

Universidad Nacional de Ingeniería

Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



“Estudio Técnico-Económico para la Instalación de una Planta de Regeneración de Aceites Lubricantes Usados”

T E S I S

Para Optar el Título Profesional de:
INGENIERO QUIMICO

SAUL M. ANTAYHUA CALDERON
MIGUEL ANGEL NONAKA ULLOA

Promoción 88 - I

LIMA - PERU

1989

AGRADECIMIENTOS

A nuestros padres por el constante apoyo y estímulo que nos brindaron para la feliz culminación del presente trabajo.

Así como también a nuestro asesor; Inq. Jaime Santillana, por sus consejos y hábil guía en todos los momentos difíciles que se nos presentaron.

Y a las demás personas cuyos consejos nos permitieron seguir adelante y culminar con el presente proyecto.

Miguel Nonaka Ulloa

Saúl Antayhua Calderón

INDICE

CAP. I.- INTRODUCCION

- 1.1.- Breve Descripción
- 1.2.- Conclusiones
- 1.3.- Recomendaciones

CAP. II.- TRATAMIENTO CON HIDROGENO DE ACEITES LUBRICANTES.

- 2.1.- Introducción
- 2.2.- Hidroterminado
- 2.3.- Hidrotratamiento
- 2.4.- Catalizadores para Hidrogenación
 - 2.4.1.- Clasificación
 - 2.4.2.- Selección del catalizador
 - 2.4.3.- Condiciones de operación
- 2.5.- Reacciones químicas en el hidroterminado.
- 2.6.- Consideraciones cinéticas.
- 2.7.- Termodinámica y calor de reacción.

CAP. III.- ESTUDIO DEL ACEITE LUBRICANTE USADO.

- 3.1.- Introducción
- 3.2.- Propiedades de los aceites usados.
- 3.3.- Contaminantes en los aceites usados
- 3.4.- Degradación en los aceites usados.
- 3.5.- Aceite usado como contaminante.

3.6.- Usos posibles del aceite gastado.

CAP. IV.- INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1.- Estudio de mercado

4.1.1.- Introducción.

4.1.2.- Comportamiento actual del mercado.

4.1.3.- Situación actual de la industria de aceites lubricantes.

a.- Producción de bases lubricantes en el Perú.

b.- Producción de aceites regenerados.

4.1.4.- Análisis del parque automotor actual.

4.1.5.- Segmento del mercado a cubrir.

4.1.6.- Determinación de la demanda.

4.2.- Localización de planta.

4.2.1.- Introducción.

4.2.2.- Elegir la región en general.

4.2.3.- Elegir la localidad dentro de la región.

4.2.4.- Ventajas de la localización efectuada.

4.3.- Logística de recolección.

4.3.1.- Introducción.

4.3.2.- Porcentaje de recolección.

4.3.3.- Antecedentes.

4.3.4.- Modelo de recolección.

4.4.- Estimación del tamaño de planta.

CAP.V.- INGENIERIA DE PROCESOS.

5.1.- Selección del proceso.

5.1.1.- Antecedentes.

5.1.2.- Principales procesos con hidro-
terminado existentes.

5.1.3.- Comparación entre procesos.

5.1.4.- Proceso seleccionado.

5.2.- Diseño de planta para el proceso selec-
cionado.

5.2.1.- Determinación de la carga a
tratar.

5.2.2.- Diseño de plantas.

a.- Descripción del proceso.

b.- Balance de materia y ener-
gía.

c.- Requerimientos de equipos y
servicios.

CAP.VI.- ESTUDIO ECONOMICO.

6.1.- Inversión.

6.1.1.- Estructura de la inversión

a.- Inversión fija

b.- Inversión de capital de
trabajo

- 6.2.- Financiamiento.
 - 6.2.1.- Estructura financiera.
 - 6.2.2.- Endeudamiento.
 - 6.2.3.- Servicio de deuda.
- 6.3.- Ingresos y costo del proyecto.
 - 6.3.1.- Presupuesto de ingresos.
 - 6.3.2.- Presupuesto de costos de producción.
 - 6.3.3.- Presupuesto de gastos operativos.
 - 6.3.4.- Presupuesto de costos totales.
 - 6.3.5.- Estado de pérdidas y ganancias proyectada.
 - 6.3.6.- Punto de equilibrio.
 - 6.3.7.- Flujo neto de Fondos Proyectado.
 - 6.3.8.- Balance General Proyectada.
- 6.4.- Evaluación Económica.
 - 6.4.1.- Valor presente neto.
 - 6.4.2.- Tasa interna de retorno.
 - 6.4.3.- Periodo de recupero.

ANEXOS.-

- I.- Datos estadísticos sobre la industria de aceites lubricantes y parque automotor nacional.
 - 1.- Importaciones de bases lubricantes.
 - 2.- Producción en plantas de lubricantes.
 - 3.- Aceite regenerado.

4.- Producción y comercialización de aceite lubricante por PETROPERU.

5.- Parque automotor y población nacional.

II.- Patente KTI.

III.- Cálculos de diseño de plantas.

1.- Sección destilación I.

2.- Sección Vaporización.

3.- Sección Hidroterminado.

4.- Sección Destilación II.

IV.- Cálculos de estimación de costos.

1.- Volumen de producción.

2.- Costos de servicios.

3.- Costos de reactivos.

4.- Costo de materia prima.

5.- Costo variable.

6.- Costo fijo.

7.- Evaluación de costos de producción.

8.-Punto de equilibrio.

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1.- BREVE DESCRIPCION.

Los aceites lubricantes usados constituyen en la actualidad uno de los principales contaminantes a nivel mundial. En el Perú no hay una política de regeneración de lubricantes usados, el cual se usa muchas veces como combustible o se desecha. Existen algunas plantas pequeñas de regeneración por el proceso comercial ácido-arcilla pero no son suficientes para la cantidad de aceite usado a tratar.

El problema debe encararse decididamente, por lo cual el presente trabajo trata de cubrir el mercado global de aceite usado y tiene por finalidad el estudio de pre-factibilidad para la instalación de una planta de regeneración de aceites lubricantes usados.

Se tiene que países como Argentina y Venezuela tienen plantas de regeneración grandes,

- comprendiendo que el mundo vive en la actualidad la era de la conservación de la energía. Las empresas petroleras nacionales de los respectivos países, son las que tienen a su cargo el implementar y llevar a cabo dichos programas de regeneración de aceites usados.

Los procesos de regeneración se pueden englobar en dos grandes grupos: aquellos que en el procesamiento generan residuos ácidos y/o químicos y aquellos que no generan tales residuos. Los primeros crean serios problemas de manejo y almacenamiento de residuos en las refineries.

El proceso convencional ácido-arcilla es inadecuado para producciones altas. En este caso se selecciona el proceso de tratamiento con Hidrógeno, pues da muy pocos desechos y es altamente rentable para cargas de refinación altas.

Así se revisan aquellas alternativas de proceso que por su desarrollo actual pudieran hacer viable la instalación de una unidad comercial.

Se realiza la selección del proceso más adecuado para la realidad peruana, se determina

el tamaño adecuado de planta y se procede a realizar el diseño básico de la misma. Mediante un estudio económico se determina la rentabilidad y financiamiento para el proyecto. También se diseña un modelo de logística de recolección del aceite usado, siendo este tópico quizá la fase más crítica del proyecto.

1.2.- CONCLUSIONES.

- Del total de aceite comercializado en el país un 90% corresponde a bases importadas, produciendo un egreso de divisas al país del orden de los 18 millones de dolares anuales. Así pues la producción de bases lubricantes es una industria que no ha recibido la atención debida.
- La industria artesanal de producir aceite regenerado ha triplicado su producción en sólo 6 años, desde 1982, debido a su elevada rentabilidad. Pero aún así la producción de aceite regenerado es muy pequeña (1.78% del total), frente a la demanda global de aceite lubricante.
- La cantidad de aceite usado a recolectar representa la fase más crítica del proyecto, es un factor limitante y determinante para hallar

el tamaño de planta. El porcentaje de recolección permite estimar el volumen de aceite usado ha procesar y de acuerdo al rendimiento del proceso la cantidad de aceite regenerado por producir.

- El proceso ácido-arcilla es antieconómico para volúmenes de producción altos, en el orden de 119,000 barriles/año, solamente el proceso destilación/hidrotratamiento es económicamente atractivo y no da productos de desecho.
- El proceso KTI, es económicamente el más atractivo, además es más adelantado tecnológicamente. Pues su costo de inversión y gastos en servicios, son menores que en los otros procesos analizados.
- La variación de las características de la carga, implica una variación obligada en las condiciones del proceso, para obtener el mismo rendimiento.
- El proceso KTI es novedoso en su zona de evaporación y "remojo en caliente". La patente asegura rendimientos que debieran ser verificados por métodos experimentales y de cálculo, propios de tecnologías tan avanzadas.
- El alto volumen de producción asegura el éxito

del proyecto, debido a que:

- Abarata el costo unitario del producto.
- Asegura un buen ingreso por rentas y por consiguiente favorece la liquidez del proyecto.
- El factor limitante para el proceso, lo constituye la materia prima, tanto en calidad como en cantidad.
- Para variar la capacidad instalada no se altera el flujo de alimentación diario, sino se cambian el número de días de operación al año, de lo contrario se tendrían condiciones distintas a las que el equipo requiere en su funcionamiento y diseño.
- El alto valor del flujo neto de efectivos, aún en caso de alto financiamiento, asegura la liquidez necesaria del proyecto.
- El bajo punto de equilibrio obtenido favorece el inicio del proyecto para poder abaratar el precio de venta del producto, asegurando así su competencia en el mercado. Así como la reducción de la producción debido a interrupciones imprevistas en la planta.

1.3.- RECOMENDACIONES.

- Integrar la industria de regeneración de aceites lubricantes usados con la de refinación de petróleo. Pudiendo ser PETROPERU la encargada de analizar la posibilidad de instalar una planta de este tipo en nuestro país.
- Emplear la producción de la planta para sustituir el componente de base importada que PETROPERU usa para sus aceites motor e industrial. El producto es considerado como un producto en proceso, al ser consumido internamente por PETROPERU, no requerirá gastos de mercadotecnia.
- Localizar la planta como parte integrante del complejo Refinería La Pampilla, en el distrito de Ventanilla en Lima.
- Implementar el modelo de logística de recolección que se propone en el presente proyecto, el cual aseguraría la cantidad y disponibilidad continua de materia prima.
- Construir una planta con una capacidad de producción de 141,021 barriles/año de aceite regenerado, comenzando el primer año a un 86.3% de utilización de la capacidad instalada,

llegando al 10mo año a trabajar al 100%.

- Estudiar la posibilidad de implementar el proceso KTI, debido a sus menores costos de inversión y servicios.
- Revisar la tecnología propuesta en más detalle a fin de asegurar que se obtengan los rendimientos propuestos en ella especialmente cuando se tratan bases pesadas como en nuestro caso.
- Controlar la calidad del aceite usado ha adquirir de acuerdo a las necesidades del proceso y con el fin de no ensuciar los equipos. El precio del aceite usado dependerá de la calidad del mismo.
- No usar aceites usados muy pesados, preferiblemente que se encuentren cerca del rango dado en el cuadro N° 5.2, para que no afecte las condiciones operativas del proceso.
- Instalar este proceso en el más breve plazo, dada su alta rentabilidad. Se nota que cuando el financiamiento es 50%; se tiene un VAN = US\$15,930 de 1988. (el proyecto tendrá la liquidez adecuada) y un TIR = 35.12% (es lo suficientemente rentable) y un periodo de

recuperación de la inversión de 5 años. Por lo cual el 50% de endeudamiento, se puede financiar con préstamos a largo plazo de organismos internacionales de desarrollo.

CAPITULO II

TRATAMIENTO CON HIDROGENO DE ACEITES LUBRICANTES

2.1. INTRODUCCION.

El proceso de tratamiento con hidrógeno involucra simplemente contactar una fracción de aceite con hidrógeno en presencia de un catalizador adecuado. Aun cuando la posibilidad de utilizar hidrógeno para mejorar la calidad de los lubricantes refinados, ha sido conocida por muchos años, es solo, cuando se dispuso de importantes volúmenes de hidrógeno a bajo costo, facilmente producidos debido a procesos de reformación de Naftas (ej.: Plattforming), que el tratamiento con hidrógeno ha podido competir económicamente con procesos ya establecidos de refinamiento.

Existen 2 tipos de tratamiento con hidrógeno los que difieren esencialmente en la severidad de la operación y en su aplicación, que han sido

desarrollados para el refinamiento de aceites lubricantes y grasas.

El primer tipo emplea condiciones relativamente moderadas y es diseñado para remover compuestos inestables e impurezas no-hidrocarbonadas, tales como compuestos de azufre. Estos procesos son ampliamente usados para el terminado de aceites y grasas, refinados con solventes y no refinados con solventes. Estos procesos son comunmente conocidos como hidroterminado.

Empleando condiciones más severas, el tratamiento con hidrógeno puede ser usado para producir aceites de alta estabilidad y alto índice de viscosidad, sin necesidad de una extracción inicial. Procesos de este tipo, en el cual se dan importantes cambios en la estructura hidrocarbonosa, son llamados comunmente Hidrotratamiento.

2.2. HIDROTERMINADO.

El objetivo del proceso de terminado en la refinación de aceites lubricantes y grasas, es mejorar el color, estabilidad del color y la resistencia a la oxidación del producto, por reducción del nivel de trazas contaminantes.

Las condiciones de operación usadas en el hidroterminado dependen de la carga y del grado de tratamiento requerido.

La presión y temperatura son empleados en rangos prácticos de 50 a 800 psig y de 400 a 800°F respectivamente. Se requieren condiciones relativamente suaves, para aceites ya extraídos con solventes; mientras que presiones y temperaturas más elevadas pueden ser necesarias para destilados no extraídos. Generalmente se requiere condiciones más severas para cargas de más alta viscosidad.

Los compuestos de azufre son removidos por hidrogenación destructiva. El azufre es eliminado como H_2S mientras la parte remanente de la molecula es convertida en hidrocarburo estable. La remoción del oxígeno ocurre análogamente disminuyendo la acidez del aceite. Los compuestos de Nitrógeno son más difíciles de destruir, y el hidroterminado reduce su contenido en 10-25 %. Desde que los compuestos no-hidrocarbonados son convertidos en materiales útiles en vez de ser separados, los rendimientos del hidroterminado son próximos a 100%.

Las condiciones usadas en el hidroterminado son usualmente demasiado suaves para causar cambios

significativos en la composición de los hidrocarburos. La ruptura de un material no-hidrocarbonado produce, sin embargo, una pequeña disminución en el punto de ebullición. Algunos productos ligeros son producidos y estos junto con H_2S , NH_3 y H_2O , deben ser removidos por extracción, para cumplir los requerimientos de punto de inflamación y olor.

La desulfuración también causa una reducción en la viscosidad y un incremento en el índice de viscosidad, pero usualmente estos cambios son menores. Otras propiedades del aceite tales como punto fluidez no son afectados. La estabilidad a la oxidación de los aceites hidroterminados esta relacionada con su contenido de Azufre y Nitrógeno y así a la severidad del proceso.

El hidroterminado tiene la ventaja de ser un proceso continuo. El amplio rango de condiciones de operación, también facilita un control flexible de la calidad del aceite proveniente de variados tipos de cargas.

2.3. HIDROTRATAMIENTO.

Proceso que se utiliza para producir bases de alta calidad a partir de aceites no tratados, las

condiciones de operación son: presión de 800 a 10,000 psig y temperaturas de 650 °F a 850 °F.

De acuerdo a las condiciones de operación seleccionadas, el hidrotratamiento se clasifica en:

Hidrotratamiento suave.— Aceites lubricantes de alta estabilidad, con pequeña mejora en el índice de viscosidad, son obtenidos usando presiones más altas ó catalizadores más efectivos que los empleados en el hidroterminado. Esto es incrementando la profundidad de la hidrogenación para obtener saturación total de aromáticos y/o remoción completa de compuestos no-hidrocarbonados.

Hidrotratamiento severo.— Mediante un segundo tipo de hidrotratamiento se obtienen aceites de alto índice de viscosidad. En este caso, se emplean condiciones más severas, de tal forma que se produce un hidrocraqueo, aparte de la hidrogenación.

En otras palabras ambos tipos de hidrotratamiento: suave y severo, permiten producir una gran variedad de aceites lubricantes y productos especiales.

El hidrotratamiento consume grandes cantidades de hidrógeno, mucho más de lo que se utiliza en el hidroterminado.

Por lo que desde el punto de vista del refinamiento de aceites, no es rentable.

2.4. CATALIZADORES PARA HIDROGENACION.

Mediante una adecuada selección de catalizadores se puede orientar la hidrogenación para eliminar selectivamente determinados compuestos en presencia de otros que no se alteran.

2.4.1. CLASIFICACION:

Los catalizadores (metales hidrogenantes) pueden ser clasificados como:

- a. Metales con o sin soportes. Ej. Niquel, Platino, Paladio, etc. se utilizan en el caso que la carga no contenga compuestos que actúan como venenos para dichos metales (Azufre, Arsénico, Plomo, etc.).

- b. Oxidos de metales y sulfuros depositados sobre soportes no ácidos. Como los elementos del grupo VIB y VIII (Cobalto, Molibdeno, Hierro, Wolframio, etc.) y los soportes no ácidos: Oxidos de aluminio, Magnesio, Hierro, Cobre, Titanio.

c. Metales óxidos y sulfuros depositados sobre soportes ácidos. Los elementos ya descritos en el grupo (b) pero con soportes tales como los óxidos mixtos de silicio-aluminio, magnesio o "Kieselguhr" o arcillas activadas.

2.4.2. SELECCION DEL CATALIZADOR.

El catalizador más usado comercialmente, en hidroterminado es el Molibdato de Alúmina, en un número considerable de diferentes formulaciones. Estos catalizadores tienen alta actividad que les permite escindir el lazo carbon-azufre y tienen alta estabilidad térmica, lo que aumenta la vida del catalizador. Su actividad para el hidrocraqueo del lazo carbón-carbón es baja, así que la formación de productos de bajo punto de ebullición, bajo las condiciones para remover el azufre es despreciable.

La incorporación de óxido de níquel u óxido ferrico en el catalizador de molibdato de cobalto, sirve para incrementar la actividad y vida del catalizador. Catalizadores que contienen sulfuro de

níquel y tungsteno, sin soporte o montado en alumina son también apropiados para el hidroterminado, aun cuando son algo menos activos que el molibdato de cobalto para la extracción del azufre.

2.4.3. CONDICIONES DE OPERACION.

Los catalizadores son instalados en el interior del reactor al estado de óxidos, y luego son reducidos al estado sulfuroso (oxisulfuroso) mediante el tratamiento con hidrógeno y con cargas sulfuradas, a temperaturas que pueden variar de 200 a 400 °C.

La vida útil de estos catalizadores varía de acuerdo al tipo de carga tratada y de las condiciones operativas. Habitualmente se los regenera en el curso de su vida útil mediante la utilización de aire y vapor de agua a temperaturas que varían entre 400 a 500 °C.

Un catalizador industrial puede ser regenerado entre 5 y 30 veces en promedio para el tratamiento de cargas livianas e intermedias. Para cargas pesadas lo será mucho menos.

2.5. REACCIONES QUIMICAS EN EL HIDROTERMINADO.

El hidroterminado de un aceite lubricante, elimina el azufre, oxígeno y parte del Nitrógeno. En cuanto a los compuestos hidrocarbonados, las condiciones son demasiado suaves como para afectarlos significativamente. El cuadro 2.1 muestra las principales reacciones del hidroterminado.

2.6. CONSIDERACIONES CINETICAS.

La reacción global que se verifica en el reactor es compleja y depende de las consideraciones operativas y del catalizador usado para las

mismas. La reacción de hidrodeshulfuración es de primer orden respecto a cada serie de compuestos sulfurados. Respecto a las reacciones de hidrogenación, el sulfhídrico provoca una inhibición de las mismas, compitiendo con la adsorción de los reactivos sobre el catalizador.

2.7. TERMODINAMICA Y CALOR DE REACCION.

Desulfuración: exotérmica y completa.

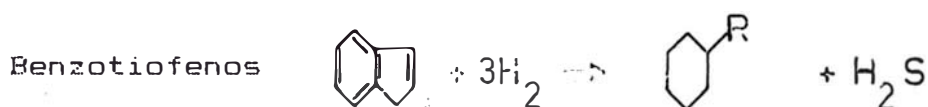
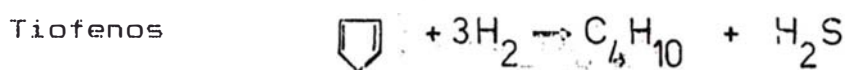
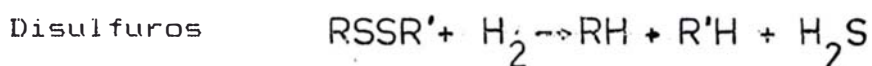
Deoxigenación: " " "

Denitrogenación: " " "

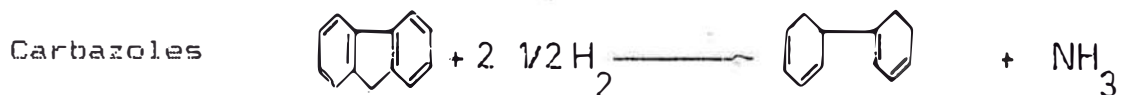
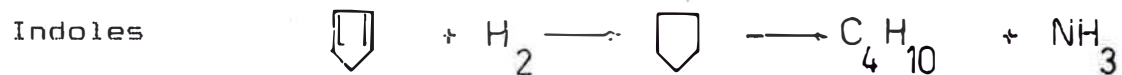
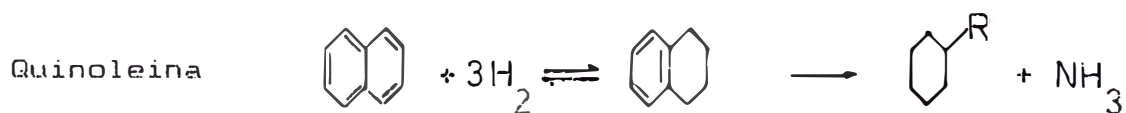
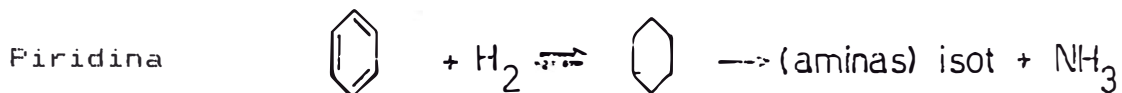
CUADRO N.º 2.1

REACCIONES QUIMICAS EN EL HIDROTERMINADO

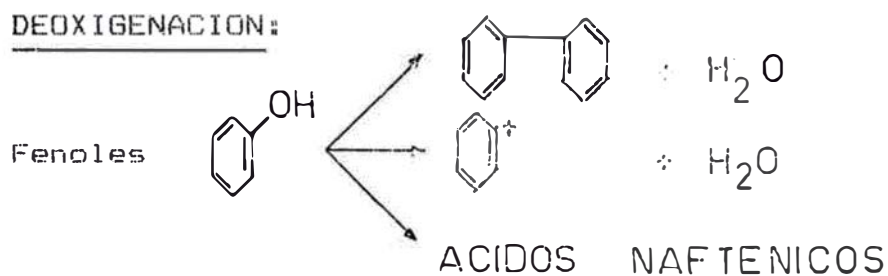
DESULFURACION:



DENITROGENACION:



DEOXIGENACION:



CUADRO N° 2.2

CALORES DE REACCION MEDIO A 400°C.

Reacción	Calor de reacción Kcal/mol	Kcal/lit de H ₂ (NPT)
DESULFURACION		
Mercaptanos	12.5 - 17	0.56 - 0.76
Tioeteres	27 - 34	0.60 - 0.76
Ciclotioeteres	28 - 34	0.62 - 0.76
Disulfuros	42 - 50	0.75 - 0.62
Tiofenos	65	0.72
DENITROGENACION		
Aminas	19	0.85
DEOXIGENACION		
Fenoles	16	0.71
Eteres	16	0.71
Alcoholes	24	1.05

Bajo presión de hidrógeno, estas reacciones son prácticamente completas. Si bien existen métodos de cálculo de calor de reacción más precisos, puede considerarse en la mayoría de las reacciones de hidrodesulfuración, un calor de reacción del orden de 50-100 Btu/SCF de hidrógeno consumido.

CAPITULO III

ESTUDIO DEL ACEITE LUBRICANTE USADO

3.1. INTRODUCCION.

Durante el servicio, los aceites lubricantes nuevos pierden lentamente sus cualidades lubricantes, pues sufren cambios en sus propiedades físicas y químicas, dando así finalmente el aceite lubricante usado. Dichos cambios se deben a la contaminación y degradación del aceite y aditivos que lo componen. La rapidez con que se degrada un aceite, depende de varios factores como: composición química del aceite y del combustible, el estado del motor y las condiciones de trabajo.

Los aceites minerales lubricantes usados, constituyen un agente contaminante de consideración, si se tiene en cuenta la cantidad anual vertida al medio ambiente y su difícil destrucción por medios naturales.

3.2. PROPIEDADES DE LOS ACEITES USADOS.

Un aceite lubricante usado es un líquido de aspecto negro y viscoso cuyas características han cambiado con respecto al aceite original.

Sus propiedades físicas principales son: viscosidad e índice de viscosidad, peso específico, puntos de congelación e ignición, poder calorífico y color.

En cuanto a las propiedades químicas, se tiene fundamentalmente la determinación del contenido en compuestos inorgánicos: agua, cenizas, azufre, cloro, metales etc. La mayoría de los contaminantes orgánicos presentes en estos aceites no se analizan frecuentemente, incluso teniendo en cuenta que algunos de ellos tienen una concentración estrictamente regulada para algunas aplicaciones (polifenoles). No obstante, pueden encontrarse datos de contenido en ácidos grasos y de distribución de los hidrocarburos presentes en el aceite.

En el cuadro N° 3.1 se recogen de forma resumida las características más importantes de

CUADRO N° 3.1

INTERVALO DE VARIACION DE LAS CARACTERISTICAS MAS
 IMPORTANTES DE LOS ACEITES LUBRICANTES USADOS
 PROCEDENTES DEL SECTOR AUTOMOTOR.

PROPIEDAD	INTERVALO DE VARIACION
Viscosidad (Csk)	
40°C	19 - 434
100°C	4 - 30
Indice viscosidad	90 - 120
Peso específico (15/15%)	0.86 - 0.94
Color (ASTM)	2 - 8
Punto congelación (°C)	-12 - -24
Punto de ignición (°C)	79 - 270
Punto combustión (°C)	190 - 330
Punto anilina (°C)	95 - 120
Contenido agua (% peso)	0.2 - 33.8
Residuo carbón (% peso)	1.62 - 4.43
Cenizas (% peso)	0.03 - 6.43
Poder calorífico (MJ/Kg)	31.56 - 44.8
Contenido azufre (% peso)	0.15 - 1.50
Contenido gasolina (% vol)	2.0 - 9.7
Indice acidez	0.05 - 0.1
Contenido cloro (% peso)	0.1 - 0.83
Fosforo (ppm)	319 - 1550
Análisis hidrocarburos	
Parafínicos	56 - 64
Nafténicos	30 - 39
Aromáticos	5 - 8.5
Metales (ppm)	
Pb	85 - 21670
Ba	9 - 3900
Fe	97 - 2400
Ca	210 - 2290
Zn	260 - 1790
Al	1 - 750
Cu	0.1 - 15

los aceites lubricantes usados procedentes del sector automotor.

3.3. CONTAMINANTES EN LOS ACEITES USADOS.

En los aceites gastados se encuentran por lo general: agua, suciedad atmosférica, combustible, hollín, metales de desgaste del motor y productos de oxidación del combustible. Se explica a continuación los principales contaminantes:

Dilución.- La dilución por combustible se genera por mezclas de combustible-aire demasiado ricas, exceso de combustibles para lograr mayor potencia, arranques de motor en frío o inyectores defectuosos o con escapes. Esta dilución puede formar productos de oxidación y contaminar con insolubles.

Agua.- La presencia de agua en los lubricantes se debe principalmente a monobloques rajados, sellos o casquillos con escapes, bajas temperaturas en la chaqueta y usos ocasionales del motor, lo cual sale con los gases de escape. El vapor de agua al condensarse forma una emulsión con el aceite, aumentando excesivamente la viscosidad y contribuyendo a la precipitación de lodos.

Suciedad Atmosférica.- Los filtros defectuosos o las aberturas en el sistema de entrada de aire favorecen la introducción de materiales abrasivos presentes en la suciedad atmosférica, los cuales aceleran el desgaste del motor.

Hollín.- Una combustión demasiado rica produce gases de escape con humo, contaminando el lubricante con hollín. Este hollín queda disperso y es arrastrado por los aceites modernos altamente dispersantes.

Metales.- La contaminación con partículas metálicas debidas al desgaste de un motor comienza tan pronto como este entra en servicio. Bajo condiciones ordinarias, el desgaste es un proceso lento y gradual que continúa a través de la duración del motor. El desgaste del motor se acelera en presencia de agua, abrasivos o dilución del combustible. Las partículas de desgaste del motor también contribuyen al desgaste abrasivo, pues se interponen entre las superficies lubricadas.

Otros Contaminates.- Otros contaminantes del aceite son los anhídridos sulfurosos que se forman cuando el combustible tiene azufre, estos anhídridos se combinan con el agua formando ácidos

corrosivos. El aceite también puede contaminarse con materiales insolubles, principalmente cuando se usan combustibles que contienen plomo, lo cual da lugar a la formación de diversos compuestos de plomo que llegan hasta el aceite del cárter.

3.4. DEGRADACION EN LOS ACEITES USADOS.

Además de los contaminantes, los aceites lubricantes del cárter están sometidos a los efectos de altas temperaturas y a la entrada del aire durante el servicio. Estas condiciones promueven la oxidación, lo cual, si se permite que continúe indefinidamente, lleva a un aumento en la viscosidad y a la formación de barnices y lodos.

El constante incremento en la potencia de los motores, tiene como consecuencia una demanda de lubricante de mejor calidad, estabilidad y resistencia a la oxidación corrosión y al desgaste del motor. A pesar de las mejoras en los procesos y de los adelantos tecnológicos de los aditivos, no se ha logrado suprimir completamente la oxidación de los aceites.

Se sabe poco sobre las reacciones que se efectúan al oxidarse los aceites lubricantes, aunque las investigaciones efectuadas por varios

autores sobre la oxidación de hidrocarburos puros, particularmente los parafínicos, nafténicos y aromáticos que son los que constituyen básicamente un aceite lubricante, se puede concluir que el primer paso en la oxidación de los aceites es la formación de hidroperóxidos, los cuales al descomponerse dan productos del tipo ácido carboxílicos, aldehídos, cetonas, alcoholes, ésteres, resinas y asfaltenos. En oxidaciones más avanzadas parte de los compuestos antes citados se descomponen en agua y dióxido de carbono.

En las parafinas, la oxidación se efectúa entre átomos de carbono secundarios; los naftalenos se oxidan en átomos de carbono terciarios rompiendo la cadena. Los aromáticos se caracterizan porque al oxidarse no se presenta la ruptura del anillo, efectuándose la oxidación en las cadenas parafínicas laterales, que se separan formando ácidos carboxílicos. Los anillos aromáticos residuales forman productos de condensación que oscurecen el aceite, y productos insolubles que precipitan.

A continuación, en el gráfico N° 3.1, tenemos estructuras típicas de hidrocarburos en aceites lubricantes: (a) Isoparafina; (b) Cicloparafina; (c) HC aromático; (d) HC aromático-alifático; (e) n-parafina.

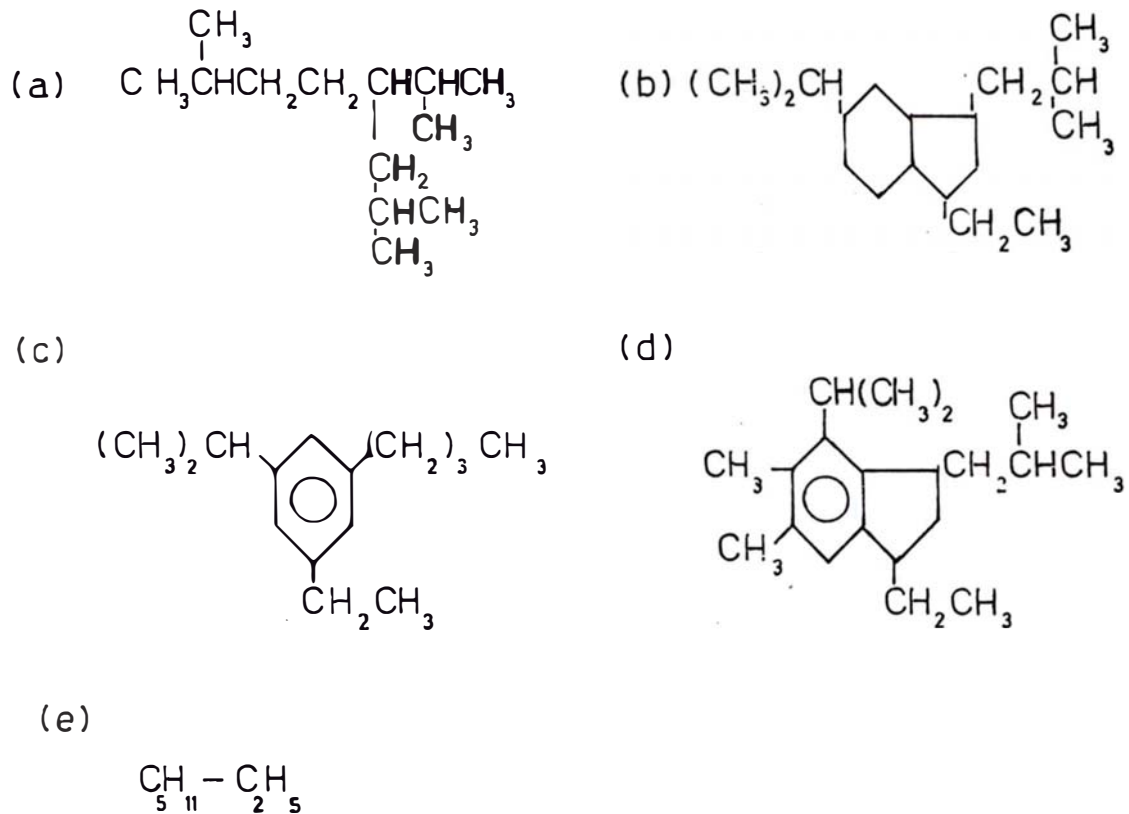


GRAFICO N° 3.1

ESTRUCTURAS TIPICAS DE
HIDROCARBUROS EN ACEITES LUBRICANTES.

3.5. ACEITE USADO COMO CONTAMINANTE.

Uno de los residuos más contaminantes que se dan en nuestra sociedad es el derivado del uso y elaboración de los aceites minerales. Los aceites lubricantes usados son un agente contaminante de consideración, si se tiene presente la cantidad anual vertida al medio ambiente y su difícil

destrucción por medios naturales. Además de su carácter orgánico en sí, estos aceites contienen proporciones apreciables de plomo y aditivos de distinta naturaleza que agudizan el carácter contaminante de los mismos.

Internacionalmente se admite que la cantidad mínima de aceite usado que debe recogerse para no contaminar gravemente el ambiente con dicho producto, debe representar el 15% del consumo ^o total de lubricantes.

La descarga directa o indirecta en el agua ocasiona la formación de una capa superficial de aproximadamente 1.000 m²/lt de aceite, que impide la oxigenación del agua perturbando, de esta forma, el desarrollo de la vida acuática. Asimismo, la presencia de estos aceites en el agua, en niveles próximos a 1 ppm, la convierten en inutilizable para el consumo humano. Si por el contrario, el vertido se efectúa en tierra, su contenido en agentes tensoactivos favorece la penetración en el terreno y, por lo tanto, la contaminación del mismo.

Actualmente el aceite lubricante usado, es empleado en grandes cantidades como combustible para los hornos de las ladrilleras, ocasionando,

de esta forma, un grave problema de contaminación atmosférica al verterse a la atmósfera grandes cantidades de gases y sustancias tóxicas.

3.6. USOS POSIBLES DEL ACEITE GASTADO.

El posible uso que se le de al aceite usado, dependerá del tratamiento específico a que a sido sometido. Algunas posibilidades para obtener productos a partir de los lubricantes usados, son:

Combustóleos.- El Instituto Americano del Petróleo consideró la posibilidad de efectuar mezclas de lubricantes, con combustibles vírgenes y quemar dichas mezclas, habiendo encontrado la factibilidad de quemar mezclas con un contenido máximo de 25% de aceite gastado, sin que los gases de combustión presenten efectos dañinos aunque la concentración del plomo en los gases se elevó a 1 mg/m³.

Sin embargo, la National Oil Recovery Corporation (NORCO), considera que dicha propuesta puede producir serios problemas de contaminación y aumentar los costos de mantenimiento en equipos de combustión.

Combustible Diesel.- La N.O.R.C.O. efectuó un

estudio detallado con miras a procesar los aceites lubricantes usados para obtener otros productos sin la formación de residuos contaminantes. Las pruebas efectuadas presentaron serios inconvenientes operacionales de corrosión y ensuciamiento del equipo, ya que este proceso no cuenta con una etapa de tratamiento que elimine los compuestos indeseables.

Aceites de Extensión.— El proceso de los aceites lubricantes gastados para que puedan ser usados como aceites de extensión o cargas a negro de humo no es antieconómico debido al bajo precio de estas materias primas.

Amoniaco.— En Suiza se emplea el aceite gastado para un uso completamente diferente. Allí se produce, por conversión térmica (1440°C) de los aceites gastados, monóxido de carbono e hidrógeno. Este último se hace reaccionar con nitrógeno en presencia de un catalizador para producir amoniaco.

Aceite Lubricante Regenerado.— Instituciones como el National Bureau of Standards (NBS), aseguran que los aceites lubricantes regenerados son de calidad superior a los aceites lubricantes vírgenes, debido a que proporcionan mejor

lubricación, son más resistentes a la oxidación y producen menos depósitos tanto de carbón como de lodos. Apoyan sus afirmaciones diciendo que los aceites han sido tratados 3 veces: la primera durante la refinación del crudo, luego en los motores de los vehículos en donde se presenta la descomposición de las moléculas más débiles y por último durante la re-refinación en la cual se eliminan los compuestos inestables junto con las otras impurezas. Pero lo más importante es su bajo costo.

Los procesos de regeneración varían desde el tratamiento con reactivos diversos y la destilación al vacío hasta el tratamiento tradicional con ácido y arcilla o el proceso de clarificación con propano.

CAPITULO IV

INGENIERIA DE PROYECTO

En este capítulo se determinan ciertas condiciones básicas en que se desarrollará el proyecto. Así pues se ha incluido aquí: el estudio de mercado, que tiene por objetivo fundamental determinar la cuantía de la demanda; la localización de planta, que nos permitirá decidir el lugar más adecuado donde se ubicará el proyecto; la logística de recolección, que contiene -consideraciones básicas sobre este tópico que es tan importante y crítico; y la capacidad de planta, que determinará el tamaño de planta con que se diseñará la unidad de producción.

La razón por la cual se incluye dichas materias en un solo capítulo, es la marcada relación entre ellas. La decisión de la nueva unidad productora, en cuanto a su tamaño, dependerá de la magnitud del mercado y de la magnitud de la recolección, lo cual a su vez dependerá, entre otras cosas, de la localización de la empresa. Resultando de aquí una clara relación entre: tamaño, mercado, recolección y localización.

4.1. ESTUDIO DE MERCADO.

4.1.1. INTRODUCCION.

El presente estudio tiene por finalidad sentar las bases, para la determinación de un adecuado tamaño de planta para el proyecto.

En cuanto al destino de la producción, existe el problema de si destinarla como bien intermedio, o sea como base lubricante para que de esta forma sea utilizada por Petroperú y las demás empresas dedicadas a envasar lubricantes en el país. O sino como un producto final con su propia marca y entrando a competir en el mercado nacional.

El estudio de mercado, incluye un estudio sobre el comportamiento actual del mercado, la industria de lubricantes en el Perú y la situación del parque automotor nacional. Siendo este el principal segmento de consumo, por lo cual es muy importante estudiar sus antecedentes y su tendencia de crecimiento.

Así se ha recopilado información estadística de la producción y ventas de aceites lubricantes nuevos y regenerados en el país, también se realiza un somero análisis, de datos de encuestas (36), referidas a las características del mercado consumidor. Los datos estadísticos relativos a la industria nacional de aceites lubricantes y parque automotor, son mostrados en el anexo N° I.

4.1.2. COMPORTAMIENTO ACTUAL DEL MERCADO.

En esta parte se analiza ciertos datos de encuestas, realizadas por A. Adaniya (36), para tomar conocimiento sobre la situación actual del mercado de aceites lubricantes.

Es de notar, en primer lugar la mala opinión que tienen los consumidores respecto del aceite regenerado; aproximadamente un 80% opina que su calidad es mala.

En cuanto a los atributos exigidos a un buen lubricante tenemos que la calidad es el factor más importante a considerar por los consumidores (75% de los encuestados).

Siquiendole después el precio.

También se debe de notar la preferencia por aceite envasado antes que por aceite a granel. Solamente un 35% de los consumidores compra aceite a granel. La mayoría considera al aceite a granel, como de mala calidad y muchas veces aduiterado.

La mayoría de los comerciantes no reconoce vender aceite lubricante regenerado. Las razones entre las cuales argumentan para no venderlo, son: su mala calidad y no tener garantía, entre otras. También se nota que un 30% del aceite regenerado, es comercializado por ambulantes o fabricantes desconocidos, este es el segmento de productores no identificados, que está produciendo aceites de la peor calidad.

