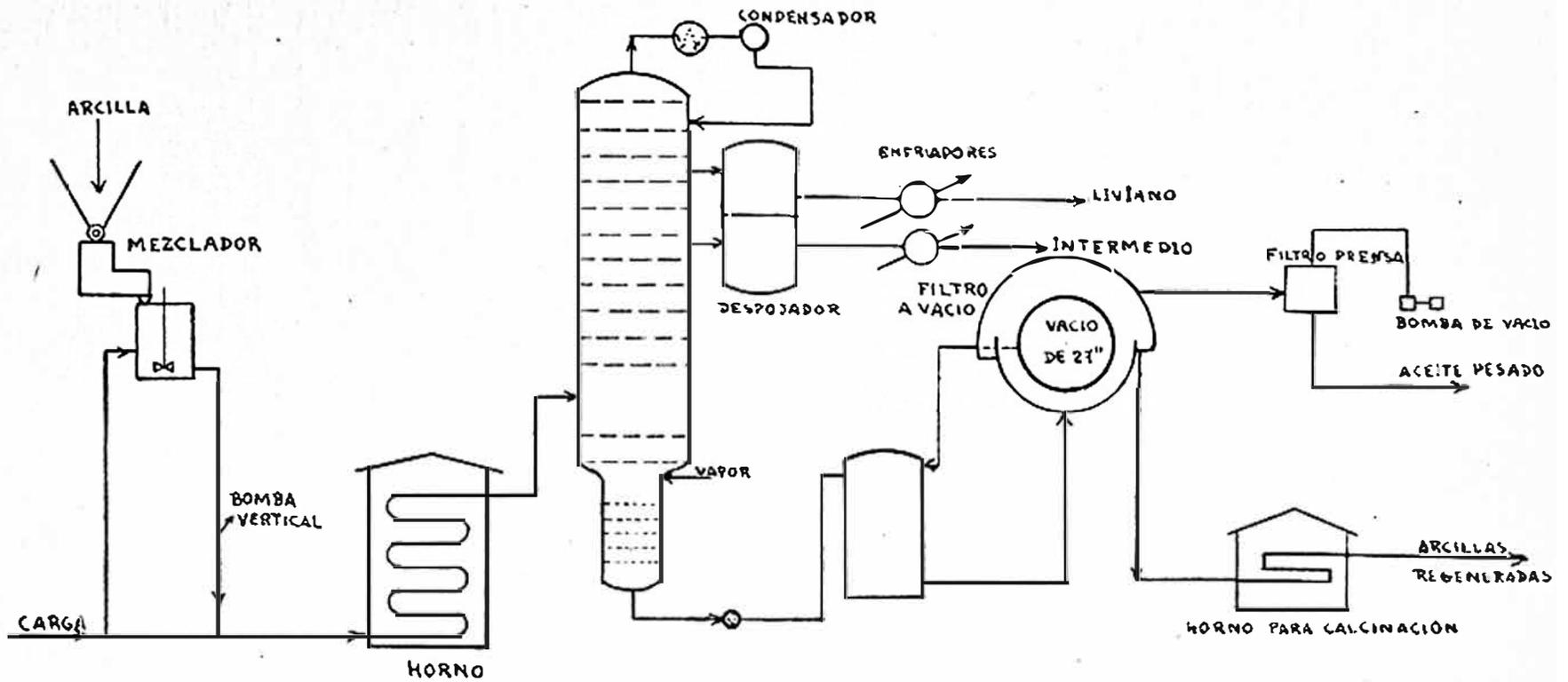
que debe ser volátil para facilitar su recuperación. Aumenta los costos, la recuperación del solvente.-

SISTEMA DE FLUJOS:-

Según la FIG. N° 21 , vemos que la arcilla en flujo continuo, se mezcla con el aceite y es bombeado hacia el "pipe still" para su calentamiento. Antes aprovecha el calor de los productos que se separan en la desnojadora a vacío. Del "pipe still" por la línea de transferencia ingresa a la etapa de destilación en una torre desnojadora a vacío, de la cual se separan los productos necesarios de acuerdo al stock, si es de viscosos o no viscosos, los cuales son enfriados y almacenados. Del fondo se recoge una mezcla de arcilla y aceite viscoso, que son filtrados en un filtro continuo y cerrado. De ahí se separa la arcilla y el aceite.-

El aceite es homogenizado en un tanque intermedio y es luego refiltrado en filtro prensa revestido, donde se le eliminan las partículas de arcillas más finas, pasando luego a almacenarse.-

La arcilla obtenida del cake del filtro primario pasa a la etapa de regeneración, por calcinación en un horno cilíndrico a temperatura promedio de 1,000 °F, del cual es enfriada y vuelve al sistema. La arcilla del filtro secundario es regenerada a intervalos mucho mayores que la del filtro primario.-



PLANTA DE TRATAMIENTO CON ARCILLA
 (TIPO DESTILACION)
 FIGURA N°21

CALCULOS SOBRE LA PLANTA DE TRATAMIENTOS CON ARCILLAS:-

Capacidad y carga.-

La capacidad sería de 1,736 B/D de stock

La carga, al entrar en funcionamiento la planta para 1958 sería de 868 B/D, distribuido como sigue:

A) De aceite descerificado liviano -----	275 B/D
B) " " " Intermedio -----	315 B/D
C) " " " pesado -----	<u>278 B/D</u>
Total de la carga --	868 B/D

Temperatura de mezcla.-

Al iniciarse la mezcla, la temperatura puede ser la del medio ambiente, pero luego es necesario calentar en un horno, previo a la destilación. Esta temperatura varía entre los 220 y 650 °F; pero en este caso estaría limitado, al punto de inflamación de las bases livianas. Por ello se elevaría la temperatura del aceite descerificado liviano a 400°F, del intermedio a 500°F y del pesado a 600°F.

Proporción de arcilla en la mezcla:-

La arcilla recomendable para el proceso, es la arcilla cruda o natural. He adoptado la Bentonita, por cuanto es una arcilla de este tipo, que remueve impurezas en forma eficiente, y además el Perú, es productor de este tipo de arcillas.

La potencia de adsorción de la Bentonita y en general

de toda arcilla natural para remover materia colorante, está regida por la fórmula de Freundlich:

$$\frac{X}{M} = a_n C^{1/n}$$

$$\text{ó } \log. \frac{X}{M} = \log. a + \frac{1}{n} \log C$$

donde:

X = Unidades de impurezas removidas

M = Cantidad de material adsorbente usado

C = Concentración de impurezas en el aceite, en equilibrio con el adsorbente sólido.

a i N - Son constantes que dependen de las características del adsorbente y del stock.

Pero esta fórmula no se puede aplicar, para obtener el volumen necesario de arcilla, por cuanto los valores de a i n son generalmente desconocidos. Esta es la razón por la cual es necesario comparar con resultados experimentales, al tratar stocks de características similares.

