

Universidad Nacional de Ingeniería

Programa Académico de Ingeniería de Petróleo y Petroquímica



**«Diseño de una Columna de Destilación
Atmosférica para la Obtención de Productos
Básicos Petroquímicos a partir del Crudo
del Oriente Peruano»**

Tesis para optar el Grado de

BACHILLER EN CIENCIAS

con Mención en Ingeniería Petroquímica

Máximo Angulo Silva

Promoción 1973 - I

LIMA - PERU

1973

A mis padres MARGARITA y MAXIMILIANO
con amor y eterna gratitud, por su
abnegación y perseverancia para ter-
minar satisfactoriamente mis estu -
dios.

A Caty B. con todo mi amor.

A mis hermanos, amigos y profesores, que me alentaron en mis estudios y colaboraron en la realización de este trabajo.

Quiero expresar mi mas sincero reconocimiento
al Ing. Enrique Barraza C., profesor y amigo
quien con su experiencia y desinteresada ayu-
da ha hecho posible la realizaci3n del presente
trabajo.

**" DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION ATMOSFERICA
PARA LA OBTENCION DE PRODUCTOS BASICOS PETROQUI-
MICOS A PARTIR DEL CRUDO DEL ORIENTE PERUANO "**

TEMARIO

INTRODUCCION

PRIMERA PARTE

I PRELIMINARES. OBJETIVO

II REFINACION. PETROQUIMICA. ¿Qué se hace en el Perú?

BREVE DESCRIPCION DE LOS PROCESOS QUE INTEGRAN LA REFINERIA PETROQUIMICA:

Destilación Atmosférica

- Hidrocracking
- Cracking al Vapor

III MATERIA PRIMA

Producción y Reservas

- Selección y Disponibilidad
- Transporte. El Oleoducto Trasandino
- Muestra

SEGUNDA PARTE

IV TRABAJO EXPERIMENTAL

LABORATORIO

- Características del Petróleo Crudo. Propiedades Físicas y Químicas
- Destilación Atmosférica

CALCULO GRAFICO

- Curvas de destilación ASTM, TBP, FC
- Determinación de los porcentajes de las fracciones. Características

CONCLUSIONES DEL TRABAJO EXPERIMENTAL

V CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO

- Demanda de los productos finales de la Refinería Petroquímica. Proyecciones
- Rendimientos típicos de los procesos de Hidrocracking y Cracking al Vapor
- Determinación del Volumen de Crudo a tratar

TERCERA PARTE

VI DISEÑO DE LA UNIDAD

- Balances de Materia y Energía. Zona de Expansión. Fondo de la Columna. Extracción lateral. Tope
- Condensador de Cabeza
- Desalado del Crudo
- Intercambiadores de Calor
- Horno Tubular
- Calidad de Fraccionamiento
- Reflujo Intermedio Circulante
- Diámetro de la Columna
- Número de Platos. Tipo
- Altura de la Columna
- Esquema Final de la Unidad

VII CONSIDERACIONES FINALES

- Ubicación de la Refinería. Alternativas
- Inversión aproximada de la Unidad

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION

El Perú es un país en vías de Desarrollo. Posee en sus entrañas uno de los medios para lograr su objetivo: EL PETROLEO. Es el llamado "oro negro" de la Amazonía - peruana el que jugará un papel trascendental en el desarrollo del país en la presente década.

Al esfuerzo y empeño que se pone por mantener y su perar la actual producción de los campos del Nor-Ceste, compensando su declinación natural mediante la perforación en nuevas áreas y programas de recuperación secundaria; al significativo aumento en la producción del Zócalo Continental; ahora, se suman el optimismo y la confianza de toda la nación por el petróleo del Oriente.

Casi la totalidad del área amazónica, al otro lado de los Andes, se encuentra en pleno proceso prospección y exploración; sin embargo, las contadas perforaciones- confirmatorias arrojan resultados muy alentadores. Se espera con mucha expectativa que sus campos entren en producción comercial en 1976.

Esta situación, conjuntamente con la proyectada construcción del Oleoducto trasandino Concordia-Bayóvar y toda la gran empresa montada para ambos fines, nos llevaría dentro de pocos años al auto-abastecimiento y exportación del petróleo excedente,

El Gobierno peruano a través de sus empresas **Petróleos del Perú - Petroperú** e **Industrias del Perú - Induperú**, tiene proyectado obtener la mayor utilidad de este petróleo, mediante la sistemática instalación y ampliación de complejos de refinación y petroquímica, como los de Talara, La Pampilla y Bayóvar, principalmente.