Una característica de los establecimientos que venden aceite regenerado es que, además, venden volúmenes altos de aceite a granel. Esto puede originarse en el hecho que los productores de aceite regenerado prefieren ofrecer su producto a los lubricentros de más alto volumen de

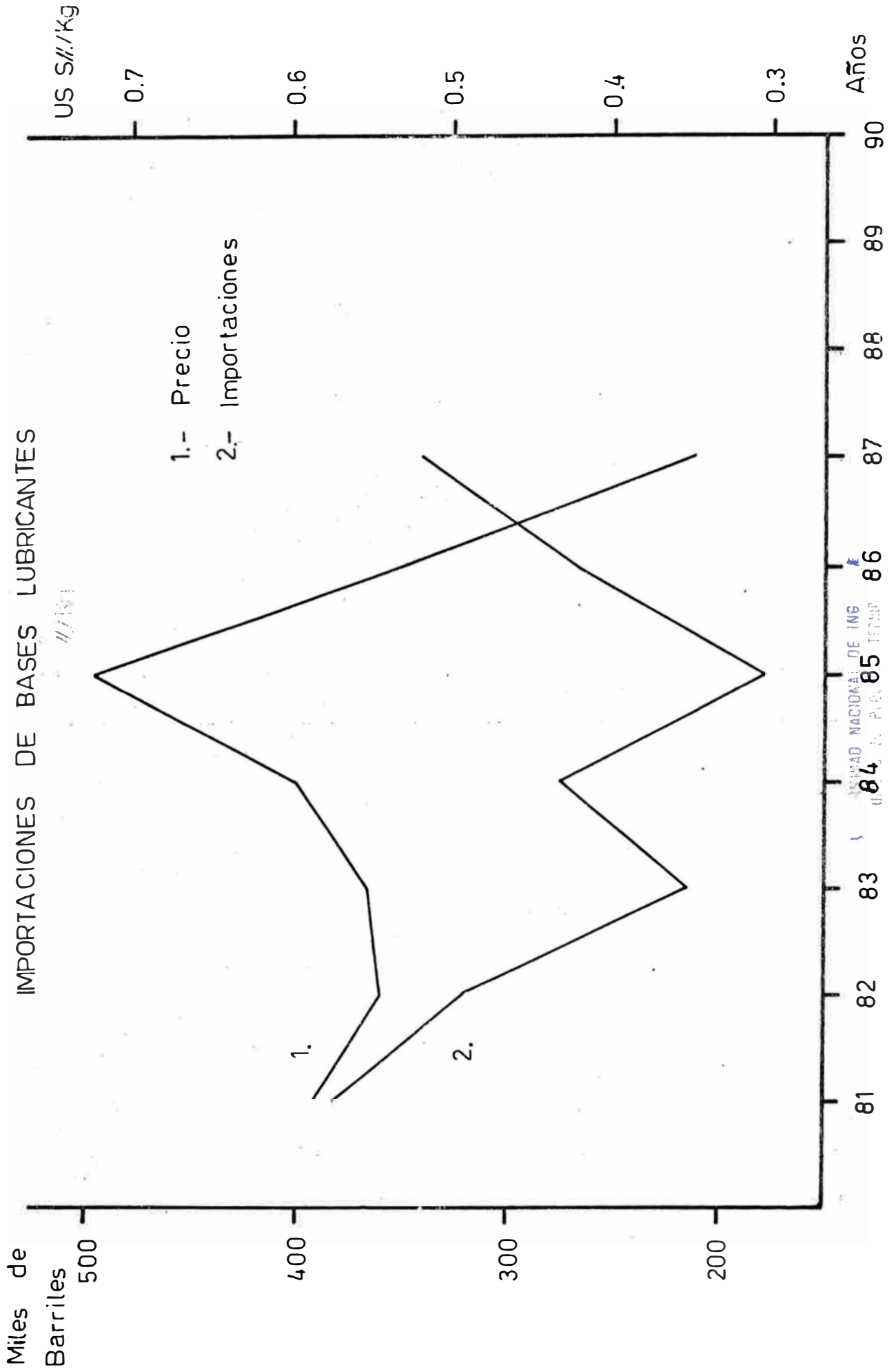
ventas.

4.1.3. SITUACION ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE ACEITES LUBRICANTES.

En la actualidad la industria de aceites lubricantes, se dedica principalmente al mezclado y envasado de las bases lubricantes nacionales o importadas, en su mayor parte estas últimas, con los aditivos que son todos importados.

Del total de aceites lubricantes comercializado en el país, un 90% corresponde a bases importadas, lo cual nos da una idea del alto déficit de producción de bases nacionales. El desembolso por concepto de importación de bases lubricantes en 1987 fué de aproximadamente 18 millones de dólares. Actualmente, las bases lubricantes se encuentran a un precio internacional bastante bajo, pero debido a que es un derivado del petróleo, se encuentra sujeto a los vaivenes del precio del mismo. (Ver gráfico N° 4.1).

GRAFICO N° 4.1
 IMPORTACIONES DE BASES LUBRICANTES



UNIDAD NACIONAL DE ING.
 U.N.I.P. 85

a. PRODUCCION DE BASES LUBRICANTES EN EL PERU.

La única planta en el Perú, que produce bases lubricantes es Petroperú, ubicada en Refinería Talara. La cual utiliza un proceso ácido-arcilla para obtener las bases lubricantes deseadas. Su producción en el año 1987 fue de 55,032 barriles/año. El aumento de la producción desde el año 1980, ha sido del 67.7%.

De los lubricantes que Petroperú comercializa el 27.34% son con bases nacionales.

El consumo total de aceites lubricantes en el país, en 1987, fue de 498,195 barriles/año. Deduciendole la producción nacional tanto de lubricantes nuevos como de regenerados, encontramos un déficit de 434,291 barriles/año. Lo cual es sumamente preocupante si se considera que el Perú es un país productor de petróleo.

En los gráficos N° 4.2 y 4.3; se

GRAFICO N° 4.2

VOLUMEN DE PRODUCCION DE ACEITES
LUBRICANTES PARA MOTOR

- 1.- Total de Aceite Lubricante Motor Nacional
- 2.- Aceite Lubricante Motor Nacional (Base)
- 3.- Aceite Lubricante Regenerado
- 4.- Total Aceite Lubricante Motor Petroperu

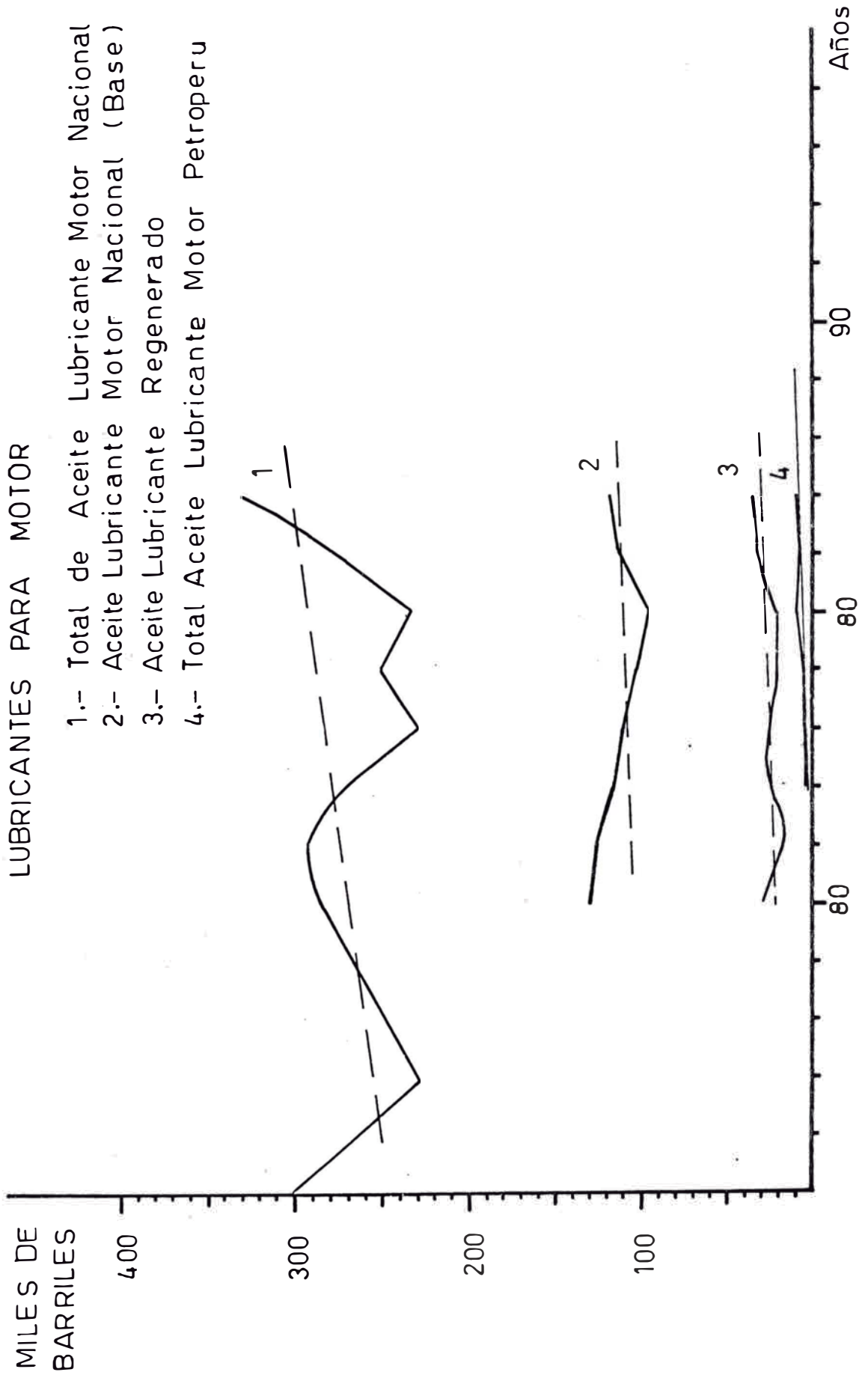
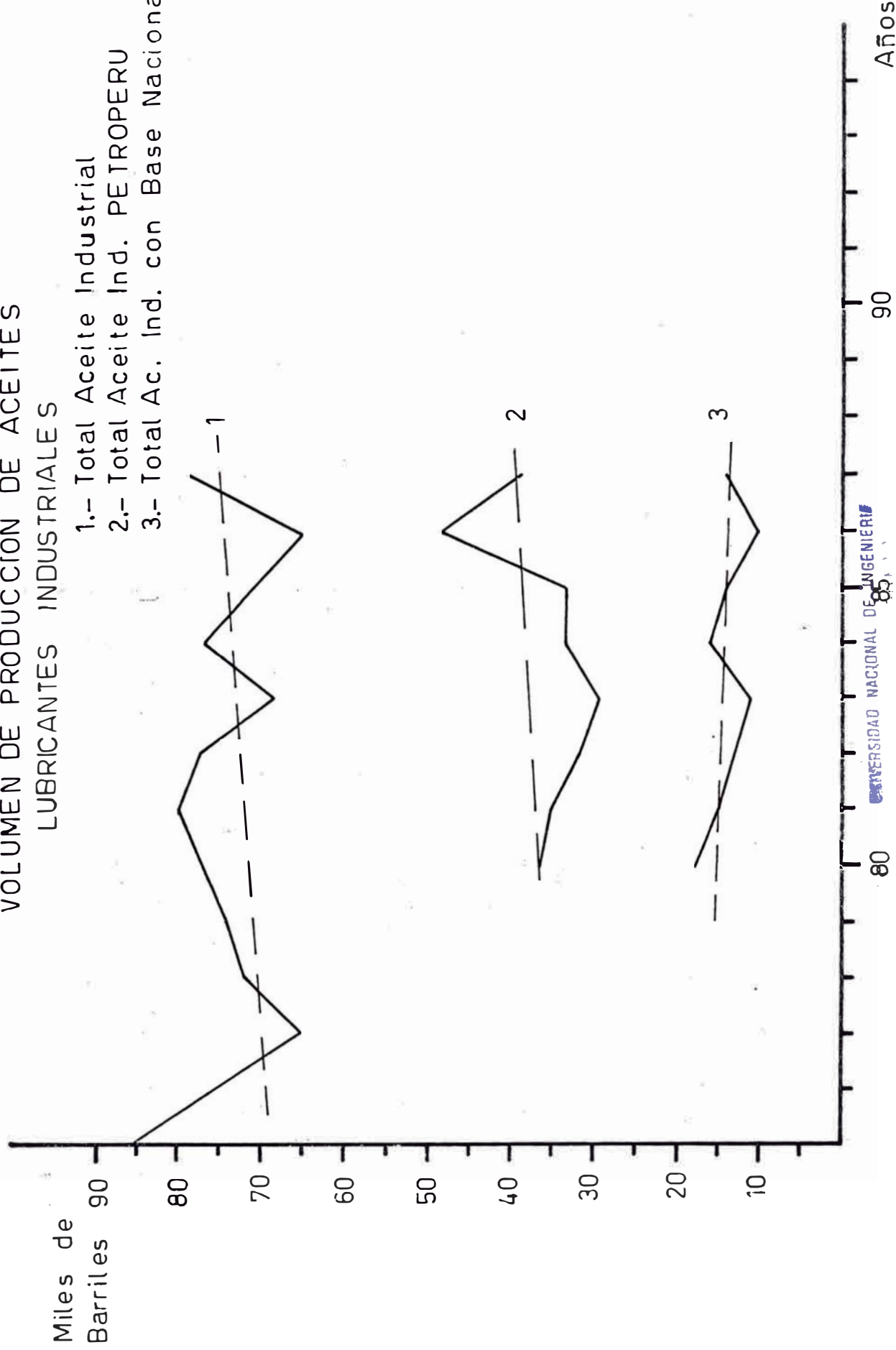


GRAFICO N° 4.3

VOLUMEN DE PRODUCCION DE ACEITES
LUBRICANTES INDUSTRIALES

- 1.- Total Aceite Industrial
- 2.- Total Aceite Ind. PETROPERU
- 3.- Total Ac. Ind. con Base Nacional



muestra el comportamiento registrado por el volumen de producción de lubricantes para motor e industrial.

b. PRODUCCION DE ACEITES REGENERADOS.

La industria de regeneración de aceites usados, ha tenido en los últimos años un crecimiento importante, del 82 al 87 el crecimiento de la producción fue de 263.6%. Lo cual nos indica, que casi se ha triplicado la producción de aceite regenerado.

Pero es importante notar que ese apreciable incremento, se debe sobre todo a que han surgido muchas nuevas empresas regeneradoras. La mayoría de esas empresas no se encuentran reconocidas por la Dirección General de Hidrocarburos del Ministerio de Energía y Minas, en otras palabras son empresas informales, algunas de las cuales están con orden de clausura. Todas estas fábricas detectadas, se encuentran en Lima.

La más conocida de estas empresas y

la única legal es Marte E.I.R.L., la que comercializa actualmente aceites motor SAE 30 y SAE 40; los cuales venden al por mayor en barriles a los lubricentros. Actualmente se comercializa además aceite lubricante en pequeños cojines, los cuales se destinan especialmente para actuar como aceite de reposición.

La producción de aceite regenerado representa un 1.78% del total comercializado a nivel nacional y aproximadamente un 2.72% del comercializado en Lima.

Todas las regeneradoras de aceite, salvo Marte, comercializan la base lubricante regenerada sin aditivos, lo cual hace que estos aceites resulten de mala calidad y no confiables. Estos se comercializan como aceite lubricante al por mayor, y se venden a los lubricentros, los cuales lo utilizan para adulterar los aceites nuevos.

4.1.4. ANALISIS DEL PARQUE AUTOMOTOR ACTUAL.

Según estadísticas de la Asociación Automotriz del Perú, se tiene que el parque global a 1986 es de 603,741 vehículos y que en la serie histórica evaluada, representa un incremento en los últimos 11 años de 169,867 vehículos que significa un crecimiento anual de 15,442 vehículos en promedio. Para analizar si dicho crecimiento está acorde con el aumento de la población, se acude a ciertas magnitudes (Cuadros N° 1.11 y 1.13) y se observa que el parque actual está significando una proporción de 34 habitantes por cada vehículo, es decir, cerca de $\frac{1}{3}$ vehículos por cada 100 habitantes totales del Perú; lo cual al compararse con lo de otros países, se concluye que es uno de los índices más bajos del mundo como contraste, los países industrializados tienen una proporción en promedio de 1 vehículo por casi 2.4 personas.

Con lo cual se puede concluir que el crecimiento experimentado no es satisfactorio. Si esto, así mismo, es

corroborado con estudios elaborados por la Universidad de Lima, en el que concluyen que en los próximos 12 años el parque se debe incrementar en 20,000 vehículos por año, se tendrá una idea del delicado problema en que se encuentra el Perú. En el gráfico N° 4.4; se muestra el crecimiento del parque automotor en los últimos doce años.

El parque automotor, puede considerarse en forma global, como obsoleto pues solamente cerca del 2% de los vehículos pueden llamarse nuevos por tener una antigüedad menor a los 4 años.

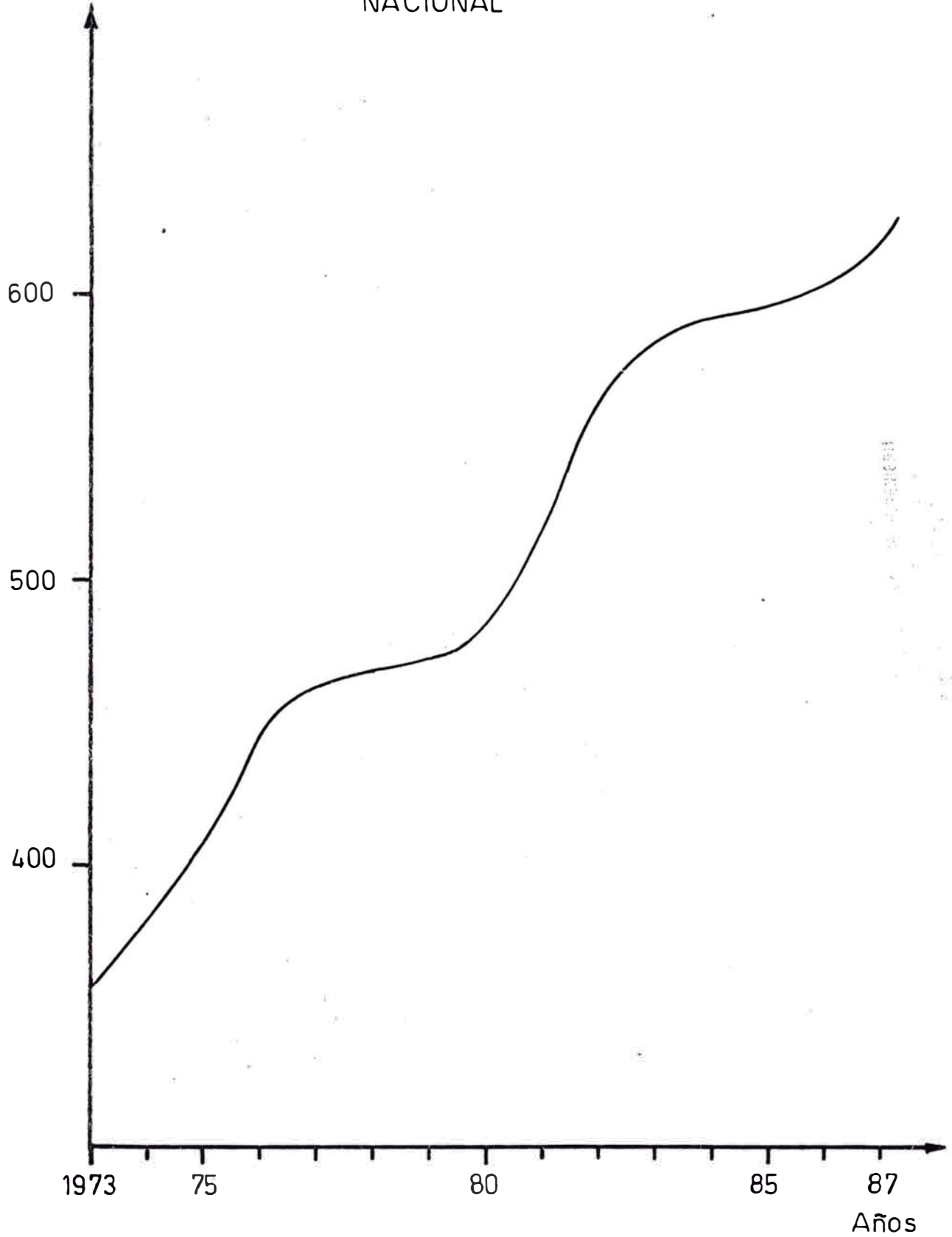
Si se considera que la vida económicamente activa de un vehículo en los países desarrollados se establece en 7 años y en los países del tercer mundo su promedio es de 12 años, en el Perú sin embargo se permite que sigan prestando servicio público vehículos con más de 25 años de antigüedad. Actualmente en el Perú no existe un dispositivo que establezca topes de antigüedad de los vehículos para prestar servicio público de pasajeros.

Esto permite tener una idea aproximada

GRAFICO N° 4.4

TAMAÑO DEL PARQUE AUTOMOTOR NACIONAL

Miles de
Unidades



del porque de los altos costos de mantenimiento del servicio, de los accidentes de tránsito y de las interrupciones del servicio por fallas mecánicas entre otros problemas.

4.1.5. SEGMENTO DEL MERCADO A CUBRIR.

En las consideraciones del proyecto, se propone, siguiendo las recomendaciones de la bibliografía, sobre proyectos de regeneración, la integración de esta industria a la industria de refinación de petróleo, debido a que se contaría con facilidades para la recolección, profesionales y técnicos especializados y además la disposición de servicios para la planta.

Es por ello que se considera que podría ser Petroperú quien analice la posibilidad de instalar una planta de regeneración de aceite usado, de mediana capacidad.

Las otras empresas que comercializan aceite lubricante en nuestro país, son subsidiarias de compañías extranjeras. Así es improbable que acepten adquirir el aceite regenerado.

Entonces el segmento de mercado a cubrir, serían las importaciones de bases lubricantes para aceite motor e industrial, que Petroleos del Perú realiza por un monto de aproximadamente 5 millones de dólares anuales.

Así el proyecto tendría por finalidad sustituir el componente de base importado para dichos aceites.

4.1.6. DETERMINACION DE LA DEMANDA.

Actualmente la demanda de aceites lubricantes es cubierta por Petroperú y otras diferentes empresas internacionales y un 2% por los aceites regenerados.

Se estimará la demanda para el segmento de mercado a cubrir; el cual son las bases importadas por Petroperú, para sus aceites automotriz e industrial.

La demanda local de aceites lubricantes puede ser asumida igual a su producción, dado que no se exporta.

Para poder proyectar la demanda, se correlacionará con el FBI del país, el

cual es el indicador económico que nos da el nivel de desarrollo económico e industrial alcanzado.

En el siguiente cuadro N° 4.1, se presentan los datos de producción de aceites lubricantes en barriles/año, FBI en miles de millones de intis del año 1990, y el FBI al cuadrado, luego la correlación obtenida.

CUADRO N° 4.1

FBI Y PRODUCCION ANUAL DE ACEITES

ANO	FBI	PROD.	FBI CUA.
1980	337,979	428,628	1.14 D ⁺⁺⁺
1981	348,319	442,401	1.21 D ⁺⁺⁺
1982	351,422	424,937	1.23 D ⁺⁺⁺
1983	309,317	362,785	9.57 D ⁺¹⁰
1984	323,958	391,460	1.05 D ⁺⁺⁺
1985	329,182	359,750	1.08 D ⁺⁺⁺
1986	353,495	413,002	1.25 D ⁺⁺⁺
1987	384,901	489,323	1.48 D ⁺⁺⁺

Con los cuales se obtiene la siguiente correlación:

$$\text{PROD} = -17134.32 + 1.7181536(\text{PBI}) - 1.81 \times 10^{-9}(\text{PBI})^2$$

Con un $R = 0.818555$.

Luego para determinar el segmento de mercado se tomará el porcentaje que corresponde a las bases importadas por Petroperú, con respecto al total de producción nacional.

Se tiene el siguiente cuadro:

CUADRO N° 4.2

PRODUCCION DE ACEITE MOTOR E INDUSTRIAL POR PETROPERU. (barriles/año)

año	Demanda ó	ACEITE AUTOMOTOR		ACEITE INDUSTRIAL		AUTOM.+INDUSTRIAL	
	Prod. total	Total	bas.imp.	Total	bas.imp.	Total	bas.imo.
1980	428.628	129.435	190.275	36.788	19.319	166.223	119.594
1981	442.401	125.787	105.974	35.669	20.497	161.456	126.471
1982	424.937	115.667	91.310	31.629	17.224	147.296	108.574
1983	362.785	110.946	85.155	29.594	16.159	140.240	101.314
1984	391.460	102.405	78.736	33.752	18.472	136.157	97.208
1985	359.750	95.400	71.220	33.416	19.556	128.816	90.578
1986	413.002	113.224	81.384	48.386	37.731	161.610	119.115
1987	489.323	117.102	85.067	38.051	23.650	155.153	108.717

CUADRO N° 4.3

PORCENTAJE DE PRODUCCION DE ACEITE
LUBRICANTE REFERIDO A
PETROPERU

año	% AUTOM. DEL TOTAL		% IND. DEL TOTAL		%AUTO.+IND.DEL TOTAL	
	Total	bas.imp.	Total	bas.imp.	Total	bas.imp.
1980	39.20%	23.39%	8.58%	4.51%	38.78	27.90
1981	28.43%	23.95%	8.06%	4.63%	36.50	28.59
1982	27.22%	21.49%	7.44%	4.06%	34.66	25.55
1983	30.58%	23.47%	8.16%	4.45%	38.74	27.93
1984	26.16%	20.11%	8.62%	4.72%	34.78	24.83
1985	26.52%	19.74%	9.29%	5.44%	35.81	25.18
1986	27.41%	19.71%	11.72%	9.14%	39.13	28.84
1987	23.93%	17.38%	7.78%	4.83%	31.71	22.22

Promed.						
80-87	27.56	21.16	8.71	5.22	36.26	26.38 ^o

Se supondrá dichos porcentajes promedios constantes en todo el horizonte de planeamiento del proyecto.

Se considera un horizonte de planeamiento de 20 años. Luego para la proyección se considerará la siguiente variación porcentual anual del PIB. Configurado por un escenario moderado, dadas las condiciones actuales.

El 26.38% del total de producción de

importada en el aceite motor e industrial, comercializado por Petroperu, y que será sustituido por el aceite regenerado a producir.

CUADRO N° 4.4

DEMANDA DE COMPONENTE BASE IMPORTADO POR PETROPERU (barriles/año)

Año	PBI%	PBI	PBI ²	PROD.	DEMANDA*	
1989	1	0	357958	1.28E+11	441374	116434
1990	2	0	357958	1.28E+11	441374	116434
1991	3	0	357958	1.28E+11	441374	116434
1992	4	1	361538	1.31E+11	447470	118043
1993	5	1	365153	1.33E+11	453645	119672
1994	6	1	368805	1.36E+11	459866	121313
1995	7	2	376181	1.42E+11	472430	124627
1996	8	2	383704	1.47E+11	485265	128013
1997	9	2	391378	1.53E+11	498342	131463
1998	10	2	399206	1.59E+11	511683	134982
1999	11	2	407190	1.66E+11	525274	138567
2000	12	3	419406	1.76E+11	546082	144056
2001	13	3	431988	1.87E+11	567501	149707
2002	14	3	444948	1.98E+11	589569	155528
2003	15	3	458296	2.10E+11	612286	161521
2004	16	3	472045	2.23E+11	635673	167691
2005	17	4	490927	2.41E+11	667790	176163
2006	18	4	510564	2.61E+11	701167	184968
2007	19	4	530987	2.82E+11	735877	194124
2008	20	4	552226	3.05E+11	711952	187812

* Demanda = 0.2638 Produccion
% tomado del Cuadro N° 4.3 (*)

4.2. LOCALIZACION DE PLANTA.

4.2.1. INTRODUCCION.

En el desarrollo del tema, se tratará de determinar la zona (región) y dentro de ella la localidad donde habría de ubicarse la planta.

La decisión respecto a la zona es, en primer lugar, de índole económico, basada en características económicas o de costos actuales y futuros, y la elección de la localidad es un problema de ingeniería.

En tal caso, el resultado de la elección de ingeniería en cuanto a la localidad, depende en gran medida de la elección económica de la región, para ser eficientes, una otra deben de tomar en consideración las influencias sociológicas, políticas y psicológicas.

Con excepción de algunas empresas muy grandes, las decisiones acerca de la localización de plantas se toman a menudo para toda la vida. El objetivo final consiste en elegir el mejor lugar e instalaciones.

4.2.2. SELECCION DE LA REGION EN GENERAL.

Los principales factores del análisis regional son:

- Disponibilidad de mercado.
- Disponibilidad de materias primas.
- Sistemas de transporte.
- Disponibilidad y costos de energía.
- Influencias climáticas.
- Mano de obra y salarios.
- Políticas impositivas y otras influencias legales.

Con relación a estos factores, se debe de reconocer a los dos primeros como los más importantes. Desde ese punto de vista la elección de la región, se presenta como un problema relativamente fácil.

En cuanto a la disponibilidad de mercado, se sabe que el mayor mercado para nuestro producto sería Lima; debido al gran tamaño del parque automotor limeño, aproximadamente un 65% del total nacional; además del gran conglomerado industrial que representa Lima.

En cuanto a la disponibilidad de materia prima, ese mismo parque automotor e industrial, da abundante aceite usado. Debido a que la labor de recolección y transporte del aceite usado es por carretera. Ubicando la planta en Lima se disminuye el costo por flete.

Tomando en cuenta los factores arriba mencionados, se considera la provincia de Lima como la más adecuada, por su cercana interacción tanto con la materia prima así como con el mercado, y las facilidades que presenta para la instalación de una industria.

4.2.3. SELECCION DE LA LOCALIDAD PARTICULAR DENTRO DE LA REGION.

Ahora, se debe elegir la localidad (aproximada) donde se ubicará la planta. Como se ha dicho la elección de la localidad es un problema de ingeniería. Desde ese punto de vista se analizarán los siguientes factores concernientes a la ubicación de la localidad.

- Mercados.

- Mano de obra.
- Materiales y servicios.
- Transportes.
- Gobiernos y leyes.
- Financiación.
- Agua y eliminación de desperdicios.
- Energía y combustibles.
- Características de la Comunidad.

Entre otros. Se debe considerar que, una industria de cierto riesgo debe de ubicarse en un lugar no muy poblado en la periferia de la ciudad.

De la revisión de literatura respecto a plantas de este tipo y proyectos ya existentes, en países latinoamericanos como Venezuela y Argentina. Se encontró que plantas de este tipo se encuentran interconectadas con las grandes refinerías de esos países. En otras palabras si nuestro proyecto es recepcionado por Petroperú, lo más recomendable sería que la planta se encuentre ubicada, próxima a la refinería La Pampilla o la de Conchán.

4.2.4. VENTAJAS DE LA LOCALIZACION EFECTUADA.

Si, la planta se ubicará en la ciudad de Lima, distrito de Ventanilla, integrante del complejo de la refinería La Pampilla. Las ventajas observadas serían:

- Cercanía a los mercados de consumo del producto.
- Fácil acceso a la materia prima.
- Transporte rápido y fácil acceso a los sistemas de recolección.
- Integración rápida a un complejo refinador.
- Mano de obra calificada.

4.3. LOGISTICA DE RECOLECCION.

A continuación se tratará de dar las pautas necesarias que permitan una adecuada recolección, basándose para ello, en la información procedente de otras regeneradoras en Latinoamérica, así como en información estadística del país.

4.3.1. INTRODUCCION.

La recolección de lubricantes usados constituye quizás la fase más crítica

dentro del proceso global de regeneración. Esta fase de operación contiene implicaciones de diferentes órdenes que en muchos casos escapan a las manos del refinador. Es necesario para llevar a cabo una eficiente labor de recolección, la participación del estado, que con disposiciones legales establezca el marco de restricciones. La participación del ciudadano común, quien con conciencia conservacionista, contribuya, disponiendo en lugares adecuados y establecidos para ello, el aceite usado proveniente de vehículos automotores. Del conglomerado industrial, que participe en la planificación para una logística de recolección acorde a su funcionalidad y finalmente la industria petrolera que establezca la infraestructura y los estímulos necesarios para lograr una efectiva operación recolectora.

De la interacción de esta red, depende el porcentaje y calidad real de recuperación.

4.3.2. PORCENTAJE DE RECOLECCION.

El porcentaje de recolección se basa en la posible cantidad de aceite a recoger , sobre la cantidad de aceite usado que se esta produciendo. En nuestro caso se recolectará aceite usado automotriz e industrial.

Se asume un 36% de recolección del total de aceite usado disponible, dentro del volumen global de aceite automotriz e industrial. Se debe acotar que el porcentaje de recolección se estima en base a encuestas, en el caso de aceite automotriz, en los autocentros y grifos, y en el caso de aceite industrial en los principales parques industriales del país.

Para obtener este porcentaje se debe tomar en cuenta que aproximadamente el 65% del volumen de aceite a nivel nacional se encuentra en Lima, y en la ciudad se puede lograr un mayor porcentaje de recolección, que en provincias.

4.3.3. ANTECEDENTES.

A continuación se tiene un cuadro de porcentajes de recolección, para el año de 1971, cuando recién se implantaba a mediana escala la industria de regeneración de aceite lubricante:

CUADRO N° 4.5

PORCENTAJES DE RECOLECCION SOBRE EL CONSUMO DE ACEITES LUBRICANTES.

Alemania	27.3 %
Francia	16.2 %
Inglaterra	21.0 %
Holanda	30.0 %
Estados Unidos	28.7 %
Media Mundial	26.4 %

4.3.4. MODELO DE RECOLECCION.

Es lógico suponer que los aceites a ser procesados provendrán de los más distintos lugares del país. Pero debido al desigual

desarrollo que ha tenido el país, se encuentra ciertas regiones geográficas de mayor desarrollo industrial, los cuales se muestran en el gráfico N° 4.5 en cada una de las cuales debe localizarse un sistema de recolección propio de su realidad individual. Estas ciudades llegan a juntar casi el 90% del total de aceites posible de recolectar en el país.

Merece especial atención Lima pues contiene un 65% del total de materia prima disponible. Una adecuada recolección en

Lima, con eficiencia, y se podría conseguir un porcentaje de recolección, aquí, más alto que el estimado nacional, lo que aseguraría un abastecimiento de materia prima suficiente.

De acuerdo a las características del país, se estima que el modelo de recolección debe ser lo más flexible y móvil posible.

En cada centro geográfico de recolección, los cuales se indican, en el gráfico, deben existir varias zonas de recolección, las cuales se elegirán de

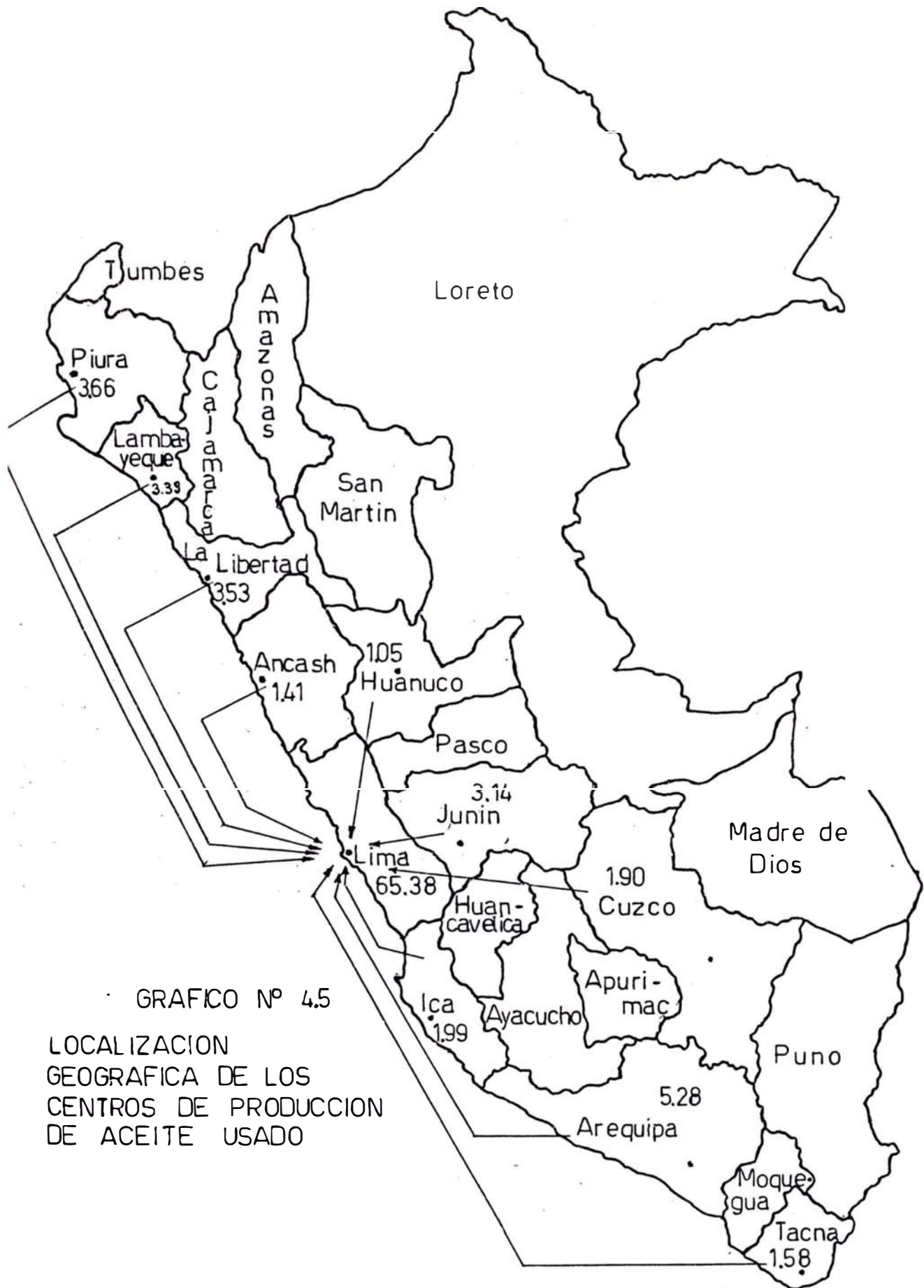


GRAFICO Nº 4.5
 LOCALIZACION
 GEOGRAFICA DE LOS
 CENTROS DE PRODUCCION
 DE ACEITE USADO

acuerdo a la realidad de la zona. Dichas zonas de recolección serán asistidas por camiones de 300 galones de capacidad provistos de bombas de succión. Estos camiones, una vez finalizada su labor hasta completar su volumen, se dirigen hacia una cisterna de mayor capacidad y que actúa como almacenamiento primario.

Una vez que la capacidad del almacenamiento primario es completado, un camión remolque trasladará la cisterna a la refinería La Pampilla en Lima, sitio en el cual estará ubicada la planta de regeneración y el almacenamiento final del insumo y el lubricante regenerado.

El modelo presentado en el gráfico N° 4.6, permite disminuir la inversión en almacenamiento para esta fase operativa y su movilidad permite tener almacenamiento primario y transporte a granel a menores costos.

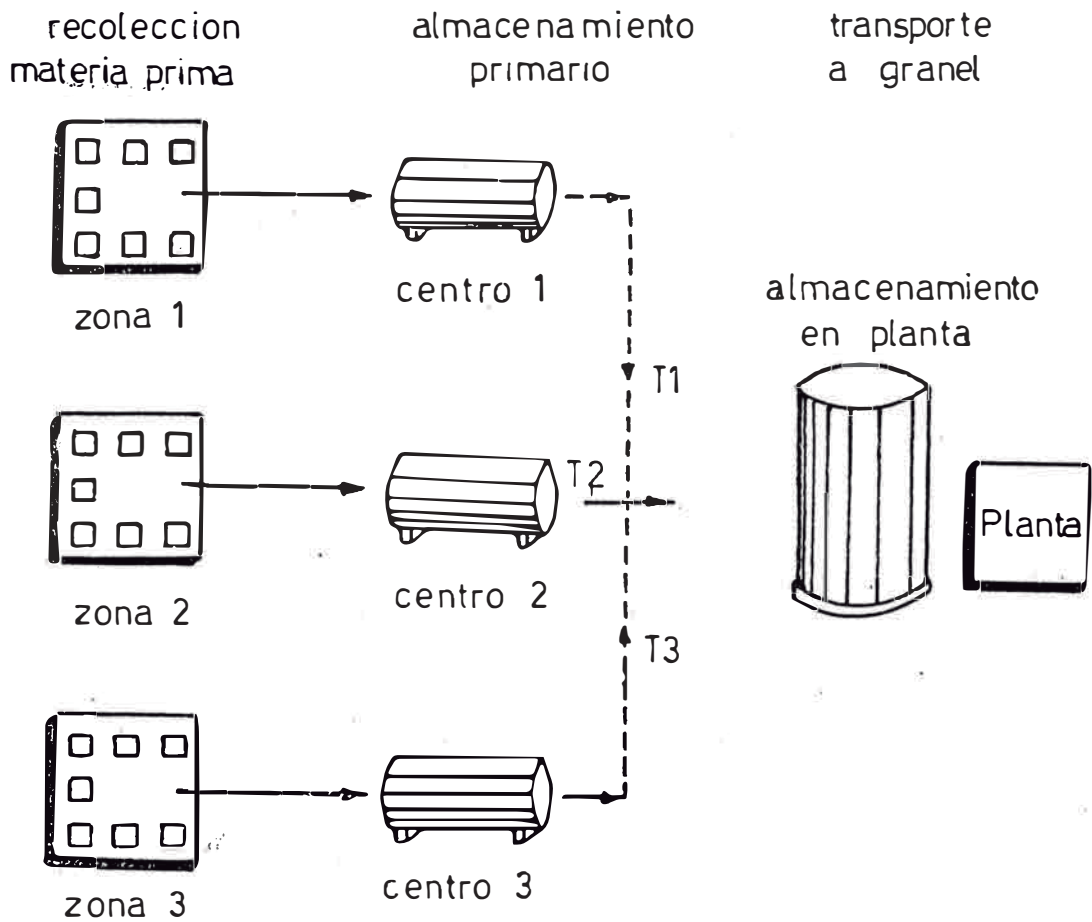


GRAFICO N° 4.6

FLUJO DE RECOLECCION DE ACEITE USADO

4.4. ESTIMACION DEL TAMAÑO DE PLANTA.

Este acápite es en el contexto global del proyecto una parte crucial.