Teniendo en consideración que el aceite más pesado, tiene mayor cantidad de impurezas usará la siguiente escala:

Para el aceite descerificado liviano 40 libras por barril

" " " " intermedio 50 " " "

" " " " pesado 60 " " "

En consecuencia el volumen inicial de arcillas a usar varía:

Para el aceite liviano ----- 11,000 lbs/D

" " " intermedio ----- 15,750 "

Para los aceites pesados ----- 16,680 lbs/D
Total - 43,430 lbs/D

Para este tipo de arcillas se supone, resista 60 regeneraciones, perdiendo su eficiencia de adsorción a 75 % en las primeras calcinaciones, para terminar con solo 50 % de su poder de adsorción .

Por esta razón, y suponiendo que en los primeros 30 días (30 regeneraciones) es necesario agregarle un 25% más de arcillas y los últimos 30 días un 50 % adicional, tendremos un aumento del volumen de arcillas

En conclusión el consumo de arcillas cada 60 días será:

TIPO DE STOCK	CONSUMO EN 60 DIAS
Liviano	19,250 lbs
Intermedio	27,560 "
Pesado	29.190 "
	<hr/>
Total .-	76,000 lbs

% de producción y propiedades del aceite tratado:-

En vista de que los aceites a tratar con Bentonita, han sidopreviamente bien refinados, el porcentaje de producción de aceite tratado debe ser alto. Por ello conceptúo con gran margen de seguridad , que se obtendrá porcentajes de 95% para el aceite liviano e intermedio y de 90% para los pesados.

En conclusión se producirán bases tratadas con arcilla y preparadas para pasar a la planta de mezcla y envasado en el siguiente volumen :

Producción de bases lubricantes livianas (95%) = 261.25 B/D
 " " " " intermedias(95%) = 299.25 B/D
 " " " " pesadas (90%) = 250.20 B/D

En total se produce : 810.70 B/D

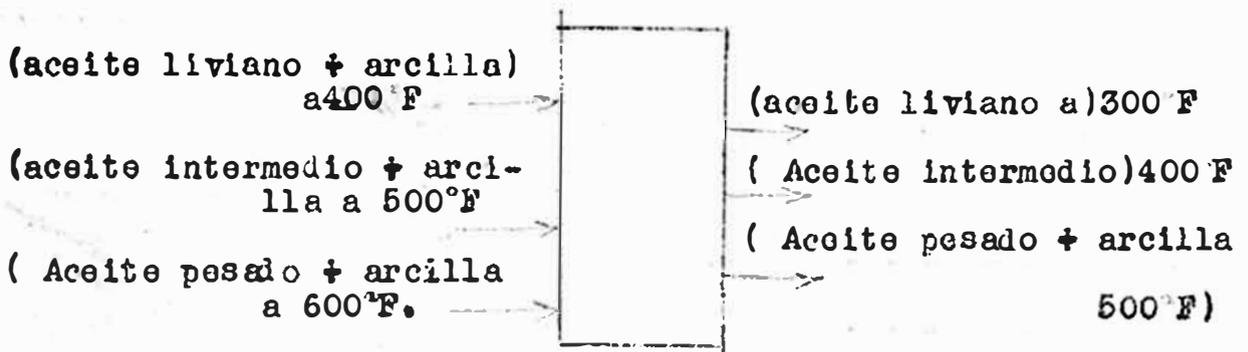
Las propiedades de estas bases en promedio, comparadas con la carga, han mejorado, como se observa en la tabla siguiente:

PROPIEDADES	BASE LIVIANA	BASE INTERMEDIA	BASE PESADA
Gravedad API a 60°F	31	29	24
Gravedad específica a 60°F	0.8708	0.8816	0.9100
Viscosidad SSU a 210°F	(95 a 130°F)	63	130
Punto de fluidez °F	0	10	6
Indice de viscosidad	100	100	79
Residuo de carbón	trazas	0.15	0.80
V. G. C.	0.8000	0.8050	0.8200

BALANCE DE MATERIAL

Tipo de stock	Material	ENTRADA		SALIDA			
		Vol. en Gln/D	Grav. es específica en lb/D	Peso	Vol. en Gln/D	Grav. es específica	Peso
Liviano	aceite liv.	11,560	0.8708	83,900	- - -	- - -	- - -
	Arcilla	- - - -	- - - -	11,000	- - -	- - -	11,000
	Aceite ref.	- - - -	- - - -	- - - -	10,980	0.8708	79,600
	Extracto liv	- - - -	- - - -	- - - -	580	- - -	(1) 4,300
				<u>94,900</u>			<u>94,900</u>
Intermedio	Aceite int.	13,240	0.8816	97,200	- - -	- - -	- - -
	Arcilla	- - - -	- - - -	-15,750	- - -	- - -	15,750
	Aceite refl.	- - - -	- - - -	- - - -	12,580	0.8816	92,300
	Extracto int.	- - - -	- - - -	- - - -	660	- - -	(1) 4,900
				<u>112,950</u>			<u>112,950</u>
Pesado	Aceite posa.	11,700	0.9071	88,500	- - -	- - -	- - -
	Arcilla	- - - -	- - - -	16,680	- - -	- - -	16,680
	Aceite ref.	- - - -	- - - -	- - - -	10,520	0.9100	79,800
	Extracto pe sado	- - - -	- - - -	- - - -	1,180	- - -	8,700
				<u>105,180</u>			<u>105,180</u>

Balance de calor en la torre de destilación.-



Temperatura base:- 300°F

1.- Calor del (aceite liviano + arcilla) a 400°F (Q_{AL})

$$\text{Aceite} = 83,900 \times 0.604 (400-300) = 5'070,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Arcilla} = 11,000 \times 0.224 (400-300) = \underline{246,000}$$

$$Q_{AL} = 5'316,000$$

2.- Calor del (aceite intermedio más arcilla) a 500°F (Q_{AI})

$$\text{Aceite} = 97,200 \times 0.628 (500-300) = 12'220,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Arcilla} = 15,750 \times 0.224 (500-300) = \underline{705,000}$$

$$Q_{AI} = 12'925,000$$

3.- Calor de (aceite pesado + arcilla) a 600°F (Q_{AP})

$$\text{Aceite} = 88,500 \times 0.645 (600-300) = 17'150,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Arcilla} = 16,680 \times 0.224 (600-300) = \underline{1'200,000}$$

$$Q_{AP} = 18'350,000$$

4.- Calor del aceite refinado liviano a 300°F : (Q_L) = 0

5.- Calor del aceite refinado intermedio a 400°F :- (Q_I)

$$= 92,300 \times 0.600 (400-300) = 5'550,000 \text{ BTU/D}$$

$$Q_I = 5'550,000 \text{ BTU/D}$$

6.- Calor del (Aceite refinado pesado + arcilla) a 500°F:- Q_p

$$\text{Aceite} = 79,800 \times 0.618 (500-300) = 9'870,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Arcilla} = 43,430 \times 0.224 (500-300) = \underline{1'945,000}$$

$$Q_P = 11'815,000$$

Balance:-

$$Q_T = Q_{AL} + Q_{AI} + Q_{AP} + Q_L - Q_I - Q_P = 19'226,000 \text{ BTU/D}$$

Agua requerida en la planta:-

1.- Todo el calor cedido en la torre destiladora a vacío, es a absorbido por el reflujo, que lo transmite al agua del condensador de reflujo. Suponiendo que el agua eleve su temperatura de 80 a 200°F. Se necesitará:

$$A (200-80) = 19'226,000 \text{ BTU/D}$$

$$A = \underline{19'226,000}$$

$$120$$

$$A = \underline{160,000 \text{ lb/D} = 800 \text{ Glns/Hr}}$$

2.- Agua para enfriar los productos (Q_{ET})