La construcción del Complejo de Fertilizantes en la ciudad de Talara significa que nuestro país se dispone a entrar en la órbita de la Petroquímica, una de las industrias fabulosas de futuro más brillante y promisor; convertida hoy en día en valioso índice para calibrar el desarrollo industrial de los pueblos. El reto que representa el Pacto Andino es otro de los incentivos que nos lleva a recuperar el tiempo perdido. Contamos con la materia prima necesaria, sólo nos queda desplegar un enorme esfuerzo técnico y económico.

Considerando esta situación el Estado ha reservado para sí, la creación, programación, desarrollo y explotación de la Petroquímica Básica, sin excluir la colaboración del capital privado en la Petroquímica Intermedia y Final.

El presente Trabajo, sin querer entrar en polémica, se ofrece como una alternativa entre las dos que presenta la tecnología actual, para la elaboración de productos básicos petroquímicos: el Desarrollo Integrado y el Desarrollo Independiente.

El concepto de "Refinería Totalmente Petroquímica", implica, en esencia, la optimización en los rendimientos de fracciones combustibles y no combustibles de los procesos de destilación Atmosférica e Hidrocraqueo, transformándolas en materia prima deseable para el proceso de Craqueo al Vapor -Steam Cracking- generador de productos básicos petroquímicos.

Este tipo de refinería, enmarcado dentro de un Desarrollo Integrado -Plan Nacional de Desarrollo 1971-1975- además de ser un éxito económico, como todos los que acompañan a los procesos petroquímicos, podría satisfacer la demanda interna de productos básicos, propiciando la implantación de nuevas industrias conexas; sin dejar de considerar también la exportación de productos básicos y terminados, de acuerdo a los lineamientos que rigen los convenios internacionales.

La política adecuada en la revaluación o revalorización del gas y sobre todo del crudo y en la elección del tipo de procesamiento, servirá de base del Desarrollo y de elemento catalizador para incorporar a nuestra economía la riqueza de la Amazonía. El enorme costo que representa la incorporación del petróleo al abastecimiento de nuestra Costa y del área del Pacífico, exige, pues, un planteamiento intergral y un cuidadoso estudio técnico-económico.

Tampoco debe de olvidarse la proyección Geo - Políti

ca e Intracontinental del petróleo amazónico, al ser el ente generador de desarrollo del Perú y de todos los pueblos que integran el bloque sudamericano. Se ha dicho acertadamente: "Las perspectivas de progreso económico y social de los países en proceso de desarrollo dependen , fundamentalmente, de un acelerado consumo de petróleo".

La petroquímica constituye, pues, un renglón capital dentro del programa de expansión y descentralización de la industria nacional, que con justificado interés impulsa el Estado; por ser además, la fuente de multitud de artículos incorporados en forma permanente a la vida moderna. Cabe manifestar que, entre la fase de aprovechamiento de productos como combustibles y la de su conversión en compuestos petroquímicos, hay una multiplicación enorme del valor original.

Máximo Angulo S.

PRIMERA PARTE

- I PRELIMINARES Y OBJETIVO
- II REFINACION Y PETROQUIMICA. BREVE DESCRIPCION DE
LOS PROCESOS QUE INTEGRAN LA REFINERIA PETROQUI
MICA
- III MATERIA PRIMA

CAPITULO I

PRELIMINARES Y OBJETIVO

El estudio se abocará al Diseño de la Columna de destilación atmosférica, que será la unidad que abastecerá de la materia prima necesaria a los procesos de hidrocracking y craqueo al vapor, dentro del proyectado Complejo Refino-Petroquímico.

Dado que el diseño y construcción de las columnas de refinación de petróleo crudo dependen ampliamente de métodos empíricos, el objetivo esencial de este Trabajo es proporcionar un método completo de cálculo de dichas columnas. Método completo, porque se conjugan una serie de conceptos modernos, que dan al diseño teórico un grado de exactitud tal, que tiende a aproximarse cada vez más al diseño real o de operación de las columnas.

La alimentación, petróleo crudo del Nor-Oriente peruano-zona Trompetercs. Los productos, materia prima disponible para la obtención de productos básicos petroquímicos.