A partir de esta estimación se basan los cálculos de diseño de planta y luego los económicos, y es también con este acápite que se culmina el capítulo de ingeniería de proyecto, habiéndose que en el se encuentran las pautas necesarias para la determinación de un adecuado tamaño de planta.

Se analizarán ciertos factores muy importantes como son: cantidad y disponibilidad de materia prima, el tamaño del mercado y también los antecedentes que de acuerdo a la tecnología a emplear, se ha encontrado.

La recolección de lubricantes usados, representa la fase crítica y más importante para la viabilidad de estas plantas. Se debe recordar la recolección se hará de lubricantes automotriz e industrial.

El aceite motor e industrial, de todas las marcas, comercializado a nivel nacional representa el 83.6 % del total de aceite lubricante producido. Este porcentaje es un promedio de los

porcentajes dados en los años 80 al 87 y se considerará constante para efectos de determinar la cantidad de materia prima disponible.

Si se estima un 36%, como porcentaje de aceite recolectado sobre el total producido, con ello se obtiene el siguiente cuadro.

CUADRO N° 4.6
ESTIMACION DE RECOLECCION Y PRODUCCION
(barriles/año)

Año	PRODUC. TOTAL	INDUS.+ MOTOR	TOTAL ACEITE RECOLECTADO	ACEITE REGENER. PRODUC. POR KTI	
1989	1	441374	368989	132836	121863
1990	2	441374	368989	132836	121863
1991	3	441374	368989	132836	121863
1992	4	447470	374085	134671	123544
1993	5	453645	379247	136529	125253
1994	6	459866	384448	138401	126962
1995	7	472430	394951	142182	130429
1996	8	485265	405681	146045	133974
1997	9	498342	416614	149981	137589
1998	10	511683	427767	153996	141021
1999	11	525274	439129	158086	144895
2000	12	546082	456525	164349	150636
2001	13	567501	474431	170795	156544
2002	14	589569	492880	177437	162631
2003	15	612286	511871	184274	168698
2004	16	635673	531423	191312	175349
2005	17	667790	558272	200976	184208
2006	18	701167	586176	211023	193415
2007	19	735877	615193	221469	202990
2008	20	711952	645352	232326	212941

Si se considera que al décimo año de puesto en marcha el proyecto, se debe llegar a trabajar al 100% de la capacidad instalada se tendrá una capacidad de tamaño de planta de:

$$T_p = 153996 \frac{\text{barr}}{\text{año}} * 0.158987 \frac{\text{m}^3}{\text{barr}} * 0.9 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} * \frac{1}{10^{-6}} \frac{\text{m}^3}{\text{cm}^3} * \frac{1}{10^6} \frac{\text{gr}}{\text{tm}}$$

$$T_p = 22,035 \text{ tm/año}$$

Luego se considerará, un tamaño de planta de 22,000 tm/año de procesamiento de aceite usado.

Y una producción máxima de 141,021 barriles/año ó 19,970 tm/año de aceite regenerado.

Si se compara los datos de producción estimada del cuadro N° 4.6, con los datos de demanda del cuadro N° 4.4; se nota que la posible producción de aceite regenerado, logra cubrir la demanda de aceite.

Se ha previsto un tamaño de planta ligeramente por encima de la demanda para cubrir contingencias que generen una baja de producción.

Revisando la bibliografía, encontramos antecedentes de la existencia de plantas de

regeneración de aceites, con tamaños de planta cercanos, al del proyecto; tal como:

- ⇒ Kinectics Technological International (K.T.I.), que tiene una planta operando en San Francisco, California, EEUU, de 157,246 Barriles/año.
- ⇒ Institut Francais du Petrole (I.F.P.); cuenta con una planta de 142,950 barriles/año en Yugoslavia.

Así pues, estos antecedentes confirman la posibilidad de instalación de una planta, con dicha capacidad de procesamiento.

CAPITULO V

INGENIERIA DE PROCESOS

5.1. SELECCION DEL PROCESO.

5.1.1. ANTECEDENTES.

Actualmente este tipo de industria se presenta en cierto modo como una industria "casera". Esta pequeña industria, de indole particular, es asumida como una acción empresarial aislada y no como una real acción de la industria de refinación. En nuestro país las pequeñas plantas existentes emplean el proceso de tratamiento con ácido sulfúrico y arcilla, el cual tiene un rendimiento del 70% en peso del total. Este proceso incluye la siguiente secuencia:

- a. Decantación, filtrado para remover partículas sólidas.
- b. Preflash al vacío o a presión

atmosférica para la separación de agua e hidrocarburos livianos (nafta-gasoil)

- c. Tratamiento ácido para la remoción de polímeros, asfálticos y aditivos. Decantación del sludge ácido.
- d. Neutralización y decoloración.- Esta última llevada a cabo con arcilla para eliminar, por adsorción, compuestos polares y productos de oxidación que imparten color al aceite.
- e. Fraccionamiento de las diferentes bases lubricantes.
- f. Tratamiento de terminado con arcilla de los cortes livianos y terminado con ácido-arcilla sobre el fondo.

Este proceso viene siendo empleado desde hace 20 años por las empresas más antiguas dedicadas a la regeneración, aquí en el Perú.

Pero este método tiene varios problemas. El ácido y la arcilla son corrosivos; la brea acidificada y la arcilla usada presentan problemas para eliminarlas ó almacenarlas. Y una fracción de los aceites se pierde con los residuos descargados. Hoy, los aceites multigrado

tienen un gran número de aditivos, así que más ácido y arcilla son requeridos. Norman J. Weinstein (9) afirma que el proceso ácido/arcilla es antieconómico para tamaños de planta mayores de 119,047 barriles/año de capacidad.

Debido a situaciones conyunturales en el Perú, también se presenta un problema debido a que en la actualidad el ácido sulfúrico también es insumo para el procesamiento de cocaína; por lo cual su suministro a la industria nacional se encuentra restringido a cuotas; por las autoridades.

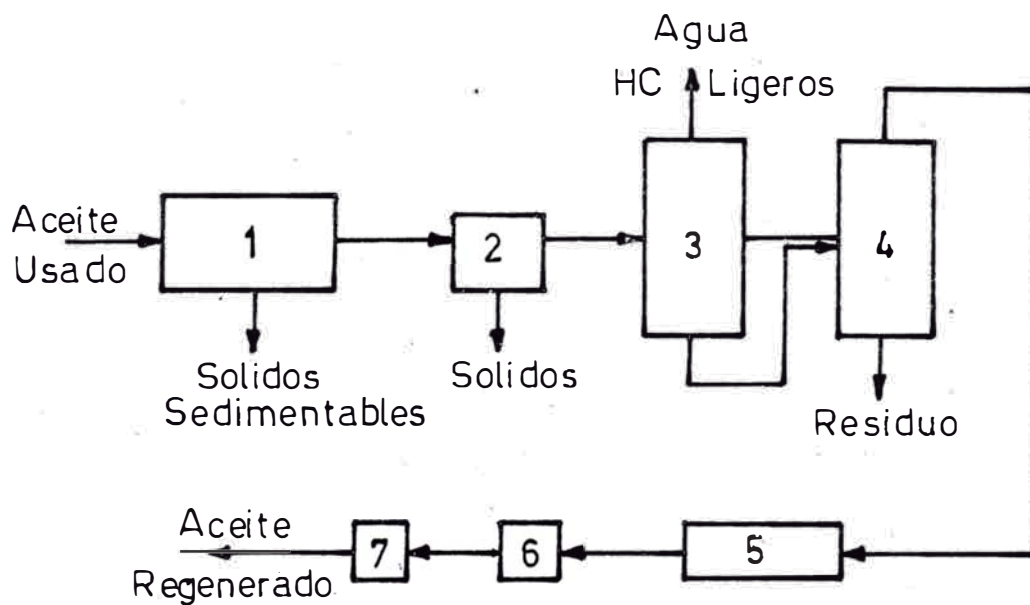
En la actualidad, en países más desarrollados este proceso ha sido dejado de lado debido al desarrollo de procesos más rentables.

Es hacia 1974, donde se observa la incorporación de los centros de investigación y desarrollo de las empresas petroleras internacionales en el suministro de tecnología nueva y la aparición de nuevos y sofisticados procesos para la regeneración de aceites.

A continuación tenemos un esquema que resume los procesos usados en la regeneración de aceites gastados:

GRAFICO N° 5.1

ESQUEMA GENERAL PARA PROCESOS DE
REGENERACION DE ACEITES USADOS



- 1) Sedimentación
- 2) Filtración
- 3) Destilación Atmosférica
- 4) Destilación al vacío
- 5) Hidrorrefino y/o Tratamiento ácido
- 6) Adsorción con arcillas
- 7) Filtración

5.1.2. PRINCIPALES PROCESOS CON HIDROTERMINADO EXISTENTES.

La industria de regeneración de aceites esta siendo enfrentada a 2 problemas: el creciente uso y sofisticación de los aditivos en el aceite y la necesidad de no contaminar aún más el medio ambiente.

Debido a lo cual, Weinstein (9), indica que solamente el proceso destilación/hidrotratamiento es económicamente atractivo y no produce productos de desecho. Los procesos de hidrogenación son los únicos que eliminan el vertido de efluentes contaminantes.

Como confirmando esto, al menos 3 firmas de ingeniería de procesos:

- Kinectics Technology International (Zoetermeer, the Netherlands, and Morrovia, California, EEUU).
- Snamprogetti (Milan, Italia).
- Institut Francais du Petrole (Rueil-Malmaison, Francia)

Han desarrollado procesos de regeneración para aceites gastados, que

incluyen hidrotretamiento y en la actualidad, estan trabajando en versiones mejoradas de sus técnicas.

A continuación se consignan una pequeña descripción de los procesos; más el diagrama de flujo respectivo..

Proceso de Kinectics Technology International (K.T.I.).

El aceite lubricante exento de agua y de impurezas que forman lodo, se somete a una destilación previa a presión reducida y con corto tiempo de permanencia del aceite en la columna.

A continuación se somete a evaporación en película bajo vacío, barrido con vapor. El producto de fondo pesado, es recirculado en parte, la otra parte se desecha.

El producto de topes es luego sometido a un hidroterminado para darle el color y olor adecuado al aceite. Primero el aceite es mezclado con un gas rico en hidrógeno, calentado y pasado a través de un reactor que mantiene un lecho fijo de catalizador. En esta reacción no ocurre craqueo de la

alimentación. El gas en exceso, se recicla, y algo de hidrógeno de reposición es añadido. Se obtiene así un producto con las especificaciones de calidad correctas.

Finalmente el aceite es destilado al vacío, para obtener diferentes cortes de aceites.

Se recupera cerca del 80% en peso de la carga como aceite lubricante re-refinado, del 5-7% como gasóleo tratado y nafta, asimismo se obtiene de 7-9 % de asfalto, subproducto que puede ser quemado en plantas de fuerza o en hornos de cemento.

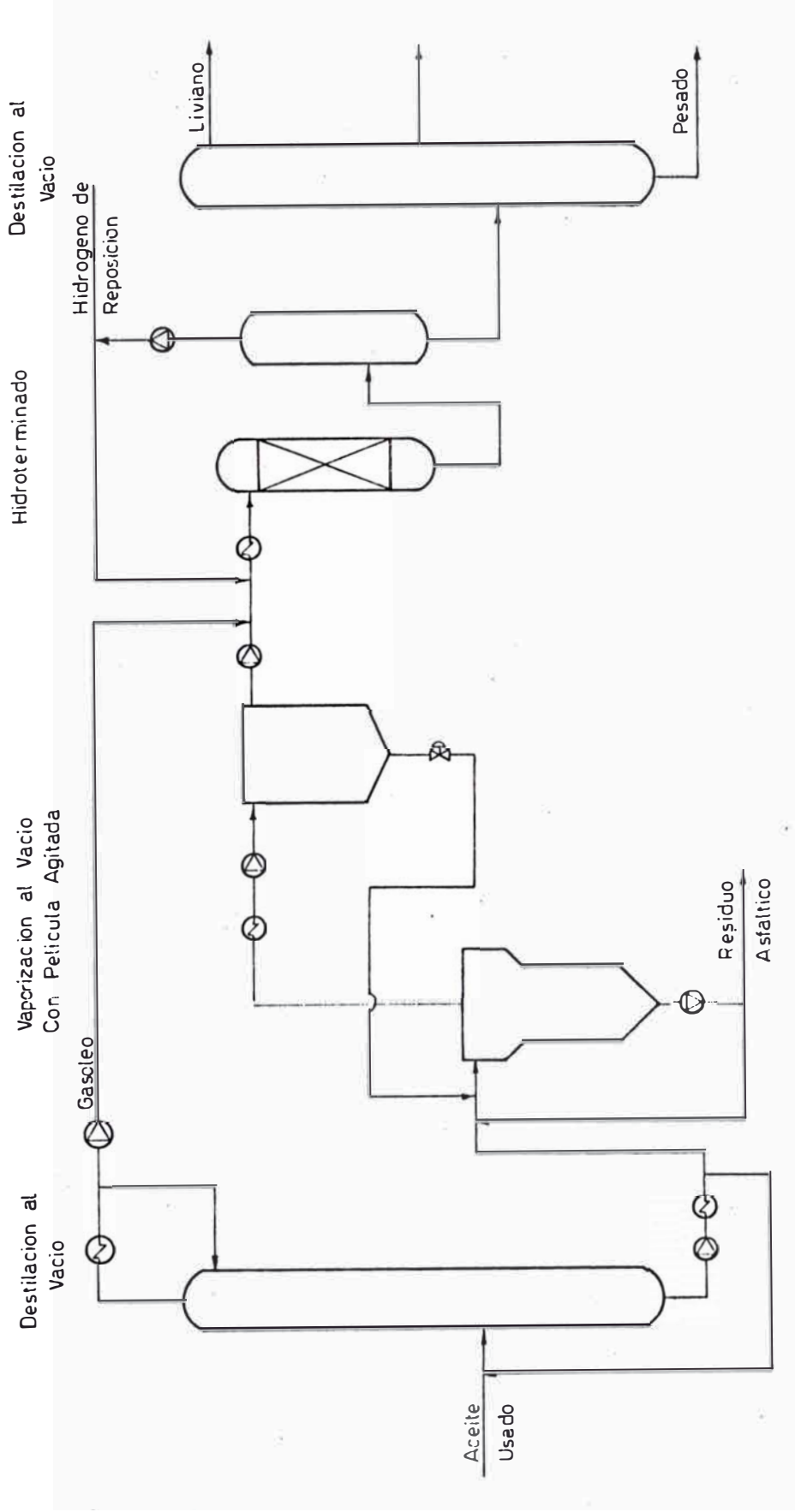
Cambiando las condiciones de operación del hidroterminado, se pueden cambiar las especificaciones del producto.

En cuanto a sus servicios, para una carga de 10 tm, se consume: 2.5 tm de vapor presión-media, 300 Kwh de electricidad, 600 m³ de agua de enfriamiento, aproximadamente 250 m³ de hidrógeno de reposición(100% puro) y 3.5 millones de Kcal de combustible (considerando un 10% de agua en al carga).

En el grafico N°5.2; se muestra el

GRAFICO Nº 5.2

ESQUEMA GENERAL DEL PROCESO K.T.I.



esquema general de este proceso.

Proceso del Instituto Frances del Petroleo (I.F.P.).

Este proceso se aplica a la refinación de aceites multigrado para motores formulados con altos contenidos de aditivos mejoradores del punto de congelación, índice de viscosidad y otros. Los aceites de carga pueden contener grandes cantidades de barnices, gomas y compuestos alfálticos, generados por el calentamiento y la fricción.

La carga de aceite usado, es alimentada a una unidad de pretratamiento para eliminar agua e hidrocarburos livianos. Esta carga pre-tratada, es bombeada a la unidad de selectopropano. Se aprovechan en este caso la gran selectividad del propano líquido hacia los hidrocarburos parafínicos, extrayendo éstos y dejando como residuo a compuestos asfálticos con gran parte de los metales y carbón coloidal, presentes en el aceite usado. Luego de la extracción con propano, el

aceite es bombeado a la unidad de hidotratamiento en donde es hidrogenado. Luego es destilado en tres cortes, los cuales son filtrados y almacenados. El gráfico 5.3, muestra el diagrama de flujo del proceso.

Los básicos obtenidos de tipo "spindle oil", "neutral" y "Bright stock" representan un 83.2% en peso con relación a la carga, se obtienen además un 6% de gasoleo, 1.5% de gas combustible y un 5% en combustible pesado; el balance se completa con 4% de agua contenida en el aceite original y residuos de aceite retenidos en los filtros de arcilla.

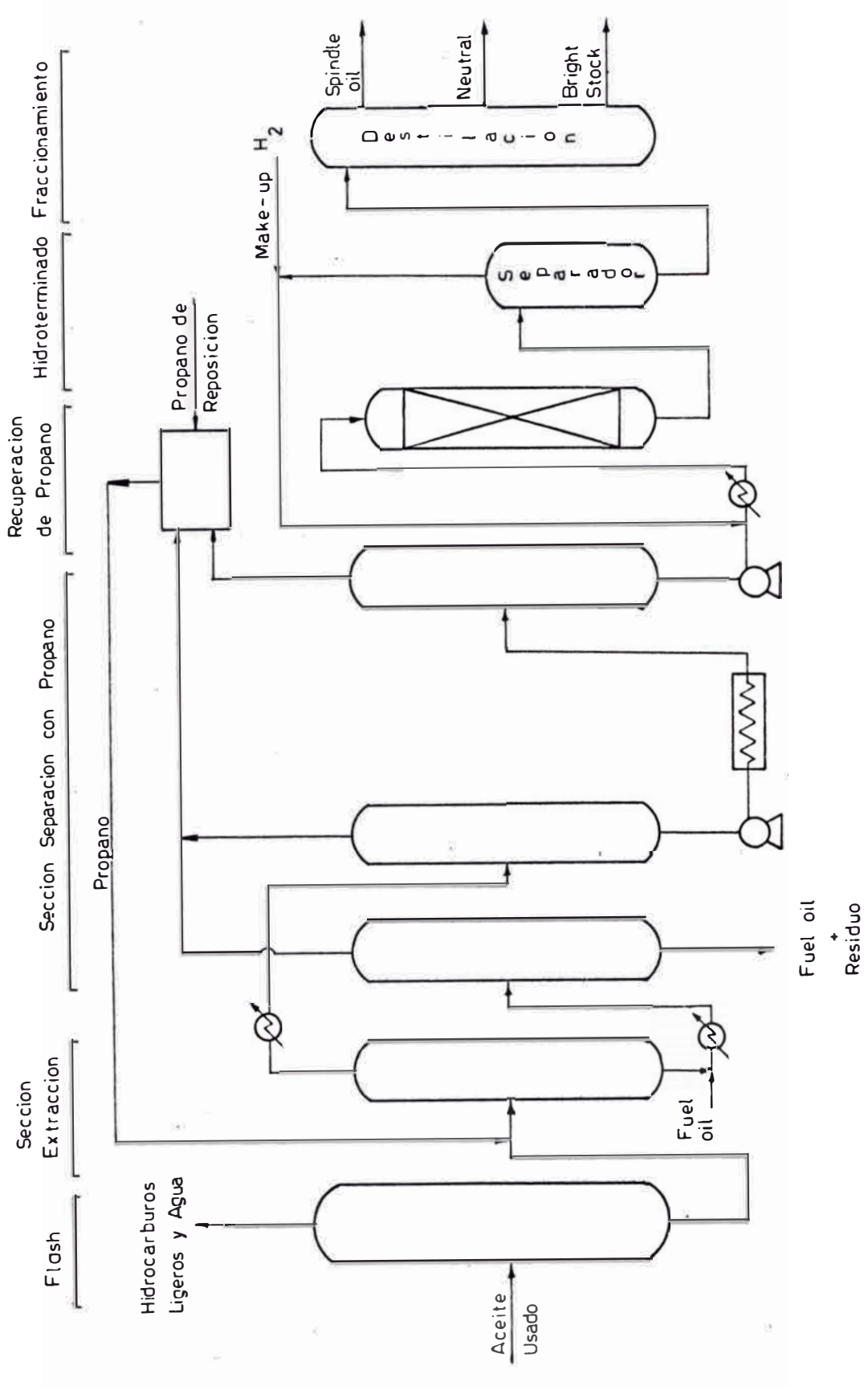
Proceso Snamprogetti (Sp.A.).

Es parecido al IFP; salvo que el Snamprogetti (gráfico N° 5.4) cuenta con dos unidades de desasfaltado con propano y entre ellas una unidad de fraccionamiento al vacío.

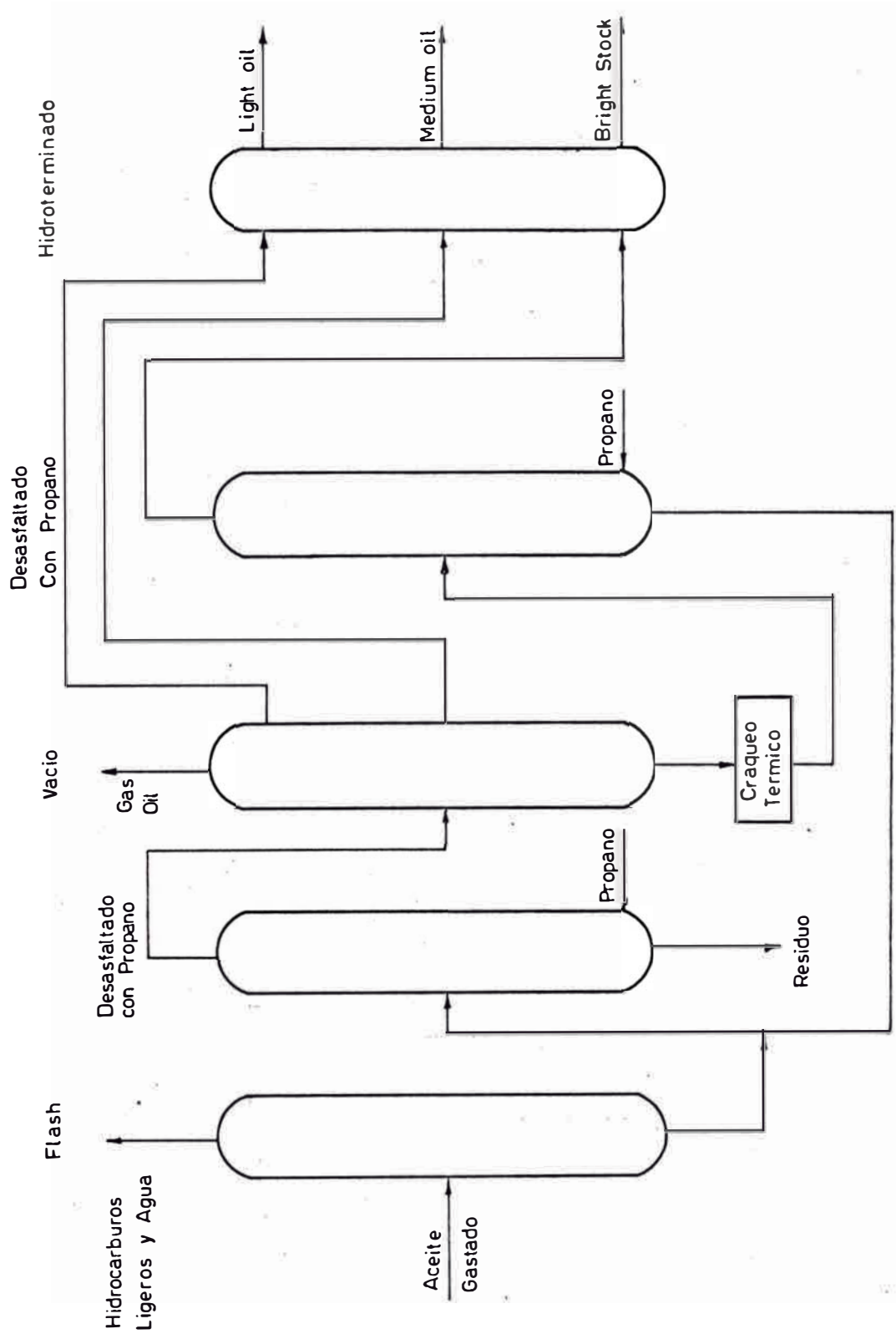
El proceso tiene un rendimiento del 80% de aceite regenerado con respecto a la alimentación y cerca de 5-7% como gasoil

GRAFICO Nº 5.3

ESQUEMA GENERAL DEL PROCESO I.F.P.



ESQUEMA GENERAL DEL PROCESO DE SNAMPROGETTI SPA
 GRAFICO Nº 5.4



tratado y nafta. Aproximadamente 7-9% como sub-producto asfalto, el cual puede ser quemado en plantas de cemento sin causar problemas ambientales.

5.1.3. COMPARACION ENTRE LOS PROCESOS.

La comparación tiene por finalidad destacar las virtudes y defectos de estos procesos; para poder luego seleccionar el proceso a utilizar. Ver cuadro N° 5.1.

Aspectos Técnicos.

- Los procesos IFP y Snamprogetti son bastante parecidos, salvo que Snamprogetti tiene 2 pasos de desasfaltado, mientras IFP solamente 1.
- Los Rendimientos del proceso KTI Snamprogetti son aproximados.

Aspectos Económicos.

- Los costos de inversión del proceso KTI es aproximadamente 8-10% menor que la inversión para Snamprogetti.

CUADRO N° 5.1

SUMARIO DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE
 REGENERACION POR HIDROTERMINADO
 (22,000 tm/año, límites de la batería)

PROCESO	PRODUCTO PRIMARIO	EFLUENTES Y SUBPRODUCTO	INVERSION (MMU\$)(X)	COMENTARIO
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE (Rueil-Malmaison, France)	Bases Lubricantes.	6 % gas oil 2 % gas combustible. 5 % residual	11.5	-Una planta de 20,000 tm/hr, en operación desde 1978 para Naftagas (Belgrado, Yugoslavia). -Una planta 100,000 tm/año URSS.
KINETICS TECHNOLOGY INTERNATIONAL (Zoetermeer, the Netherlands, and Monrovia, California).	Bases Lubricantes.	5 % destil. livianos 8 % residual	10.0	-Primera planta, en 1982 para VARGIL S.A. (Aspropyrgos, Grecia 120,000tm/año. -Planta de 100,000tm/año Alemania. -Una planta de 22,000tm/yr, en operación desde 1986, para Evergreen Holdings, Inc. (Irvine, Calif.) una subsidiaria de la KTI.
SNAMPROGETTI (Milan, Italy)	Bases Lubricantes.	5-7 % gas oil y naphta 7-9 % residual	12.5	-Una planta de 50,000tm/yr, en operación desde 1983, para Clipper Oil Italiana (Ceccano, Rome)

(X) incluye: equipos, almacenamiento, laboratorio y terrenos.

- El consumo de energía de Snamprogetti y IFP es ligeramente menor.
- IFP es probablemente más barato que Snamprogetti; debido a que la técnica italiana tiene 2 pasos de extracción con propano; mientras IFP solamente 1.

5.1.4. PROCESO SELECCIONADO.

En nuestro caso se ha seleccionado el proceso KTI; debido a las siguientes consideraciones:

- Actualmente el proceso KTI, tiene una planta operando en California, lo cual da una idea de que este proceso también es aplicado para aceites usados en climas semi-tropicales; tales como el Perú.
- El Proceso KTI no produce residuos contaminantes; pues es una de las tecnologías más avanzadas mundialmente, la que según la bibliografía, tiene una de las mejores perspectivas uno de los mejores. Aparte de ser de reciente invención.
- Del acápite anterior se deduce que el costo de inversión del proceso KTI es menor

que los otros dos procesos analizados, además que su consumo de energía es menor.

- Se dispone de información suficiente para realizar un buen análisis técnico y económico de este proceso, el cual ha sido seleccionado.

5.2. DISEÑO DE PLANTA PARA EL PROCESO SELECCIONADO

5.2.1. DETERMINACION DE LA CARGA A TRATAR (6).

El aceite usado a ser procesado provendrá de los lugares más variados y distantes del país.

Es por ello que en un estudio estadístico se deben considerar como base de provisión de muestras a las principales ciudades en el país (Lima, Arequipa, Huancayo, Chiclayo, etc.); de tal manera de lograr una verdadera representatividad en la muestra total.

Se considera como objetivo principal de esta caracterización, el definir las especificaciones del aceite usado que servirá como materia prima a la planta de

reprocesado, y por consiguiente el nivel de referencia para determinar la calidad y el precio de los futuros aceites usados.

Como primera etapa es necesario evaluar con ensayos físico-químicos y analíticos las muestras de aceite usado para luego recurrir a la ayuda del análisis estadístico que permitirá interpretar el resultado de los análisis a efectuar.

Las propiedades a ser analizadas son:

- Número de ácido total (N.A.T.).
- Viscosidad cinética a 40°C y 100°C
- Índice de viscosidad
- Carbón Conradson.
- Insolubles en pentano normal con coagulante.
- Insolubles en tolueno con coagulante
- Dilución
- Contenido de agua y sedimentos.
- " " Azufre total.
- " " Metales (Ca, Zn, Ba, Mg, Pb)

Estos resultados deben ser procesados y ordenados computacionalmente, para hallar cada variable, suponiendo una distribución

normal.

De esta manera se pueden determinar los grados de contribución de las variables más significativas que caracterizan el aceite usado en el Perú.

Será necesario que de antemano se considere que la compra de aceite usado se deberá hacer controlando el aceite ofertado con técnicas que evalúan las variables más importantes (N.A.T., viscosidad, agua, color, sedimentos, carbón, detergencia, dilución) para poder de esta manera determinar el precio del aceite usado "in situ" (estación de servicio).

Quantificar la relación que existirá entre el precio y la calidad del aceite usado, dependerá del mayor o menor costo operativo de la planta.

Finalmente según este procedimiento, se podrá hallar la tabla de variación de las características más importantes de los aceites usados provenientes del sector automotor e industrial.

Para el desarrollo del estudio se tomará

una muestra escogida aleatoriamente, debido a la imposibilidad de realizar un estudio como el mencionado, el cual es bastante complejo y costoso.

5.2.2. DISEÑO DE PLANTA.

Para enfocar el problema de diseño de plantas, se parte de la patente N° 33504023 donde se encuentra la descripción del proceso seleccionado (anexo N° II).

La patente mencionada contiene un balance genérico de masa, de todo el proceso y condiciones operativas en los equipos más importantes.

Se realizó un análisis de la patente, para determinar así las nuevas condiciones de operación, de acuerdo al tipo de carga a tratar; y se completa el balance de materia para todas las líneas que incluyen el proceso.

Se determinan también las principales propiedades de los productos a obtener, a partir de la carga (alimentación) dada.

a. Descripción del Proceso.

Para un mejor entendimiento, del proceso, se ha dividido en 4 secciones. El aceite antes de entrar al proceso: ha sido decantado, centrifugado y destilado a presión atmosférica; para eliminar lodos y agua; que pudieran afectar las condiciones del proceso.

En el gráfico N° 5.5, se puede apreciar el diagrama de flujo del proceso, el cual contiene cada una de las respectivas líneas numeradas. Y en el cuadro N° 5.3 encontramos las propiedades en cada una de ellas; así como el flujo y principales características.

En el cuadro N° 5.2 encontramos las principales propiedades físicas de la carga de alimentación al proceso.

Sección Destilación.

Aceite usado frío, se alimenta al proceso. Se precalienta en el intercambiador I-3, hasta 190°F, luego

PLANOS:

- GRAFICO NRO 5.5 - PARTE A

- GRAFICO NRO 5.5 PARTE B

CUADRO N° 5.2

PROPIEDADES FISICAS DE LA ALIMENTACION
(LINEA 1)

- Gravedad especifica "API" a 60°F 26.85
- Viscosidad Cst (100°F) 135.0 617.5. ssu
- Viscosidad Cst (210°F) 13.4 70.84 ssu
- Índice de viscosidad 191
- De las normas ITINTEC 321.012 sobre lubricantes;
tenemos que el aceite es un SAE 40.
- Destilación al vacío (D-1160); con temperatura
corregida a 760 mmHg, °C.

PID	432
10	460
30	482
50	500
70	517
90	558
100	605

Nota.- Esta curva de destilación fue obtenida del artículo: "Regeneración de aceites lubricantes usados" publicado en la revista "Ingeniería Química" en Noviembre de 1979. (Fig N°2, pag. 77) Y fue obtenida de un aceite motor SAE 40 usado.

CUADRO N° 5.3

CONDICIONES DE OPERACION Y PROPIEDADES
EN LAS LINEAS

LINEA	FLUJO (lbm/hr)	DENSIDAD lbm/ft ³	*API	TEMPERATURA °F	ENTALPIA BTU/lbm	OBSERVACIONES
1	6,110	55.77	26.85	77	40	HC
2	6,110	55.77	26.85	190	69.69	HC
3	6,110	55.77	26.85	690	391.97	HC
4	6,110	55.77	26.85	770	484	HC
5	12,759	56.26	25.48	770	484	HC
6	140.5	0.5176	-	413	1,202	H ₂ O
7	12,197	56.93	23.65	734	459	HC
8	12,197	56.93	23.65	734	459	HC
9	12,197	56.93	23.65	770	484	HC
10	6,427	56.93	23.65	770	484	HC
11	3,182.6	46.80	57.20	725	540	HC+gases+H ₂ O (#)
12	201.6	37.30	61.54	725	550	gases y H ₂ O a ejec.(#)
13	2,981	46.80	57.20	671	430	HC
14	2,480	46.80	57.20	671	430	HC
15	501	46.80	57.20	671	430	HC
16	501	46.80	57.20	673	434.3	HC
17	5,548	56.93	23.65	770	484	HC
18	978	58.05	20.64	910	560	HC
19	7,874	57.10	23.65	790	470.57	HC
20	7,874	57.10	23.65	900	618.2	HC
21	16,645	0.5176	-	413	1,202	H ₂ O
22	1,356	58.05	20.64	910	560	HC
23	1,356	58.05	20.64	910	560	HC
24	379	58.05	20.64	910	560	HC
25	6,534	56.8	23.95	910	675.1	HC+gases+H ₂ O (#)
26	77,745	1.375x10 ⁻³	-	850	1,113.58	gases v H ₂ O a ejec.(#)
27	6,456	56.8	23.95	600	335	HC
28	6,456	56.8	23.95	600	335	HC
29	1,348	57.65	21.70	600	330	HC
30	5,108	56.58	24.60	600	337	HC
31	5,108	56.58	24.60	600	337	HC
32	5,609	55.55	27.50	640	367	HC
33	5,654.33	55.55	27.50	670	403.32	HC + H ₂
34	5,654.33	55.55	27.50	608	371.232	HC + H ₂
35	5,654.33	55.55	27.50	608	371.6	HC + H ₂ + H ₂ S
36	105.63	0.02042	-	608	1,751.08	H ₂ + H ₂ S
37	105.63	0.0232	-	480	1,574.46	H ₂ + H ₂ S
38	41.234	0.008	-	470	3,140	H ₂
39	41.234	0.024	-	980	4,900	H ₂
40	41.234	0.174	-	470	3,140	H ₂
41	41.234	0.1125	-	979.52	4,900	H ₂
42	4.096	0.1125	-	979.52	4,900	H ₂
43	45.33	0.1125	-	979.52	4,900	H ₂

44	5,548.6	55.55	27.50	608	345.16	HC
45	5,548.6	55.55	27.50	899.5	587.5	HC
46	2,826	51.892	38.70	833	600	HC+H ₂ O _(g) , (#)
47	78.1	0.5176	-	413	1,202	vapor de H ₂ a eject.
48	2,826	51.892	38.70	752	475	HC
49	2,191	51.892	38.70	752	475	HC
50	635	51.892	38.70	752	475	aceite SAE 20
51	78.1	0.5176	-	413	475	vapor de H ₂ O
52	4,912	56.112	25.90	840	530.25	HC
53	4,912	56.112	25.90	840	530.25	HC
54	4,912	56.112	25.90	768	475.6	aceite SAE 40

NOTA:

(#) Estas líneas; el flujo másico indicado esta formado de: Hidrocarburos, volátiles y vapor de agua.

En el caso de la densidad y entalpía; en la tabla se indican estas propiedades, pero solamente para la fase HC y volátiles.

No considerandose el vapor de agua.

se pasa por el condensador I-2, calentandose hasta 690°F. Finalmente debe pasar por el horno H-1; en donde alcanza la temperatura de 770°F. Esta linea se mezcla con el reciclo de fondos de la columna CV-1, al ingresar la alimentación a esta columna a un vacio de 0.29 psia y una T=770°F, se produce un flasheo instantaneo del 8.2% de la alimentación. El aceite debe tener un tiempo de residencia muy corto en la columna. Como vapor arrastrante a 413°F y 200 psia; se alimenta por el fondo de la columna.

Por el tope de la columna sale vapores de gasoleo liviano, junto con livianos productos del craqueo de los compuestos inestables y el vapor arrastrante.

En el condensador I-1, hasta 671°F, condensan los vapores de gasoleo, siendo absorbidos por los eectores: los gases que no condensan y el vapor arrastrante.

Luego el gasoleo es bombeado hasta la presión de 870.23 psia, mediante la bomba centrífuga multietapa B-2.

Por los fondos de la columna, sale el aceite lubricante pesado 23.6 API, a una temperatura de 734°F en H-2. Después de donde; se separa una línea que recicla hacia la alimentación y otra que va a sección evaporación.

Vaporización.

A la sección de vaporización llega el aceite pesado a la temperatura de 770°F. Esta línea se mezcla con reciclo de fondos del vaporizador y con los productos de fondos del tanque de remojo TK-1.

Luego esta mezcla, se precalienta en el horno H-3, hasta 900°F. Ingresando luego al vaporizador de película

agitada, con arrastre con vapor. El vaporizador opera a una presión reducida de 0.029 psia, un 51.28% de la carga se vaporiza instantaneamente al ingresar al equipo; el resto resbala por las paredes del vaporizador; siendo agitada por las paletas y arrastrado el vapor con el vapor de agua a contracorriente. Se vaporiza así un 30% adicional de la carga inicial; hasta completar aproximadamente un 81% de vaporización.

El calentamiento en el evaporador, se realiza mediante una chaqueta de resistencias eléctricas; consumiendose 130.6 Kw. El producto de fondos sale a 910°F; parte se recicla mediante la bomba B-3; y parte sale como residuo del sistema.

Los productos de topes a 910°F; se condensan en I-2 hasta la temperatura de 600°F. Siendo succionado por los eyectores; los gases que no condensan (producto del craqueo) y el vapor arrastrante. Se utilizan eyectores de 3 etapas con condensadores intermedios, para producir un vacío de 0.029 psia.

El condensado de topes es bombeado luego al tanque de remojo TK-1. Dicho tanque que opera en batch; debe mantener durante 24 horas a 600°F; una carga para un día de operación.

Este tanque se encuentra aislado, para tener pérdidas de calor mínimas. En su interior contiene un serpentín de calentamiento; por donde fluye el producto de fondos de la columna a vacío CV-2.

Este flujo está controlado, por el control de temperatura del tanque.

Se ha considerado 3 tanques de remojo; uno debe estar llenando completamente hasta completar su carga total, el otro ya lleno debe recibir el remojo en caliente durante 24 horas, descargándose hacia las otras unidades del proceso.

Del fondo del tanque a 600°F, va una línea de reciclo pesado hacia la alimentación del vaporizador. Hay otra línea intermedia, que sale del tanque y que va hacia la sección hidroterminado a

600°F. Pero previamente se bombea (B-5); a la presión de operación del reactor 870.23 psia.

Sección Hidroterminado.

El aceite que sale del recipiente de remojo es mezclado con el gasoleo ligero que sale de topes de CV-1. Esta línea es luego mezclada con Hidrogeno en la proporción de $88\text{m}^3 \text{H}_2$ a condiciones normales/ m^3 carga HC. Antes de entrar al reactor; la mezcla es enfriada en I-3; hasta 608°F. Entrando finalmente la mezcla al reactor R-1 de lecho fijo con catalizador Co-Mo con soporte de alumina en el catalizador. El reactor opera a 870.23 psia y 608°F. Allí reaccionan los sulfuros y mercaptanos que contiene el aceite con el hidrógeno, produciendose H_2S . El tiempo residencia en el reactor es de 20 minutos.

Por los fondos del reactor sale el producto, que va al separador D-1; que opera a 50 psia y 608°F. Donde se separa la fase gas, de la fase líquida.

La fase gas contiene un 91.6% en volumen de H_2 , el cual se tratará de recuperar.

La carga de gas es enfriada, para evitar el contacto del dietanolamina (DEA) con el gas demasiado caliente que podría descomponer el DEA. El gas es enfriado en I-4, hasta $480^\circ F$. Luego pasa por el contactor CO-1, donde en contacto con el DEA, pierde el H_2S que contiene.