El corte liviano se enfría de 300 a 80 °F

Luego:

$$Q_{EL} = 79,600 \times 0.516 (300-80) = 9'040,000 \text{ BTU/D}$$

El corte intermedio se enfría de 400 a 80°F

$$Q_{EI} = 92,300 \times 0.540 (400-80) = 16'000,000 \text{ "}$$

El corte se enfría de 500 a 80 F

$$Q_{EP} = 79,800 \times 0.554 (500-80) = \underline{18'600,000}$$

$$\underline{\text{Calor total } Q_{ET} = 43'640,000 \text{ BTU/D}}$$

Suponiendo que el agua eleve su temperatura de 80 a 200°F
será necesario:

$$A (200-80) = 43'640,000 \text{ BTU/D}$$

$$A = \frac{43'640,000}{120}$$

$$120$$

$$A = \underline{364,000 \text{ lb/D} = 1,820 \text{ GLN/Hr}}$$

3.- Agua para enfriar las arcillas regeneradas de 1,000 F a 80°F

Calor requerido:

$$43,430 \times 0.224 (1000-80) = 8'950,000 \text{ BTU/D}$$

El agua elevará su temperatura de 80 a 200°F

Luego se necesita (A) ----- $A(200-80) = 8'950,000 \text{ BTU/D}$

$$A = 74,600 \text{ lb/D}$$

$$74,600 \text{ lb/D} = 8,950 \text{ Gln/D} = \underline{373 \text{ Glns/Hr}}$$

Total del agua que se necesita en la planta = 2,993 GLN/Hr

Vapor necesario en la planta:-

La cantidad de vapor es pequeña, por cuanto se aplica a la torre, para facilitar el flujo del producto pasado y la arcilla. Igualmente, la cantidad para el despojador, en este caso es reducida.

En total se necesitaría 800 lb/Hr.

GAS COMBUSTIBLE:-

1.- Para el horno de la carga

Calor para elevar la temperatura de los stocks

Stock liviano de 100 a 400°F

$$\text{Aceite} = 83,900 \times 0.550 (400-100) = 13'850,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Arcilla} = 11,000 \times 0.224 (400-100) = 740,000$$

Stock intermedio de 100 °F a 500 °F

$$\text{Aceite} = 97,200 \times 0.572 \times (500-100) = 22'280,000$$

$$\text{Arcillas} = 15,750 \times 0.224 (500-100) = 1'410,000$$

Stock pesado de 100 °F a 600 °F

$$\text{Aceite} = 88,500 \times 0.590 (600-100) = 26'150,000$$

$$\text{Arcilla} = 16,680 \times 0.224 (600-100) = \underline{1'870,000}$$

$$\text{Total} = 66'300,000 \text{ BTU/D}$$

El gas combustible a usar tiene 22,000 $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$ de poder calorífico

$$\text{Luego se necesitaría : } \frac{66'630,000}{22,000} = 3,000 \text{ lb/D}$$

$$\text{En volumen } \frac{66'630,000}{1400 \text{ BTU/ft}^3} = 47,600 \text{ ft}^3/\text{D} = \underline{1,980 \text{ ft}^3/\text{Hr}}$$

2.- Para el horno de calcinación de la arcilla:-

Calor para elevar la temperatura de la arcilla de 500 a 1000 °F

$$43,430 \times 0.224 (1000-500) = 4'860,000 \text{ BTU/D}$$

$$\text{Con el mismo gas anterior se necesitaría : } = \frac{4'860,000}{22,000} =$$

$$\underline{221 \text{ lb/D}}$$

$$\text{En volumen } \frac{4'860,000}{1,400} = 3,472 \text{ ft}^3/\text{D} = \underline{145 \text{ ft}^3/\text{Hr}}$$

En total se requiere = 2,125 ft^3/Hr de gas combustible

CALCULO DE BOMBAS:-

1.- Bomba de carga de stock.

$$\text{Volumen} = 36,500 \text{ Gln/D} = 1,520 \text{ Gln/Hr}$$

$$\text{Dp} = \frac{200 \text{ p.s.i.g.}}{0.433} \times 0.9071 = 420$$

$$K = \frac{dP \times 0.00315}{E_f, \text{ bombeo} \times E_f, \text{ motor}} = \frac{420 \times 0.00315}{0.80 \times 0.90} = 1.84 \frac{\text{kw-hr}}{1000 \frac{\text{Gln}}{\text{Hr}}}$$

$$\frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} = 1.84 \times \frac{1520}{1000} \times 24 \times 360 = 24,200 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}}$$

2.- Bomba de fondos (con arcillas)

$$\text{Volumen} = 10,520 \text{ Gln/D} + 2,360 = 12,880 \text{ Gln/D} = 536 \text{ Gln/Hr}$$

$$P_1 = \text{presión de bombeo } 100 \text{ p.s.i.g.}$$

$$P_2 = \text{presión del vapor saturado } 125 \text{ p.s.i.g.}$$

$$T = \frac{536}{7.48} \times \frac{100}{125} \times \frac{1}{3.59} \times \frac{1}{0.25} = 64 \text{ lb/Hr de vapor}$$

3.- Bomba vertical de mezcla.

$$\text{Volumen} = 36,500 + 2,360 = 38,860 \text{ Gln/D} = 1,620 \text{ Gln/Hr}$$

$$dP = 200 \text{ p.s.i.g.}$$

Considerando una mezcla de gravedad específica promedio = 0.985

$$dP = \frac{200}{0.433} \times 0.985 = 455'$$

Eficiencia de bomba y motor, 0.80 y 0.90 respectivamente

$$K = \frac{0.00315 \times 455}{0.80 \times 0.90} = 1.99 \frac{\text{Kw-hr}}{1000 \text{ Gln/Hr}}$$

$$\text{En total será Kw-hr} = 1.99 \times \frac{1,620}{1000} = 3.23 \text{ Kw-hr}$$

$$\text{En } \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} = 3.23 \times 24 \times 360 = 27,900 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}}$$