Para una mejor apreciación, se ha creído conveniente dividir el Trabajo en tres partes específicas:

En la primera se expone en forma sucinta los alcances de la industria de la refinación y petroquímica en el país, los procesos que conforman la refinería petroquímica y to-

do lo relacionado con la materia prima, o sea, el petróleo crudo amazónico.

La segunda parte abarca lo relacionado con el trabajo experimental en el Laboratorio, las distintas pruebas a que ha sido sometida la muestra seleccionada, las principales conclusiones de ellas obtenidas y el cálculo gráfico y las consideraciones válidas para el diseño.

Por último, la tercera parte agrupa los cálculos numéricos del diseño propiamente dicho. Aquí es donde hacemos constar la aplicación de métodos modernos de cálculo, basados, fundamentalmente, en conceptos termodinámicos, así tenemos: el método de revaporización de Obryadchikov, la calidad de fraccionamiento de Packie, las correlaciones de curvas de destilación ASTM-TBP-FC de Edmister, los balances de materia y energía de Wuithier, entre otros.

También en esta parte del Trabajo, como complementación, se considera la ubicación de la refinería y la inversión aproximada de la unidad diseñada.

CAPITULO II

REFINACION Y PETROQUIMICA EN EL PERU. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS QUE INTEGRAN LA REFINERIA PETROQUIMICA

A. REFINACION. ¿Qué se hace en el Perú?

Con la compra por parte de Petroperú en Octubre '73, de bienes e instalaciones de la Compañía de Petróleo Ganoso Azul Ltda., el Estado Peruano tiene a su cargo el 100% de la actividad refinadora del país.

La capacidad refinadora de diseño tal sólo llega a los 70 000 barriles diarios. Sin embargo, si se toma en cuenta las antiguas plantas de craqueo térmico de la zona de Talara y la mayor capacidad permisible de las torres de destilación, se obtiene una producción de refinación de 110 700 BPD, a través de las cinco refineries que posee la Empresa: Talara, La Pampilla, Conchán, Pucallpa e Iquitos.

En los últimos 5 años la capacidad de procesamiento, de petróleo crudo ha tenido un incremento de 22 mil barriles diarios -de 88 700 en 1968 a 110 700 en 1973-. Solo en 1972 se registró un incremento de 10 mil BPD en las ventas del mercado interno de productos combustibles y derivados, lo que trajo como consecuencia que la importación de petróleo y derivados aumentara en 4300 barriles/día, para cubrir la demanda.

El país tiene actualmente un déficit aproximado de 33 000 BPD de petróleo crudo, que se incrementa día a día año a año. La producción de nuestros campos llega apenas a los 70 000 BPD. El consumo interno excede los 100 mil barriles diarios, con un incremento anual estimado del 10 por ciento, que hasta ahora ha sido cubierto con la importación, lo que ocasiona al país una apreciable "fuga" de divisas. Según este pronóstico, se preve que para 1976 el consumo de petróleo alcance los 145 mil BPD y que para el año 1980 aumentarán a 200 mil barriles por día.

Dada esta situación en los próximos años, el Ente estatal viene estudiando las mejores alternativas para solucionarla y ya ha dado los pasos más convenientes. Entre los principales objetivos tenemos:

La ampliación de la refinería de La Pampilla. De 32 mil BPD que actualmente procesa se proyecta alcanzar los 100 mil barriles/día en 1976.

También se ha acordado la modernización de la refinería de Talara, incorporándole una nueva unidad de Craqueo Catalítico Fluido de 16 600 BPD de capacidad, que habrá de permitirle un mayor aprovechamiento de los crudos nacionales para la producción de gasolinas de alto octanaje y de gas licuado de petróleo. Se estima que entrará en funciones en Diciembre de 1974. Construyen las firmas asociadas Marubeni-Iida y Japan Gasoline del Japón.

Por otro lado Petroperú anuncia en Noviembre '73, que

está en estudio de pre-factibilidad, la construcción de una moderna refinería de petróleo en el puerto de Bayóvar, departamento de Piura. La capacidad en su primera etapa - será de 150 mil barriles diarios. De esta forma se ven - dría a convertir en la refinería de mayor capacidad en el país. Se espera que entre en servicio a fines de 1976, para aprovechar de esta manera el petróleo crudo de la Amazonía, que se confía llegue a dicho puerto a través del - oleoducto Concordia-Bayóvar.