Luego el hidrógeno puro es reciclado al proceso; para lo cual se comprime, en el compresor de 2 etapas C-1, con enfriamiento intermedio I-5.

Este hidrógeno sale del compresor a 870.23 psia y $979.52^\circ F$; y se mezcla con el H_2 de reposición a las mismas condiciones. Todo este H_2 , va a mezclarse con la alimentación al reactor.

La fase líquida que sale del D-1, va a la sección Destilación II.

Sección Destilación II.

El aceite al cual se le ha eliminado el H_2S y H_2 sale del D-1 a $600^{\circ}F$ y es precalentado en el horno H-4; hasta $899.6^{\circ}F$. Ingresando luego a la columna de vacío CV-2; que opera a 0.435 psia; produciéndose una vaporización del 15% de la carga, al ingresar a la columna. Como elemento de arrastre se utiliza vapor; el cual es inyectado, por los fondos de la columna.

Por los topes de la columna salen vapores de aceite liviano; junto con el vapor de arrastre. En el condensador I-6, hasta $752^{\circ}F$, condensan los vapores de aceite liviano, siendo absorbido, el vapor de arrastre por los eyectores.

El aceite lubricante liviano, obtenido, tiene las características dadas en el cuadro N° 5.4.

Por los fondos de la columna, sale el aceite lubricante pesado a una temperatura de $640^{\circ}F$, luego este aceite es bombeado B-6; para pasar por el serpentín de calentamiento del tanque de

remojo. Enfriándose hasta 768°F. El producto obtenido es aceite pesado y tiene las siguientes características:

CUADRO N° 5.4

PROPIEDADES FISICAS DE LAS BASES OBTENIDAS

1. FONDOS.

- Gravedad específica °API° a 60°F 25.9
- Viscosidad Cst (100°F) 195 892 esu
- Viscosidad Cst (210°F) 16.5 83.5 esu
- Índice de viscosidad 183
- De las normas ITINTEC 321.012 sobre lubricantes: tenemos que el aceite es un SAE 40.
- Destilación al vacío (D-1160); con temperatura corregida a 760 mmHg, °C.

P10	495
10	501
30	510
50	512
70	530
90	549
100	575

2. TGPES

- Gravedad específica °API° a 60°F 38.41
- Viscosidad Cst (100°F) 35 163.98 esu
- Viscosidad Cst (210°F) 6.3 44.22 esu
- Índice de viscosidad 270
- De las normas ITINTEC 321.012 sobre lubricantes; tenemos que el aceite es un SAE 40.
- Destilación al vacío (D-1160); con temperatura corregida a 760 mmHg, °C.

P10	464
10	465
30	468
50	470
70	472
90	475
100	476

b. Balance de materia y energía.

En el balance de energía partimos de un alimentación de 6110 lbm/hr de aceite usado. Obteniéndose un 90.78% de recuperación del aceite.

Recuperándose 635.4 lbm/hr de aceite SAE-20 y 4912.4 lbm/hr de aceite SAE-40.

El balance de materia, se encuentra tabulado en el cuadro N° 5.5.

El balance de energía se puede apreciar en el cuadro N° 5.6. Se debe acotar que el tanque de remojo e intercambiadores (I-2, I-3) no se han considerado en el balance de energía; pues el intercambio de calor es entre líneas internas del proceso, luego no hay ingreso o salida efectiva de calor.

CUADRO N° 5.5

BALANCE DE MATERIA

SECCION	LINEA	MATERIA	ENTRADA (lbm/hr)	SALIDA (lbm/hr)
Destilación I	1	Aceite de alimentación	6110	-
	6	Vapor arrastrante	140.5	-
	12	Volátiles a EJ-1	-	201.6
Vaporización	24	Residuo del vaporizador	-	378.82
	21	Vapor arrastrante	16.6	-
	26	Volátiles EJ-2	-	77.7
Hidroterminado	42	H ₂ de reposición	4.056	-
	ADEA	H ₂ S absorbido	-	64.396
Destilación II	50	Aceite SAE-20	-	635.44
	54	Aceite SAE-40	-	4912.44
	51	Vapor arrastrante	78.1	-
	47	Volátiles a EJ-3	-	78.88
TOTAL			6349.26	6349.26
RENDIMIENTO PROCESO				90.78 %

CUADRO N° 5.6

BALANCE DE ENERGIA

SECCION	MATERIA	ENTRADA (lbm/hr)	SALIDA (lbm/hr)
Destilación I	Linea 1	244,460	-
	M-1	562,303	-
	Linea 12	-	33,605
	B-1	1,581	-
	I-1	-	327,910
	M-2	304,925	-
	B-2	3,070	-
Vaporización	M-3	839,573	-
	Linea 24	-	212,139
	B-3	261	-
	E-1	300,272	-
	B-4	1,371	-
	Linea 26	-	43,014
	B-5	60,246	-
Hidroterminado	Linea 42	20,070	-
	C-1	312,703	-
	I-4	-	18,657
	I-5	-	72,571
Destilación II	H-4	1'345,390	-
	I-6	-	353,250
	B-6	1,180	-
	Linea 53	-	2'604,588
	Linea 50	-	301,625
TOTAL		3'997,345	3'967,359

$$\text{Error} = \frac{3'997,345 - 3'967,359}{3'997,345} * 100$$

$$= -0.75 \%$$

Nota.- Este error es normal en este tipo de cálculos, por la complejidad y extensión del proceso.

c. Requerimientos de equipos y servicios.

Los equipos necesarios para el proceso se muestran en el gráfico N° 5.5. El diseño de los equipos principales se muestra en el Anexo N° III. A continuación en el cuadro N° 5.7, se resume las especificaciones de los equipos.

En el cuadro N° 5.8 se muestran también los requerimientos de servicios de cada uno de los equipos y del proceso en general.

CUADRO N° 5.7

ESPECIFICACION DE EQUIPOS

1. BOMBAS.

B-1	Bomba Centrífuga del proceso.	$P_{motor} = 1.5 \text{ CV}$ $Q_c = 7.29 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 734^\circ\text{F}$ Acero al carbono
B-2	Bomba Centrífuga multietapa (de alta velocidad).	$P_{motor} = 3 \text{ CV}$ $Q_c = 0.38 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 671^\circ\text{F}$ Acero al carbono
B-3	Bomba Centrífuga del proceso.	$P_{motor} = 1 \text{ CV}$ $Q_c = 0.7956 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 900^\circ\text{F}$ Acero al carbono
B-4	Bomba Centrífuga del proceso.	$P_{motor} = 1.5 \text{ CV}$ $Q_c = 4.03 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 600^\circ\text{F}$ Acero al carbono
B-5	Bomba Centrífuga multietapa (de alta velocidad).	$P_{motor} = 30 \text{ CV}$ $Q_c = 3.2 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 600^\circ\text{F}$ Acero al carbono
B-6	Bomba Centrífuga del proceso.	$P_{motor} = 3 \text{ CV}$ $Q_c = 3.1 \text{ m}^3/\text{hr}$ $T_{operac.} = 840^\circ\text{F}$ Acero al carbono

2. COLUMNAS DE DESTILACION.

CV-1	Al vacío	$D_{ia} = 2.82 \text{ ft}$ $N_{platos} = 15$ Reflujo $topes. = 4.95$ $T_{flash} = 770^\circ\text{F}$ $P_{flash} = 0.29 \text{ psia}$ Acero al carbono
------	----------	---

CV-2	Al vacío	Dia = 2.1 ft
		N° platos = 25
		Reflujo
		topes. = 3.45
		T _{Flash} = 899°F
		P _{Flash} = 0.445 psia
		Acero al carbono

3. COMPRESORES.

C-1	Compresor Reciprocante de 2 etapas.	P _{motor} = 90 HP.
		V = 152.98 m ³ /hr.
		Acero al carbono

4. HORNOS.

H-1	Horno tubular Aplicación convencional.	Tubos : Cr - Mo. Q̇ = 562,303 BTU/hr Ef. = 85 %
H-2	Horno tubular Aplicación convencional.	Tubos : Cr - Mo. Q̇ = 304,925 BTU/hr Ef. = 85 %
H-3	Horno tubular Aplicación convencional.	Tubos : Cr - Mo. Q̇ = 839,574 BTU/hr Ef. = 85 %
H-4	Horno tubular Aplicación convencional.	Tubos : Cr - Mo. Q̇ = 1'345,390 BTU/hr Ef. = 85 %

5. INTERCAMBIADORES DE CALOR.

I-1	Intercambiador simple de tubos en u. Con paso de coraza simple.	A = 12 ft ² Acero al carbono
I-2	Intercambiador simple de tubos en u. Con paso de coraza simple.	A = 183 ft ² Acero al carbono
I-3	Intercambiador simple de tubos en u. Con paso de coraza simple.	A = 33 ft ² Acero al carbono
I-4	Intercambiador simple de tubos en u. Con paso de coraza simple.	A = 17 ft ² Acero al carbono
I-5	Intercambiador simple de tubos en u. Con pa-	A = 44 ft ² Acero al carbono

so de coraza simple.

I-6 Intercambiador simple de tubos en u. Con paso de coraza simple. $A = 11 \text{ ft}^2$
Acero al carbono

6. EVAPORADORES.

E-1 Evaporador de película agitada, descendiente con arrastre con vapor. $A = 114 \text{ ft}^2$
 $\text{Dia.} = 4.2 \text{ ft}$
 $P_{op} = 0.029 \text{ psia}$
 $T_{\text{fluido}} = 900^\circ\text{F}$
 $\% \text{ Vap.} = 80 \%$
Acero Inoxidable

7. TANQUE DE REMOJO.

TK-1 Tanque de almacenamiento
Techo cónico. $\text{Dia.} = 12.6 \text{ ft}$
Fondo cónico. $L_{\text{total}} = 34.3 \text{ ft}$
Con serpentín de calentamiento interior $\phi = 3"$
1 paso. Acero al carbono.

8. EYECTORES

EJ-1 Eyector de 3 etapas. con condensadores intermedios. $P_{\text{succion max}} = 3.5 \text{ mmHg}$
 $C_{op. total} = 95.24 \text{ kg/hr}$
Acero al carbono.

EJ-2 Eyector de 3 etapas. con condensadores intermedios. $P_{\text{succion max}} = 1.5 \text{ mmHg}$
 $C_{op. total} = 38.22 \text{ kg/hr}$
Acero al carbono.

EJ-3 Eyector de 3 etapas. con condensadores intermedios. $P_{\text{succion max}} = 3 \text{ mmHg}$
 $C_{op. total} = 36.87 \text{ kg/hr}$
Acero al carbono.

9. REACTOR.

R-1 Reactor de Hidroterminado (cat. Co-Mo) $\text{Dia.} = 3.5 \text{ ft}$
 $L = 13.9 \text{ ft}$
 $e = 32.74 \text{ mm}$
Acero inoxidable

10. DRUM.

D-1 Separador horizontal. $\text{Dia.} = 2.6 \text{ ft}$
 $L = 5.95$
 $e = 6 \text{ mm}$
Acero al carbono

CUADRO N° 5.8

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS

ELECTRICIDAD	KWhr/hr
<u>Por bombas</u>	
B-1	0.712
B-2	1.223
B-3	0.0961
B-4	0.65
B-5	21.07
B-6	0.427

	24.178
<u>Por Compresores</u>	
C-1	151.51
<u>Por evaporador</u>	
E-1	130.65

TOTAL	306.34
VAPOR	lbm/hr
<u>Por columnas</u>	
(P = 270 psia, saturado)	
CV-1	140.5
CV-2	78.1

	218.6
<u>Por eyectores</u>	
(P = 150 psia, saturado)	
EJ-1	1188.4
EJ-2	410
EJ-3	548.6

	2147.0
<u>Por evaporador</u>	
E-1	16.645

TOTAL	2382.245

AGUA DE ENFRIAMIENTO lbm/hr	
<u>Por intercambiadores (a 25°C)</u>	
I-1	3,312.2
I-4	188.45
I-5	733.04
I-6	3,568.18

	7,801.87
<u>Por eyectores</u>	
EJ-1	61,556
EJ-2	19,184
EJ-3	27,874

	108,614

TOTAL	116,415.87

COMBUSTIBLE (PR N°6) lbm/hr	
<u>Por hornos</u>	
H-1	35.05
H-2	19
H-3	52.32
H-4	83.84

TOTAL	190.21

REACTANTES.

1. Hidrógeno (100% puro) 4.056 lbm/hr
2. DEA (al 25%) 3.2112 GPM

CATALIZADOR

1. Co-Mo (soporte de alúmina)
(periodo de vida útil = 10 años). 5,681.28 lbm

MATERIA PRIMA

1. Aceite usado
(caract. en cuadro N°3.2 6,110 lbm/hr

CAPITULO VI

ESTUDIO ECONOMICO

En este capítulo se ha desarrollado la estimación económica del proyecto, con este fin se han definido cuatro partes principales: Estructura de la Inversión, Financiamiento, Ingresos y costos del Proyecto y por último la Evaluación Económica.

Para cada parte de este estudio se han requerido diferentes fuentes de información. De esta manera se puede señalar que para la determinación de los Costos de los Equipos se empleo los datos y graficos del libro del Instituto Francés del Petroleo (IFF) y del Peters. Dichos costos se han actualizado en base a los indices de Nelson, para la estimación de la inversión de capital fijo se empleo el método descrito en el Peters; en la determinación de los volúmenes de producción y materia prima se utilizó los resultados obtenidos del estudio de mercado, el cual se encuentra en el capítulo IV.

Los precios de venta, y costos de materia prima se estimaron en base a información obtenida de estudios anteriores realizado por A. Andaniya (36), los costos del proceso se han determinado en base a los requerimientos del mismo y a costos tomados del IFP, otros cargos a considerar como impuestos y financiamiento provienen de diversas fuentes como el ITINTEC (Instituto Tecnológico de Investigación de Normas Técnicas), INP (Instituto Nacional de Planificación), etc.

El proyecto ha sido evaluado con moneda constante referidos al año cero ó preoperativo señalado (1988) con un tiempo de vida útil de 10 años calendarios.

Se ha tomado como forma de comparación la evaluación del proyecto para distintos niveles de financiamiento sobre la inversión de capital fijo (20, 50 y 80% de este monto) observandose en cada caso la liquidez y rentabilidad que arrojan mediante el cálculo del VAN y TIR respectivo y el cual se explica en la parte de Evaluación Económica.

En líneas generales, en todos estos casos se han obtenidos resultados favorables para que el proyecto pueda llevarse adelante con un buen margen de utilidad y seguridad de éxito.

6.1. INVERSION.

La inversión total del proyecto comprende el Capital Fijo y el Capital de Trabajo, los que han sido estimados en base a la información proporcionada por el IFP (41) y el Peters (42), los precios se han actualizado en base a los índices de Nelson, el Capital de Trabajo se estimó como un número determinado de días de operación del total anual.

6.1.1. ESTRUCTURA DE LA INVERSION.

La inversión total asciende a US\$ 8'913,660.4 del año cero, toda la evaluación económica estará expresada en dólares debido a su mayor estabilidad como moneda, su empleo general en el mercado Internacional y poder cotizar el Proyecto de manera integral con mayor seguridad.

La inversión directa representa un 54.52% del total, la inversión indirecta un 10.02%, los intangibles un 17.56% y el 17.89% restante incluye imprevistos y contingencias.

a. Inversión Fija.

El total de la inversión estimada es de MUS\$ 8,913.66 divididos en MUS\$ 4,859.8 para la inversión directa, MUS\$ 893.58 de inversión indirecta, MUS\$ 1,565.17 de intangibles y MUS\$ 1,595.17 por contratista e imprevistos.

El costo neto de equipos FOB bordea los US\$ 1,567,678, la información detallada de cada un de ellos se aprecia en el cuadro N° 6.1., el costo de los otros rubros de la inversión fija se aprecian en el cuadro N° 6.2.

Los porcentajes para cada rubro se han fijado en base a información obtenida del Peters, salvo los cargos por importación cuya fuente fue el ICE (Intituto de Comercio Exterior).

b. Inversión de Capital de Trabajo.

El monto total del Capital de Trabajo es de MUS\$ 1,601.6 para cuentas del activo, y MUS\$ 507.22 para el pasivo, con un monto total de MUS\$ 1,094.42. En el

CUADRO N° 6.1

COSTO DE EQUIPOS

(U\$ FOB)

ITEM	N° de Unidades	Costo unidad \$ de 1975	Costo total \$ de 1975	Costo Actual
				1008.4
				Ind = ----- = 1.9626
				513.8
BOMBAS				
B-0	2	2,903	5,806	
B-1		2,284	4,568	
B-2		5,098	10,196	
B-3		2,182	4,364	
B-4		2,334	4,668	
B-5		8,994	13,986	
B-6		2,264	4,528	
B-7		3,384	6,768	
		-----	-----	-----
		27,442	54,884	107,715.34
				677.2
				Ind = ----- = 1.3764
				492
COLUMNAS DE DESTILACION				
CV-1	1	39,230	39,230	
CV-2		43,280	43,280	
		-----	-----	-----
		82,510	82,510	113,566.76
				1008.4
				Ind = ----- = 1.9626
				513.8
COMPRESORES				
C-1	1	24,350	24,350	
C-2		43,280	43,280	
		-----	-----	-----
		48,700	48,700	95,578.62
				677.2
				Ind = ----- = 1.3764
				442
CONTACTORES CON DEA				
CO-1	1	72,000	72,000	
		-----	-----	-----
		72,000	72,000	99,100.80

HORNOS

H-1	1	4,500	4,500
H-2		3,750	3,750
H-3		9,000	9,000
H-4		15,000	15,000
		<u>32,250</u>	<u>32,250</u>

	577.2
Ind = -----	= 1.502
	324.3
	<u>48,439.50</u>

**INTERCAM-
BIADORES
DE CALOR**

I-1	1	2,724	2,724
I-2		6,076	6,076
I-3		5,085	5,085
I-4		2,835	2,835
I-5		3,137	3,137
I-6		1,907	1,907
		<u>21,764</u>	<u>21,764</u>

	577.2
Ind = -----	= 1.502
	384.3
	<u>32,689.53</u>

VAPORADOR

E-1	1	\$ de 1965	\$ de 1965
		79,000	79,000
		<u>79,000</u>	<u>79,000</u>

	577.2
Ind = -----	= 2.682
	315.2
	<u>211,893.8</u>

**TANQUES DE
REMOJO**

TK-1	2	21,840	43,680
		100,000	200,000
		50,000	100,000
		15,000	30,000
		<u>196,840</u>	<u>393,680</u>

	576.4
Ind = -----	= 1.6205
	356.7
	<u>636,147.5</u>

EJECTORES

EJ-1	1	12,950	12,950
EJ-2		9,000	9,000
EJ-3		8,800	8,800
		<u>30,750</u>	<u>30,750</u>

	887.1
Ind = -----	= 1.6740
	329.9
	<u>51,527.76</u>

REACTOR

R-1	1	59,532	59,532
		<u>59,532</u>	<u>59,532</u>

	576.4
Ind = -----	= 1.6159
	356.7
	<u>96,197.76</u>

				576.4
DRUM				Ind = ----- = 1.6159
				356.7
D-1	1	6,736	6,736	
		-----	-----	-----
		6,736	6,736	10,884.70
GENERADOR DE EVAPORADOR				602.2
				Ind = ----- = 2.5912
				232.4
GV-1	1	2,100	2,100	
		-----	-----	-----
		2,100	2,100	5,442.00
TORRES DE ENFRIAMIENTO				1,359
				Ind = ----- = 1.9498
				697
TE-1	1	30,000	30,000	
		-----	-----	-----
		30,000	30,000	58,494.00
TOTAL DE INVERSION DE CAPITAL (U\$ 1988)				----- 1'567,678.= -----

CUADRO N° 6.2

INVERSION DE CAPITAL FIJO

(U\$ del año cero)

COSTOS DIRECTOS	%	
Equipo adquirido y maquinaria entregada FOB	100	1'567,678.0
Instalación del equipo	35	548,687.3
Instrumentación y control (instalado)	20	313,535.6
Cañerías y tuberías (instaladas)	50	783,839.0
Instalaciones eléctricas (colocadas)	10	156,767.8
Obras civiles (servicios)	20	313,535.6
Mejoras de terreno	10	156,767.8
Instalación de servicios (instalado)	60	940,606.8
Terreno (si se necesita)	5	78,383.9

COSTO DIRECTO TOTAL DE PLANTA (D)	310	4'859,801.8
COSTO INDIRECTO		
Ingeniería y Supervisión	35	548,687.3
Gastos de Construcción	20	313,535.6
Inspección	2	31,353.6

TOTAL INDIRECTO DE PLANTA (I)	57	893,576.5
CARGOS POR IMPORTACION		
Arancel	50	783,839.0
Fletes	15	235,151.7
Sub-tasa	22	344,889.2
Imp.D.L. 22342 (Fom. Exp.No trad)	1.28	20,066.3
Imp.D.L. 22348 (Flete Marítimo)	2.56	40,132.6
Seguros, embalaje y consulado	9.00	141,091.0

TOTAL DE IMPORTACION (IM)		1'565,169.7
OTROS		
Contratista	5 % (D + I)	287,668.9
Contingencia	20 % (D + I)	1'150,675.7
Cambio de orden	10	156,767.8

TOTAL DE OTROS		1'595,169.7
TOTAL DE INVERSION DE CAPITAL FIJO		8'913,660.4

cuadro N° 6.3 se aprecia el calculo del capital de trabajo para el año inicial de operación. El número de días se ha tomado en base al común empleado en evaluación de proyectos (39).

Debido al aumento de precios de la materia prima y del producto, del orden del 5% anual el capital de trabajo aumentará en la misma proporción. Siendo mayor que la tasa de inflación estimada en un 4% anual, y mantener un margen seguro de estabilidad.

CUADRO N° 6.3

CAPITAL DE TRABAJO

(US\$/AÑO)

	DIAS		
+ Materia prima	30 de carga	= 30*(80*66.65)	= 159,960
+ Prod. en proceso	15 " "	= 15*(80*66.65)	= 79,980
+ Prod. terminados	30 " producto	= 30*(500*60.52)	= 907,800
+ Ctas por cobrar	15 " "	= 15*(500*60.52)	= 453,900
- Ctas por pagar	10 " carga	= 10*(80*66.65)	= 53,320
- Cobros adelantados	15 " producto	= 15*(500*60.52)	= 453,900

+ ACTIVO = 1'601,640 - PASIVO = 507,220

CAP. DE TRABAJO = 1'094,420

6.2. FINANCIAMIENTO.

6.2.1. ESTRUCTURA FINANCIERA.

Para el financiamiento de la inversión requerida del proyecto, se pueden optar por las siguientes opciones:

- Mediante aporte de capital propio, para esto se debe escoger entre recurrir a entidades privadas que se interesen de cubrir los gastos de instalación, compra y puesta en marcha del proyecto, tales como Compañías Petroleras, Corporaciones Industriales afines, etc.
- Mediante la participación exclusiva del Estado, por intermedio de su empresa: Petroperú S.A.; la ventaja de esta última opción es la rápida disponibilidad de recursos materiales y humanos para la implementación del proyecto.
- Una tercera alternativa es la participación mixta de entidades privadas y estatales, del tipo de sociedad anónima, con accionariado compartido.

En todos estos casos se puede optar por

emplear exclusivamente fondos provenientes de las utilidades que posean estas empresas, venta o emisión de acciones, cargos a futuros clientes o proveedores, etc.

De no ser así debido a falta de liquidez o de suficientes recursos financieros disponibles, se optará con el financiamiento de parte de la inversión de capital fijo mediante préstamos bancarios (Nacionales ó extranjeros), préstamo de Cofide u otros organismos afines.

Se tomarán tres niveles diferentes de endeudamiento, correspondientes sólo al capital fijo en un 20, 50 y 80% de este monto. El resto será cubierto por aportes propios señalados anteriormente, así como el capital de trabajo.

6.2.2. ENDEUDAMIENTO.

En el cuadro N° 6.4 se muestran las condiciones del préstamo, fijados en base a la tasa del mercado internacional (Libor ó Prime Rate) así como el interés a pagarse. El monto total del financiamiento se recibe

en el año pre-operativo y el pago de los intereses y amortización se realizan a partir del primer año de operación.

El acceso al crédito se realiza por un organismo de enlace, en este caso se recurrirá a COFIDE (Cooperación Financiera de Desarrollo) que se encarga de realizar la licitación a nivel Internacional.

CUADRO N° 6.4

ENDEUDAMIENTO

Monto	Interés %	Periodo de Pago (años)	Sistema de Pago.
Más de \$1.000.000	11.0	5	Amortización constante.

6.2.3. SERVICIO DE DEUDA.

Se ha tomado un sistema de amortización constante, pago anual conjuntamente con los intereses correspondientes, el periodo de pago es de 5 años, representando la mitad

del tiempo de vida útil del proyecto. El interés asignado es del 11% anual sobre el saldo de la deuda.

En el cuadro N° 6.5 se aprecia el estado de servicio de la deuda para los valores arriba señalados, expresados en moneda corriente.

En el también se presentan estos mismos valores afectados del 4% de inflación anual acumulada, es decir dividiendo cada monto por el factor 1.04 elevado al año respectivo. Obteniendose estos resultados, en moneda constante.

La diferencia correspondiente a cada rubro dado en la amortización del préstamo proporciona el nivel de pérdida por inflación acumulada la cual se tomará para efectos del balance general proyectado.

6.3. INGRESOS Y COSTO DEL PROYECTO.

Se ha fijado en 10 años el periodo de operación y de vida útil del proyecto, con una depreciación del tipo lineal, sin valor de rescate al final del ejercicio.

CUADRO N° 6.5

FINANCIAMIENTO

SERVICIO DE DEUDA

(MUS\$/año)

AÑO	1	2	3	4	5
MONEDA CORRIENTE					
	% FINANCIAMIENTO = 20 %				
Deuda al final	1388.64	1041.48	694.32	347.16	0
Amortización	347.16	347.16	347.16	347.16	347.16
Interés	190.94	152.75	114.56	76.38	38.19
Pago	538.1	499.91	461.72	423.54	385.35
MONEDA CONSTANTE					
Deuda al final	1335.23	962.91	617.25	296.75	0
Amortización	333.81	320.97	308.62	296.75	285.34
Interés	183.59	141.23	101.85	65.29	31.39
Pago	517.4	462.2	410.47	362.04	316.73

MONEDA CORRIENTE					
	% FINANCIAMIENTO = 50 %				
Deuda al final	3471.6	2603.7	1735.8	867.9	0
Amortización	867.9	867.9	867.9	867.9	867.9
Interés	477.35	381.88	286.4	190.94	95.47
Pago	1345.25	1249.78	1154.31	1058.84	963.37
MONEDA CONSTANTE					
Deuda al final	3338.08	2407.27	1543.62	741.88	0
Amortización	834.52	802.42	771.56	741.88	713.35
Interés	458.99	353.07	254.61	163.21	78.47
Pago	1293.5	1155.49	1026.17	905.1	791.82

MONEDA CORRIENTE					
	% FINANCIAMIENTO = 80 %				
Deuda al final	5554.56	4165.92	2777.28	1388.64	0
Amortización	1388.64	1388.64	1388.64	1388.64	1388.64
Interés	763.75	611	458.25	305.5	152.75
Pago	2152.39	1999.64	1846.89	1694.14	1541.39
MONEDA CONSTANTE					
Deuda al final	5340.92	3851.63	2468.99	1187.02	0
Amortización	1335.23	1283.88	1234.49	1187.02	1141.36
Interés	734.38	564.91	407.38	261.14	125.55
Pago	2069.61	1848.78	1641.86	1448.16	1266.91

6.3.1. PRESUPUESTO DE INGRESOS.

Los ingresos han sido estimados por el valor que tendría en el mercado la base lubricante regenerada, comparando los precios de otras marcas que se ofrecen en el mercado, como se puede ver en el cuadro N° 6.6 el volumen de producción se ha determinado por el estudio de mercado realizado y detallado en el capítulo IV, considerando que se empleará toda la base lubricante regenerada producida.

CUADRO 6.6

PRECIO DE ACEITES LUBRICANTES

PRECIOS DE ACEITES LUBRICANTE NUEVO †

PRODUCTO	\$/GAL	\$/BARR
Castrol	5.0	275.0
Petrolube	3.5	192.5
Lubricante Regenerado	2.2	121.0

PRECIO DEL ACEITE REGENERADO ††

PRODUCTO	\$/GAL	\$/BARR
Mayco	1.68	92.4
Marte	1.60	88.0
Producto Propuesto	1.456	80.0

† Precio al Público

†† Precios a granel en planta

En el cuadro N° 6.7 se aprecia el plan de ventas establecido iniciandose con el 1° año con un 86.41% de la capacidad instalada por los tres primeros años y luego incrementarla paulatinamente hasta finalmente copar totalmente la capacidad en el transcurso del 10° año del proyecto.

El precio de venta de la base lubricante estimada se ha fijado en 500 US\$/Tm según sondeos de precios realizados en lubricentros y por información previamente recopilada, mencionada en el cuadro anterior. El precio se incrementa en un 5% anual para mantenerse sobre la inflación del 4% antes mencionada.

El precio de venta dado hace a nuestro producto competitivo por ser menor en un 20% del ofrecido por las otras empresas mencionadas, que oscilan entre 750 y 800 US\$/Tm en el mercado lo cual unido a su mejor calidad hace posible su competencia y asegura al proyecto frente a bajas de precio con el mercado internacional y nacional.

CUADRO N° 6.7

PLAN DE VENTAS

(TM/AÑO)

ASO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Materia Prima	19,008	19,008	19,008	19,270	19,836	19,803	20,344	20,897	21,460	22,035
Producto Base Ligera	1,979.6	1,979.6	1,979.6	2,001.9	2,030	2057	2,113	2,171.8	2,230	2,285
Producto Base Pesada	15,282.4	15,282.4	15,282.4	15,493.1	15,707	15,922	16,352	16,801.2	17,254	17,685
TOTAL PRODUCCION	17,257	17,257	17,257	17,495	17,737	17,979	18,470	18,972	19,484	19,970

Debe hacerse notar que para efectos de ventas se ha dado un sólo precio en conjunto al aceite lubricante ligero y pesado. Este producto se podría comercializar como tal, pero es preferible que reciba algunos aditivos que mejoren su calidad, sin aumentar demasiado su precio.

6.3.2. PRESUPUESTOS DE COSTOS DE PRODUCCION.

En el cuadro N° 6.8 se aprecia de manera detallada los costos de producción para el primer año, señalándose los costos fijos tales como: mano de obra, supervisión, mantenimiento, suministros, etc; y los costos variables dados por la materia prima, reactivos y servicios, el cálculo de cada rubro se detalla en el anexo IV.

En el cuadro N° 6.9 se muestran los costos totales de producción estimados para el periodo de evaluación del proyecto, basados en el plan de ventas propuesto y los cálculos mencionados

La materia prima representa el mayor

CUADRO N° 6.8

COSTOS DE PRODUCCION

	Precio/Unidad	Precio/año (MU\$/año)
MATERIA PRIMA		
Ac. Lubricante Usado	80 \$/tm.	1,520.64
COSTOS VARIABLES		
Servicios		
Vapor	12.88 \$/hr	
Electricidad	33.35 "	
Combustible	7.08 "	
Agua de Enfriam.	1.84 "	

Total Servicios	55.15 \$/hr	
Rect. y Cataliz.		
Hidrógeno	5.4080 \$/hr	
DEA	0.0203 "	
CO-MO	0.1434 "	

Total React. y Catal.	5.5717 \$/hr	

TOTAL COSTOS VARIABLES*	60.722 \$/hr	480.92

Costo Variable/ Un. de Prod.	24.08 \$/tm producto	
COSTOS FIJOS		
Mano de Obra Directa	45,000 \$/año	
Supervisión	34,800 "	
Mantenimiento	156,768 "	
Gastos de Laboratorio	9,000 "	
Suministros (envases)	23,515 "	
Gastos Generales de planta	118,284 "	
	-----	-----
TOTAL DE GASTOS FIJOS**	387,367 \$/año	387.37

TOTAL DE COSTO DE FABRICACION		2'323,555.6

* Tomando el caso de trabajar a total capacidad.

** Se mantienen constante para todo el periodo de vida útil.

CUADRO N° 6.9

COSTOS TOTALES DE PRODUCCION

(MUS\$/año)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Materia Prima	1,520.64	1,596.67	1,676.51	1,899.76	2,021.96	2,181.04	2,357.34	2,357.34	2,536.34	2,729.88
Costo Variable	415.55	436.33	458.14	519.15	552.55	596.02	642.83	642.83	693.18	745.99
Costo Fijo	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	389.37
TOTAL COSTO DE PRODUCCION	2,323.56	2,420.37	2,522.02	2,657.66	2,806.88	2,964.88	3,164.48	3,382.53	3,617.16	3,863.24

costo, los costos fijos son los de menor magnitud que todos ellos, variando entre el 16.7 y 10% del total a lo largo del periodo operativo, esto debido al poco personal requerido y al bajo costo de la mano de obra de nuestro país; así como del personal técnico calificado y de ingeniería. Los requerimientos de personal se han basado en estudios anteriores (36) y su distribución se aprecian en el cuadro N° 6.10

6.3.3. PRESUPUESTOS DE GASTOS OPERATIVOS.

En este rubro se ha considerado a los gastos administrativos, tales como salarios del personal administrativo, secretarias, contadores, útiles de oficina, equipos, comunicaciones y otros. También considera a los gastos por ventas, publicidad y expendio. Los porcentajes tomados se han basado en información proporcionada por el Peters.

CUADRO N° 6.10

PERSONAL DE PLANTA POR TURNO

Número	Cargo	Sueldo por persona (US\$/año)
1	Gerente de Producción *	9,000.00
1	Jefe de planta *	7,800.00
1	Ing. Químico supervisor	6,000.00
1	Capataz, Asisten. de Sup.	3,000.00
5	Operarios	2,400.00

* El Gerente de producción y el Jefe de planta trabajan en un sólo turno.

Se ha tomado en un 2% del monto de las ventas totales como todo el conjunto de gastos operativos, correspondiendo un 1.5% a los gastos administrativos y el 0.5% a los gastos por ventas.

En el cuadro N° 6.11 se pueden apreciar los Gastos de Operación proyectados para todo el horizonte de planeamiento fijado, conjuntamente con los costos totales.

El porcentaje asignado está en función del mayor o menor número de mercados, competencia y volumen de producción, debido

CUADRO N° 6.11

FRESUPUESTO DE COSTOS TOTALES

(MUS\$/año)

ÁRD	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Costo total de Producción	2323.56	2420.37	2522.02	2657.66	2806.88	2961.88	3164.48	3382.53	3617.16	3863.24
Gastos Administ. (2% Ventas)	172.57	181.20	190.26	202.53	215.59	229.46	247.52	266.96	287.87	309.80
Gasto Financiero	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
Costo total del Producto	3364.03	3469.50	3590.18	3728.09	3890.37	4054.24	4279.90	4517.39	4772.93	5040.94
Costo Unitario (U\$/TM prod.)	194.94	201.05	207.46	213.09	219.34	225.49	231.72	238.11	244.97	252.43

a esto se tomó un porcentaje bajo por no ser empleado el producto directamente sino como un intermedio.

6.3.4. PRESUPUESTO DE COSTOS TOTALES.

En el cuadro N° 6.11 también se muestran los costos totales de producción y el costo unitario de producción, para cada año de vida útil del proyecto. Debe señalarse que para tener este costo completo se han añadido los gastos correspondientes al financiamiento, por el pago de los intereses expresados en moneda constante y la depreciación anual de activos fijos. La cual ha sido tomada en forma lineal con un monto constante de MUS\$ 867.9 al año sin valor de rescate al final del proyecto.

Se puede observar que el costo unitario de producción por tonelada se incrementa a lo largo del periodo operativo en un 3.1% anual.

6.3.5. ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS PROYECTADO.

En los cuadros del 6.12 al 6.15 se muestran los resultados de la comparación de los ingresos y costos totales de producción determinados anteriormente, cada rubro ha sido señalado en detalle determinandose la renta neta del proyecto con y sin financiamiento.

El pago por el impuesto a la renta y aporte a la investigación y desarrollo del ITINTEC ha sido fijado en un 35 y 2% sobre la renta neta, de acuerdo a información proporcionada por el INF y el ITINTEC, para cada caso.

Deducidos estos pagos, el saldo resultante representa la utilidad neta para cada año de operación del proyecto, a esta utilidad se le descuenta un 10% por concepto de reserva legal y el 1% por utilidad retenida.

La diferencia final la representan los dividendos anuales obtenidos en la operación. Debe señalarse que el incremento del financiamiento origina

CUADRO N° 6.14

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS PROYECTADO

(MUS\$/año)

% FINANCIAMIENTO = 50%

	1	2	3	4	5	5	7	8	9	10
AÑO										
INGRESOS										
Ventas	8628.50	9059.23	9512.92	10126.32	10779.72	11473.13	12375.78	13347.75	14393.37	15490.01
EGRESOS										
Materia prima	1520.64	1596.67	1676.51	1784.61	1899.76	2021.96	2181.04	2352.34	2536.61	2729.88
Costo variable	415.55	436.33	458.14	487.68	519.15	552.55	596.02	642.83	693.18	745.99
Costo fijo	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37	387.37
GASTOS DE PRODUCCION	2323.56	2420.37	2522.02	2659.66	2806.28	2961.88	3164.43	3382.54	3617.16	3863.24
UTILIDAD BRUTA	6304.94	6639.56	6990.91	7466.67	7973.44	8511.25	9211.35	9965.22	10776.21	11626.77
Gastos administrativos										
Y ventas (2% ventas)	172.57	181.20	190.26	202.53	215.59	229.46	247.52	266.96	287.87	309.80
UTILIDAD DE OPERACION	6132.37	6458.36	6800.65	7264.14	7757.85	8281.79	8963.83	9698.26	10488.34	11316.97
Gastos financieros	458.99	353.07	254.61	163.21	78.47	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
RENTA NETA	4805.48	5237.39	5678.14	6233.03	6811.48	7413.89	8095.93	8830.36	9620.44	10449.07
Imp. renta 35%	1681.92	1833.09	1987.34	2181.56	2384.02	2594.86	2833.58	3090.63	3367.15	3657.17
Inv. y desa. INTEC 2%	96.11	104.75	113.56	124.66	136.23	148.28	161.92	176.61	192.41	208.98
UTILIDAD NETA	3027.45	3299.55	3577.24	3926.81	4291.23	4670.75	5100.43	5563.12	6060.88	6582.92
Reserva legal	302.75	329.96	357.72	392.68	429.12	467.08	510.04	556.31	606.09	658.29
Utilidad retenida	30.28	32.99	35.77	39.27	42.91	46.71	51.00	55.63	60.61	65.83
DIVIDENDOS	2694.42	2936.60	3183.75	3494.86	3819.20	4156.96	4539.39	4951.18	5394.18	5858.80
Perdidas	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

intereses mayores y por lo tanto una menor renta neta, disminuyendo a la larga las ganancias obtenidas.

De los cuadros se aprecia claramente que el proyecto arroja utilidades positivas para todo el periodo de operación, evaluando con y sin financiamiento. Debido al buen margen de ganancia se hace posible la disminución del precio de venta del producto, con el fin de asegurar un nivel de competencia del producto y lograr su ingreso y consolidación en el mercado.

En vista del buen margen de dividendos obtenidos se puede asignar un mayor porcentaje a los rubros de reserva legal y utilidad retenida, o aumentar el aporte a la investigación, de tal manera que en este último caso se paguen menos impuestos.

6.3.6. PUNTO DE EQUILIBRIO.

De toda la información obtenida hasta este punto es posible determinar el nivel de producción de equilibrio, considerando todos los rubros y aplicando la siguiente fórmula:

$$Q_{pe} \cdot F_v = Q_{emp} \cdot C_{mp} + C_{vp} \cdot Q_{pe} + C_{tf} + G_{ad} + Inv + Dep$$

Despejando se obtiene:

$$Q_{pe} = \frac{(C_{tf} + Inv + Dep)}{(0.98 \cdot F_v - C_{vp} - C_{mp})}$$

Donde: $G_{ad} = 0.02(Q_{pe} \cdot F_v)$

$$Q_{emp} = Q_{pe} / E_{fp}$$

$$E_{fp} = 0.9788$$

Q_{pe} : Producción de Equilibrio

Q_{emp} : Vol. de materia prima requeridos

F_v : Precio de venta del producto

C_{mp} : Costo de materia prima

C_{vp} : Costo variable por TM de producto

C_{tf} : Costo total fijo

G_{ad} : Gastos administrativos y de ventas

Inv : Pago de intereses

Dep : Depreciación de activos fijos

El cuadro N° 6.16 muestran los resultados para los casos con y sin financiamiento del proyecto.

Se observa que el nivel de producción de equilibrio es bajo y por lo tanto el

CUADRO N° 6.16

FUNTO DE EQUILIBRIO
(TM producto/año)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
%FINANC.										
0	3322.55	3164.34	3013.86	2870.15	2733.47	2603.31	2479.34	2361.28	2248.84	2141.75
% Cap. total	16.64	15.85	15.09	14.37	13.69	13.04	12.42	11.82	11.26	10.72
Días de oper.	55.00	52.30	48.00	47.40	45.20	43.00	41.00	39.00	37.20	35.40
20	3808.50	3520.36	3258.18	3019.43	2801.83	2603.31	2479.34	2361.28	2248.84	2141.75
% Cap. total	19.07	17.63	16.32	15.12	14.03	13.04	12.42	11.82	11.26	10.72
Días de oper.	63.00	58.20	54.00	50.00	46.30	43.00	41.00	39.00	37.20	35.40
50	4537.45	4054.37	3624.92	3243.32	2904.35	2603.31	2479.34	2361.28	2248.84	2141.75
% Cap. total	22.72	20.30	18.15	16.24	14.54	13.04	12.42	11.82	11.26	10.72
Días de oper.	75.00	67.00	60.00	54.00	48.00	43.00	41.00	39.00	37.20	35.40
80	5266.37	4588.39	3992.17	3467.24	3006.87	2603.31	2479.34	2361.28	2248.84	2141.75
% Cap. total	26.37	22.98	19.99	17.36	15.06	13.04	12.42	11.82	11.26	10.72
Días de oper.	87.00	76.00	66.00	57.30	50.00	43.00	41.00	39.00	37.20	35.40

proyecto posee una gran flexibilidad de operación, pudiéndose disminuir el nivel de producción y/o de ventas con el fin de realizar posibles estrategias de mercadeo o que debido a imprevistos se tenga que reducir el nivel de producción estimadas.