CONSUMO GENERAL DE LA PLANTA:-

MATERIAL	CANTIDAD	CONSUMO EN UN AÑO
Vapor saturado a 125p.s.ig.	864 lb/Hr	7'475,000 lbs
Agua a 80°F	2,993 Gln/Hr	25'840,000 Glns = 97,000 ³ m
Gas combustible (hornos)	2,125 ft ³ /Hr	18'400,000 ft ³
Potencia	6.03 Kw-hr	54,800 Kw-hr

Antes de analizar el mercado, costos etc. veremos la producción anual total de todos los productos de las plantas

PRODUCCIÓN ANUAL DE TODO EL SISTEMA DE PLANTAS:-

PRODUCTOS	PRODUCCION ANUAL EN GALONES Y BARRILES
Bases livianas	3'950,000 Glns = 94,100 Bbl
Bases intermedias	4'525,000 Glns = 107,800 Bbls
Bases pesadas	3'780,000 Glns = 90,000 Bbls
Asfaltos	9'283,680 Glns = 221,000 Bbls
Óxidos	12'000,000 Kgrs --- - -

CAPITULO VI

FINANCIACION Y COSTOS

Aparte de la finalidad principal de la planta, o sea producir lubricantes de excelente calidad y variado uso, también se obtendrá asfaltos y cera de gran demanda actual. Entonces separadamente observaremos, la producción nacional, importación, exportación y consumo interno, hasta el año 1,958, en el cual se supone comenzaría a funcionar la planta diseñada.-

I).- LUBRICANTES:

A).- PRODUCCION NACIONAL DE LUBRICANTES:-

La producción nacional por razones de equipo y tratamiento, está limitada a los 70,000 Bbls por año, como lo demuestra el cuadro estadístico N°(1). Si la planta actual, siguiera en funcionamiento, su producción alcanzaría los 70,000 B/Año, para el año 1958.

CUADRO N° 1

PRODUCCION NACIONAL DE LUBRICANTES

AÑOS	PRODUCCION EN Bb/AÑO
1950	76,051 (2)
1951	70,945 (2)
1952	72,316 (2)
1953	55,052
1954	70,055
1958	70,000 (3)

Observamos del gráfico N 22 que la producción nacional se mostraría estacionaria. El grado de industrialización del país es creciente y por consecuencia, para satisfacere esa demanda mayor sería necesario una mayor importación, con el consiguiente desmedro para la economía nacional.-

B).- IMPORTACION DE LUBRICANTES

Del cuadro N°2, podemos observar la creciente demanda de lubricantes en los últimos 5 años. Del año 1950 al 1954 a aumentado, en el 100%. Del gráfico N°23 calculamos la supuesta importación para el año 1958; de seguir funcionando la planta actual.

CUADRO N° 2

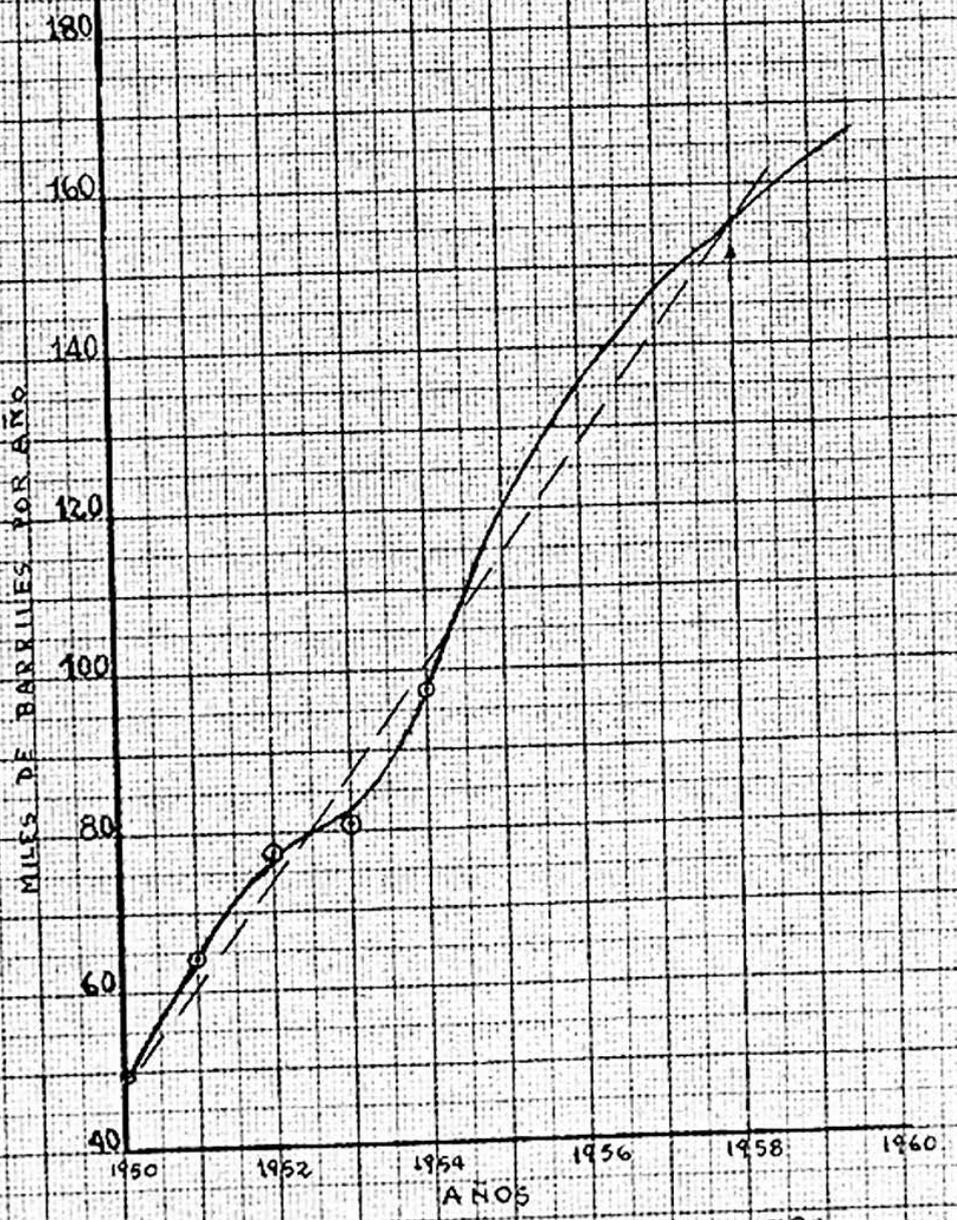
IMPORTACION DE LUBRICANTES

<u>OS</u>	<u>IMPORT. EN Bbs/AÑO</u>	<u>IMPORT. EN SOLES/AÑO</u>
1950	49,410	19'435,862
1951	64,112	28'244,773
1952	77,560	35'232,151
1953	80,990	33'189,853
1954	97,610	52'456,013
1958	155,000	95'000,000