Se afirma que son objetivos del Gobierno, no sólo - la exportación de petróleo crudo, sino también de deriva - dos e inclusive de productos petroquímicos. Los pasos to - mados hasta el momento vienen corroborando esta política. Esto quiere decir también que las refinerías de Talara y La Pampilla principalmente, y la proyectada en Bayóvar, se rán transformadas gradualmente en Refinerías Parcialmente Petroquímicas. Esta alternativa, encuadrándola dentro de un Desarrollo Integrado -Plan Nacional de Desarrollo 1971 1975- se había previsto en los primeros párrafos del pre - sente Trabajo.

Mientras tanto seguiremos refinando crudo importado para cubrir la creciente demanda, posiblemente hasta 1976, año en que confiamos nos autoabasteceremos. Paralelamente, surge la posibilidad de utilizar, económicamente, la capa - cidad instalada en refinerías de países vecinos para proce - sar el crudo peruano, si se dá el caso de que el oleoducto ~~trasandino~~ logre traerlo antes de que entren en producción - las refinerías o ampliaciones proyectadas.

B. PETROQUIMICA. ¿Qué se hace en el Perú?

La industria petroquímica, al igual que la de refinación, ha sido incluida por el Supremo Gobierno dentro - los lineamientos del Plan Nacional de Desarrollo 1971-75. Fijándose además que la petroquímica Básica será desarro- llada y programada por el Estado, la Intermedia desarro- llada en sociedad mixta y la Final completamente por el - sector privado.

Dentro de esta política, Petroperú ha sido encarga- da de la petroquímica básica e Induperú de la intermedia, actuando las dos empresas en íntima concordancia.

Por su parte Induperú se encuentra seleccionando - las tecnologías más adecuadas para las plantas que confor- marán la primera etapa del Complejo Petroquímico de La Palla. Dichas plantas producirán diversos tipos de plásti- cos e insumos para la industria de neumáticos y textiles. La inversión alcanzaría el orden de los 80 millones de dó- lares, calculándose que el Complejo entre en funciones a co- mienzos de 1977.

Los productos petroquímicos a elaborarse en dicho Complejo son: Policloruro de Vinilo-suspensión, PVC-emul- sión, Polietileno de baja densidad, Caucho Sintético SBR, y Acrilonitrilo. Se estima que al inicio la producción al canzará los 50 millones US\$, llegando a los 70 millones - al tercer año. Abastecerá la demanda del mercado nacional de plásticos, pudiéndose llegar a la exportación de un 40

por ciento de la producción hacia los mercados del Grupo Regional Andino.

También Induperú estudia la instalación de un Complejo Petroquímico Binacional Peruano-Boliviano, dentro del marco económico del GRAN, a un costo de 200 millones US\$. Dicho complejo abastecería al mercado andino en productos básicos -olefinas y aromáticos-, intermedios -estireno, cloruro de vinilo, acrilonitrilo- y productos terminados - neumáticos, plásticos y plastificantes, fibras, etc. Se espera un beneficio mutuo del orden de los 200 millones US\$/año. Actualmente se discute la ubicación del complejo, ya sea en la costa sur del Perú o en la zona -limitrofe sobre el río Desaguadero.

Por su parte Petroperú trabaja aceleradamente en la construcción del Complejo de Fertilizantes en las afueras de la ciudad de Talara. El complejo entrará en producción en Marzo de 1975. Sus instalaciones producirán -300 toneladas diarias de Amoníaco, con las que se podrán elaborar 510 Tn/día de Urea; además contará con una planta termoeléctrica de 54 megavatios. Utilizará como materia prima más de 40 millones de pies cúbicos de gas natural, de los que actualmente se pierden al aire en los campos del Nor Oeste. Se empleará el proceso Chemico para el amoníaco y el Mitsui-Toatsu para la úrea. La inversión total alcanza los 2300 millones de soles. El complejo estará trabajando a plena capacidad en 1983, de acuerdo a los estudios de demanda preparados por el Ministerio de Agricultura.

La Planta de Solventes en las inmediaciones de la Refinería de Talara, es otro de los grandes proyectos petroquímicos a corto plazo. Utilizará como materia prima los gases de propileno provenientes de la nueva Unidad de Craqueo Catalítico Fluido a instalarse dentro de la refinería a fines de 1974, dándoles así, un mayor valor agregado.