En este cuadro se aprecia que el punto de equilibrio disminuye de un 16.64% al 10.72% de la capacidad instalada, a lo largo del periodo de operación sin financiamiento, debido al incremento de los precios, así también se nota un aumento debido a una mayor tasa de financiamiento, la estructura de la fórmula hace prever este comportamiento al aumentar el valor del denominador.

6.3.7. FLUJO NETO DE FONDOS PROYECTADOS.

En los cuadros del N° 6.17 al 6.20 se aprecian los distintos montos de dinero disponible, provenientes de la utilidad neta al cual se le han deducido las inversiones del proyecto para los casos con y sin financiamiento para todo el tiempo de vida útil.

CUADRO N° 6.17

FLUJO NETO DE FONDOS PROYECTADO

(MUS\$/año)

% FINANCIAMIENTO = 0%

ANOS	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES										
Inv. propia	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Amort. deuda	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cap. trabajo (prepio)	1094.42	1147.14	1206.60	1266.93	1330.27	1396.79	1466.63	1539.96	1616.56	0.00
inc. del c. de trabajo	1094.42	54.72	57.46	60.33	63.35	66.51	69.84	73.33	75.99	-1616.56
TOTAL INVERSIONES	1094.42	54.72	57.46	60.33	63.35	66.51	69.84	73.33	75.99	-1616.56
Utilidad neta	3316.62	3521.99	3737.63	4029.63	4340.67	4670.75	5100.44	5563.13	6060.88	6592.91
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
FLUJO NETO DE FONDOS	3090.10	4335.17	4548.07	4837.20	5145.22	5472.14	5898.50	6357.70	6851.79	9067.77
Aportes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	0.00	2951.79	3134.57	3326.49	3586.37	3863.19	4156.97	4539.39	4951.19	5394.16
Saldo de caja anual	3090.10	1383.38	1413.50	1510.71	1558.85	1698.95	1741.53	1818.31	1900.59	3673.59
Caja residual	3090.10	4473.48	5886.98	7397.69	8956.54	10565.48	12307.02	14125.32	16025.92	19699.51

CUADRO N° 6.18

FLUJO NETO DE FONDOS PROYECTADO

(MUS\$/año)

% FINANCIAMIENTO = 20%

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES										
Inv. propia	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Amort. deuda	333.81	320.97	398.62	296.75	285.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cap. trabajo (propio)	1094.42	1149.14	1206.60	1266.93	1330.27	1396.79	1466.63	1539.96	1616.96	0.00
Inc. del c. de trabajo	1094.42	54.72	57.46	60.33	63.35	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
TOTAL INVERSIONES	1428.23	375.69	366.08	357.08	348.69	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
Utilidad neta	3200.95	3433.02	3673.47	3988.50	4320.89	4670.75	5100.44	5563.13	6060.88	6582.91
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
FLUJO NETO DE FONDOS	2640.63	3925.23	4175.29	4499.32	4840.11	5472.14	5898.50	6357.70	6851.78	9067.77
Aportes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	0.00	2848.85	3055.39	3269.39	3549.77	3845.59	4156.97	4539.39	4951.19	5394.18
Saldo de caja anual	2640.63	1076.38	1119.90	1229.93	1290.34	1626.55	1741.53	1818.31	1900.59	3673.59
Caja residual	2640.63	3717.01	4836.91	6066.84	7357.18	8983.72	10725.26	12543.56	14444.15	18117.74

CUADRO N° 6.19

FLUJO NETO DE FONDOS PROYECTADO

(MUS\$/año)

% FINANCIAMIENTO = 50%

ARO	1	2	3	4	5	5	7	8	9	10
INVERSIONES										
Inv. propia	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Amort. deuda	834.52	892.42	771.56	741.88	713.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cap. trabajo (propio)	1094.42	1149.14	1206.60	1266.93	1330.27	1396.79	1466.53	1539.96	1616.96	0.00
Inc. de c. de trabajo	1094.42	54.72	57.46	60.33	63.35	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
TOTAL INVERSIONES	1928.94	857.14	829.02	802.21	776.70	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
Utilidad neta	3027.46	3299.56	3577.22	3926.81	4291.23	4670.75	5100.44	5563.13	6060.89	6582.91
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
FLUJO NETO DE FONDOS	1966.42	3310.32	3616.11	3992.49	4382.43	5472.14	5898.50	6357.70	6851.79	9067.77
Aportes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	0.00	2694.44	2936.61	3183.73	3494.86	3819.20	4156.77	4539.39	4951.19	5394.18
Saldo de caja anual	1966.42	615.88	679.50	808.76	887.57	1652.94	1741.53	1818.31	1900.60	3673.59
Caja residual	1966.42	2582.30	3261.80	4070.56	4958.13	6611.08	8352.61	10170.92	12071.51	15745.10

CUADRO N° 6.20

FLUJO NETO DE FONDOS PROYECTADO

(MUS\$/año)

FINANCIAMIENTO = 80%

AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES										
Inv. propia	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Aport. deuda	1335.23	1283.88	1234.50	1187.02	1141.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cap. trabajo (propio)	1094.42	1149.14	1266.60	1266.93	1330.27	1396.79	1466.63	1539.96	1616.96	0.00
Inc. del c. de trabajo	1094.42	54.72	57.46	60.33	63.35	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
TOTAL INVERSIONES	2429.65	1338.60	1291.96	1247.35	1204.71	66.51	69.84	73.33	76.99	-1616.96
Utilidad neta	2853.96	3166.10	3480.98	3865.11	4261.57	4670.75	5100.44	5563.13	6060.89	6582.91
Depreciación	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90	867.90
FLUJO NETO DE FONDOS	1292.21	2655.40	3056.93	3485.66	3924.76	5472.14	5896.50	6357.70	6851.79	9967.77
Aportes										
Aportes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	0.00	2540.03	2817.83	3096.07	3439.95	3792.79	4156.97	4539.39	4951.19	5394.18
Saldo de caja anual	1292.21	155.37	239.10	387.59	484.81	1679.35	1741.53	1818.31	1900.60	3673.59
Caja residual	1292.21	1447.59	1686.69	2074.28	2559.09	4238.44	5979.97	7798.28	9698.87	13372.46

El flujo Neto de Fondos (FNF), el Saldo de caja Anual (SC) y Acumulado (SCA) se determina de la siguiente forma:

$$FNF_t = Util.Neta + Dep.Anual - Total de Inv.$$

$$CS_t = FNF_t - Divid._{t-1}$$

$$SCA_t = \sum_{i=1}^N SC_i$$

Se puede apreciar que tanto el FNF, el SC y el SCA resultan positivos y con un monto apreciable, lo cual de por si indicaría que el proyecto es rentable, pero el análisis detallado de la liquidez y rentabilidad del mismo se verá más adelante en la evaluación económica.

Los dividendos siempre se pagan al año siguiente del ejercicio para efectos del saldo de caja. La amortización de la deuda esta expresada en moneda constante.

Las tendencias observadas muestran un descenso del FNF con el aumento del endeudamiento y un incremento del FNF con el correr de los años, esto último debido al incremento gradual de precios y del volumen de producción.

6.3.8. BALANCE GENERAL PROYECTADO.

En este estado financiero se equiparan los ingresos efectivos con los egresos y el patrimonio obtenido, demostrándose al cerrar el balance que los estados financieros anteriores fueron correctamente determinados.

En los cuadros N° 6.21 al N°6.24 se aprecia la distribución de rubros para los casos anteriormente señalados de financiamiento, el valor de Caja/Bancos proviene del Saldo de Caja acumulado del FNF respectivo, además se detalla los elementos del capital de trabajo correspondiente al activo y pasivo. Los pagos de la deuda y el monto del saldo se hallan en moneda corriente.

El patrimonio lo conforma el valor total de la inversión de capital fijo, la utilidad retenida, reserva legal y la pérdida por inflación acumulados en cada caso.

Como puede observarse el activo y el pasivo coinciden totalmente, por lo que significa un correcto manejo de cada rubro

CUADRO N° 6.22

BALANCE GENERAL PROYECTADO

(MUS\$/año)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ARG OPERACION										
ACTIVO										FINANC. = 20%
Caja	2840.62	3717.01	4836.91	6066.84	7357.18	8983.72	10725.26	12543.56	14444.15	18117.74
Inv. Mat. Fria	159.96	167.96	176.36	185.17	194.43	204.15	214.36	225.08	236.33	0.00
Inv.prod.procc.	79.98	83.98	88.18	92.59	97.22	102.08	107.18	112.54	118.17	0.00
Inv.prod.term.	907.80	953.19	1000.85	1050.89	1103.44	1156.61	1216.54	1277.37	1341.23	0.00
Ctas. por cobrar	453.9	476.6	500.42	525.45	551.72	579.3	608.27	636.68	670.62	0.00
Act. e intang.neto	7811.10	6943.20	6075.30	5207.40	4339.50	3471.60	2603.70	1735.80	867.90	0.00
TOTAL ACTIVO	12053.36	12341.94	12678.02	13128.34	13643.48	14499.47	15475.31	16533.03	17678.40	18117.74
PASIVO										
PASIVO A CORTO PLAZO										
Ctas por pagar	53.32	55.99	58.79	61.72	64.81	68.05	71.45	75.03	78.78	0.00
Cobrcs adelantados	453.90	476.60	500.42	525.45	551.72	579.30	608.27	638.68	670.62	0.00
Pago anual de deuda	347.16	347.16	347.16	347.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	2848.85	3055.39	3269.39	3549.77	3845.59	4156.97	4539.39	4951.19	5394.18	5856.79
PASIVO A LARGO PLAZO										
Deuda	1041.48	694.32	347.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PATRIMONIO										
Capital social	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20	6943.20
Util ret/perd.Acua	320.10	663.39	1030.74	1429.59	1861.68	2328.76	2838.80	3395.12	4001.20	4659.49
Reserva legal acua.	32.01	66.34	103.07	142.96	186.17	232.88	283.88	339.51	400.12	465.95
Perd/gan por inf.acua	13.35	39.54	78.08	128.49	190.31	190.31	190.31	190.31	190.31	190.31
TOTAL PASIVO	12053.36	12341.93	12678.01	13128.34	13643.48	14499.47	15475.3	16533.04	17678.41	18117.74
Per/gan. por inf.	13.35	39.54	78.08	128.49	190.31	190.31	190.31	190.31	190.31	190.31

INFORMACION

13.35 PER/GAN POR INF. ACUA 38.54

CUADRO N° 6.23

BALANCE GENERAL PROYECTADO

(MUS\$/año)

ARG OPERACION ACTIVO	FINANC. = 50%									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Caja	1966.42	2582.30	3261.80	4070.56	4958.13	6611.08	8352.61	10170.92	12071.51	15745.10
Inv. Mat. Prima	159.76	167.96	176.36	185.17	194.43	204.15	214.36	225.08	236.33	0.00
Inv.prod.proc.	79.98	83.98	88.18	92.59	97.22	102.08	107.18	112.54	118.17	0.00
Inv.prod.term.	907.80	953.19	1000.85	1050.89	1103.44	1158.61	1216.54	1277.37	1341.23	0.00
Ctas. por cobrar	453.90	476.60	500.42	525.45	551.72	579.30	608.27	638.68	670.62	0.00
Act. e intang.neto	7811.10	6943.20	6075.30	5207.40	4339.50	3471.60	2603.70	1735.80	867.90	0.00
TOTAL ACTIVO	11379.16	11207.22	11102.90	11132.06	11244.44	12126.82	13102.66	14160.39	15305.76	15745.10
PASIVO										
PASIVO A CORTO PLAZO										
Ctas por pagar	53.32	55.99	58.79	61.72	64.81	68.05	71.45	75.03	78.78	0.00
Cobros adelantados	453.90	476.60	500.42	525.45	551.72	579.30	608.27	638.68	670.62	0.00
Pago anual de deuda	867.90	867.90	867.90	867.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	2694.44	2936.61	3183.73	3494.86	3819.20	4156.97	4539.39	4951.19	5394.18	5858.79
PASIVO A LARGO PLAZO										
Deuda	2603.70	1735.80	867.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PATRIMONIO										
Capital social	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50	4339.50
Util ret/perd.Acum	302.75	632.70	990.42	1383.10	1812.23	2279.30	2789.35	3345.66	3951.75	4610.04
Reserva legal acum.	30.28	63.27	99.04	138.31	181.22	227.93	278.94	334.57	395.18	461.00
Perd/gan por inf.acum	33.38	98.86	195.19	321.21	475.76	475.76	475.76	475.76	475.76	475.76
TOTAL PASIVO	11379.16	11207.22	11102.90	11132.06	11244.44	12126.82	13102.66	14160.39	15305.76	15745.10
Per/gan. por inf.	33.38	65.48	96.34	126.02	154.55	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

CUADRO N° 6.24

BALANCE GENERAL PROYECTADO

(MUS\$/año)

ANO OPERACION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ACTIVO										%FINANC. = 80%
Caja	1292.21	1447.59	1686.59	2074.28	2559.09	4238.44	5979.97	7798.28	9699.87	13372.46
Inv. Mat. Prima	159.96	167.95	176.36	185.17	194.43	204.15	214.36	225.08	235.33	0.00
Inv. prod. proc.	79.98	83.99	88.18	92.59	97.22	102.08	107.18	112.54	118.17	0.00
Inv. prod. term.	907.80	953.17	1000.85	1050.89	1103.44	1158.61	1216.54	1277.37	1341.23	0.00
Ctas. por cobrar	453.90	476.50	500.42	525.45	551.72	579.30	608.27	638.68	670.62	0.00
Act. e intang.neto	7811.10	6943.20	6075.30	5207.40	4339.50	3471.60	2603.70	1735.80	867.90	0.00
TOTAL ACTIVO	10704.95	10072.52	9527.80	9143.78	8845.39	9754.18	10730.02	11787.75	12933.12	13372.46
PASIVO										
PASIVO A CORTO PLAZO										
Ctas por pagar	53.32	55.99	58.79	61.72	64.81	68.05	71.45	75.03	78.78	0.00
Cobros adelantados	453.90	476.60	500.42	525.45	551.72	579.30	608.27	638.68	670.62	0.00
Pago anual de deuda	1388.64	1388.64	1388.64	1388.64	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	2540.03	2817.53	3098.07	3439.95	3792.79	4156.97	4539.39	4951.19	5394.18	5858.79
PASIVO A LARGO PLAZO										
Deuda	4165.92	2777.28	1388.64	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PATRIMONIO										
Capital social	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80	1735.80
Util ret/perd.Acum	285.40	602.01	950.10	1336.62	1762.77	2229.85	2739.89	3296.20	3902.29	4560.58
Reserva legal acum.	28.54	60.20	95.01	133.66	176.28	222.99	273.99	329.62	390.23	456.06
Perd/gan por inf.acum	53.41	158.17	312.32	513.94	761.22	761.22	761.22	761.22	761.22	761.22
TOTAL PASIVO	10704.96	10072.52	9527.79	9135.78	8845.39	9754.18	10730.01	11787.74	12933.12	13372.46
Per/gan. por inf.	53.41	104.76	154.14	201.62	247.28	0	0	0	0	0

en dichos estados. Una explicación de cada rubro del BGP se puede apreciar en el anexo IV.

Cuando se presenta financiamiento el monto global del activo disminuye con el tiempo, al no existir éste el monto presenta tendencia creciente.

6.4. EVALUACION ECONOMICA.

La liquidez y rentabilidad del presente proyecto se ha determinado en base al empleo del Valor Presente Neto (VAN) y a la Tasa Interna de Retorno (TIR), calculados para los 10 años de vida útil del proyecto, de manera adicional se ha determinado el tiempo de retorno de la inversión de capital fijo, calculandose el periodo de recuperó, en líneas generales el proyecto ha resultado rentable para todos los casos considerados con y sin financiamiento, haciendo posible su ejecución.

6.4.1. VALOR PRESENTE NETO.

Empleando este indicador se puede determinar el monto de dinero en efectivo

que puede ser obtenido por el proyecto, referidos a un mismo punto de comparación que viene a ser el año base en donde se realiza la inversión inicial.

Este valor se define como:

$$VAN = \sum_{i=0}^N \frac{FNF_i}{(1+COK)^i}$$

Donde:

FNF_i : Flujo Neto de Fondos del año i-ésimo.

N : N° total de años de operación = 10

COK : Costo de capital = 13%

Con los datos de FNF provenientes de los cuadros financieros anteriores se evalúa el VAN para cada caso. Los resultados se aprecian en el cuadro N° 6.25 junto con el TIR. En el año cero, el FNF está dado por el total de la inversión sin financiamiento.

Como se aprecia en dicho cuadro la rentabilidad y liquidez del proyecto disminuye con el aumento del

financiamiento, sin que por ello deje de ser aceptable el proyecto, cosa que ocurriría si se obtuviera valores de VAN negativos o muy bajos.

6.4.2. TASA INTERNA DE RETORNO.

Es el valor de la tasa de corte o costo de capital que arroja un valor nulo del VAN en el proyecto. Se define como:

$$VAN = 0 = \sum_{t=0}^N \frac{FNF_t}{(1+TIR)^t}$$

De igual manera que en el caso anterior se determina un valor del TIR en cada caso de financiamiento, resumiendose los resultados en el cuadro N° 6.25.

La rentabilidad del proyecto la da un valor de TIR que cumpla lo siguiente:

$$TIR > COK$$

Cuanto mayor sea la diferencia entre estos valores el proyecto tendrá una mayor rentabilidad.

CUADRO N° 6.25

VAN Y TIR PROYECTADO

% Financ.	VAN (MUS\$ del año 1988)	TIR %
0	21,586	48.4091
20	20,172	44.8416
50	18,051	39.7947
80	15,930	35.1267

En general todas las alternativas de financiamiento son rentables y presentan liquidez corresponde luego al inversionista tomar la decisión de cual alternativa escoger en base a la facilidad o no de acceder a un crédito bancario o financiamiento propio.

El alto volumen de producción combinado con un buen precio de venta asegura con creces la rentabilidad del proyecto, pues no sólo cubre los costos de inversión fija, sino que arroja un margen de utilidad aceptable y que en general hace que el

proyecto sea realizabile desde el punto de vista financiero y capaz de atraer la atención de un importante sector de inversionistas nacionales v/o extranjeros.

6.4.3. PERIODO DE RECUPERO.

Es el tiempo de recuperación de la inversión se estima en base al Valor Presente Neto Acumulado, que viene a ser la suma de FNF de cada año operativo, llevados al año cero o base; dicho periodo de tiempo se determina de la siguiente forma:

$$VAN = \sum_{i=1}^I \frac{FNF_i}{(1+COK)^i} = Cfi$$

Donde:

Cfi : Inversión de Capital Fijo en el año Base.

I : Periodo de recupero.

COK : Tasa de corte

FNF_i : Flujo Neto de Fondos del año i-ésimo.

En el cuadro N° 6.26 se aprecia el VAN

CUADRO N° 6.26

FLUJO NETO DE FONDOS ACUMULADO

(MUS\$/año)

AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0	2784	6302	* 7626	12814	15658	18793	21634	24393	27072	30265
20	2379	5565	8618	* 11581	14459	17379	20220	22979	25657	28848
50	1771	4458	7101	* 9732	12333	15259	18099	20659	23537	26731
80	1164	3351	5587	7883	* 10212	13138	15976	18737	22416	24609

* antes de culminar este año se recupera la inversión inicial

acumulado para todos los niveles de financiamiento estos valores se comparan con la inversión de capital fijo que asciende a MUS\$ 8,679 hasta encontrar el año en que ambos se equiparen.

En el cuadro N° 6.27 se muestra el resultado de este cálculo indicando el periodo de recuperó para los casos con y sin financiamiento en años meses y días.

CUADRO N° 6.27

PERIODO DE RECUPERO

% Financ.	Periodos de Recuperó		
	años	meses	días
0	2	8	17
20	3	0	7
50	3	7	6
80	4	4	3

A medida que aumenta el nivel del endeudamiento el tiempo de recuperación de capital se hace más largo, variando desde 2 años con 8.6 meses, hasta 4 años con 4.1 meses. Sin embargo en todos los casos el

capital invertido se recupera antes de la mitad del periodo de vida útil del proyecto, dando de manera clara otro indicativo favorable para la puesta en ejecución del proyecto, y su éxito futuro.

ANEXOS

ANEXO I

DATOS ESTADISTICOS SOBRE LA INDUSTRIA DE ACEITES LUBRICANTES Y PARQUE AUTOMOTOR NACIONAL

1. IMPORTACIONES DE BASES LUBRICANTES

CUADRO N° I.1

IMPORTACIONES DE BASES LUBRICANTES

Fuente: Instituto de Comercio Exterior

Partida Arancelaria: 27.10.24.01.00 : aceites bases

AÑO	Valor FOB (US\$)	Valor CIF(*) (US\$)	Peso Bruto Kilo Bruto	Volumen (Barr.)	Valor CIF U\$/barril	Valor CIF US\$/kilo
1981	-	30'634,681	52'185,767	372.164	82.32	0.587
1982	-	24'140,160	44'300,416	316.638	76.24	0.545
1983	14'607,471	16'095,823	29'061,606	207,719	77.48	0.554
1984	21'037,049	23'006,172	38'716,264	276,725	83.14	0.594
1985	16'718,484	18'200,942	24'970,216	178,475	101.98	0.729
1986	17'715,618	19'763,321	37'329,449	266,813	74.08	0.529
1987	15'353,568	17'413,049	47'516,982	339,629	51.27	0.366

(*) Incluye valor FOB, fletes seguros. Es costo en puertos peruanos

2. PRODUCCION EN PLANTAS DE LUBRICANTES.

Fuente : Dirección General de Hidrocarburos,
Ministerio de Energía y Minas.

CUADRO N° I.2

Perú : Capacidad de producción anual de las plantas
de aceites lubricantes y número de
mezcladoras, según empresa: al 31/12/87.

EMPRESA	Capacidad de producción anual (barriles)		Número de mezcladoras
	Máxima	de operación	
TOTAL	752,400	530,847	29
Petróleos del Perú	413,000	246,800	9
Mobil Oil del Perú	133,400	120,000	8
Cia de Petróleo Shell del Perú	144,000	120,000	7
Texas Petroleum Company.	62,000	44,047	5

CUADRO N° 1.3

Perú : volumen de producción de Aceites Lubri-
cantes, según tipo.

AÑOS: 1980 - 1987

(Barriles)

TIPO	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987
TOTAL	428,628	442,401	424,937	362,785	391,460	359,750	413,002	489,323
Aceite motor	284,059	291,881	270,381	237,421	251,086	233,511	277,207	330,025
Aceite Transmisión								
Automática	4,025	8,337	8,055	6,667	9,565	5,922	9,491	10,924
Mecánica	31,491	29,564	24,199	20,387	23,411	23,935	29,483	34,410
Aceite Industrial	78,368	79,811	77,035	68,854	76,012	70,053	65,072	77,589
Aceite de Corte	1,093	1,413	2,187	279	2,215	2,137	2,432	3,273
Aceite marino	19,764	22,507	31,394	20,515	21,986	17,439	19,340	21,936
Aceite de Aviación	65	-	-	-	-	-	410	-
Otros aceites especiales	9,263	8,888	11,686	8,662	7,185	6,753	9,567	11,166

CUADRO N° 1.4

Perú : Volumen de la producción de Aceites
Lubricantes por empresa.

AÑOS: 1980 - 1987

(Barriles)

AÑO	TOTAL	PETROPERU	SHELL	NOBIL	TEXACO	CASTROL	VEEDOL	AMALIE
1980	428,628	190,413	91,670	76,710	30,558	31,137	6,539	1,601
1981	442,401	207,937	91,224	74,123	26,639	34,742	6,053	1,683
1982	424,937	191,446	87,645	72,439	31,009	33,204	7,768	1,426
1983	362,785	166,787	72,172	59,897	27,278	31,661	4,045	945
1984	391,460	164,736	79,497	69,845	36,765	35,539	4,018	1,060
1985	359,750	159,553	68,240	68,116	29,665	30,356	2,591	1,229
1986	413,002	176,718	89,242	65,484	34,814	43,382	2,707	655
1987	489,323	184,745	108,109	87,979	44,047	59,031	4,446	966

CUADRO N° 1.5

Perú : Volumen de producción de Aceites
Lubricantes por empresa, según tipo.

AÑO: 1987

(Barriles)

TIPO	TOTAL	PETROPERU	SHELL	MOBIL	TEXACO	CASTROL	VEEDOL	AMALIE
TOTAL	489,323	184,745	108,108	87,964	44,047	59,031	4,446	966
Aceite motor	330,025	122,572	72,831	57,960	23,498	49,272	3,275	603
Aceite Transmisión								
Automática	10,924	5,670	3,010	1,399	515	198	131	-
Mecánica	34,410	12,114	10,455	4,974	3,680	1,933	891	363
Aceite Industrial	77,589	31,145	19,780	14,961	10,168	1,385	149	-
Aceite de Corte	3,273	1,712	962	266	332	-	-	-
Aceite marino	21,936	2,439	1,070	7,441	4,743	6,243	-	-
Aceite de Aviación	-	-	-	-	-	-	-	-
Otros aceites especiales	11,167	9,093	-	963	1,111	-	-	-

3. ACEITE REGENERADO.

CUADRO 1.6

Perú : Capacidad de producción anual de las plantas de aceite regenerado y número de mezcladoras.

Según empresa : al 31/12/87

EMPRESA	Capacidad de producción anual (barriles)		Número de mezcladoras
	Máxima	de operación	
TOTAL	14,400	9,611	12
Marte EIRL	4,800	3,600	4
Atex Oil	4,800	3,000	2
Mayco	2,400	1,311	2
Cilsa	2,400	1,700	4

CUADRO N° 1.7

Perú : Volumen de la producción de aceite regenerado por empresa:

AÑOS: 1982 - 1987

(Barriles)

AÑO	EMPRESA				
	TOTAL	MARTE	INDUST. ATE	MAYCO	CILSA
1982	2,440	2,440	-	-	-
1983	3,772	2,715	495	463	79
1984	6,594	3,551	1,417	1,182	444
1985	8,233	4,063	1,945	1,454	771
1986	7,831	3,079	2,329	1,299	1,124
1987	8,872	3,197	2,134	1,311	2,230

4. PRODUCCION Y COMERCIALIZACION DE ACEITE LUBRICANTE
POR PETROPERU.

Fuente: Informe Anual de Petroperú, años 1980-1987.

CUADRO N° 1.8

IMPORTACIONES DE BASES LUBRICANTES
REALIZADAS POR PETROPERU

ARO	BARRILES	VALOR FOB US\$	VALOR CIF US\$
1980	-	-	-
1981	208,419	-	-
1982	137,554	-	-
1983	112,366	-	-
1984	120,734	-	-
1985	111,864	6'426,253.64	6'975,832.69
1986	99,757	4'360,227.72	4'848,944.69
1987	169,145	5'867,728.50	6'624,168.45

CUADRO N° 1.9

VENTA DE ACEITES LUBRICANTES POR
PETROPERU EN EL MERCADO

INTERNO

(Barriles)

	con bases NACIONALES	con bases IMPORTADOS	TOTAL
1980 Para Automotores	29,160	100,275	129,435
1980 Para aviones	0	443	443
1980 Industriales	17,469	19,319	36,788
1981 Para Automotores	19,813	105,974	125,787
1981 Para Aviones	0	318	318
1981 Industriales	15,172	20,497	35,669
1982 Para Automotores	24,357	91,310	115,667
1982 Para aviones	0	244	244
1982 Industriales	14,365	17,264	31,629
1983 Para Automotores	25,791	85,155	110,946
1983 Para aviones	0	255	255
1983 Industriales	13,435	16,159	29,594
1984 Para Automotores	23,669	78,736	102,405
1984 Para Aviones	0	204	204
1984 Industriales	15,280	18,472	33,752
1985 Para Automotores	24,378	71,022	95,400
1985 Para aviones	0	161	161
1985 Industriales	13,860	19,556	33,416
1986 Para Automotores	31,840	81,384	113,224
1986 Para Aviones	0	189	189
1986 Industriales	10,655	37,731	48,386
1987 Para Automotores	32,035	85,067	117,102
1987 Para aviones	0	90	90
1987 Industriales	14,401	23,650	38,051
1987 Otros especiales	14,503	21,634	36,137

CUADRO N° I.10

PRODUCCION ANUAL EN PLANTA
DE LUBRICANTES
PETROPERU - CALLAO
(Barriles)

AÑO	USOS	CON BASES		TOTAL
		NACIONALES	IMPORTADAS	
1980	Para Automotores	24,776	101,220	125,996
	total	49,515	140,897	190,412
1981	Para Automotores	21,130	115,642	136,780
	total	47,769	160,168	207,937
1982	Para Automotores	25,616	105,709	131,325
	total	47,773	243,671	191,444
1983	Para Automotores	14,455	100,962	115,417
	total	33,892	132,896	166,788
1984	Para Automotores	24,321	84,415	108,736
	total	41,767	122,350	164,117
1985	Para Automotores	24,923	80,897	105,820
	total	38,931	119,780	158,711
1986	Para Automotores	30,299	89,386	119,685
	total	46,436	131,253	177,689
1987	Para Automotores	31,248	91,324	122,572
	total	50,637	134,577	185,214

5. PARQUE AUTOMOTOR Y POBLACION NACIONAL

Fuente : Dirección General de Transporte Terrestre.
Ministerio de Transportes y Comunicaciones.

CUADRO N° I.11

PARQUE AUTOMOTOR NACIONAL ESTIMADO (1973-1987)

AÑOS	TOTAL	AÑOS	TOTAL
1987	610,630	1979	472,235
1986	603,741	1978	469,157
1985	596,240	1977	464,168
1984	590,926	1976	445,607
1983	584,079	1975	408,350
1982	564,322	1974	381,447
1981	521,970	1973	357,716
1980	486,084		

CUADRO N° I.12

PARQUE AUTOMOTOR NACIONAL POR
DEPARTAMENTOS

(Placas de Rodaje Asignadas
al 31-12-87)

DPTO	PARQ.AUT/DPTO	
	TOTAL	%
AMZONAS	746	0.10
ANCASH	2,850	0.40
(CHIMBOTE)	10,098	1.41
APURIMAC	948	0.13
AREQUIPA	37,920	5.28
AYACUCHO	2,627	0.37
CAJAMARCA	4,267	0.59
CUSCO	13,651	1.90
HUANCAVELICA	480	0.07
HUANUCO	7,535	1.05
(TINGO MARIA)	3,333	0.46
ICA	14,269	1.99
JUNIN	22,503	3.14
(LA MERCED)	10,195	1.42
LA LIBERTAD	25,304	3.53
(PACASMAYO)	797	0.11
LAMBAYEGUE	24,345	3.39
LIMA	469,361	65.38
LORETO	4,853	0.68
MADRE DE DIOS	296	0.04
MOQUEGUA	3,200	0.45
PASCO	2,585	0.36
PIURA	26,264	3.66
PUNO	4,619	0.64
(JULIACA)	4,120	0.57
TACNA	11,368	1.58
TUMBES	2,092	0.29
UCAYALI	3,833	0.53
SAN MARTIN	3,433	0.48
TOTAL:	717,898	100 %

CUADRO N° I.13

POBLACION ECONOMICAMENTE ACTIVA (P.E.A.)
TOTAL NACIONAL ESTIMADA

Fuente: Instituto Nacional de Estadística.

AÑOS	P.E.A.
1980	5'586,500
1981	5'769,800
1982	5'957,000
1983	6'151,600
1984	6'351,300
1985	6'555,500
1986	6'767,900

ANEXO N° II

PATENTE DEL PROCESO K.T.I.

Este proceso se encuentra patentado en España; bajo el título que se muestra a continuación.

En el Perú se le puede ubicar en la Dirección de Propiedad Industrial del Instituto Nacional de Investigación y Normas Técnicas (ITINTEC), donde se encuentra almacenado en su biblioteca de microfichas.

REGISTRO DE PROPIEDAD INDUSTRIAL DE ESPAÑA,

N° 83504023 Fecha : 23-11-83 País : Holland

- Kinectics Technology International B.V.
Bredewater 26, 2715 CA Zoetermeer, Holland.

"PROCEDIMIENTO PARA REFINAR DE NUEVO ACEITES
LUBRICANTES USADOS"

La invención se refiere a un procedimiento para re-refinar aceites lubricantes usados, el cual es previamente liberado del agua y de impurezas que forman

lodos, así como de componentes ligeros (Ej gasolina), mediante filtración en un filtro mecánico ó mecánico/magnético y evaporación instantánea. Luego se somete a una destilación previa a presión reducida, con un tiempo de residencia corto en la columna. Allí se separan los componentes ligeros.

Los componentes pesados son sometidos posteriormente a evaporación en película bajo vacío, siendo mantenida la película líquida en movimiento turbulento mediante barrido con vapor. El producto de fondos se recircula en forma parcial. La cantidad a recircular a la entrada de dicho evaporador de película varía generalmente entre 5 y 30% de la cantidad total de productos de cabezas, dependiendo de la calidad del aceite lubricante agotado que se usa como material de alimentación. Para aceite lubricante pesado dicho porcentaje varía entre 5 y 15%.

No está completamente clara la causa por la cual se obtiene en un rendimiento igualmente bueno, un producto de mejor calidad, una explicación posible es que debido al producto de fondo recirculado la composición total del material que entra al evaporador de película se cambia en tal grado, que dicho material humedece mejor la pared del evaporador de película y por lo tanto origina una mejor transferencia de calor y evaporación.

La fracción de cabezas que viene del evaporador, se condensa. Después de lo cual el condensado se somete a un "remojo en caliente", manteniendo el condensado a la temperatura de condensación, pues esta tiene mejor efecto.

Esto tiene una influencia favorable sobre la calidad del condensado de forma que el tratamiento posterior, el hidroterminado, y la calidad de la base de aceite lubricante obtenida son influidas favorablemente.

El tratamiento de "remojo en caliente" tarda de 1 a 30 horas. Un tratamiento de menos de 1 hora no produce una mejora importante y uno de más 30 horas no da una mejora adicional de la calidad. La duración óptima de dicho intervalo depende de la calidad del aceite lubricante procesado.

Luego el producto obtenido se combina con los componentes ligeros separados durante la destilación inicial. Dichos componentes forman un gasóleo de calidad deficiente que si se hidrogena conjuntamente con el producto del "remojo en caliente" proporcionan un producto final, a partir del cual, mediante destilación fraccionada, se obtiene una base de aceite lubricante con propiedades favorables y también puede recuperarse un aceite diesel con propiedades excelentes.

La invención se explica mediante el ejemplo siguiente, el cual se describe con ayuda de la figura N° II.1, que muestra el diagrama de flujo del proceso.

EJEMPLO

Aceite lubricante agotado liberado de impurezas que forman lodo y de agua y componentes ligeros se alimenta a través del conducto 1 a una columna de destilación previa 2, junto con una cantidad de las colas procedentes de esta columna de destilación previa que se recircula a través del conducto 11. En la columna de destilación previa 2, bajo presión reducida, se separa un gasóleo de baja calidad por fraccionamiento del aceite lubricante. Los vapores de gasóleo escapan a través del conducto 6, se condensan en el cambiador de calor 7 y se recirculan en parte como un reflujo a través del conducto 8. Aceite lubricante gastado liberado de gasóleo abandona la columna 2 como una corriente de colas a través del conducto 3, y se hace avanzar a través de un cambiador de calor 5 por medio de una bomba 4, en donde esta corriente se precalienta. Parte de la corriente de colas precalentada se recircula a través del conducto 11 y se mezcla con el aceite lubricante agotado seco en el conducto 1, tal como se describe antes. El resto de la corriente de colas precalentada fluye a través del

conducto 12 a un evaporador de película barrido con vapor 15. La corriente de colas se mezcla antes de llegar al evaporador de película 15, con parte del producto de fondo que viene de dicho evaporador de película que se cicla en el conducto 13 por medio de la bomba 16. El resto del producto de fondo del evaporador de película 15 se descarga a través del conducto 17.

Con la corriente de colas en el conducto 12 también se mezcla una fracción pesada, que se describe abajo, que se alimenta como una corriente de purga (drenaje) procedente de un remojo en caliente a través del conducto 14.

En el evaporador de película, que funciona bajo vacío, se evaporan componentes de aceite lubricante ligeros. Estos vapores escapan a través del conducto 18 y se condensan en el cambiador de calor 19, siendo mantenida la temperatura tan alta como sea posible. El condensado se bombea a través de la bomba 20 en un recipiente 21, en donde este condensado sufre un remojo en caliente. En este tratamiento de remojo en caliente las impurezas presentes en el condensado se separan como una fracción pesada; esta fracción se recircula como una corriente de purga (drenaje) a través del conducto 14 y, tal como se describe arriba, se mezcla con la corriente de colas precalentada en el conducto 12.

El condensado en el recipiente 21, del cual se han separado impurezas como una fracción pesada, se descarga después del remojo en caliente a través del conducto 22 y bomba 23, se mezcla con la fracción de gasóleo que se formó en la destilación previa y, después de haber sido mezclado con hidrógeno, se pasa a través del conducto 24 y el cambiador de calor 25 a un reactor 26 cargado con catalizador de hidrogenación, en donde se hidrogena la mezcla. La corriente de producto del reactor de hidrogenación se pasa a través del conducto 27 a un separador 28 en el que se separa el Hidrógeno residual y se descarga a través del conducto 29, con el fin de que después de aumentar la presión en el compresor 30 y de mezclar con Hidrógeno de reposición que se alimenta a través del conducto 31, se recirculan a través del conducto 32 y se mezcla con la mezcla de hidrocarburos alimentada a través del conducto 24.

La mezcla de hidrocarburos hidrogenados se descarga desde el fondo del separador 28 y se pasa a través del conducto 33 a una columna de fraccionamiento 34, en la que esta mezcla de hidrocarburos se separa en una fracción de aceite diesel, 35, que abandona la columna por la parte superior, una fracción de petróleo crudo lubricante ligera 36 que abandona la columna como una fracción media y una fracción de petróleo crudo

lubricante pesado 37.

Las condiciones aplicadas y resultados conseguidos se reseñan en los cuadros que siguen:

CUADRO N° II.1

CONDICIONES DE OPERACION

Temperatura en la columna de destilación previa 2	220 °C
Presión en la columna de destilación previa 2	2 Kpa
Temperatura en el evaporador de película 38 barrido con vapor	--
Presión en el evaporador de película 38 barrido con vapor	--
Temperatura en el evaporador de película 15 barrido con vapor	345 °C
Presión en el evaporador de película barrido con vapor 15	200 Pa
Temperatura en el depósito de remojo en caliente 21.	180 °C
Tiempo de permanencia en remojo en caliente.	24 hr
Temperatura en el hidrotrotador 26	320 °C
Presión en el hidrotrotador	6000 Kpa
Temperatura en la columna de fraccionamiento 34	200 °C
Presión en la columna de fraccionamiento 34	3 Kpa

CUADRO N° II.2

BALANCE DE MATERIA

Velocidad de alimentación
de aceite lubricante aoo-
tado seco 5000 Kg/hr

Fracción de gasóleo de la
columna de destilación
previa. 410 Kg/hr

Cantidad de condensado
exento de impurezas) del
depósito de remojo 21 4180 Kg/hr

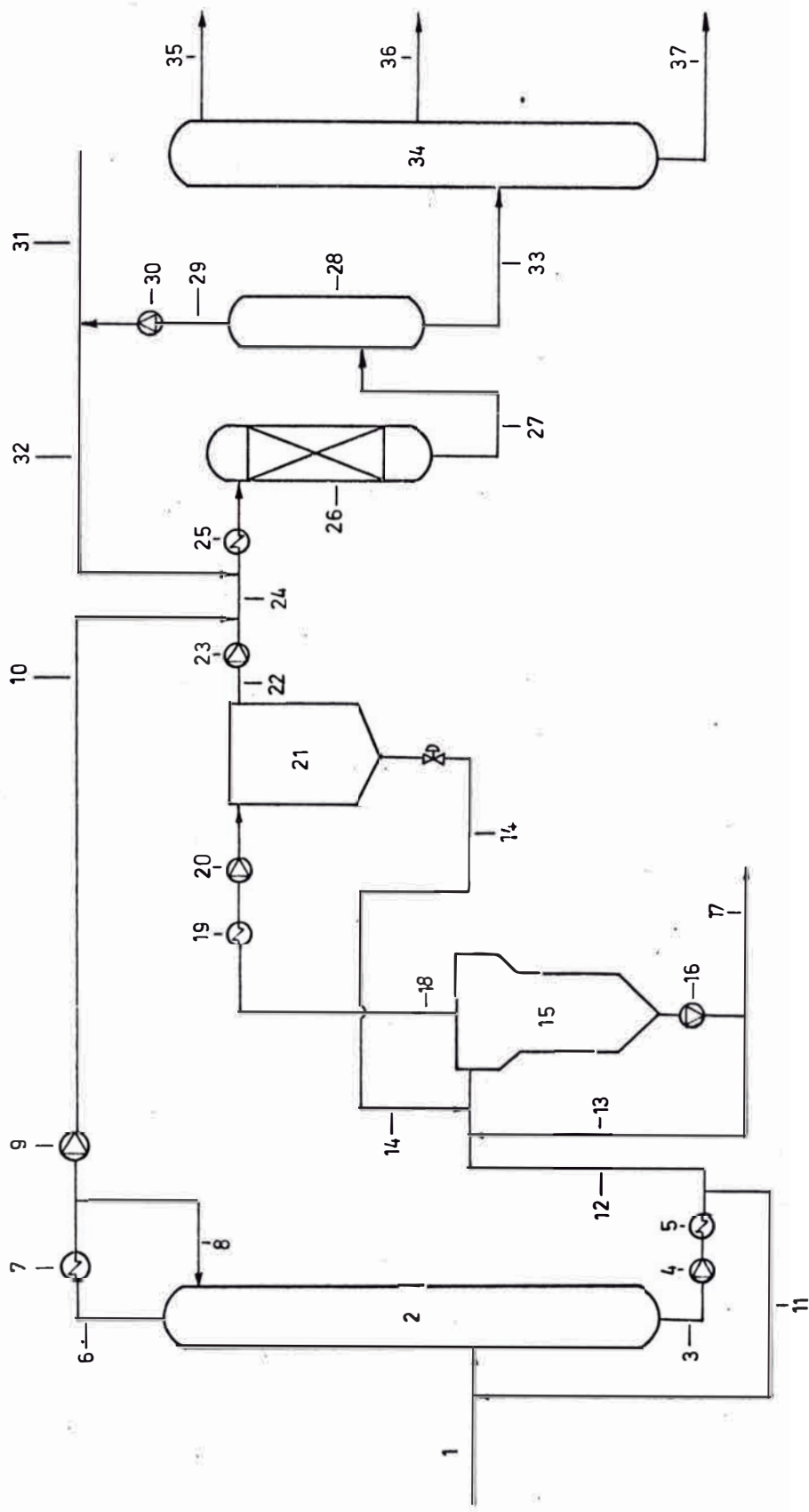
Producto de residuo del
evaporador de película 17 310 Kg/hr
barrido con vapor

Velocidad de recirculación
del residuo de colas del
evaporador 13. 800 Kg/hr

Combustible diesel ob-
nido como producto 520 Kg/hr

Producto de petróleo
crudo lubricante total 4020 Kg/hr

FIGURA Nº II.1
ESQUEMA DEL PROCESO K.T.I



ANEXO III

CALCULOS DE DISEÑO

Para un mejor entendimiento y desarrollo de los cálculos de diseño básico del proceso, se ha dividido este en 4 secciones: Destilación I, Vaporización, Hidroterminado y Destilación II.