- (1) - Todos los cuadros estadísticos, que aparecen en este capítulo, han sido tomados y calculados de las Estadísticas Petroleras del Perú.- Dirección de Petróleo.-
- (2) - Los datos estadísticos para los años 1950, 1951 y 1952, incluyen en la producción nacional de los lubricantes,



PRODUCCION NACIONAL DE LUBRICANTES
FIGURA N° 22



IMPORTACION DE LUBRICANTES
FIGURA N° 23

Del gráfico N° 24 hemos deducido que el valor de las importaciones de lubricantes para 1958, sería de 95'000,000 de soles, lo cual representaría una considerable salida de divisas.-

C.- EXPORTACION DE LUBRICANTES

La exportación de lubricantes, tal como lo muestra el Cuadro N° 3, se ha mantenido estacionaria, pero no por el hecho de que los países compradores del Perú hayan mantenido constante su consumo interno o hayan encontrado mejores abastecedores, sino, porque las limitaciones de la planta nacional de producción constante y con creciente demanda interna así lo han permitido.-

CUADRO N° 3

EXPORTACION DE LUBRICANTES

<u>AÑOS</u>	<u>EXPORT. EN Bbls/AÑO</u>	<u>EXPORT. EN S/./AÑO</u>
1950	8,689	3'353,566
1951	17,174	5'896,150
1952	11,952	4'935,557
1953	10,835	3'380,051
1954	16,363	5'821,594
1958	16,500	6'000,000

Si la planta actual siguiera en funcionamiento para 1958, es lógico suponer que debido a la creciente demanda in-

a las grasas lubricantes.-

(3) - Los datos para 1,958 han sido calculados por el autor del proyecto.-

terna, la explotación sería nula, pero ya sea por cumplimiento de convenios pre-establecidos o siguiendo alguna política económica nacional, con respecto a los países compradores, ha dejado una exportación promedio de 16,500 barriles para ese año, por un valor aproximado de 6'000,000 de soles.-

D.- CONSUMO INTERNO DE LUBRICANTES.-

Para hacer el Cuadro N° 4 sobre el consumo interno de lubricantes, parto de la fórmula teórica:

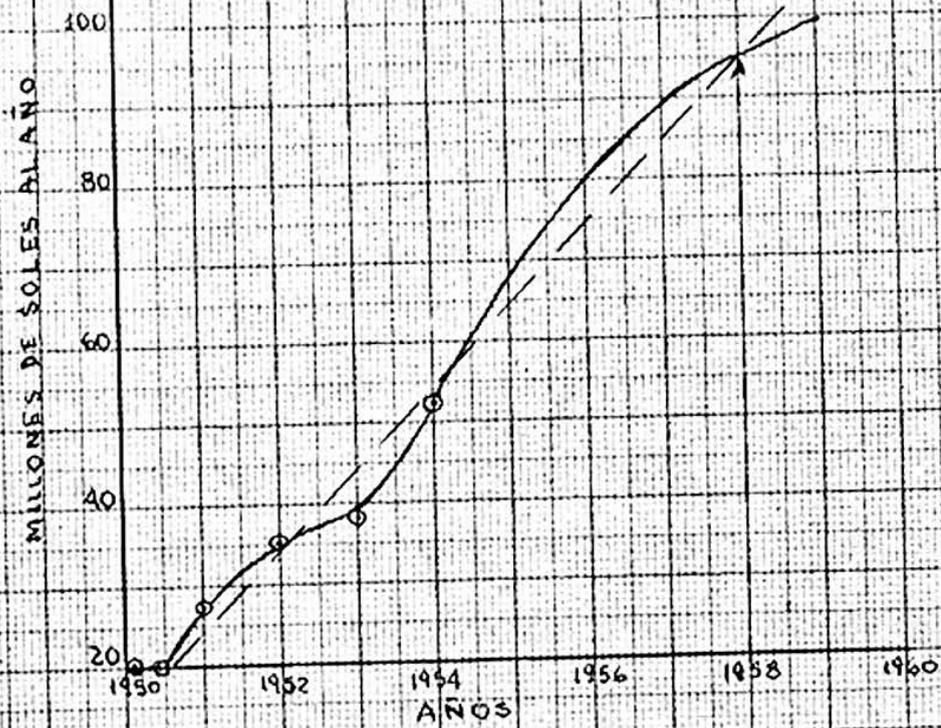
$$\text{Consumo Interno} = \text{Producción nacional} + (\text{Importación} - \text{Exportación}).-$$

Suponiendo que no hayan dificultades sobre almacenamiento o sobrantes de años anteriores.-