El esquema del proceso es mostrado en el gráfico N° 5.5. Las propiedades por líneas en el cuadro N° 5.3 y las características de cada uno de los equipos en el Cuadro N° 5.6.

En el anexo III; se muestra solamente un ejemplo de cálculo de diseño, para equipos similares.

El balance de materia para el diseño se basa en los datos de B.M., mostrados en el cuadro N° II.2. Debido a que dichos datos nos reportan pérdidas de masa en el sistema, se debió asumir, pérdidas de masa por los eyectores EJ-1, EJ-2 y EJ-3. Esta pérdida de masa es de productos craqueados y gases no condensables.

Se ha mantenido las mismas condiciones de presión en los equipos igual a las dadas en el cuadro II.1. Variandose la temperatura de tal manera que se obtengan

los mismos rendimientos mostrados en el anexo II.

Se ha adecuado el dato de alimentación al proceso y líneas principales con el balance de materia dado en el cuadro N° II.2.

En la columna CV-2 se ha obviado la línea intermedia de salida, para simplificar los cálculos de diseño.

A. SECCION DESTILACION I.

1. CALCULOS PRELIMINARES.

a. Balance de Materia:

De la línea 3 a la línea 32 (Secciones Destilación y Vaporización).

B.M. TOTAL :

$$m_3 = m_{24} + m_{32} + m_{perdida}$$

$$6110 = 378.8 + 5608.9 + m_{perdida}$$

$$\Rightarrow m_{perdida} = 122.2 \text{ lbm/hr.}$$

Si esta masa se va por los eyectores EJ-1

y EJ-2: obtenemos:

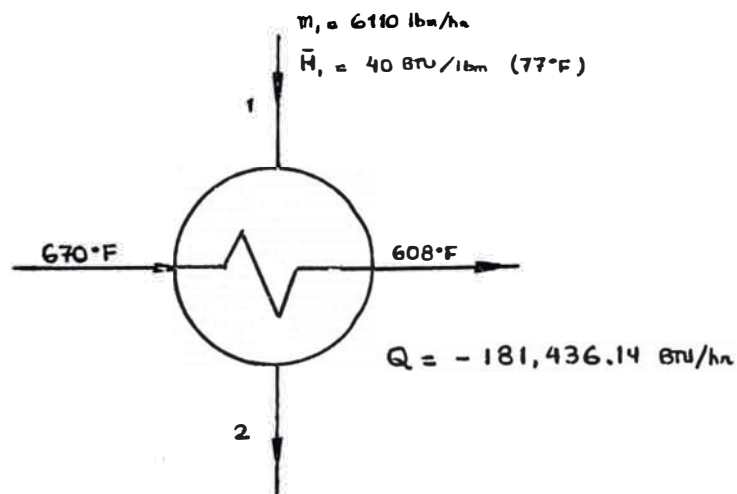
$$m_{12} = 61.1 \text{ lbm/hr.}$$

$$m_{26} = 61.1 \text{ lbm/hr.}$$

b. Pre calentamiento de la carga al sistema:

Se tratará de utilizar todo el calor disponible en el sistema.

Intercambia calor en I-3.

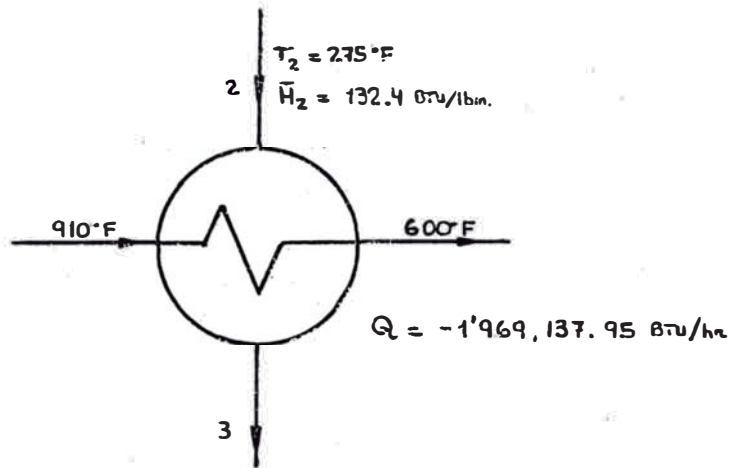


Cálculo de la H y T en 2 :

$$-181,436.14 \text{ BTU/hr} = 6110 \text{ lbm/hr} (H_2 - 40) \text{ BTU/lbm}$$

$$H_2 = 69.69 \text{ BTU/lbm (T=190°F)}$$

c. Intercambia calor en el condensador 1-2:



Cálculo de la H y T en 3:

$$-1'969,137.95 \text{ BTU/hr} = 6110 \text{ lbm/hr} (H_3 - 69.69)$$

$$H_3 = 391.97 \text{ BTU/lbm}$$

$$(T = 690^\circ\text{F})$$

2. TANQUE DE MATERIA PRIMA TK-1.

Con capacidad para almacenar carga para 1 mes de operación.

$$V = 6110 \frac{\cancel{\text{lbm}}}{\cancel{\text{hr}}} * 24 \frac{\cancel{\text{hr}}}{\cancel{\text{día}}} * 30 \frac{\cancel{\text{días}}}{\cancel{\text{mes}}} * \frac{1}{55.7 \cancel{\text{lbm}}/\cancel{\text{ft}^3}}$$

$$V = 78,981.12 \text{ ft}^3$$

Consideramos tanque cilíndrico, con relación

$$L/D = 1.$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} * L = \frac{\pi D^2}{4} * D = 78.861.12 \text{ ft}^3.$$

$$L = D = 46.5 \text{ ft.}$$

Si consideramos un 30% de la altura como seguridad.

$$D = 46.5 \text{ ft.}$$

$$L = 46.5 * 1.3 = 60.5 \text{ ft.}$$

3. BOMBA DE ALIMENTACION.

Bomba centrífuga de proceso.

$$Q_e = 3.89 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$E_f = 16\%$$

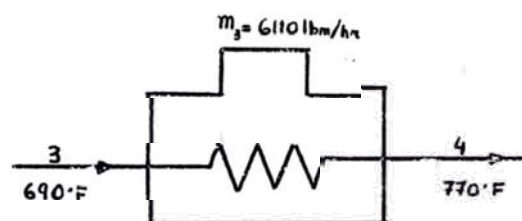
$$\text{Potencia} = 1.25 \text{ CV.}$$

$$\text{Motor Eléctrico} \quad P = 3 \text{ CV}$$

$$E_f = 73.76 \%$$

$$n = 1750 \text{ RPM}$$

4. HORNO H-1



Luego:

$$Q = 6110 \frac{\cancel{\text{lbm}}}{\text{hr}} * (484 - 391.97) \frac{\text{BTU}}{\cancel{\text{lbm}}}$$

$$Q = 562,303.3 \text{ BTU/hr.}$$

Requerimientos de combustible:

Se usa PR N° 6; asumiendo una eficiencia del 85%

Valor calorífico PRN-6 = 18,873.9 BTU/lbm.

Luego :

$$Q = \frac{562,303.3}{0.85} = 661,533.29 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Masa de comb. necesario} = \frac{661,533.29 \cancel{\text{BTU/hr}}}{18,873.9 \cancel{\text{BTU/lbm}}}$$

$$= 35.05 \text{ lbm/hr (PRN}^\circ\text{6).}$$

5. COLUMNA DE DESTILACION I.

Para ello partimos de la curva de destilación ASTM D1160 de la alimentación, mediante la gráfica N° III.3 hallamos la ASTM a 1 atm; luego la TBF atmosférica y la EFV a 1 atm.

i. Determinación del número de platos y reflujo de operación.

Para hallar el número de platos, utilizaremos el método para destilación compleja, mediante pseudocomponentes.

- Para una separación precisa escogemos 10 a 15 pseudocomponentes, los cuales se determinan en la cuva TBP atmosférica. (Ver gráfico N° III.1) Los pseudocomponentes se pueden suponer de temperatura de destilación constante.
- De la curva de densidad de la muestra (gráfico N° III.2) y con el rango de destilación de cada pseudocomponente; hallamos la densidad promedio de cada corte.
- Con T_{max} y °API para cada corte; del gráfico N° 1.23 (40) leemos el peso molecular.
- Luego hallamos el factor de caracterización K_{vap} . La presión de vapor se lee del graf. N° 4.53 (45).
- La fracción molar de cada corte, puede ser

determinada por asunción de 100 volúmenes de mezcla ft^3 , y convirtiendo a lbs para cada corte. Dividir dichas libras por el peso molecular, obtener las moles para cada corte y añadirlas hasta obtener el número total de moles. Entonces dividir las moles de cada corte por las moles totales; obteniendo así la fracción molar para cada pseudocomponente.

- Del porcentaje de separación dado por el balance, se estima los componentes claves.
- Luego se halla la volatilidad relativa y su distribución por pseudocomponente.
- Desde que una línea recta resulta cuando el $\log \alpha$ Vs $\log(X_D/X_B)$ por componente, es planteado. Luego hallamos la ecuación de dicha recta.
- Aplicamos el método de Fenske, para determinar el número de platos mínimos a reflujo total.
- El reflujo mínimo lo hallamos mediante el método de Underwood.
- Determinamos el número de platos teóricos.

Para el reflujo de operación; del gráfico de Brown-Martin N° 5-17 (46).

- Se determina la eficiencia global de la columna; mediante la gráfica A.1.2 (42), previamente se halla la viscosidad del aceite a la temperatura de operación de la columna, mediante la ecuación de Mac Coull (4).
- Con dicha eficiencia global hallamos el número de platos reales.

ii. Determinación del Balance de Energía.

- El plato de alimentación es típico en columnas de vacío, por lo cual asumimos el número de plato de alimentación. La zona flash es por donde ingresa la carga; por lo cual la presión en la zona flash; es la presión en el plato de alimentación.
- Se halla la presión en los topes y fondos, asumiendo una caída de 1 mmHg por plato.
- Con el Porcentaje de separación dado por el Balance de Materia de la columna, se determina el punto de corte en la curva TBP y a partir de ello estimamos la curva

TBP de los topos y de los fondos.

- Para determinar las temperaturas; se hará uso de la gráfica del punto Focal el cual parte de la curva EFV atmosférica. Se halla la EFV a la presión flash y con el Porcentaje de flasheo determinado anteriormente, se halla la temperatura de la alimentación.
- La temperatura de fondos se puede asumir igual a la temperatura de burbuja de la alimentación.
- Se halla la temperatura de topos, primero estimando la curva TBP de los topos; a partir de la cual se halla la EFV atmosférica y mediante el gráfico de punto focal hallamos la EFV a la presión de topos. La temperatura de rocío a esa presión, será la temperatura de la corriente de topos.
- Con el reflujo de operación, se completa el balance de materia en la columna.
- Finalmente con las temperaturas y el balance de materia completo; se desarrolla el balance completo de energía.

iii. Determinación del Diámetro.

- Primero se hace el balance de masa, volumétrico y molar.
- Se estima el vapor de arrastre en 3-5 lbm de vapor/bbl de crudo de fondos.
- Luego se halla el flujo molar de vapores ascendentes y su peso molecular promedio.
- Se determina la velocidad lineal permisible de los vapores ascendentes.
- Se halla la densidad promedio de los vapores ascendentes; luego se determina el flujo volumétrico ascendente.
- Se halla el área de acción transversal, que permitirá obtener dicho flujo volumétrico con la respectiva velocidad lineal permisible.
- Finalmente a partir del área de la sección transversal; se determina el diámetro de la columna.

GRAFICO N° III.1
ALIMENTACION A LA 1º COLUMNA

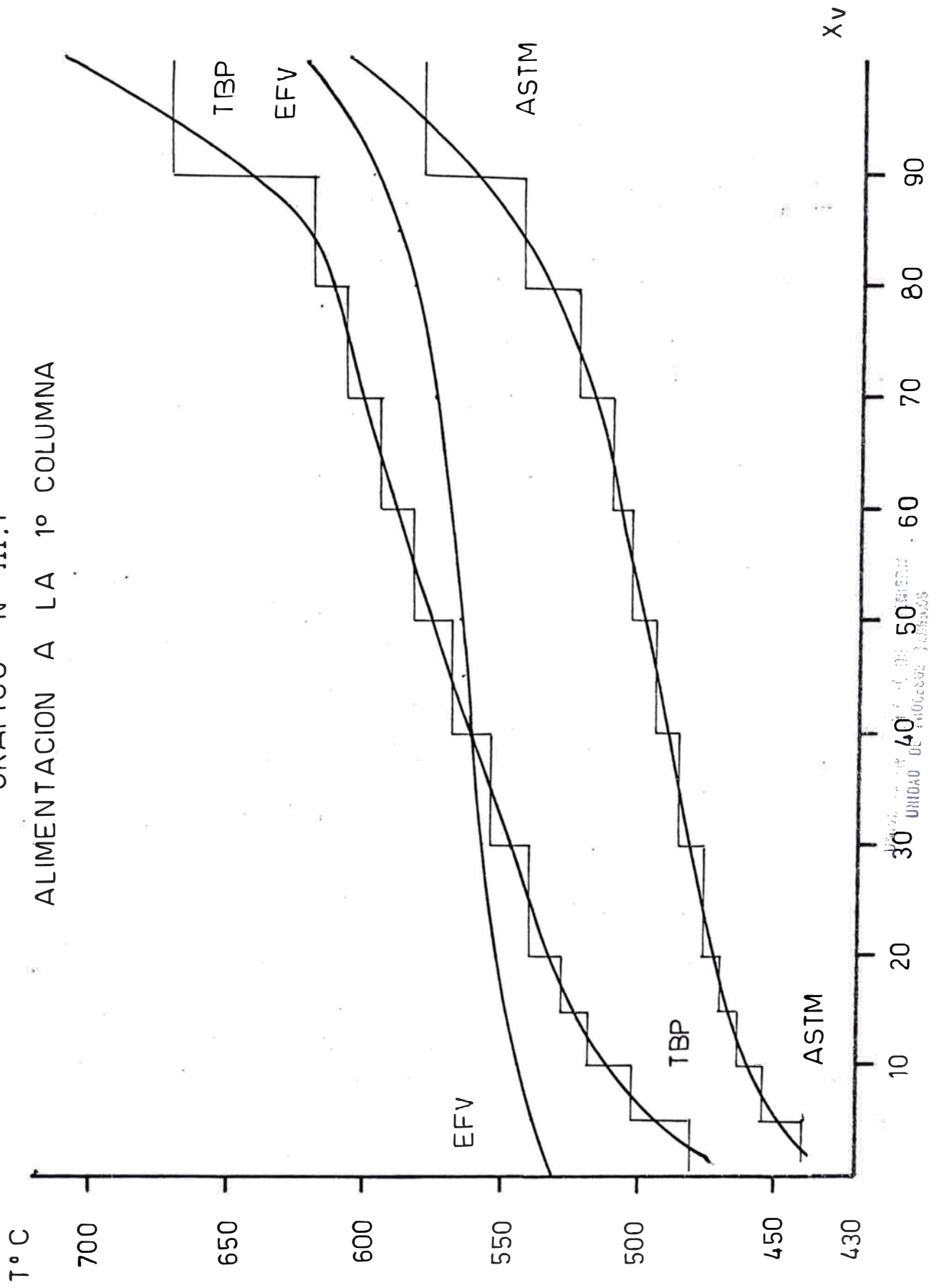


GRAFICO N° III.2

DENSIDAD DE LA ALIMENTACION

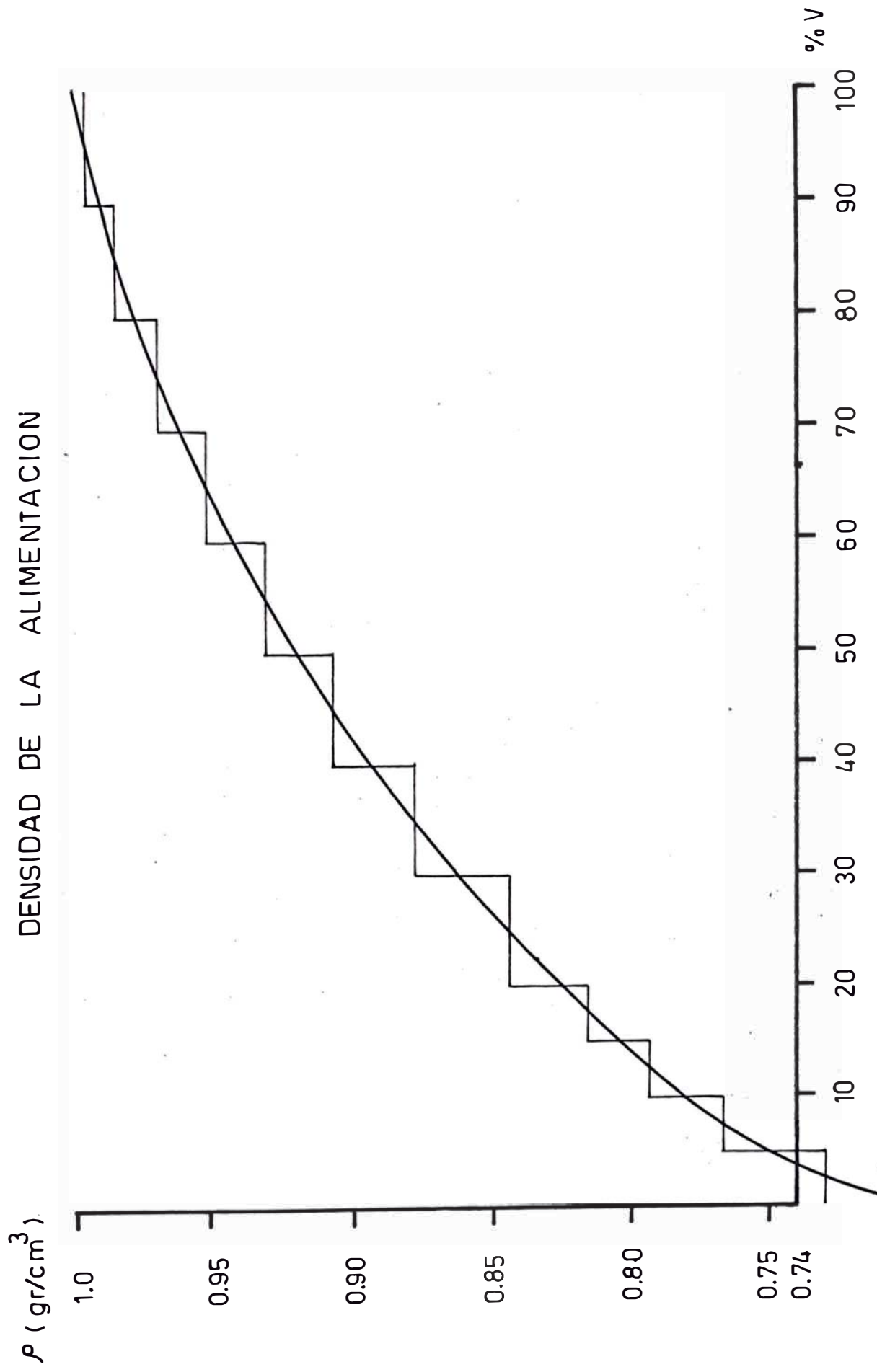
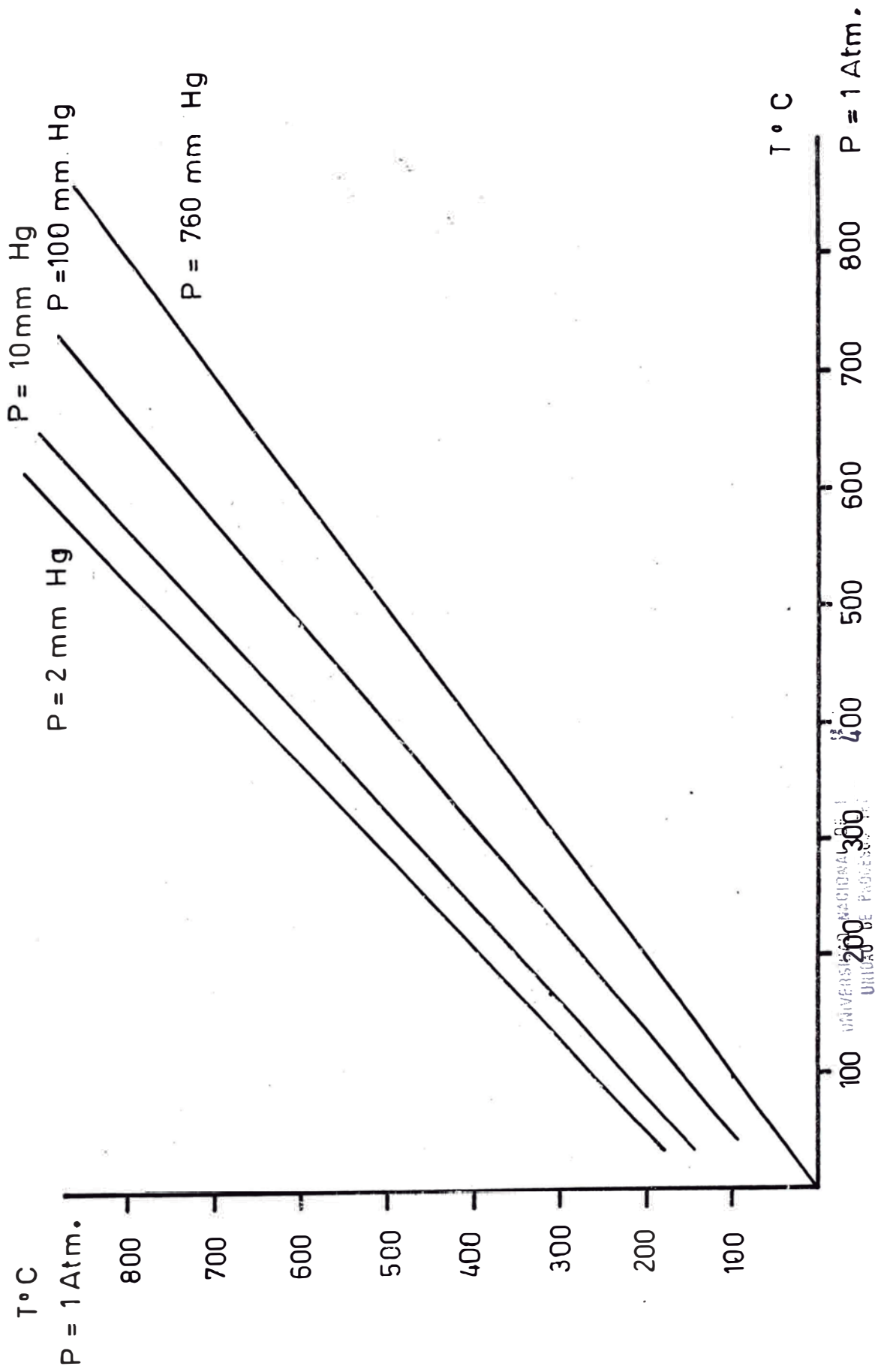


GRAFICO N° III.3

CORRECCION DE TEMPERATURAS A 1 ATM.



a. Determinación del número de platos y reflujo de operación.

CUADRO III.1

CURVAS DE DESTILACION DE LA CARGA

% V	T _{ABTM} (°C) D1160	T _{ABTM} (°C) P = 1 atm	T _{TBP} (°C)	T _{EPV} (°C)
0	270	432	467	532
0	293	460	512	544
30	312	482	548	557
50	326	500	576	566
70	341	527	601	575
90	374	558	647	598
100	454	605	704	621

CUADRO III.2

PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DE
LOS PSEUDOCOMPONENTES

COMP.	(%)	(°F)	Gr/cm ³	API ¹	lb/pie ³	Mezcla	lb/100pie ³	Pes.mol.	Mezcla	Kouj	Frac.Mol.	ρ (micron)
a	5	824	0.733	61.54	45.74	228.70	500	0.457	14.83	0.045	750	
b	5	849	0.767	52.99	47.86	239.36	520	0.460	14.26	0.045	510	
c	5	867	0.794	46.71	49.55	247.75	525	0.472	13.84	0.046	330	
d	5	878	0.816	41.91	50.92	254.50	527	0.483	13.50	0.048	240	
e	10	892	0.844	36.15	52.67	266.70	530	0.994	13.10	0.098	220	
f	10	907	0.878	29.66	54.79	274.90	532	1.030	12.64	0.101	115	
g	10	923	0.907	24.51	56.60	286.00	535	1.058	12.28	0.104	82	
h	10	939	0.931	20.49	58.09	296.90	537	1.082	12.01	0.107	55	
i	10	954	0.952	17.13	59.40	307.00	540	1.100	11.79	0.108	37	
j	10	975	0.969	14.53	60.47	317.00	560	1.080	11.64	0.106	22	
k	10	1009	0.984	12.30	61.40	327.00	595	1.032	11.55	0.102	8.5	
l	10	1076	0.994	10.85	62.03	337.00	685	0.906	11.61	0.099	1.3	

= 0.9014

CUADRO III.3

RELACION DE LAS CURVAS TBP-ASTM

CORD.	% Vol.	T _{ASTM} 50% (°F)	t _{TBP} 50% (°F)	(gr/cm ³)
a	5	824	898	0.733
b	5	849	937	0.767
c	5	867	966	0.794
d	5	878	984	0.816
e	10	892	1006	0.844
f	10	907	1031	0.878
g	10	923	1056	0.907
h	10	939	1081	0.931
i	10	954	1103	0.952
j	10	975	1125	0.969
k	10	1009	1164	0.984
l	10	1076	1238	0.994

CUADRO III.4

DENSIDAD DE LOS PSEUDOCOMPONENTES

CORD.	% Vol.	t _{TBP} 50% (°F)	°API	(lb/ft ³)
a	5	898	61.54	45.74
b	5	937	52.90	47.86
c	5	966	46.71	49.55
d	5	984	41.91	50.92
e	10	1006	36.15	52.67
f	10	1031	39.66	54.79
g	10	1056	24.51	56.60
h	10	1081	20.49	58.09
i	10	1103	17.13	59.40
j	10	1125	14.53	60.47
k	10	1164	12.30	61.40
l	10	1238	10.85	62.03

CUADRO III.5

VOLATILIDADES RELATIVAS

COMP.	P_v (micrones)	$\alpha_{\text{comp/HK}}$	$\log(\alpha_{\text{comp/HK}})$
a	750	2.272	0.357
b	510	1.545	0.189
c	330	1	0
d	240	0.727	-0.138
e	220	0.667	-0.176
f	115	0.348	-0.458
g	82	0.248	-0.605
h	55	0.167	-0.777
i	37	0.112	-0.951
j	22	0.067	-1.174
k	8.5	0.026	-1.585
l	1.3	0.004	-2.398

CUADRO N° III.6

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA

COMP.	ALIMENTACION		DESTILADOS		FONDOS	
	MOLES	x_F	MOLES	x_D	MOLES	x_B
a	0.957	0.045	0.457	0.497		
b	0.460	0.045	0.391	0.425	0.069	0.007
c	0.472	0.046	0.071	0.077	0.401	0.043
d	0.483	0.048			0.483	0.052
e	0.994	0.098			0.994	0.108
f	1.030	0.101			1.030	0.112
g	1.058	0.104			1.058	0.115
h	1.082	0.107			1.082	0.117
i	1.100	0.108			1.100	0.119
j	1.080	0.106			1.080	0.117
k	1.032	0.102			1.032	0.112
l	0.906	0.089			0.906	0.098
Σ_F	= 10.154		Σ_D	= 0.919	Σ_B	= 9.235

i. Distribución de Volatilidades Relativas.

$$\alpha_{\text{comp/HK}} = \frac{F_{D, \text{comp}}}{F_{D, \text{HK}}}$$

$$\alpha_{\text{LK/HK}} = \frac{510}{330} = 1.545$$

$$\log \alpha = 0.189$$

$$\alpha_{\text{HK/HK}} = \frac{330}{330} = 1 \quad \log \alpha = 0$$

$$\frac{(\text{moles LK})_D}{(\text{moles LK})_B} = \frac{0.391}{0.069} = 5.667$$

$$\log 5.667 = 0.753$$

$$\frac{(\text{moles HK})_D}{(\text{moles HK})_B} = \frac{0.071}{0.401} = 0.177$$

$$\log 0.177 = -0.752$$

ii. Relación entre $\log \alpha$ de un componente versus $\log(X_D/X_B)$

$$\log \alpha = m \log \frac{X_D}{X_B} + b \quad \dots \dots \dots \text{Ec.1}$$

$$m = \frac{0.189 - 0}{0.753 - (-0.752)} = \frac{0.189}{1.505}$$

$$m = 0.125$$

$$b = 0.0949$$

$$\log \alpha = 0.125 \log \frac{X_D}{X_B} + 0.0949$$

$$\log \left(\frac{X_D}{X_B} \right) = \frac{\log \alpha - 0.0949}{0.125} \dots \dots \dots \text{Ec. 2}$$

CUADRO N° III.7

RELACION ENTRE LOG α DE UN COMPONENTE
VERSUS LOG (X_D/X_B).

Componente	$\alpha_{relat.}$	$\log \alpha_{relat.}$	$\log(X_D/X_B)$
a	2.273	0.357	2.0968
b	1.545	0.189	0.7528
c	1.000	0	- 0.7592
d	0.727	- 0.138	- 1.8632
e	0.667	- 0.176	- 2.1672
f	0.348	- 0.458	- 4.4232
g	0.248	- 0.606	- 5.6072
h	0.167	- 0.777	- 6.9752
i	0.112	- 0.951	- 8.3672
j	0.067	- 1.174	-10.1512
k	0.026	- 1.585	-13.4392
l	0.004	- 2.398	-19.9432

iii. Cálculo del número de platos mínimo.

Método de Fenske.

$$N_{min} = \frac{\log[(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\log(\alpha_{LK/HK})_{av}} \quad \dots Ec.3$$

$$N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{0.425}{0.077}\right)\left(\frac{0.043}{0.007}\right)\right]}{\log(1.545)}$$

$$N_{min} = 8.0$$

iv. Reflujo Mínimo.

Método Underwood:

Para una alimentación aprox. 82% vaporiz.

$$\sum_1^1 \frac{X_F}{(\alpha - \theta)/\alpha} = (1 - q) \quad \dots Ec.4$$

$$q = 0.918 \quad \sum_1^1 \frac{X_F}{(\alpha - \theta)/\alpha} = 0.082$$

$$\text{asunción: } 1 < \theta < \alpha_{LK} = 1.545 \quad = 1.346$$

CUADRO N° III.8

DETERMINACION DE Θ

Componente	x_F	α	Ec. 4
a	0.045	2.273	0.1103
b	0.045	1.545	0.3494
c	0.046	1.000	- 0.1329
d	0.048	0.727	- 0.0564
e	0.098	0.667	- 0.0963
f	0.101	0.348	- 0.0352
g	0.104	0.248	- 0.0235
h	0.107	0.167	- 0.0152
i	0.108	0.112	- 0.0098
j	0.106	0.067	- 0.0056
k	0.102	0.026	- 0.0200
l	0.085	0.004	- 0.0003

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} + 1 = \sum_{n=1}^c \frac{x_D}{(\alpha - \Theta)/\alpha} \dots\dots Ec.5$$

$$\frac{0.497}{(2.273-1.346)/2.273} + \frac{0.425}{(1.545-1.346)/1.545} + \frac{0.077}{(1-1.346)/1} = R_{\min} + 1 \Rightarrow R_{\min} = 3.30$$

v. Cálculo del número de platos teóricos para una razón de reflujo.

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = \frac{L}{L + D} = \frac{3.30}{1 + 3.30} = 0.77$$

$$\left(\frac{L}{D}\right) = 1.5 \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = 4.95 \quad (\text{Razón de Reflujo})$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = \frac{4.95}{4.95 + 1} = 0.83$$

$$V_{\min} = D \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} + D$$

$$V_{\min} = 0.919 * 3.30 + 0.919$$

$$V_{\min} = 3.95$$

$$L_{\min} = D \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} \Rightarrow L_{\min} = 0.919 * 3.30$$

$$L_{\min} = 3.03$$

$$V = L + D$$

$$V = \frac{L}{D} * D + D$$

$$V = 4.95 * 0.919 + 0.919 = 5.47$$

$$L = 4.55$$

$$L_{\min} = F_L + L_{\min}$$

$$L_{\min} = 9.235 + 3.03$$

$$L_{\min} = 12.27$$

$$\bar{V}_{min} = V_{min} - F_v$$

$$\bar{V}_{min} = 3.95 - 0.919$$

$$\bar{V}_{min} = 3.03$$

$$\bar{L} = F_L + L$$

$$\bar{L} = 9.235 + 4.55 = 13.79$$

$$\bar{V} = 5.47 - 0.919 = 4.55$$

$$M = \frac{\left(\frac{\bar{L}}{V} * \frac{V}{L} - 1 \right)}{\left(\frac{L}{V} * \frac{V}{L} - 1 \right)_{min}} =$$

$$M = \frac{\left(\frac{13.79}{4.55} * \frac{5.47}{4.55} - 1 \right)}{\left(\frac{12.27}{3.03} * \frac{3.95}{3.03} - 1 \right)}$$

$$M = 0.618$$

Luego del gráfico Brown-Martin N° 5.17

(46):

$$\frac{N}{N_{min}} = 1.5 \quad N_{total} = 8 * 1.5 = 12$$

vi. Cálculo de la eficiencia global

Se considera la ecuación de Mac. Coull (N° 4).

$$\log \log (\nu + 0.8) = a \log T + C$$

$$[T] = ^\circ\text{K} \quad [\nu] = \text{ctk}$$

$$T = 100^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \log \log (5.2 + 0.8) &= a \log (100 + 273) + C \\ -0.1089 &= a * 2.5717 + C \end{aligned}$$

$$T = 37.8^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \log \log (30.8 + 0.8) &= a \log (37.8 + 273) + C \\ 0.176 &= a * 2.495 + C \end{aligned}$$

$$a = -3.596 \quad C = 9.140$$

$$T = 410^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \log \log (\quad + 0.8) &= -3.596 \log(410+273) + 9.140 \\ &= 0.426 \text{ ctk} \end{aligned}$$

De la fig. A.1.2 (42)

$$\% E = 80 \%$$

$$N_p = \frac{12}{0.8} = 15$$

b. Determinación de la presión en topes y fondos.

TOPES:

- Asumiremos que la alimentación, se da en el 3er plato.
- Sabemos que, la columna tiene 15 platos totales.
- Asumiendo una caída de presión de 1 mmHg, por cada plato.
- Arriba de la alimentación; habrían entonces 12 platos.

La presión en topes :

$$P_{\text{topes}} = P_{\text{zona flash}} - 12 * 1$$

La presión en la zona flash es : 15.5 mmHg.

Luego: $P_{\text{tope}} = 15.5 - 12 = 3.5 \text{ mmHg}$

FONDOS:

$$P_{\text{fondos}} = P_{\text{zona flash}} + 3 \times 1 = 15.5 + 3 = 18.5 \text{ mmHg.}$$

c. Determinación de las temperaturas.

ALIMENTACION.

Del balance genérico de masa :

$$\text{Aliment.} = \text{Salida} + \text{Fondos}$$

Hallamos: $\% V = 8.2 \%$

Trataremos de determinar, la temperatura de flasheo ($\% V = 8.2\%$); a 15.5 mmHg que es la presión en la zona flash. Mediante el punto focal.

$$\text{ASTM}_{\text{VAP}} = \frac{460 + 482 + 500 + 517 + 558}{5} = 503.4^\circ\text{C}$$

$$\text{Pendiente ASTM}_{10-90\%} = \frac{558 - 460}{80} = 1.225 \text{ } \%/^\circ\text{C.}$$

$$\text{Densidad} = 0.9014 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Relación} = \frac{503.4 + 17.8}{1.225 + 8.9} = 51.48$$

Luego del gráfico N° III.4, hallamos la temperatura en la zona flash:

$$T_{\text{flash}} = 770^{\circ}\text{F}$$

FONDOS.

Para estimar la temperatura de fondos, asumiremos que es igual a la temperatura de burbuja de la alimentación.

$$T = 734^{\circ}\text{F}$$

TOPES.

Primero se estima la curva TBP atm. de los topes y a partir de ella se halla la EFV atm.

Con el punto focal, hallamos la EFV a la presión de topes; 3.5 mmHg, y a esa presión, se lee la temperatura de rocío; la cual corresponde aproximadamente a la corriente de topes:

Determinación del punto focal:

$$\text{ASTM}_{\text{REF}} = \frac{431 + 436 + 440 + 444 + 450}{5} = 440.2^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Pendiente ASTM}_{10-90} = \frac{450 - 431}{80} = 0.2375\%/^{\circ}\text{C}.$$

GRAFICO:

- GRAFICO NRO III.4 ZONA FLASH LINEA 5

Densidad = 0.75 gr/cm³

$$\text{Relación} = \frac{440.2 + 17.9}{0.2375 + 8.9} = 50.12$$

Luego del gráfico N° III.5. Se halla la temperatura de los vapores de tope (línea 11).