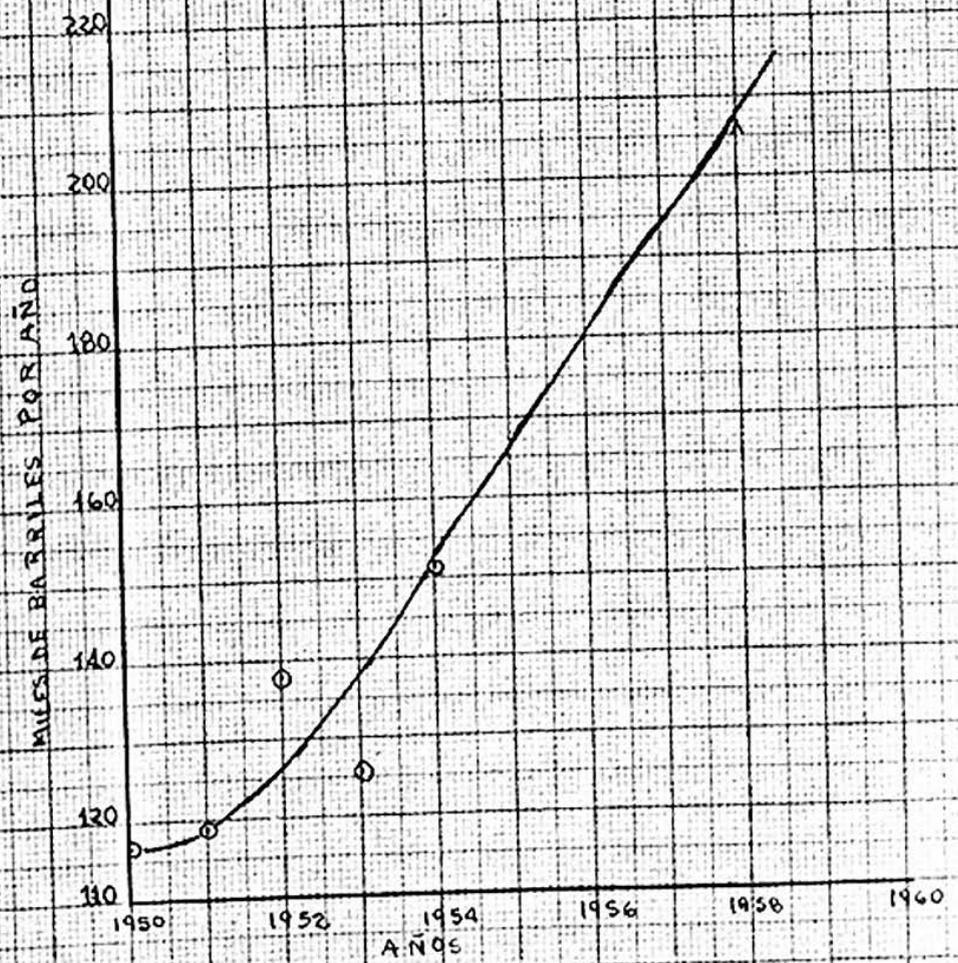
CUADRO N° 4

AÑOS	Producción Nac. (Bbls/año)	+ (Import.-Export.) (Bbls/año)	= Consumo Int. (Bls/año)
1950	76,051	40,721	116,772
1951	70,945	46,938	117,883
1952	72,316	65,608	137,924
1953	55,052	70,155	125,207
1954	70,055	81,247	151,302
1958	70,000	138,500	208,500

El gráfico N° 25 sobre variación del consumo interno de lubricantes, nos da un valor aproximado a los 208,500 Bbs/Año, para 1958.-



VALOR DE LAS IMPORTACIONES DE LUBRICANTES
FIGURA Nº 24



CONSUMO INTERNO NACIONAL
DE LUBRICANTES
FIGURA Nº 25

II.- ASFALTOS:-

A).- PRODUCCION NACIONAL DE ASFALTOS:

Debido a una intensa asfaltización de carreteras en el Perú, a partir del año 1951, ha incrementado la producción nacional de asfaltos, tal como nos muestra el Cuadro N° 5, dando a máximas producciones con mínima exportación para satisfacer la demanda interna, también con mínima importación.

CUADRO N° 5

PRODUCCION NACIONAL DE ASFALTOS

AÑOS	PRODUCCION EN Bbs/AÑO
1950	70,928
1951	135,614
1952	182,939
1953	222,101
1954	172,443
1958	220,000 (supuesto)

Al igual que los lubricantes, he considerado que de seguir funcionando la actual planta, su producción en promedio para 1958 sería de 220,000 barriles.-

B.- IMPORTACION DE ASFALTOS .-

La importación de asfaltos, debido también al asfaltado de carreteras, incrementó fuertemente desde 1,951, como se observa en el cuadro N° 6.-

CUADRO N° 6

IMPORTACION DE ASFALTOS (1)

AÑOS	IMPRT. EN Bbls/AÑO	IMPRT. EN S./AÑO
1950	191	88,044
1951	1,126	512,660
1952	1,514	853,881
1953	1,406	738,382
1954	1,399	871,091
1958	1,600	1'000,000

Los datos para 1958, se han supuesto, en el caso de que la planta actual siguiera en funcionamiento.

C.- EXPORTACION DE ASFALTOS:-

La exportación de asfaltos por las razones anteriormente expuestas se vió obligada a disminuir; pero considerando que los dos últimos años, la campaña de asfaltado de carreteras ha bajado un poco; bien podría restablecerse la exportación a su nivel normal, o sea que aquel que tenía antes de la campaña mencionada. Por ello y suponiendo que trabaje la

la misma planta, se estaría exportando para 1958 aproximadamente 10,000 Bbs/Año. Ver Cuadro N° 7.-

CUADRO N° 7

EXPORTACION DE ASFALTOS (1)

AÑO	Export. en Bbs/Año	Export. en S./Año
1950	10,045	646,057
1951	8,055	575,310
1952	6,080	256,837
1953	4,095	66,277
1954	11,197	1'046,591
1958	10,000	1'000,000

D.- CONSUMO INTERNO DE ASFALTOS:-

Para hallar el valor del consumo interno de asfaltos, voy a seguir el mismo procedimiento usado para los lubricantes, es decir, empleando la fórmula:

$$\text{Consumo interno} = (\text{Producción Nac.} + \text{Importación}) - \text{Exportación}$$

(1) He considerado para hacer las transformaciones de Kilos a barriles el valor promedio de 0.007 Bbs/Kg. Debido a que los valores de la Aduana están en Kilos.-

CUADRO N° 8

AÑOS	(PRODUCC. NAC. + IMPORT.) (Bbs/AÑO)	- EXPOT. (Bbs/AÑO)	= CONSUMO INT. (Bbs/AÑO)
1950	71,119	10,045	61,074
1951	136,740	8,055	128,685
1952	184,453	6,080	178,373
1953	223,507	4,095	219,412
1954	173,842	11,197	162,645
1958	221,500	10,000	211,500

III.- CERAS

La producción nacional de ceras es nula, por no existir plantas de descerificación en el proceso actual de elaboración de Lubricantes. Por consecuencia la exportación también será nula. El cuadro N° 9 que nos representa la importación de cera, será por consecuencia también el de consumo interno, ya que no existe otra fuente de abastecimiento.

CUADRO N° 9

AÑO	IMPORT. EN Kgr./año	= CONS. INT.
1950	4'026,946	(3/. 8'604,899)
1951	1'957,773	(5'705,720)
1952	4'261,403	{ 10'319,924 }
1953	4'165,416	{ 9'106,933 }
1954	4'538,196	(14'569,296)
1958	5'000,000	(17'000,000)

He considerado que sin instalarse la nueva planta, para 1,958 sería necesario importar 5'000,000 de kilogramos a un valor aproximado de S/. 17'000,000, debido a que la industria nacional a base de ceras no se muestra muy progresista, posiblemente por el alto precio de este producto importado.

POSIBILIDADES DE LA NUEVA PLANTA:-

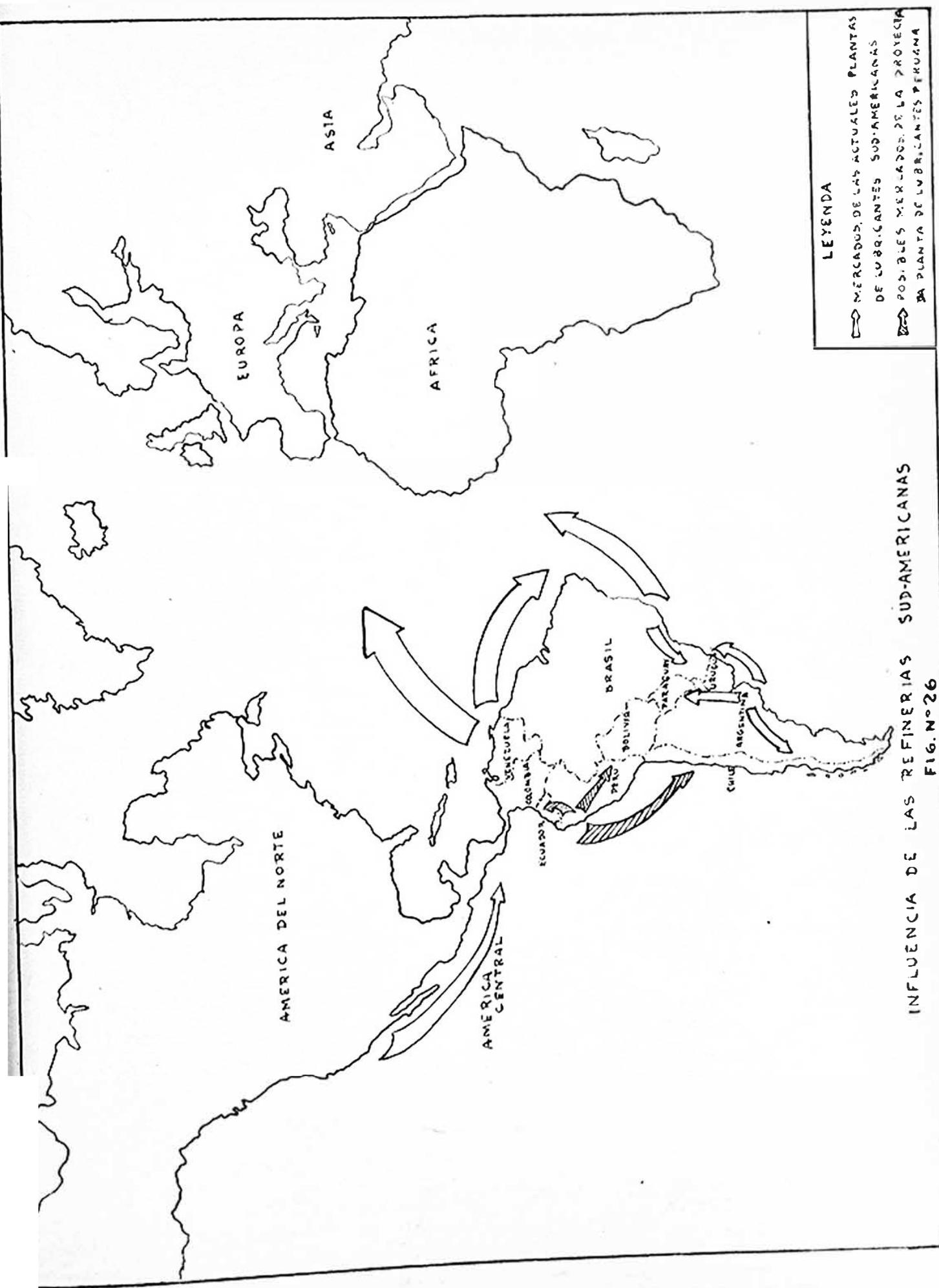
Voy a hacer un análisis de los mismos factores estudiados, para los tres productos, pero en orden inverso.-

Los cálculos hechos para el consumo interno de lubricantes, asfalto y ceras podemos considerarlos aproximados y no sufriran alteración es decir que para 1958, el consumo interno será:

Lubricantes	208,500	Bbs/Año
Asfaltos	211,500	Bbs/Año
Ceras	5'000,000	Kgs/Año

La exportación de lubricantes, asfaltos y ceras, con la nueva planta variará lo supuesto en los cuadros N° 3 y N°7.-

Observamos en la FIG. N°26 ; que las actuales plantas Sud-Americanas, que producen lubricantes refinados, se encuentran sobre las costas del Atlántico. Así las refinorías de Aruba, Amuay, y Punta Cardon y Curacao en el mar de las Antillas, tienen su influencia en Centro América, Golfo de México y Costa Norte del Atlántico y Europa. Las refinorías de Brasil actúan sobre la costa Norte y Céntrica del Atlántico. La



INFLUENCIA DE LAS REFINERIAS SUD-AMERICANAS
 FIG. N° 26

de la Plata en Argentina, tiene mercado en Uruguay, Paraguay y Sur de Chile. Entonces resulta ideal colocar una planta en el Pacífico, como la proyectada en Talara, porque además de satisfacer la demanda interna, podría colocar con ventaja los lubricantes, en el Ecuador, Bolivia y Norte de Chile.-

Del Cuadro N° 10, observamos que de la demanda interna de lubricantes de los principales países compradores del Perú para 1951 el Perú ayudó en porcentajes pequeños a satisfacer dicha demanda. Teniendo en consideración la suposición hecha para el Perú, sobre el aumento en el consumo de lubricantes del 100%, desde 1951 a 1958 y sabiendo que el adelanto industrial en los países compradores como Ecuador, Bolivia y Chile; marcha al mismo ritmo que en el Perú, he supuesto que para 1958, el consumo interno de lubricantes para dichos países, también se encuentre incrementado en un 100% sobre el consumo de 1951. Y además, conociendo la buena calidad de los lubricantes, que se han de producir en la nueva planta, he supuesto que el Perú ayudará a satisfacer la demanda interna de los países vecinos, en un porcentaje doble, al que tenía en 1951.-

CUADRO N° 10

PAISES	Consumo interno en (1) Bbs/Año	Exportacion del Perú en Bbs/Año.-	% con que colaboró el Perú.	Consumo interno en Bbs/Año para 1958	% con que colaboraría el Perú.-	Exportaria el Perú en 1958 Bb/Año.
Bolivia	13,000	466	3.58%	26,000	7 %	18,200
Chile	190,000	16,577	8.72%	380,000	17 %	64,600
Ecuador	25,000	80	0.32%	50,000	0.7 %	,350
Total =						33,150 Bb/Año.

En cuanto a asfaltos y ceras se refiere, no se conoce la demanda interna de dichos productos en los países compradores. Pero las cifras calculadas en el cuadro N° 7 o sea de 10,000 Bbs. de asfalto para exportar en 1958, podrían ser aumentadas, ya que la capacidad de la planta es suficiente para abastecer el mercado interno y exportar más. Lo mismo sucede con la producción de cera, cuyo excedente podría negociarse con los mismos países.-

La importación sería nula, por cuanto esa es una de las finalidades principales de la planta: evitar la importación. La gran variedad de lubricantes, asfaltos y ceras que puede producir la nueva planta así lo permitiría.-

La producción necesaria nacional o sea de la nueva planta, sería la que se muestra en el Cuadro N° 11, para iniciarse en el año de 1958.-

CUADRO N/ 11

PRODUCCION NECESARIA TEORICA DE LA NUEVA PLANTA PARA 1958.-

PRODUCTOS	Para el consumo Interno en Bbs/ Año (+)	Para Exportación en Bs/Año.	Producción To- tal necesaria en Bb/Año
Lubricantes	208,500	83,150	291,650
Asfaltos	211,500	10,000	221,500
Ceras	5'000,000 Kg/Año	?	5'000,000 Kg/Año