Temp. de rocío (P = 3.5 mmHg.) $T_{11} = 725^{\circ}\text{C}.$

La temperatura de los vapores condensados (salida del condensador); es igual a la temperatura de burbuja a la P = 3.5 mmHg.

$$T_{13} = 671^{\circ}\text{F}$$

CUADRO N° III.9

CURVA DE DESTILACION DE PRODUCTO DE TOPES (ESTIMADA)

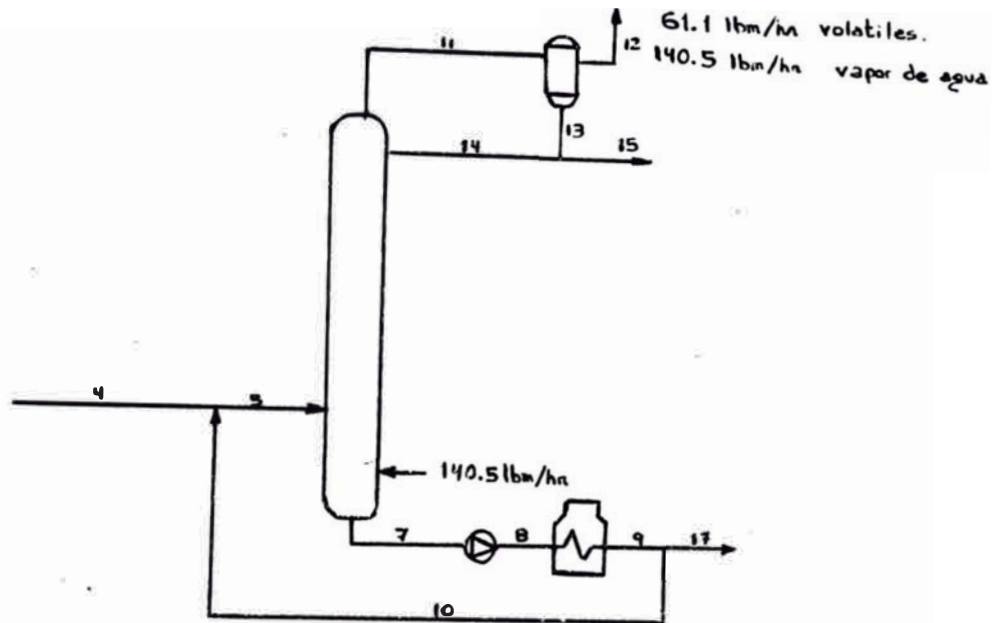
(°C)

%V	TBF	CV	ASTM
FID	468	483	430
10	472	484	431
30	483	487	436
50	490	489	440
70	497	491	444
90	505	493	450
100	508	494	452

GRAFICO:

- GRAFICO NRO III.5 - TOPES LINEA 11

d. Balance de Materia



Líneas dato : $m_4 = 6110 \text{ lbm/hr.}$
 $m_{15} = 501 \text{ lbm/hr}$
 $m_{17} = 5548 \text{ lbm/hr}$

Determinación de las líneas:

Reflujo de topos $\Rightarrow R = 4.95$

$$\frac{\text{número de moles L}}{\text{número de moles D}} = 4.95 = \frac{m_{14}}{m_{15}}$$

$$\Rightarrow m_{14} = 4.95 * 501 = 2480 \text{ lbm/hr}$$

$$m_{13} = m_{14} + m_{15} = 2480 + 501 = 2981$$

El balance de materia en la parte inferior de la columna, depende del balance de energía en toda la columna.

$$\text{Dato : } m_{12} = 61.1 + 140.5 = 201.6 \text{ lbm/hr}$$

$$\text{Luego: } m_{11} = 2981 + 201.6 = 3182.6 \text{ lbm/hr}$$

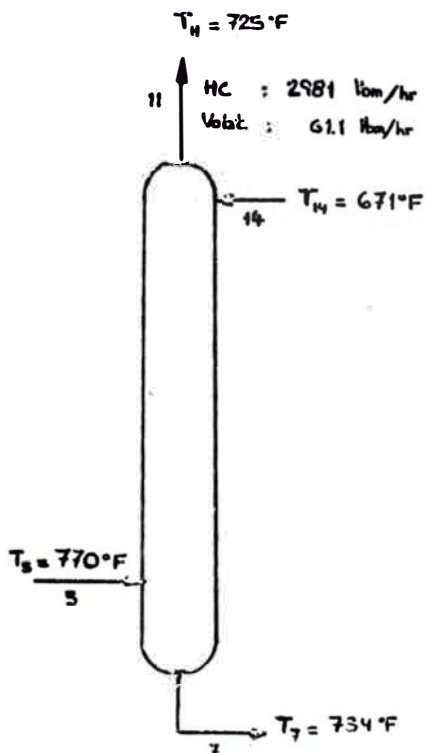
Para los efectos de balance de energía:

Se considerará solamente el contenido de Hidrocarburos y volátiles de la línea 11:

$$m_{11} = 2981 + 61.1 = 3042.1 \text{ lbm/hr}$$

(para efectos del B.E)

e. Balance de Energía



Del gráfico N° 8.9 (ref. 46): hallamos las entalpías:

$$\begin{aligned} H_{14} &= 430 \text{ BTU/lbm} \\ H_7 &= 459 \text{ BTU/lbm} \\ 11 \left\{ \begin{aligned} H_{HC} &= 540 \text{ BTU/lbm} \\ H_{Volat.} &= 550 \text{ BTU/lbm} \end{aligned} \right. \end{aligned}$$

Nota.- Se despreciará los efectos del vapor de arrastre para los cálculos.

los de Balance de energía.

Cálculo de la entalpía H_B : (L + V):

$$\begin{aligned}\bar{H}_B &= X_V \bar{H}_{V_B} + (1-X_V) \bar{H}_{L_B} \\ &= 0.082 * 540 + 0.918 * 479 = 484 \text{ BTU/lbm}\end{aligned}$$

Luego:

$$Q_{in} = m_5 \bar{H}_B + m_{14} H_{14} \dots\dots (I)$$

$$Q_{out} = m_{11} H_{11} + m_7 H_7 \dots\dots (II)$$

Reemplazando:

$$\begin{aligned}Q_{in} &= 484 * m_5 + 430 * 2480 \\ &= 484 * m_5 + 1'066,400.\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{out} &= 2981 * 540 + 61.1 * 550 + 459 * m_7 \\ &= 459 * m_7 + 1'643,345\end{aligned}$$

Del balance de masa:

$$m_7 = m_{10} + m_{17} = m_{10} + 5548 \dots\dots (III)$$

$$m_5 = m_4 + m_{10} = m_{10} + 6110 \dots\dots (IV)$$

Reemplazando:

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 484 * (m_{10} + 6110) + 1'066,400 \\ &= 484 * m_{10} + 4'023,640 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= 459 * (m_{10} + 5548) + 1'643,345 \\ &= 459 * m_{10} + 4'189,877 \end{aligned}$$

Igualando (asumiendo sin pérdidas de calor):

$$484 * m_{10} + 4'023,640 = 459 * m_{10} + 4'189,877$$

$$m_{10} = \frac{166,237}{25} = 6427 \text{ lbm/hr}$$

Luego en III y IV:

$$m_7 = 6,649 + 5,548 = 12,197 \text{ lbm/hr}$$

$$m_8 = 6,649 + 6,110 = 12,759 \text{ lbm/hr}$$

f. Dimensionamiento de la columna C-1:

Flujo de alimentación : 12,759 lbm/hr.

Densidad = 0.9014 gr/cm³ = 25.48°API

$$= 350.5 * 0.9014 \text{ lb/bbl} = 316 \text{ lb/bbl.}$$

$$V_p = 12.759 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} * 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ bbl}}{316 \text{ lb}} = 969 \text{ BPD.}$$

Corte TBP entre el gasóleo y el residuo de vacío:
513°C = 955°F.

CUADRO N° III.10

BALANCE VOLUMETRICO Y MOLAR EN CV-1.

Línea	Corrientes	BPD	°API	lbm/hr	Peso molec.	mol-lb/hr
7	Crudo reducido	916.5	23.65	12.197	555	22.0
13	Gasóleo	96.57	57.20	501	503	1.00
12	No condensables	6	61.54	61.1	306	0.2
5	Alimentación	969	25.48	12.759	550	23.2

Vapor de arrastre: 1b vapor/ BBL crudo reducido.

$$916 \frac{\text{BBL}}{24 \text{ hr}} * 3.7 \frac{\text{lb vapor}}{\text{BBL crudo red.}} = 140 \text{ lb vapor/hr}$$

$$= 7.8 \text{ mol lb/hr}$$

T = 413 °F a P = 270 psia (saturado)

CUADRO N° III.11

VAPORES ASCENDENTES

	lb/hr	mol/hr
Vapor	140.5	7.8
Gasóleo	501	1.0
Volátiles	61.1	0.2
Total	702.6	8.93

$$\text{Peso molecular vapor ascend.} = \frac{702.6}{8.93} = 78.67$$

i. Estimación del diámetro de la columna:

La ecuación de velocidad permisible para este servicio es:

$$F_v = 2.5 \sqrt{\frac{760}{15.5}} = 17.5 \text{ pies/sq.}$$

Densidad del vapor:

$$\rho_v = \frac{78.67 * 0.3}{10.73 * (770 + 460)} = 0.00178 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{CFS}_{\text{vapor}} = \frac{702.6 \text{ lb/hr} * 1 \text{ pie}^3}{3600 \text{ sq/hr} * 0.00178 \text{ lb}} = 109.64 \text{ pie}^3/\text{sq}$$

$$CSA = \frac{109.78 \text{ pie}^2/\text{seg}}{17.5 \text{ pie}/\text{seg}} = 6.27 \text{ pie}^2$$

$$ID = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi}\right) * 6.27} = 2.82 \text{ ft}$$

=> Diámetro interno: ID = 0.86 mt.

ii. Estimación Altura de la columna: (H_c):

· Espaciamiento plato-plato : h_{p-p} = 12 plg * 2

$$H_{\text{columna}} = N^{\circ} \text{ plato} * h_{p-p} + 3 \text{ mt} + 1 \text{ mt}$$

HOLDUP cabeza + 1 plato

$$H_{\text{columna}} = 15 * 2 * 0.3048 + 4 = 13.14 \text{ mt}$$

6. EYECTORES DE LA COLUMNA 1 (EJ-1)

Cálculos para eyectores de vapor:

Determinando la capacidad máxima de succión:

Con: P_{eyector máx.} = 3.5 mmHg en el interior

$$V_{\text{evacuado del equipo}} = 7.7 \text{ m}^3$$

De la fig. A7.1 (42).

Flujo máximo en el interior = 1.8 Kg/hr.

De la tabla A7.1 (42).

Número de etapas necesarias para succionar = 3

Determinando el flujo equivalente de aire seco a 20°C

i. Cálculo del flujo de no-condensados:

N_{nc} = Número de moles no-condensables

$$= \frac{2((\text{flujo máximo de Fig A7.1})(42))}{\text{Peso molec. de no-condensables (aire)}}$$

$$N_{nc} = \frac{2 * 1.8 \text{ Kg/hr}}{29 \text{ Kg/mol-Kg}} = 0.124 \text{ mol-Kg/hr}$$

$$m_{nc} = 3.6 \text{ Kg/hr.}$$

ii. Cálculo del flujo de condensables:

De la tabla de B.M de la C-1 :

CUADRO N° III.12

FLUJO DE CONDENSABLES

Condensab.	mol-lb/hr	lb/mol-lb	Y	Kg/hr
Vapor	7.8	18	0.975	63.67
HC	0.2	306	0.025	27.82

$$M_{prom} = 25.2 \text{ lb/mol-lb}$$

$$N_c = 8.0 \frac{\text{mol-lb}}{\text{hr}} * \frac{1.0 \text{ Kg}}{2.2 \text{ lb}} = 3.636 \text{ mol-Kg/hr}$$

$$m_c = 3.636 \frac{\text{mol-Kg}}{\text{hr}} * 25.2 \frac{\text{Kg}}{\text{mol-Kg}} = 91.64 \text{ kg/hr}$$

Luego : Capacidad total = 3.6 + 91.64
= 95.24 Kg/hr.

iii. Cálculo del flujo de aire seco equivalente a 20° C.

Flujo equiv. de = Condensables + no-condensables
aire seco a 20°C

f_m y f_t ; se leen de la fig A7.2 (42)

f_m : por componente

f_t : por temperatura

$$\begin{aligned} \text{Condensables} = \text{vapor HC} &= \frac{63.67 \text{ kg/hr}}{f_m * f_e} + \frac{27.75}{f_m * f_e} \\ &= \frac{63.67}{0.8 * 0.77} + \frac{27.75}{1.7 * 0.84} = 122.79 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{no-condensables} = \text{aire} &= \frac{3.6 \text{ kg/hr}}{f_e} = \frac{3.6}{0.84} \\ &= 4.286 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

Luego:

Flujo Equiv. de aire seco a 20°C = 127.07 Kg/hr.

Determinación del consumo de vapor y agua de enfriamiento:

De la tabla A7.3 (ref.42): con 4% de no-condensables.

Presión de succión = 3.5 mmHg

Leemos; los siguientes requerimientos base:

4.723 Kg de vapor (7bar)/Kg de aire seco a 20°C

y 0.22025 m³ de H₂O a 20°C/Kg aire seco a 20°C

Luego:

$$\begin{aligned} -\text{Vapor} &= 4.723 * 127.07 \\ &= 600.18 \text{ Kg de vapor (7bar)/hr} \end{aligned}$$

Factor de corrección: por presión $f_p = 0.9$

$$\begin{aligned} \text{Vapor} &= 0.9 * 600.18 = 540.2 \text{ Kg/hr} = 1188.4 \text{ lbm/hr} \\ & \quad (P = 150 \text{ psia}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -\text{H}_2\text{O} &= 0.22025 * 129.23 \\ &= 27.98 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O a } 20^\circ\text{C/hr} \\ &= 61,556 \text{ lbm/hr} \end{aligned}$$

7. CONDENSADOR I-1

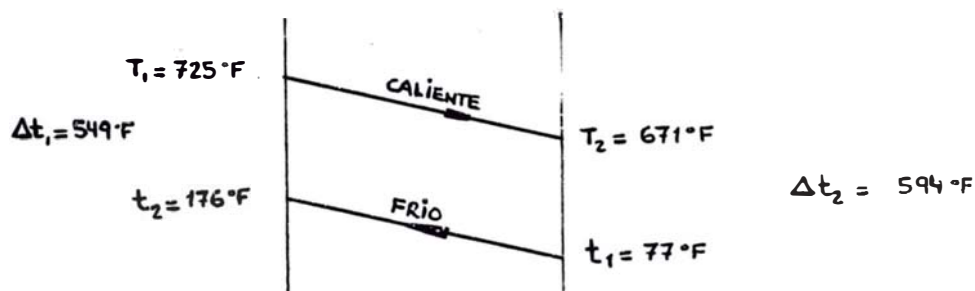
$$Q_c = m_{13} \cdot (\bar{H}_{11} - \bar{H}_{13})$$

$$\begin{aligned} Q_c &= 2981 \text{ lbm/hr} (540 - 430) = 327,910 \text{ BTU/hr} \\ & \quad (\text{calor extraído}) \end{aligned}$$

Tubos : agua de enfriamiento

Coraza: vapores de gasóleo condensándose

Cálculo del LMTD:



$$\text{LMTD} = \frac{594 - 549}{\ln(594/549)} = 571.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del factor de corrección

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{176 - 77}{725 - 77} = 0.1528$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{725 - 671}{176 - 77} = 0.5455$$

Para un intercambiador simple de tubos en U, de paso simple con paquete de tubos removible.

Luego del gráf. A3.2 (42): $f = 0.98$

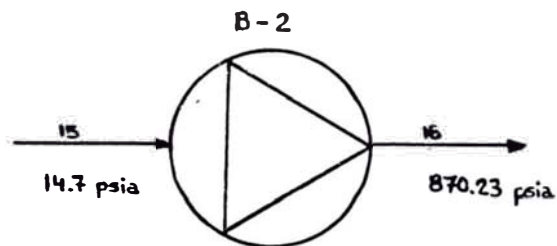
De tabla 8 (43) : $U_D = 50 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Luego el área:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{LMTD} \cdot f} = \frac{327,910 \text{ BTU/hr}}{(50 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \cdot 571.2 \text{ } ^\circ\text{F} \cdot 0.98}$$

$$= 11.72 \text{ ft}^2$$

8. BOMBA B-2



Cálculo de la potencia hidráulica (PH)

$$PH = 3.8 \times 10^{-2} (Q_d)(\Delta P) \quad \text{en CV.}$$

PH : Potencia hidráulica, CV

Q_d : Flujo de diseño, m^3/hr

$$Q_d = K * Q_n$$

Q_n : flujo de operación, m^3/hr

K : factor de seguridad

- 1.25 para bombas de alimentación

- 1.20 para bombas de reflujo

- 1.10 para otras bombas.

ΔP : diferencial de presión total;

$$\Delta P = P_2 - P_1 + H + P$$

Donde:

P_2 : Presión del equipo que recibe, bar.

P_1 : Presión del equipo de donde sale, bar

H : diferencia en alturas, bars.

ΔP : pérdidas por fricción, bars.

- 0.3 bar, para un intercambiador

- 1 bar, para una válvula

- despreciable para tuberías

Datos:

$$m_{10} = 501 \text{ lbm/hr} = 227.73 \text{ Kg/hr}$$

$$\rho_{10} = 750 \text{ Kg/m}^3$$

$$K = 1.25 \text{ (bomba de alimentación)}$$

$$\Delta H \cong 0$$

$$\Delta P = 0.3 \text{ bar (un intercambiador)}$$

$$\text{Luego: } \Delta P = (870.23 - 14.7) * 1.01325/14.7 + 0.3$$

$$\Delta P = 59.27 \text{ bar}$$

$$Q_c = 1.25 * \left(\frac{227.73}{750} \right) = 0.38$$

$$PH = 3.8 * 10^{-2} * 0.38 * 59.27 = 0.853 \text{ CV}$$

Determinación del tipo de Bomba:

De fig. A.4.1 (42) con:

$$Q_e = 0.38 \text{ m}^3/\text{hr y HEAD} = 806 \text{ mt gasoleo.}$$

Debe ser: Bomba Centrífuga de alta velocidad
(bomba multietapa)

Eficiencia de la bomba:

Tenemos que $\nu < 20$ CST. (T = 671°F)

Del gráfico A4.2 (42) Ef = 70 %

Luego: potencia al freno :

$$P_{\text{freno}} = \frac{PH}{\% \text{ Ef}} = \frac{0.856}{0.70} = 1.223 \text{ CV}$$

Cálculo del motor

Se asumirá motor eléctrico con las características siguientes:

De la tabla A5.1 (42):

Voltaje = 480 V.

Potencia Requerida por la bomba = 1.223 CV.

Potencia del motor = 3 CV.

% de utilización del motor = $(1.223/3) * 100 = 40.7\%$

Luego:

Eficiencia del motor (Eléctrica) = $\beta = 73.51$

(De tabla A5.1 (42)).

$$\text{Consumo eléctrico} = 0.735 * \frac{P_{cv}}{\beta}$$

$$= 0.735 * \left(\frac{1.223}{0.7351} \right) = 1.223 \text{Kwh/hr}$$

$n = 3,500 \text{ rpm.}$

9. BOMBA B-1

Bomba Centrífuga de proceso

$Q_e = 7.29 \text{ m}^3/\text{hr}$

Ef. mecánica = 35%

Potencia = 0.63 CV

Motor Eléctrico: $P = 1.5 \text{ CV}$

Ef. = 65.08 %

$n = 1750 \text{ RPM.}$

10. PRECALENTADOR H-2

$$Q = 304,925 \text{ BTU/lbm}$$

Tubos de Cr-Mo

Presión Máxima = 435 psia

Horno cilíndrico.

$$\text{Masa de PRN}^\circ 6 \text{ necesario} = 21.13 \text{ lb/hr}$$

B. SECCION VAPORIZACION.

Balance de Materia.

Se trata de hallar el flujo másico; en cada una de las líneas:

Según dato (Anexo N° II):

m_{10} debe ser 5-15% de la masa total que sale por los topos del evaporador.

$$m_{10} = (5 - 15\%) * m_{17}$$

Nota: En m_{25} no se considerará el vapor de arrastre.

Si asumimos 15%.

$$\begin{aligned} \text{de dato: } \quad 977.6 &= 0.15 (m_{27} + m_{26}) \\ &= 0.15 (m_{27} + 61.1) \end{aligned}$$

$$m_{27} = 6,456.19 \text{ lbm/hr}$$

Luego en el recipiente de remojo:

$$m_{29} = m_{28} - m_{30}$$

Dato: $m_{30} = 5,107.96$ (Condensado (exento de impurezas) del depósito de remojo TK-1).

$$m_{29} = 6,456.19 - 5,107.96 = 1,348.23 \text{ lbm/hr}$$

Luego la alimentación al evaporador E-1; será:

$$m_{19} = m_{17} + m_{18} + m_{29}$$

$$m_{19} = 5,547.88 + 977.6 + 1,348.23$$

$$m_{19} = 7,873.71 \text{ lbm/hr}$$

Balance Volumétrico.

* En la intersección de las líneas 31, 16 y 32.

$$\frac{\overbrace{5,107.96}^{31}}{\rho_{31}} + \frac{\overbrace{501}^{16}}{46.58} = \frac{\overbrace{5,608.98}^{32}}{55.55}$$

$$\rho_{31} = 56.58 \text{ lbm/ft}^3$$

* En el TK-1 (la línea 25, se obtiene del balance volumétrico en el evaporador).

$$\frac{\overbrace{6,456.19}^{25}}{56.8} = \frac{\overbrace{1,348.23}^{29}}{\rho_{29}} + \frac{\overbrace{5,107.96}^{30}}{56.58}$$

$$\rho_{29} = 57.65 \text{ lbm/ft}^3$$

* Reemplazando ρ_{29} y ρ_{12} que se obtienen del balance volumétrico en el vaporizador:

$$\frac{\overbrace{5,547.88}^{17}}{56.92} + \frac{\overbrace{9,777.6}^{18}}{58.05} + \frac{\overbrace{1,348.23}^{29}}{57.65} = \frac{\overbrace{7,873.71}^{20}}{\rho_{20}}$$

$$\rho_{20} = 57.1 \text{ lbm/ft}^3$$

Balance Energético.

Sabemos que el recipiente de remojo, se debe mantener a la temperatura de 600°F:

Luego las líneas 30, 21 y 29 están a 600 °F

Balance energético:

para determinar la entalpía en la línea 19:

$$H_{29} = 330 \text{ BTU/lbm}$$

$$H_{17} = 484 \text{ BTU/lbm}$$

$$H_{1e} = 560 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{1e} \bar{H}_{1e} = m_{17} \bar{H}_{17} + m_{2e} \bar{H}_{2e} + m_{1e} \bar{H}_{1e}$$

$$\bar{H}_{1e} = \frac{m_{17} \bar{H}_{17} + m_{2e} \bar{H}_{2e} + m_{1e} \bar{H}_{1e}}{m_{1e}}$$

$$\bar{H}_{1e} = \frac{5547.88 * 484 + 1348.23 * 330 + 977.6 * 560}{7873.71}$$

$$\bar{H}_{1e} = 470.57 \text{ BTU/lbm}$$

1. HORNO H-3.

$$Q = 839.574 \text{ BTU/lbm}$$

Tubos de Cr-Mo

Presión máxima = **495** psia

Horno cilíndrico

Masa de PRN°6 necesario = 52.32

2. EVAPORADOR E-1

CUADRO N° III.13

CURVAS DE DESTILACION DE LA ALIMENTACION AL EVAPORADOR

% V	TBP(°C) atm	EFV(°C) atm	ASTM(°C) atm
0	508	557	464
10	529	560	474
30	557	569	490
50	581	576	505
70	607	585	524
90	650	606	571
99	704	628	617

Del balance de materia obtenemos:

% evaporado = 80 %

Mediante el método OBRYDCHIKOV, para %V = 80 % hallamos las curvas TBP, EFV y ASTM para los productos de topes:

i. Curvas de destilación

CUADRO N° III.14

CURVAS DE DESTILACION DE LOS
PRODUCTOS DE TOPES

% V	TBP(°C) atm	EFV(°C) atm	ASTM(°C) atm
0	510	551	420
10	526	553	427
30	551	560	467
50	573	568	500
70	597	576	532
90	631	591	572
99	704	624	692

En el gráfico N° III.6, hallamos la TBP de los productos de topes y fondos.

ii. Determinación de la Temperatura en las Líneas

Alimentación

La corriente de alimentación ingresará a 900°F, produciéndose una vaporización del 51.28% de la carga (ver gráfico III.7)

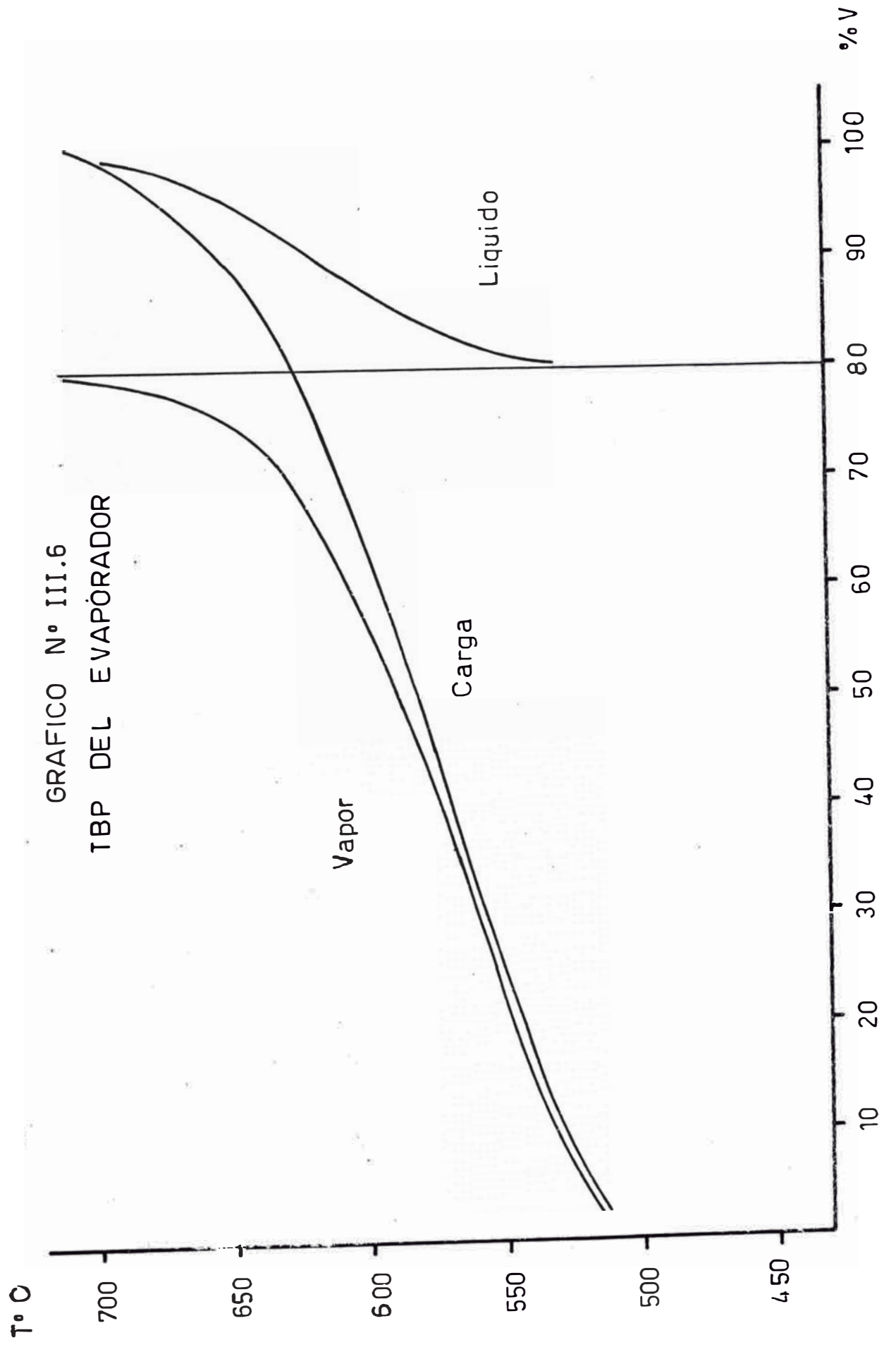


GRAFICO:

- GRAFICO NRO III.7 ZONA FLAHS PUNTO
FOCAL PARA LA LINEA N 20

Topes

Vemos que un 51.28% de la carga se vaporiza a 900°F y 0.029 psia.

⇒ como vapor sube 4,037.64 lbm/hr a 910°F.

Luego se vaporizan 2,418.55 lbm/hr a una temperatura entre 900°F y 910°F.

Se tomará como temperatura promedio del tope; una temperatura promedio entálpica de:

$$T_{\text{topes}} = 910 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fondos

La temperatura de fondos será la temperatura igual a la temperatura de operación del evaporador:

$$T_{\text{fondos}} = 910 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Determinación de la entalpía de la alimentación

$$\bar{H}_{20} = Y * \bar{H}_v + (1-Y) * \bar{H}_l$$

$$A T = 900^{\circ}F; \text{ } ^{\circ}API = 22.2 \quad H_L = 580$$

$$H_V = 640$$

$$H_{20} = 0.5128 * 645 + (1 - 0.5128) * 590 = 618.2 \text{ BTU/lbm}$$

iii. Determinación de la Densidad de la Líneas.

Del gráfico fig. III.1.25 (40); hallamos la densidad del vapor y líquido:

$$\text{Slope}_{10-30\% \text{ carga}} = \frac{557 - 529}{20} = 1.4$$

Si tenemos : $\rho_{\text{carga}} = 0.912 \text{ gr/cm}^3$

Nos dá : $\rho_{\text{vapor}} = 0.91 \text{ gr/cm}^3$

$$\rho_{\text{líquido}} = 0.93 \text{ gr/cm}^3$$

iv. Balance volumétrico y molar en el evaporador.

Se considerarán sólo los hidrocarburos:

Flujo de alimentación : 7,873.71 lbm/hr

Densidad = 0.912 gr/cm³ = 23.65 °API

$$\Rightarrow 350.5 * 0.912 \text{ lb/bbl} = 319.656 \text{ lb/bbl.}$$

$$V_{20} = 7,873.71 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}} * 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} * \frac{1 \text{ bbl}}{319.656 \text{ lbm}}$$

$$V_{20} = 591 \text{ BPD}$$

CUADRO N° III.15

BALANCE VOLUMETRICO Y MOLAR EN E-1

Línea	Corrientes	BPD	*API	lbm/hr	Peso molec.	mol-lb/hr
27	Topes	485.8	23.99	6456.19	525	12.23
22	Fondos	99.87	20.65	1356.42	650	2.08
26	A eyectores	5.70	61.54	61.1	306	0.1996
20	Alimentación	591.37	23.65	7873.71	544	14.474

Vapor de arrastre: 1b de vapor/bbl fondos.

$$99.87 \frac{\text{bbl}}{24\text{hr}} * \frac{4 \text{ lb vapor}}{\text{bbl fondos}} = 16.645 \frac{\text{lbm vapor}}{\text{hr}}$$

$$T = 413^{\circ}\text{F} \quad P = 270 \text{ psia (saturado)}$$

v. Cálculo del diámetro en la sección evaporador

Al ingresar la alimentación a la zona flash:

se vaporiza instantaneamente un 51.28% a 900°F.

El restante 20% se vaporiza en la sección evaporación (al resbalar por las paredes del evaporador), a 910°F, siendo arrastrada por el vapor de agua que se inyecta por los fondos.

CUADRO N° III.16

VAPORES ASCENDENTES
(ZONA EVAPORACION)

	lbm/hr	mol/hr
Vapor	16.645	0.9247
Topes	2418.55	4.606
Eyectores	61.10	0.1996
TOTAL	2496.30	5.7303

$$\text{Peso Molecular Vap. Asc} = \frac{2496.3}{5.6303} = 435.63$$

Estimación del diámetro

La ecuación de velocidad permisible para este servicio es:

$$P_v = 2.5 \sqrt{\frac{760}{1.5}} = 56.273 \text{ ft/sq}$$

Densidad del Vapor: =>

$$\rho = \frac{435.63 * 0.03}{10.73 * (910 + 460)} = 0.000889034$$

$$\begin{aligned} \text{CFS}_{\text{vapor}} &= \frac{2496.3 \text{ lbm/hr}}{3600 \text{ sg/hr}} * \frac{1 \text{ pie}^3}{0.00082185} \\ &= 779.97 \text{ ft}^3/\text{sq} \end{aligned}$$

$$\text{CSA} = \frac{843.73 \text{ ft}^3/\text{sq}}{56.273 \text{ ft/sq}} = 13.86 \text{ ft}^2$$

$$\Rightarrow \text{Diámetro interno} = ID = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 13.86} = 4.2 \text{ ft}$$

vi. Cálculo del diámetro en la sección separador.

CUADRO N° III.17

VAPORES ASCENDENTES (ZONA FLASH)

	lbm/hr	mol/hr
Vapor	16.645	0.9247
Topes	6456.19	12.2970
Eyectores	61.10	0.1996
TOTAL	6533.935	13.4213

$$\text{Peso Molecular}_{\text{vap.}} = \frac{6533.935}{13.4213} = 486.833$$

Estimación del diámetro:

La ecuación de velocidad permisible para este servicio es:

$$P_v = 2.5 \sqrt{\frac{760}{1.5}} = 56.273 \text{ ft/sq}$$

Densidad del vapor : =>

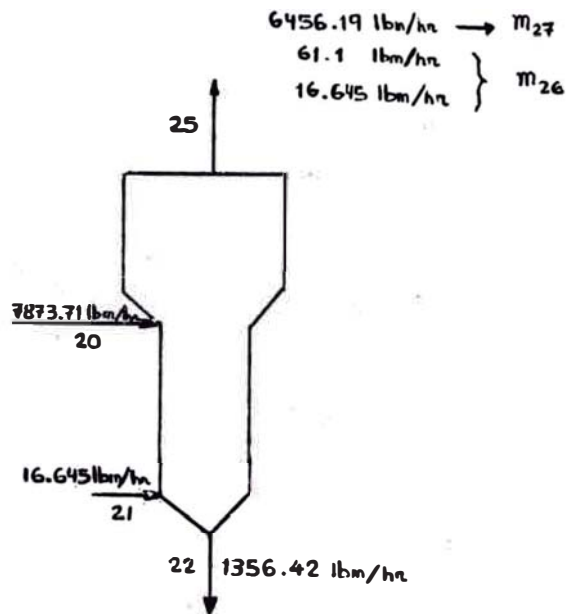
$$\rho = \frac{486.833 * 0.03}{10.73 * (910 + 460)} = 0.0010 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{CFS}_{\text{vapor}} &= \frac{6,533.935 \text{ l/m/yr}}{3600 \text{ sq/yr} * 0.00092 \text{ l/m/ft}^3} \\ &= 1814.98 \text{ ft}^3/\text{sq} \end{aligned}$$

$$\text{CSA} = \frac{1,972.81 \text{ ft}^3}{56.273 \text{ ft/sq}} = 32.25 \text{ ft}^2$$

$$\Rightarrow \text{Diámetro interno: ID} = \sqrt{\frac{4}{\pi} * 32.25} = 6.41 \text{ ft}$$

vii. Balance de energía en el evaporador



Despreciando el calor cedido por el vapor arrastrante:

$$Q = m_{27} \bar{H}_{HC\ 25} + M_{22} \bar{H}_{22} - m_{20} \bar{H}_{20} + m_{26} \bar{H}_{V01\ 25}$$

Nota : en línea 26; sólo fase HC

$$Q = 6456.19 * 676.1 + 1356.42 * 560 - 7873.71 * 618.2 + 61.1 * 704$$

$$Q = 300,272 \text{ BTU/hr}$$

Cálculo del área de transferencia de calor:

$$Q = U * A * LMTD$$

$U = 48 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$ (para ac. lub. pesado
 tabla 8)(43).

La diferencia de temperatura entre el medio de calentamiento y el líquido en ebullición.



$$\text{LMTD} = \frac{(960 - 910) - (960 - 900)}{\ln\left(\frac{960 - 910}{960 - 900}\right)} = 54.84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U * \text{LMTD}}$$

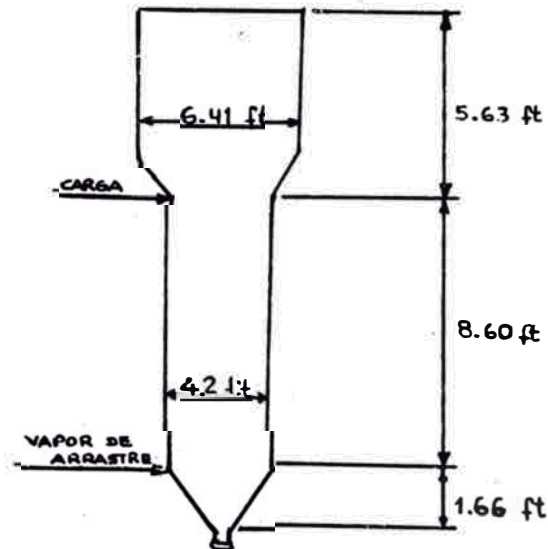
$$A = \frac{300,272 \text{ BTU/hr}}{48 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} * 54.84 \text{ } ^\circ\text{F}} = 114.07 \text{ ft}^2$$

Cálculo de la longitud de la sección evaporador:

$$A = \pi * D * L \rightarrow L = \frac{A}{\pi * D} = \frac{114.07}{\pi * 4.2} = 8.6 \text{ ft}$$

D : diámetro de la sección evaporación

viii. Disposición geométrica del evaporador



ix. Requerimientos de KW en operación:

KW (para requerimientos operativos) =

$$\frac{\text{BTU}_{\text{absorbido por el fluido a calentarse}}}{3412} + \frac{\text{Pérdidas desde la superficie del container}}{1000}$$

Datos:

$$Q = 300,272 \text{ BTU/hr}$$

$P = 50 \text{ watts/ft}^2$ (de fig. G1265 (33), pérdidas superficiales del exterior de la coraza).

A = 250 ft² (Area superficial exterior de la cor-
raza: después del aislamiento de 4")

$$KW = \frac{300,272}{3,412} \text{ kw} + 250 \text{ ft}^2 * 50 \frac{\text{watts}}{\text{ft}^2} * 10^{-3} \frac{\text{kw}}{\text{watts}}$$
$$= 100.50 \text{ KW.}$$

Considerando un 30% adicional; por seguridad

Requerimientos de potencia: P = 130.65 KW

Comprobando el área con la máxima densidad de
flujo calorífico permisible (M):

A = 113.47 ft² (Area de transferencia de calor,
sección evaporación).

P = 100.50 KW (Calor transferido al fluido va-
porizándose).

$$M' = \frac{100.50 * 10^3}{133.47 * .144} = 5.23 \text{ watts/plq}^2$$

De (33); M = 13 watts/plq²

(Máxima densidad de flujo calorífico permisible
para aceite lubricante pesado).

De donde se comprueba:

$$M' = 5.23 \text{ watts/plq}^2 < 13 \text{ watts/plq}^2$$

3. EYECTORES EJ-2

Presión max. = 1.5 mmHg en el interior

% no condensables = 9 %

Número de etapas necesarias para succionar = 3

Consumo de vapor = 410 lbm/hr (P = 150 psia)

Consumo de agua = 19,184 lbm/hr

4. BOMBA B-3

Bomba centrífuga de proceso.

$Q_c = 0.7956 \text{ m}^3/\text{hr}$

$E_f = 18 \%$

Potencia = 0.104 CV

Motor Eléctrico : P = 1 CV

$E_f = 79.55 \%$

$n = 1750 \text{ rpm}$

5. CONDENSADOR I-2

Calor extraído: $Q = 1'969,609.4 \text{ BTU/hr}$

Tubos: fluido frío, más sucio: HC

Coraza: fluido caliente: HC condensándose

LMTD = 295.033 °F

$$U_D = 40 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$A = 182.35 \text{ ft}^2$$

6. BOMBA B-4

Bomba centrífuga de proceso.

$$Q_c = 4.03 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$E_f = 25 \%$$

$$\text{Potencia} = 0.546 \text{ CV}$$

$$\text{Motor eléctrico : } P = 1.5 \text{ CV}$$

$$E_f = 61.9 \% \text{ (eléctrica)}$$

$$n = 1750 \text{ rpm}$$

7. TANQUE DE REMOJO TK-2

$$V = 2727.97 \text{ ft}^3$$

Tanque con forma cónica en el fondo.

$$H_{\text{cilindro}} = 27.8 \text{ ft}$$

$$H_{\text{cono}} = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Diám.} = 12.6 \text{ ft}$$

Serpentin sumergido:

$$Q = 268,448.38 \text{ BTU}/\text{hr.}$$

$$\text{LMTD} = 230.88 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 29.07 \text{ ft}^2$$

Longitud por vuelta de tubo = 33ft. = 3", 148WG

Superficie externa por pie lineal = 0.917 pie²/pie

Tramos requeridos = 1.

B. BOMBA B-5

Bomba centrífuga de proceso

$Q_e = 3.2 \text{ m}^3/\text{hr}$

Ef. = 30%

Potencia = 24 CV

Motor Eléctrico : P = 30 CV

Ef. = 83.7 %

$n = 3500 \text{ rpm.}$

C. SECCION DE HIDROTERMINADO

1. Cálculos Preliminares

Balance de materia:

Si realizamos el balance de materia total para las secciones hidroterminado y destilación II:

$$m_{31} + m_{42} = m_{50} + m_{53} + m_{DEA}$$

Donde: m_{DEA} = masa de H_2S que es eliminada.

$$5608.98 + m_{42} = 635.44 + 4912.44 + m_{47} + m_{DEA}$$

$$m_{47} + m_{DEA} - m_{42} = 61.1$$

masa eliminada = 61.1 lbm/hr

Asunciones:

- $m_{47} \approx 0$ (solamente en HC)
- 61.1 lbm/hr: corresponde al azufre eliminado del aceite.