GASTOS Y COSTOS POR PLANTA

I.- PLANTA DE DESASFALTIZACIÓN.-

A.- Gastos Directos:-

	S/.
1.- Materia Prima: crudo residual (369,000 Lbs/año) -----	19'460,000
Propano líquido (b'411,000 Gals/Año) -----	960,000
2.- Agua (806,000 m ³) -----	48,360
3.- Vapor saturado a (125 p.s.i.g. (27'400,000 Lbs) -----	131,600
4.- Energía Electrica (224,900 Kw-hr) -----	33,800
5.- Gas combustible (3'460,000 ft ³) -----	13,840
6.- Mano de obra -----	<u>346,000</u>
	Gasto Directo Total S/.
	<u>20'993,600</u>

B.- Equipo:-

1.- Costos de equipo -----	S/.	22'000,000
2.- Transporte del equipo desde EE.UU-		1'760,000
3.- Total de edificios, oficinas y ta-		
lleres -----		4'500,000
4.- Instalación total -----		<u>5'000,000</u>
	S/.	33'860,000

C.- Depreciación:-

Depreciación en 10 años
n s = 33'860,000

Depreciación anual = S/. 3'386,000

GASTOS TOTALES :-

1.- Directos ----- S/. 20'993,600

2.- Variables:-----

Administración ----- 450,000

Supervisión técnica ----- 400,000

3.- Fijos:

Depreciación ----- 3'386,000

Mantenimiento ----- 1'100,000

Gasto Total S/. 26'329,600

Precio por galón de aceite y asfalto - $\frac{26'329,600}{15'500,000}$ S/. 1.70

- - - - -

II PLANTA DE REFINACION:-

A.- Gastos directos.-

1.- Materia Prima. Destilados ligeros	
(188,500 Bbs) -----	S/. 13'200,000
Destilados intermedios	
(188,600 Bbs) -----	13'200,000
Propano líquido	
(2'013,100 Glns) -----	1'370,000
Cresol (761,900 Glns)-	12'300,000
Fenol (3'480,000 lbs)--	13'950,000
2.- Agua (363,000 m ³ -----	20,180
3.- Vapor saturado a 125p.s.ig. (48'700,000	
lbs) -----	244,000
4.- Energía eléctrica (762,700 Kw-hr)----	114,500
5.- Gas combustible (24'050,000 ft ³)-----	96,200
6.- Mano de obra -----	<u>346,000</u>

Gasto Directo total S/. 54'840,780

B.- Equipo.-

1.- Costos de equipo -----	S/. 30'000,000
2.- Transporte de equipo -----	2'400,000
3.- Total de edificios, oficinas y talleres	4'500,000
4.- Instalación -----	<u>7'000,000</u>
	S/. 43'900,000

C.- Depreciación

De depreciación en 10 años = S/. 43'900,000

De depreciación anual = S/. 4'390,000

GASTOS TOTALES

1.- Directos ----- S/. 54'840,780

2.- Variables -----

Administración 450,000

Supervisión Técnica- 400,000

3.- Fijos

De depreciación ----- 4'390,000

Mantenimiento ----- 1'500,000

S/. 61'580,780

Precio por galón de los refinados = $\frac{61'580,780}{16'900,000}$ S/. 3.86

III PLANTA DE DESCRIPCIÓN:

A.- Gastos directos

1.- Materia prima :

Bases refinadas (400,700	
Bbs) -----	S/. 61'580,780
Propano líquido	
(1'597,318) -----	1'185,000
2.- Agua (1'312,000)m ³) -----	78,720
3.- Vapor saturado a 125 p.s.i.g.	
(22'400,000 lbs) -----	112,000
4.- Energía eléctrica (3'498,700 Kw-hr)---	524,000
5.- Mano de obra -----	<u>346,000</u>

Gasto Directo Total S/. 63'816,500

B.- Equipo:

1.- Costos de equipo -----	S/. 24'000,000
2.- Transporte -----	1'900,000
3.- Edificios, oficinas y talleres -----	4'500,000
Instalación -----	<u>6'000,000</u>
	S/. 36'400,000

C.- Depreciación:

De depreciación en 10 años = S/. 36'400,000

De depreciación anual = S/. 3'640,000

GASTOS TOTALES:-

1.-Directos -----	S/. 63'816,500
2.- Variables :	
Administración -----	450,000
Supervisión Técnica-----	400,000

3.- Fijos .

Depreciación ----- S/. 3'640,000

Mantenimiento ----- 1'200,000

Gasto Total S/.69'506,500

Precios de los descritos y horas por galón =

69'506,500 - S/.4.13
16'840,000

- - - - -

IV PLANTA DE TRATAMIENTO CON ARCILLAS:-

A.- Gastos directos

1.- Materia prima: Bases descalcificadas (312,000 Ba) ----- S/.	54'100,000
Bentonita (210 Ton)---	94,500
2.- Agua (97,000 m ³) -----	5,820
3.- Vapor saturado a 125 p.s.i.g. (7'475,000 lbs) '-----	37,375
4.- Energía eléctrica (54,800 Kw-hr)---	8,220
5.- Gas combustible (18'400,000 ft ³)---	73,600
6.- Mano de obra -----	<u>316,000</u>

Costo Directo
Total S/. 54'666,515

B.- Equipo:-

1.- Costos de equipo ----- S/.	12'000,000
2.- Transporte -----	960,000
3.- Edificios, oficinas y talleres ---	4'500,000
4.- Instalación -----	<u>3'000,000</u>
	S/. 20'460,000

C.- Depreciación:-

Depreciación en 10 años = S/. 20'460,000
Depreciación anual = S/. 2'046,000

GASTOS TOTALES:-

1.- Directos ----- S/-----64'666,515

2.- Variables:	Administración ----- S/.	450,000
	Supervisión Técnica -----	400,000
3.- Fijos :	Depreciación -----	2'046,000
	Mantenimiento -----	600,000
		<u> </u>
		S/.58'161,515

$$\text{Precio por galón de las bases} = \frac{58'161,515}{12'280,000} = \text{S/} 4.74$$

Las bases pasarían a la planta de mezclas y aditivos al precio de costo neto igual a S/. 4,74 por galón

B I B L I O G R A F I A

- Petroleum Engineer. Enero 1, 1950 .- E. J. Roves y E. P. Hardin
Lubricación - The Texas Company - Enero 1, 1955
Lubricación - The Texas Company Diciembre 1, 1952
Petroleum Refiner engineering .- W. L. Nelson
Lubricants and lubrication .- J. I. Clower
The science of petroleum A. E. Dunstan
Petroleum Refiner Process Abril 1947
Process Heat transfer D. G. Lera
Modern Methods of refining Lubricating Oils - V. A. Kalichewsky
Design, Construction and finishing touch by Lummus
Lubricantes, grasas y asfaltos E. Barraza
Cost-imating W. L. Nelson

- - - - -