Cálculo de la masa de H_2 alimentada al reactor:

Dato:

$r = 88 \text{ ft}^3 \text{ de } H_2 \text{ a C.N./ft}^3 \text{ de carga HC, (44)}$

$r = 0.4483 \text{ lbm } H_2/\text{ft}^3 \text{ de carga.}$

La masa en la línea 34, será:

$$m_{H_2} = 0.4483 \frac{\text{lbm } H_2}{\text{ft}^3 \text{ carga}} * \frac{5608.98 \text{ lbm/hr}}{55.512 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 45.29 \text{ lbm } H_2 / \text{hr}$$

Entonces: $m_{43} = 45.29 \text{ lbm/hr}$
 $m_{34} = 5654.27 \text{ lbm/hr}$

Balance energético:

$$H_{16} = \bar{H}_{15} + \frac{\text{Pot B-2}}{m_{15}}$$

$$= 430 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}} + \frac{0.8560 \cancel{\text{}} * 2510.26 \text{ BTU/hr} \cancel{\text{}}}{501 \text{ lbm/hr}}$$

$$= 434.3 \text{ BTU/lbm}$$

También del B.E. hallamos:

$$\bar{H}_{32} = 367.01 \text{ Btu/lbm}$$

$$\bar{H}_{41} = 4,900 \text{ BTU/lbm (asumiendo compresión adiabática, } T = 979.52 \text{ °F)}$$

$$\bar{H}_{34} = 3,620 \text{ BTU/lbm}$$

$$\bar{H}_{33} = 403.32 \text{ BTU/lbm}$$

$$\bar{H}_{34} = 371.23 \text{ BTU/lbm}$$

2. INTERCAMBIADOR I-3

$$Q = 181,436.14 \text{ BTU/hr}$$

Tubos : fluido frio, mas sucio : HC

Coraza: fluido caliente : HC + H₂

$$\text{LMTD} = 451.42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 40 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$A = 32.56 \text{ ft}^2$$

3. CALCULO DEL REACTOR DE HIDROTERMINADO R-1

Balance de materia:

La reacción química es:



$$61.1 \text{ lbm/hr}$$

$$1.909 \text{ mol lb/hr}$$

Hidrógeno consumido:

$$n_{\text{H}_2} = n_{\text{H}_2\text{S}} = 1.9094 \text{ mol lb/hr}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2 \text{ cons.}} &= 1.9094 \text{ mol lb/hr} * 2 \text{ lb/mol} \\ &= 3.8188 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

H₂S formado :

$$n_{\text{H}_2\text{S}} = n_{\text{H}_2} = 1.9094 \text{ mol lb/hr}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2S \text{ formado}} &= 1.9094 \text{ mol/hr} * 34 \text{ lb/mol} \\ &= 64.9196 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

Luego la composición a la salida de R-1 (línea 35) será:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{HC} &= 5608.98 - m_S \text{ consumido} \\ &= 5608.98 - 61.1 = 5547.88 \text{ lbm/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2} &= 45.29 - m_{H_2} \text{ consumido} \\ &= 45.29 - 3.8188 = 41.4712 \text{ lbm/hr} \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{H_2S} = 64.9196 \text{ lbm/hr}$$

$$\dot{m}_{35 \text{ total}} = 5654.27 \text{ lbm/hr}$$

% de azufre en la carga HC al reactor:

$$\begin{aligned} \% S &= \frac{m_S \text{ consumido}}{m_{HC \text{ 25}}} * 100 = \frac{61.1 \text{ lbm/hr}}{5608.98 \text{ lbm/hr}} * 100 \\ &= 1.089 \% \text{ de S} \end{aligned}$$

Dimensionamiento del R-1



Condiciones de operación:

$$P = 870.23 \text{ psia}$$

$$T = 608 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\tau = 0.33 \text{ hr (44)}$$

Cálculo del caudal volúmetrico de la alimentación

(V_0) : Línea 34:

- Carga HC:

$$V_{HC} = 5608.98 \frac{\cancel{\text{lbm}}}{\text{hr}} * \frac{1}{55.512 \cancel{\text{lbm}}/\text{ft}^3}$$
$$= 101.041 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

- Hidrógeno:

$$m_{H_2} = 45.29 \text{ lbm/hr}$$

hallando el volumen:

$$V_{H_2} = \frac{W * R * T}{M * P}$$

$$= \frac{45.29 \text{ lbm/hr} \cdot 10.748 \text{ psia} \cdot \text{ft}^3/\text{mol} \cdot \text{lb}^{\text{mol}} \cdot 1068}{21 \text{ lbm/mol} \cdot \text{lb} \cdot 870.23 \text{ psia}}$$

$$= 298.7 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Luego: Caudal volumétrico de la alimentación (V_0)

$$V_0 = V_{\text{HC}} + V_{\text{H}_2} = 101.041 + 298.7013$$

$$= 399.74 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

El volumen será:

$$V_{\text{Reaccion}} = 0.33 \text{ hr} \cdot 399.74 \text{ ft}^3/\text{hr} = 131.92 \text{ ft}^3$$

El volumen del reactor será:

$$V_{\text{Reactor}} = 131.92 \cdot 12 = 158.30 \text{ ft}^3$$

Cálculamos L y D; asumiendo $L/D = 4$

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot L = 158.30 \quad \Rightarrow \quad D = 3.7 \text{ ft}$$

$$L = 14.8 \text{ ft}$$

Balance energético en el reactor:

Reacción exotérmica y completa:

En el reactor se produce una hidrodesulfuración

lenta con un calor de reacción de:

21,623.12 a 54,057.78 BTU/ mol-lb H_2 consumido

Del balance de materia tenemos la masa de H_2 consumido:

$$m_{H_2 \text{ consumido}} = 3.8188 \text{ lbm/hr}$$

$$m_{H_2 \text{ consumido}} = 1.9094 \text{ mol-lb/hr}$$

$$Q_{\text{Reac}} = 37000 \frac{\text{BTU}}{\text{mol-lb } H_2 \text{ cons.}} * \frac{1.9094 \text{ mol-lb } H_2}{\text{hr}}$$

$$= 70,647.8 \text{ BTU/hr}$$

La variación de la temperatura en el reactor será:

$$Q = (m_{H_2} * C_{pH_2} + m_{H_2O} * C_{pH_2O}) * T_{\text{Reactor}}$$

$$70647.8 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = (5608.98 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}} * 0.69 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm } ^\circ\text{F}} + 45.29 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}} * 3.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm } ^\circ\text{F}}) * T$$

$$T = 17.53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El cual es un aumento despreciable; que se puede deducir por pérdidas de calor en el reactor enchaquetado.

Cálculo de la masa de catalizador

El volumen total de catalizador necesario, corresponde al volumen de reacción.

Catalizador: CoO - MoO₃ 4.8 - 11.5%
con soporte de alúmina (Al₂O₃)

$$\begin{aligned} \text{Densidad aparente} &= 0.69 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 43.067 \text{ lbm/ft}^3 \quad (32) \end{aligned}$$

Luego la masa de catalizador:

$$\begin{aligned} m_{\text{catal.}} &= 131.915 \text{ ft}^3 * 227.65 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= 5,681.28 \text{ lbm} \end{aligned}$$

El costo aproximado de los catalizadores a base de Co-Mo utilizados industrialmente; es de 1

US\$/lbm

Se considera un periodo de 2 años como mínimo entre regeneraciones y una vida útil de 10 años.

4. CALCULO DEL SEPARADOR (D-1)

Condiciones de operación:

Es un separador de baja presión: P = 50 psia.

Estimación de la temperatura en el separador D-1 :

Al pasar por la válvula isoentálpica en la línea 35:

El HC no es afectado $T = 608^{\circ}\text{F}$
para el H_2S (gráf. N° 7-111, (45) $T = 575^{\circ}\text{F}$
para el H_2 (" " 7-105, (45) $T = 607^{\circ}\text{F}$

$$T_{\text{prom}} = \frac{5548*608 + 64.9196*575 + 41.4712*607}{5654.4}$$
$$= 607.6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Balance de materia:

En la línea 35:

Tenemos el flujo:

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2} &= 41.4712 \text{ lbm/hr} & \Rightarrow & \quad m_{\text{H}_2} = 20.7356 \text{ mol-lb/hr} \\ m_{\text{H}_2\text{S}} &= 64.9196 \text{ lbm/hr} & & \quad m_{\text{H}_2\text{S}} = 1.91 \text{ mol-lb/hr} \\ m_{\text{HC}} &= 5547.88 \text{ lbm/hr} & & \quad m_{\text{HC}} = 9.394 \text{ mol-lb/hr} \end{aligned}$$

Cálculos en el equilibrio:

- Determinación del valor de K para el sistema H₂S-HC:

Entramos con: $P_{\text{total}} = 50 \text{ psia.}$
 $T_{\text{total}} = 608 \text{ }^\circ\text{F}$
 $T_{\text{sc}} = 1227 \text{ }^\circ\text{F}$ (fase líquida).

Luego el $K_{\text{H}_2\text{S}} = Y/X = 50$ (gráf. 5-73, ref.45)

- Determinación de la fugacidad del H₂:

- Del gráfico de la pag. 5-71 de: ref.45

factores de corrección:

- por peso molecular $f = 1.1$ $M = 590.6$

- por $K_{\text{vep}} = 12.5$ $f = 0.9$

- Del gráf. con: $T = 608 \text{ }^\circ\text{F}$;

$P = 50 \text{ psia} = 3.4 \text{ atm.}$

$$\pi_x \frac{Y}{X} = 250 \text{ atm.} \Rightarrow \frac{Y}{X} = \frac{250}{3.4} = 73.53$$

Asumiendo las Y en el gas:

$$Y_{H_2} = 0.916$$

$$Y_{H_2S} = 0.084$$

Hallando los nuevos X_i en el equilibrio:

$$X_{H_2} = \frac{Y_{H_2}}{K_{H_2S}} = \frac{0.916}{73.529} = 0.01246$$

$$X_{H_2S} = \frac{Y_{H_2S}}{K_{H_2S}} = \frac{0.084}{50} = 0.00168$$

$$\text{Luego: } X_{HC} = 1 - (0.01246 + 0.00168) = 0.98586$$

$$\Rightarrow X_{HC} = \frac{p_{HC}}{p_{total}} = \frac{9.394}{p_{total}} = 0.9858$$

$$\Rightarrow n_T = 9.5287 \text{ mol-lb}$$

Luego en el líquido:

$$n_{H_2} = 0.01246 * 9.5287 = 0.11873$$

$$n_{H_2S} = 0.00168 * 9.5287 = 0.01601$$

Hallando las moles en la fase gas:

$$n_{H_2} = 20.7356 - 0.11873 = 20.6168 \rightarrow Y_{H_2} = 0.916$$

$$n_{H_2S} = 1.91 - 0.01601 = 1.894 \rightarrow Y_{H_2S} = 0.084$$

$$n_T = 22.5108$$

Luego por el venteo del separador, sale una corriente gaseosa:

$$m = 105.63 \text{ lbm/hr}$$

$$\text{Composición: } Y_{H_2} = 0.916$$

$$Y_{H_2S} = 0.084$$

Y el líquido sale con la siguiente masa de gases disueltos (línea N° 44).

$$m_{H_2} = 0.23746 \text{ lbm/h.}$$

$$m_{H_2S} = 0.54434 \text{ lbm/hr.}$$

$m_e = 0.7818 \text{ lbm/hr}$ (Despreciable para cálculos de diseño en la columna).

Balance de Energía: (Es con separador isotérmico)

$$m_{35} \bar{H}_{35} = m_{36} \bar{H}_{36} + m_{44} \bar{H}_{44} + Q$$

$$Q = m_{35} \bar{H}_{35} - m_{36} \bar{H}_{36} - m_{44} \bar{H}_{44} \dots (I)$$

Cálculo de la entalpia en la línea 35:

($T = 608^\circ\text{F}$; $P = 50 \text{ psia}$).

$$m_{H_2} = 41.2336 \text{ lbm/hr}, \quad \bar{H}_{H_2} = 3580 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{H_2O} = 64.396 \text{ lbm/hr}, \quad \bar{H}_{H_2O} = 580 \text{ BTU/lbm}$$

$$\bar{H}_{36} = \frac{41.2336*3580 + 64.396*580}{105.6296} = 1751.08 \text{ BTU/lbm}$$

Cálculo de la entalpía en la línea 44:

(T = 608 °F, P = 50 psia).

$$m_{H_2} = 0.23745 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_{H_2} = 3580 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{H_2O} = 0.54434 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_{H_2O} = 580 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{HC} = 5547.88 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_{HC} = 345 \text{ BTU/lbm}$$

$$\bar{H}_{44} = \frac{0.23746*3580 + 0.54434*580 + 5547.88*345}{545.662}$$

$$= 345.1615 \text{ BTU/lbm}$$

Cálculo de la entalpía en la línea 35:

(T = 608 °F; P = 800 psia).

$$m_{H_2} = 41.4712 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_H = 3620 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{H_2O} = 64.9196 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_{H_2O} = 570 \text{ BTU/lbm}$$

$$m_{HC} = 55.4788 \text{ lbm/hr} \quad ; \quad \bar{H}_{HC} = 345 \text{ BTU/lbm}$$

$$\bar{H}_{35} = \frac{5547.88*345 + 41.4712*3620 + 64.9196*570}{5654.27}$$

$$= 371.603 \text{ BTU/lbm}$$

Luego aplicando la fórmula (I)

$$Q = 5654.27 \cdot 371.6 - 105.63 \cdot 1751.06 - 5548.662 \cdot 345.15$$

$$= 983.977 \text{ BTU/hr}$$

Dimensionamiento del Drum.

Calcularemos el factor de separación vapor-líquido: por la siguiente ecuación:

$$f = (w_1/w_v) \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

- Cálculo de ρ_v : a las condiciones de operación:

$$\rho = \frac{P \cdot \bar{M}_{prom}}{R \cdot T}$$

$$\bar{M}_{prom} = 0.916 \cdot 2 + 0.084 \cdot 34 = 4.688 \text{ lb/mol-lb}$$

$$\rho_v = \frac{50 \text{ psia} \cdot 4.688 \text{ lb/mol-lb}}{10.748 \text{ psia} \cdot \text{ft}^3/\text{mol-lb} \cdot 1068^\circ \text{K}}$$

$$= 0.02042 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_v = \frac{105.63 \text{ lbm/hr}}{0.02042 \text{ lbm/ft}^3} = 5172.869 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luego: } f = \left(\frac{5547.98}{105.63} \right) \sqrt{\frac{0.02042}{55.45}} = 1$$

Del gráf. 5-1: (40):

$$K_v \cong 0.15$$

- Para separadores horizontales:

$$K_H = 1.25 * 0.15 = 0.1875$$

$$- (V_v)_{max} = 0.1875 \sqrt{\frac{55.45}{0.02042}} = 1 = 9.76886 \text{ ft/sq}$$

$$- (A_v)_{min} = \frac{Q_v}{(V_v)_{max}}$$
$$= \frac{5172.869 \text{ ft}^3/\text{hr} * 1/\text{hr} / 3600/\text{s}}{9.76886 \text{ ft/sq}}$$

$$(A_v)_{min} = 0.1471 \text{ ft}^2$$

- Cuando el recipiente esta lleno.

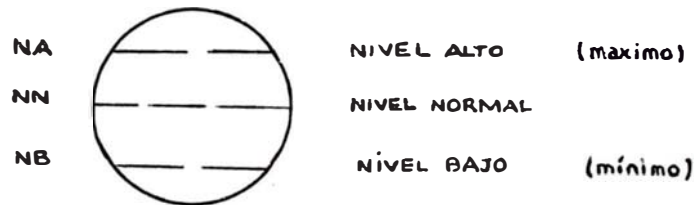
$$(A_{total})_{min} = \frac{0.1471}{0.2} \text{ ft}^2 = 0.7355 \text{ ft}^2$$

$$D_{min} = \sqrt{4 * (A_{total})_{min} / \pi} = \sqrt{4 * (0.7355) / \pi}$$
$$= 0.9677 \text{ ft.}$$

Este D_{min} es considerando como base del diseño la fase vapor.

Considerando la fase liquida para el diseño, pues la fase vapor es despreciable (0 debe ser

mayor D_{\min})



Retención correspondiente a 5 min de alimentación: 8.5 ft³

Retención correspondiente a 3 min de salida:

5.0 ft³

Retención total = 13.5 ft³

Volumen entre NB y NA; = 13.5*2 = 27 ft³

La hipótesis $L \cong 2D$, da una 1era aproximación sobre el diseño (diámetro):

$$D = \left(\frac{4}{2\pi} * V \right)^{1/3} = \left(\frac{4}{2\pi} * 27 \right)^{1/3} = 2.6 \text{ ft}$$

Adoptamos: $D = 2.6 \text{ ft}$, o sea: $R = 1.3 \text{ ft}$

tomamos : 0.326 ft para las alturas de los segmentos circulares superior e inferior:

$$\frac{h}{R} = \frac{0.326}{1.3} = 0.2507.$$

El cuadro de valores V.9.1, (ref.40), da para este valor:

$$\text{Area del segmento} = 0.228 R^2$$

$$\text{Area de los 2 segmentos} = 0.456 * (1.3)^2 = 0.7706$$

$$\text{Area entre NB y NA} = (1.3)^2 - 0.7706 = 4.54 \text{ ft}^2$$

De donde la longitud del recipiente:

$$L = \frac{27 \text{ ft}^3}{4.54 \text{ ft}^2} = 5.95 \text{ ft.}$$

Que corresponde a una relación:

$$L/D = 5.95/2.6 = 2.2$$

Luego las dimensiones del separador serán:

$$L = 5.95 \text{ ft}$$

$$D = 2.6 \text{ ft.}$$

Donde $D = 2.6 \text{ ft} > D_{\min} = 0.9677 \text{ ft.}$

5. INTERCAMBIADOR I-4

$$Q = 18,656.62 \text{ BTU/hr.}$$

Tubos : agua de enfriamiento

coraza : hidrógeno.

$$\text{LMTD} = 379.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_o = 3 \text{ BTU/(hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$A = 16.82 \text{ ft}^2$$

6. ESTIMACION DE LA UNIDAD DE DESULFURACION

Luego el gas que sube por la línea 37:

Composición :	% molar:	H ₂ S	8.41 %
		H ₂	91.59 %

masa: total : 105.6296 lbm de gases

H₂ : 41.2336 lbm

H₂S : 64.396 lbm

Presión : 50 psia

Temperatura : 608 °F

Luego Cálculo de los MMSCFD : de gas:

Para el H₂:

$$V_{H_2} = \frac{41.2336 \text{ lbm/hr} * 10.748 \text{ psia} * \text{ft}^3/\text{mol} * 1 \text{ lb} * 537}{2 \text{ lbm/mol} * 14.7 \text{ psia}}$$

$$V_{H_2} = 8904.7952 \text{ ft}^3/\text{hr} * 24 \text{ hr/día}$$

$$V_{H_2} = 194,275.0852 \text{ SCFD} = 0.1943 \text{ MMSCFD}$$

Para el H₂S:

$$V_{H_2S} = \frac{64.3961 \text{ lbm/hr} * 10.748 \text{ psia} * \text{ft}^3/\text{mol} * 1 \text{ lb} * 357}{34 \text{ lbm/mol} * 14.7 \text{ psia}}$$

$$V_{H_2S} = 743.643 \text{ ft}^3/\text{hr} * 24 \text{ hr/día}$$

$$V_{H_2S} = 17847.435 \text{ SCFD} = 0.017847 \text{ MMSCFD}$$

Luego Total:

$$V_{\text{Total}} = 0.21215 \text{ MMSCFD}$$

El gas recibe un tratamiento con DEA; para eliminar el H₂S; del Hidrógeno de reciclo.

Lavado con DEA (Dietanolamina).

- Velocidad de Circulación de la amina:

$$Q = 0.21215 \text{ MMSCFD.}$$

$$X = \% \text{ H}_2\text{S en el gas} = 8.41 \%$$

$$Z = \text{Concentración de la amina} = 25 \%$$

Carga convencional seleccionada:

$$\text{GPM} = 45 * (Q * X/Z) = \frac{45.0 * 0.21215 * 0.0841}{0.25}$$

$$= 3.2112 \text{ GPM de DEA al } 25 \%$$

H₂S eliminado : 64.396 lbm H₂S

- Dimensionamiento del Contactor:

0.21215 MMSCFD a 50 psia.

Del gráfico N°C.4.9, ref.37. Aprox. I.D. = 24"

Seleccionando un tamaño nominal de 24" I.D.

7. CALCULO DEL COMPRESOR C-1

$$a = \frac{K-1}{K} = \frac{R}{M * C_p} = \frac{1.987 \text{ B/U/(mol/lb } ^\circ\text{R)}}{2 \text{ lb/mol} * 3.5 \text{ B/U/lbm } ^\circ\text{R}}$$

$$a = 0.284.$$

- Cálculo del número de etapas:

$$S = 1.49 * \log P_2/P_1$$

S : # de etapas; redondeado al # entero más alto

P₂ : presión de descarga.

P₁ : presión de succión.

$$S = 1.49 * \log\left(\frac{870.23}{40}\right) \approx 2.0$$

El compresor será de 2 etapas.

- Cálculo del volumen de succión:

$$V = 0.08315 * D * \left(\frac{T}{P}\right) * Z$$

Donde: V : Volumen de entrada, m³/hr.

D : Flujo molar, kmol/hr.

T : Temperatura de entrada, °K.

P : presión de entrada, bars.

Z : factor de compresibilidad.

Para el H₂:

$$P_e = 13 \text{ bar} \quad \rightarrow \quad P_r = 2.758/13 = 0.212$$

$$T_c = 33 \text{ } ^\circ\text{K} \quad \Rightarrow \quad T_r = 516.3/33 = 15.65$$

$$V = 0.08312 * 9.36 * \left(\frac{516.3}{2.758} \right) * (1.05)$$

$$= 152.98 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Al ser un compresor de 2 etapas, habrá un enfriamiento intermedio entre cada etapa. La caída de presión por este enfriamiento es 0.350 bar.

El cociente de compresión será:

$$R = \frac{60 + (2-1) * 0.350}{2.758} = 21.88$$

El cociente promedio de compresión por etapa será:

$$\beta = R^{1/2} = (21.88)^{1/2} = 4.67$$

Cálculo de la potencia en la 1era etapa:

$$PTA = \left(\frac{2.758 * 152.98}{26.5} \right) * \left(\frac{1}{0.284} \right) * (4.67^{0.284} - 1)$$

$$= 30.78 \text{ CV.}$$

En la segunda etapa:

$$P_2 = 2.758 * 4.67 = 12.87 \text{ bar.}$$

La T de descarga será :

$$T_2 = 516.3 * \left(\frac{12.87}{2.758}\right)^{0.284} = 799.64 \text{ } ^\circ\text{K}$$

El volumen de succión:

$$V_2 = 0.08315 * 9.36 * \left(\frac{799.64}{12.87}\right) * (1.05) \\ = 50.77 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Luego:

$$\text{PTA} = \left(\frac{12.87 * 50.77}{26.5}\right) * \left(\frac{1}{0.284}\right) * (4.67^{0.284} - 1) \\ = 47.67 \text{ CV}$$

Nosotros necesitamos una $T_3 = 705.2 \text{ } ^\circ\text{K}$ (a la salida de la 2da etapa)

$$T_3 = 516.3 * \left(\frac{60}{12.87}\right)^{0.284} = 799.4 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Luego habrá un interenfriador; entre las 2

etapas que enfriará de 799.64°K, hasta 516.3 °K (o sea la T de succión).

Cálculo de la potencia total del compresor:

$$P = 30.78 + 47.67 = 78.45 \text{ CV.}$$

Determinando el tipo de compresor:

$$\text{con: } V_1 = 152.98 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$P = 60 \text{ bar.}$$

Del gráfico A4.9 de (42) el compresor será tipo reciprocante.

Determinación de la eficiencia mecánica: gráf.

$$\text{A4.12, (42) } e = 0.88.$$

$$HP_{\text{trono}} = \frac{78.45}{0.88} = 89.15 \text{ CV}$$

Utilizando un motor eléctrico, con las siguientes características:

$$V = 480 \text{ v}$$

$$P = 125 \text{ CV}$$

$$E_f = 88.83 \text{ (eléctrico)}$$

Consumo eléctrico = 151.51 Kwh/hr

W = 1750 rpm

Motor totalmente cerrado.

D. SECCION DESTILACION II.

1. HORNO H-4.

$Q = 1'345,390 \text{ BTU/hr}$

Tubos de Cr-Mo

Presión máxima = 435 psia

Horno cilindrico

Masa de FRN°6 necesario = 93.22 lbm/hr

2. COLUMNA DE DESTILACION CV-2

Se utiliza un procedimiento de cálculo similar al realizado para CV-1.

Datos de la carga:

CUADRO N° III.18

CURVAS DE DESTILACION DE LA ALIMENTACION A CV-2

%V	T _{ABTM} (°C)	T _{TDP} (°C)	T _{EPV} (°C)
0	450	491	551
10	486	546	568
30	508	582	581
50	519	601	586
70	532	620	592
90	555	649	603
100	580	676	611

Número de platos mínimo = 14.15

% V = 15 %

Reflujo mínimo = 2.301

Reflujo de operación = 3.452

Número de platos teóricos = 19.8

Eficiencia global = 80 %

Número de platos reales = 25

plato de alimentación = 5

Presión en topes = 3 mmHg abs.

T_{alimentación} = 699°F

T_{fondos} = 840°F

T_{vapores de tope} = 833°F

T_{vapores condensados} = 752°F

CUADRO N° III.19

BALANCE VOLUMENTRICO Y MOLAR EN CV-2

Línea	Corrientes	BPD	°API	lbm/hr	Pes.mol	mol/hr
50	Ac. liviano	375	25.9	4912	602	8.18
53	Ac. pesado	52	38.4	635	532	1.20
45	Alimentac.	427	27.7	5548	591	9.39

Vapor de arrastre = 78.1 lbm/hr

Diámetro interno = 0.64 mt

Heeluma = 19.24 mt.

CUADRO N° III.20

CURVAS DE DESTILACION TOPES

% V	T _{ABTM} (°C) P = 1 atm	T _{TBP} (°C)	T _{EFV} (°C)
0	464	491	524
10	465	503	525
30	468	522	530
50	470	536	533
70	472	547	536
90	475	556	539
100	476	559	540

CUADRO N° III.21

CURVAS DE DESTILACION FONDOS

% V	T _{ABTM} (°C) P = 1 atm	T _{TBP} (°C)	T _{EFV} (°C)
0	495	559	590
10	501	574	592
30	510	593	597
50	518	607	601
70	530	625	606
90	549	652	616
100	575	676	623

3. EYECTORES EJ-3

$P_{\text{succión máx.}} = 3 \text{ mmHg en el interior}$

$\% \text{ no condensables} = 4.8 \%$

Número de etapas necesarias para succionar = 3

Consumo de vapor = 548.6 lbm/hr (P = 150 psia)

Consumo de agua = 27,874 lbm/hr

4. CONDENSADOR I-6

Calor extraído = 353,250 BTU/hr

Tubos : agua de enfriamiento

Coraza : vapores de ac. diesel condensándose

LMTD = 666°F

$U_D = 50 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ °F})$

$A = 10.82 \text{ ft}^2$

5. BOMBA B-6

Bomba centrífuga de proceso.

$Q_c = 3.1 \text{ m}^3/\text{hr}$

Ef. mecánica = 18 %

Potencia = 1.184 CV

Motor eléctrico: $P = 3 \text{ CV}$
 $E_f = 39.5 \%$
 $n = 1750 \text{ rpm}$

6. TANQUE DE PRODUCTO ACEITE PESADO TK-3

$V = 63,028.23 \text{ ft}^3$
 $D = 43.2 \text{ ft}$
 $L = 56.16 \text{ ft}$
Acero al carbono.

7. BOMBA B-7

Bomba centrífuga de proceso

$Q_e = 0.44 \text{ m}^3/\text{hr}$

$E_f = 18 \%$

Potencia = 0.0517 CV

Motor Eléctrico : $P = 1 \text{ CV}$

$E_f = 79.21 \%$

$n = 1750 \text{ rpm}$

8. TANQUE DE PRODUCTO ACEITE LIVIANO TK-4

$V = 8,810.60 \text{ ft}^3$

$D = 21.7 \text{ ft}$

$L = 28.2 \text{ ft}$

Acero al carbono.

ANEXO IV

CALCULOS DE ESTIMACION DE COSTOS

A. BALANCE DE MASA

Materia prima:

Aceite usado 6,110 lbm/hr = 21,996 tm/año

Producto:

Base lub. ligera 635 lbm/hr = 2,285 tm/año

Base lub. Pesada 4,912.5 lbm/hr = 17,685 tm/año

 PRODUCCION TOTAL

(a total capacidad) 5,547.5 lbm/hr = 19,971 tm/año

B. COSTOS DE SERVICIOS

Vapor (C_{vap}).

$$\begin{array}{rcccl}
 \text{US\$} & & \text{lbm} & \text{1 tm} & \text{US\$} \\
 (1.2-2) & \text{---} & \text{hr} & \text{2,000 lbm} & \text{---} \\
 \text{tm} & *2,382.245 & & & = 2.3822 \text{---} (1958) \\
 & & & & \text{hr}
 \end{array}$$

Indice_{ee} = 102.1

Indice_{ee} = 544.3

$$C_{VP} = 2.3822 * \frac{544.3}{102.1} = 12.88 \text{ \$/hr}$$

Electricidad (C_E)

Bombas	26.22
Evaporador	181.89
Compresoras	100.36
Total	308.39

$$C_E = 308.39 \frac{\text{Kw}}{\text{hr}} * 0.02 \frac{\text{US\$}}{\text{Kw}} = 6.17$$

$$C_E = 6.17 * 5.4059 = 33.35 \text{ US\$/hr}$$

Combustible (C_{cb})

$$C_{cb} = 190.21 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} * 73.86 \frac{\text{US\$}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ T/h}}{2200 \text{ b}} * \frac{1 \text{ q/s}}{0.9 \text{ T/h}}$$

$$C_{cb} = 7.08 \text{ \$/hr}$$

Agua de enfriamiento (C_{age})

$$C_{age} = 116,415.87 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} (34.82 \frac{\text{US\$}}{1000 \text{ q/s}}) \frac{\text{q/s}}{\text{m}^3} * \frac{\text{T/h}}{2200 \text{ b}}$$

$$C_{age} = 1.89 \text{ US\$/hr}$$

$$\text{Total de costo de servicios} = 55.15 \text{ US\$/hr}$$

C. COSTO DE REACTIVOS

Hidrógeno :

$$\frac{4056 \text{ m}^3}{\text{hr}} * \frac{0.0088 \text{ US\$}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ t}^3}{0.0051 \text{ m}^3} = 5,408 \text{ US\$/hr}$$

DEA :

$$\frac{5,000 \text{ US\$}}{100.33} * \frac{3.2112}{24} \text{ GPM} = 0.0203 \text{ US\$/hr}$$

$C_a - \text{NA}$:

$$\frac{5,681.28 \text{ US\$/10 años}}{24} = 0.1434 \text{ US\$/hr}$$

$$\text{TOTAL DE COSTOS DE REACTIVOS} = 5,571 \text{ US\$/hr}$$

D. COSTO DE MATERIA PRIMA (C_{mp})

Precio del mercado en el punto de recolección:

$$I/. 16,000/\text{barr} \quad 1 \text{ barr} = 55 \text{ gal.}$$

$$\text{Estimado en US\$} = 5 \text{ US\$/barr} = 0.09031 \text{ US\$/gal.}$$

$$= 0.023 \text{ US\$/Kg.}$$

Considerando un incremento por transporte del 30% al centro de acopio.

$$C_{mp} = 0.0414 \text{ US\$/Kg} = 41.4 \text{ US\$/Tm}$$

tomando un aumento del precio por el incremento de la demanda de la materia prima, intermediarios y arbitrios del 100%:

$$C_{mp} = 80 \text{ US\$/tm} \quad (\text{puesto en la planta})$$

E. PRECIO DEL PRODUCTO

Basado en el Precio de 5 US\$/gal de Aceite lubricante nuevo, se tomo un 50 % del valor de la base importada para fabricar dicho aceite lubricante nuevo, dando un valor al producto regenerado de: 500 US\$/tm.

F. TIEMPO DE SERVICIO (T_{serv})

$$T_{serv} = 24 \text{ hr/d/a} * 330 \text{ D/a/año} = 7920 \text{ hr/año}$$

G. *COSTOS VARIABLES (C_v)

$$C_v = T_{serv} * C_v / \text{hr} = 60.722 \text{ US\$/hr} * 7,920 \text{ hr/año}$$

$$C_v = 480,918.24 \text{ US\$/año}$$

$$C_v / P = C_v / Q_p^* = 24.08 \text{ US\$/TM}_p$$

(Costo Variable por volumen de producción a total capacidad)

$Q_p^\circ =$ Producción a total capacidad = 19,970 TM_p/año

H. *COSTOS FIJOS

1. MANO DE OBRA DIRECTA

$$5 \frac{\text{trab}}{\text{turno}} * 3 \text{ turnos} * 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} * 200 \frac{\text{US\$}}{\text{mes}} = 36,000$$

$$1 \frac{\text{capat.}}{\text{turno}} * 3 \text{ turnos} * 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} * 250 \frac{\text{US\$}}{\text{mes}} = 9,000$$

TOTAL MANO DE OBRA (US\$/año) 45,000

2. SUPERVISION

$$1 \frac{\text{Ing. Quím.}}{\text{Turno}} * 3 \text{ turnos} * 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} * 500 \frac{\text{US\$}}{\text{mes}} = 18000$$

$$1 \text{ Geren. de Prod.} * 750 \frac{\text{US\$}}{\text{mes}} * 12 \text{ meses/año} = 9000$$

$$1 \text{ Jefe de plant.} * 650 \frac{\text{US\$}}{\text{mes}} * 12 \text{ meses/año} = 7800$$

TOTAL SUPERVISION (US\$/año) 34800

3. MANTENIMIENTO

(10 % del costo de Equipo)

(Incluye mano de obra, equipo y
materiales)

= 156,768 US\$/año

4. GASTOS DE LABORATORIO

(20% del costo de mano de Obra
Directa)

= 9,000 US\$/año

5. SUMINISTROS (ENVASES)

(15% del mantenimiento)

= 23,515 US\$/año

6. GASTOS GENERALES DE PLANTA

(50% (1. + 2. + 3.))

(Limpieza, protección, seguridad,
etc.) $0.5 * (236,568)$

= 118,284 US\$/año

TOTAL DE COSTO FIJO

387,367 US\$/año

GASTOS ADMINISTRATIVOS
Y POR VENTAS

0.02 * Ventas

= 172,570 US\$/año

I. EVALUACION DE COSTOS DE PRODUCCION

VENTAS (V_T)

$$V_T = 17,257 \text{ t/año} * 500 \text{ US\$/t} = 8'628.500 \text{ US\$/año}$$

MATERIA PRIMA (C_{mp})

$$C_{mp} = 19,008 \text{ t/año} * 80 \text{ \$/t} = 1'520,640 \text{ US\$/año}$$

COSTO VARIABLE (C_v)

$$C_v = 2,408 \text{ \$/TM}_p * 17,257 \text{ TM}_p = 415,548 \text{ US\$/año}$$

$$\text{COSTO FIJO (C}_f) = 387,267 \text{ US\$/año}$$

$$\text{GASTOS ADMINIST. Y VENTAS (G}_v) = 172,570 \text{ US\$/año}$$

$$- \text{ FINANCIAM. (F}_m) = 0$$

$$- \text{ DEPRECIACION (Dep)} = 867,900 \text{ US\$/año}$$

COSTO TOTAL DE PRODUCCION

$$C_{tpp} = (C_{mp} + C_v + G_v + Inv + Dep) = 3'364,025 \text{ US\$/año}$$

COSTO UNITARIO DE PRODUCCION

$$C_{vp} = C_{tpp} / Q_p = 194,94 \text{ US\$/TM}_{prod}$$

$$\begin{array}{l} \text{Renta Neta} \\ \text{-----} = \text{Ventas} - \text{Total costos} = 5'264,474.4 \\ \text{(R.N)} \qquad \qquad \qquad \text{de Produc. } C_{tpp} \end{array}$$

$$I_{RN} = \% \text{ Imp. Renta: } 35 \% \text{ Renta neta} = 1'842,566.1$$

$$I_{Invto} = \% \text{ ITINTEC : } 2 \% \text{ Renta neta} = 105,289.5$$

UTILIDAD NETA (U.N.)

$$UN = RN - \text{Imp. Renta} - I_{Invto} = 3'316,618.5$$

$$RL = \text{Reserva Legal} \quad 10\% \text{ U.N} = 331,661.8$$

$$UR = \text{Utilidad retenida} \quad 1\% \text{ U.N} = 33,166.2$$

$$\text{DIVIDENDOS } UN - RL - UR = 2'951,790.8$$

$$T_{Inv} = \text{Total de Inversiones}$$

$$(\text{Inc. Cap. de trab.} + \text{Amort.} + \text{Deuda}) = 1,094.42 \text{ MUS\$/año}$$

$$FNF = U.N + \text{Dep} - T_{Inv} = 3,090.10 \text{ MUS\$/año}$$

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Alternativas de selección en refrigeración de lubricantes usados, Boletín técnico de ARPEL, Diciembre, 1981, pags. 370-378.
- 2.- Desarrollo de tecnología para el refinamiento de aceites, Boletín del Instituto Argentino del Petróleo, Septiembre, 1987, pags. 12-24.
- 3.- Three re-refining methods for waste lube oil, Chemical Engineering, July 20, 1987.
- 4.- Recuperación de aceites lubricantes usados, Ingeniería Química, Noviembre, 1979, pags. 73-78.
- 5.- Recuperación de aceites lubricantes usados, Ingeniería Química, Agosto, 1987, pags. 75-79.
- 6.- Determinación de las características de la carga para una planta de regeneración de aceites lubricantes utilizados en cárter, 1^{er} Simposium Argentino de Refinación de Petróleo, Tomo 3, 1985, pags. 535-543.
- 7.- Re-refining Waste oil, Chemical Engineering, April 23, 1979, pags. 104-106.

- 8.- New technology revitalizes waste-lube-oil rerefining, Chemical Engineering, July 1974.
- 9.- Re-refining schemes compared, Hydrocarbon Processing, December, 1974.
- 10.- Lubricating oil reclamation, Industry profiles, Agency for International Development. Washington D.C., E.E.U.U. pags. 1310-1316.
- 11.- IFF Technology and Know-How in lubes and waxes, Technical Presentation, 1975-1976.
- 12.- Waste oil re-refining, Hydrocarbon Processing, September 1978, pag. 157.
- 13.- Plattforming, Hydrocarbon Processing, September 1978, pag. 163.
- 14.- Product specs for liquid lubes, Hydrocarbon Processing, December 1974, pag. 67-73.
- 15.- Advances in the hydrogen treating of lubricating oil and waxes, Congreso mundial del Petroleo, vol. 4, Mexico 1967 pags. 193-206.
- 16.- Regeneración de aceites lubricantes gastados, Boletín Técnico de ARPEL, Agosto 1976, pags. 201-204.
- 17.- Selectopropane, Hydrocarbon Processing, September 1978.

- 18.- Spent oil reclaimed without acid, Hydrocarbon Processing, December 1976, pags. 130-131.
- 19.- Lube, wax and specialty oil hydrotreating, Hydrocarbon Processing, September 1978, pag. 142.
- 20.- What lube oil processes to use, Hydrocarbon Processing, December 1974, pags. 59-66.
- 21.- Re-refining uses propane treat, Hydrocarbon Processing, April 1974, pags. 129-131.
- 22.- Desarrollo de aditivos para lubricantes de carter, Boletín Instituto Argentino del Petroleo, Septiembre 1987, pags. 64-72.
- 23.- Evaluación de técnicas de reprocesado de aceites usados en escala laboratorio y piloto, Boletín técnico de ARPTEL, Diciembre 1981, pags. 347-362.
- 24.- Ways for lube oils manufacturing, Institut Francais du Petrole, Mayo 1978.
- 25.- Petroleum Products Handbook, Virgil B. Guthrive, Ed. Mc Graw Hill, 1st Ed., 1960, New York, pags. 2-124, 9-141.
- 26.- Lube oil manufacture by severe hydrotreatment, Congreso Mundial del Petroleo, Vol. 4, Bucarest 1979, pags. 221-228.

- 27.- Hidrotratamiento de óleo lubricante, Boletín técnico de PETROBRAS, Rio de Janeiro, Diciembre 1974, pags. 339-347.
- 28.- LC Fining, Hydrocarbon Processing, September 1978, pag. 141.
- 29.- Lube oil Hydrotreating, HYdrocarbon Processing, September 1978, pag. 143.
- 30.- Measure effect of re-refining, Hydrocarbon Processing., April 1979, pags. 181-182.
- 31.- Aceites Hidrogenados su difusión, Federico F. Kirbus, La Prensa, Buenos Aires, Argentina.
- 32.- Evaluación del crudo del Oriente Ecuatoriano para la obtención de aceites básicos para lubricantes, Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana, Septiembre 1976, pag 6, tabla 18.
- 33.- Chromalox, Technical information, pag. 294-292.
- 34.- Informe N° 01-88, Comisión Nacional de Supervisión del transporte terrestre, Ministerio de Transportes y Comunicaciones del Perú.
- 35.- Memoria 1986, Asociación Automotriz del Perú.
- 36.- Anteproyecto para la instalación de una planta de

- aceites usados, Adaniya Guevara, Ana Rosa, Fac. de Química e Ing. Química, UNMS, 1986.
- 37.- Natural gas Engineering and Operation, Week III, Oklahoma City, 1980, pags. III4-3, III4-33.
- 38.- Optimización de la Unidad de destilación al vacío de la Refinería La Pampilla, Contreras Clemente, Enrique, Fac. de Ing. de Petróleo, UNI, 1985, pags. 24-33.
- 39.- Manual de Proyectos de Desarrollo económico, Programa CEPAL/AAT de capacitación en materia de desarrollo económico, Naciones Unidas, Mexico D.F., Diciembre 1985.
- 40.- El Petróleo, Refino y tratamiento Químico, tomo I, Pierre Guthier, Ed. CEPESA, Madrid, España, 1971.
- 41.- Diseño de plantas y su evaluación Económica para Ingenieros Químicos, Max Peters & Klaus Timmerhaus, 2da Edición, Ed. Geminis, 1978, Buenos Aires, Argentina.
- 42.- Manual of Economic analysis of Chemical processes, Institute Francais du Petrole, Mc Graw Hill, 1976.
- 43.- Procesos de Transferencia de calor, Donald. Kern, 6ta. Ed., Ed. Continental, México 1986.
- 44.- Hidrotratamiento de Fracciones pesadas de

Petroleo, Información Técnica-PETROPERU.

- 45.- Esso Blue Book, Esso Engineering Department, 1960, EEUU.
- 46.- Distillation, Mathew Van Winkle, Ed. McGraw-Hill, New York, 1967, pag 334-378.
- 47.- R.N. Watkins, Petroleum refinery distillation gulf publishing Company, Houston, Texas, 1973, pag. 57-75.
- 48.- Vacuum Colum Destilation, UOP Technical papers, pags. 1-10.
- 49.- Agitated thin-film evaporators, Chemical Engineering, September 1965, pags. 175-190.
- 50.- Technical data book, Petroleum Refining, Volume I, II. English Edition, American Petroleum Institute.
- 51.- Temperature Pressure Charts For Petroleum Hydrocarbon, Esso Blue Book, 1960, EEUU.