Esta planta elaborará 10 000 toneladas anuales de Alcohol Isopropílico y 5 000 Tn/año de Acetona, y de paso a segurar las bases del Desarrollo Petroquímico en el país. El Gobierno ya ha aprobado el estudio de factibilidad técnico-económico presentado. Demandará una inversión de aproximadamente 250 millones de soles. La ejecución de las obras estará a cargo de la Compañía Lurgi y las patentes serán de la Compañía Rheipreussen, ambas alemanas. Esta última empleará el método de la hidratación indirecta para el alcohol isopropílico y la deshidrogenación de este producto para la obtención de la acetona.

El Complejo de Solventes abastecerá la industria de pinturas, fibras, productos químicos y otros de creciente demanda interna. Asimismo, la materialización del proyecto permitirá viabilizar otros, como el de Xantatos, de amplio uso en la industria minera, insumidor de alcohol isopropílico y el de Antioxidantes, para la industria de la harina de pescado, como estabilizador en las mezclas de alimentos, resina, etc., insumidor de acetona.

Con el fin de instalar la Planta de Negro de Humo, cu

yo proyecto ha sido declarado factible de realizarse, la Empresa Petroperú a formulado la convocatoria a las compañías interesadas. Las propuestas entregadas comprenden las fases de: licencia, procura de equipos nacionales y extranjeros, ingeniería de detalle, construcción, puesta en marcha y financiación.

La ubicación de la planta será la ciudad de Talara y utilizará como materia prima los subproductos de la misma refinería. Su costo global alcanza los 275 millones de soles. Abastecerá al mercado nacional de insumos para la industria de llantas y neumáticos, artículos de caucho, tintas de imprenta, pinturas, etc. Se estima que tendrá 7500 toneladas anuales de producción.

C. BREVE DESCRIPCION DE LOS PROCESOS QUE INTEGRAN LA REFINERIA PETROQUIMICA.

Tal como se ha concebido la Refinería Petroquímica, (Fig. II-1), los procesos principales que la integran son:

- Destilación Atmosférica
- Hidrocraqueo
- Craqueo al Vapor

Además, por supuesto, de procesos menores, no por ello sin importancia, complementarios de los enunciados como: recuperación de azufre, depuración de H_2S , separación de agua, purificación de H_2 , vapor de agua, etc, etc, que se obviarán describirlos en este Trabajo.

C.1. DESTILACION ATMOSFERICA.

Es la primera y más importante operación que se realiza en el petróleo crudo, de allí también que se le suele llamar destilación primaria. Es una operación de fraccionamiento o separación física a presión atmosférica y a los verdaderos puntos de ebullición, de los productos de mayor demanda comercial, que conforman el petróleo.

Las fracciones obtenidas de este proceso generalmente son: gas, gasolinas ligeras y pesadas, kerosene, gasóleos livianos y pesados y crudo reducido; pudiéndose obtener cortes de uso específico como: jet fuel, varsol, destilado parafínico, etc.

El diseño de la columna y su mecanismo de operación, son ampliamente conocidos en la industria mejorándolas constantemente con las nuevas técnicas y tecnologías. Por ejemplo, para destilar crudos de alto punto de ebullición últimamente se ha dado por instalar, en serie, una columna "pre-flash", que opera a bajas temperaturas; antes de enviar el crudo a la unidad de destilación principal.

En la mayoría de las refinerías de petróleo, la unidad de destilación primaria abastece a unidades combinadas de craqueo y de vacío, para obtener un mayor rendimiento de productos livianos, gases licuados, gasolina de alto octanaje y recuperar fracciones lubricantes, grasas, parafinas, ácido nafténico, etc., productos cotizados y de gran valor en el mercado.

C.2. HIDROCRAQUEO.

Es un proceso de transformación molecular, que convierte productos pesados, como crudo reducido, residuos de todo tipo y hasta asfaltos, en fracciones livianas, tales como: naftas, destilados o gasóleos, cargas para craqueo catalítico, cargas para procesos petroquímicos, etc.

Dada la flexibilidad de este tipo de procesos, las operaciones pueden ser variadas en un rango muy amplio de cargas y pasar de gasóleos a residuos y/o del proceso de hidrocraqueo al de hidrotratamiento. Esta flexibilidad permite al operador conseguir los cambios apropiados para satisfacer los requerimientos de materia prima de los procesos complementarios, o de gran demanda comercial.

Las cargas, que generalmente contienen un alto porcentaje de azufre, componentes ácidos, corrosivos y en suspensión, son transformadas en un rango superior al 95% de fracciones livianas de bajo punto de ebullición y en combustóleos desulfurizados de alta calidad y muy solicitados. (Los rendimientos típicos se muestran en las tablas del Cap. V).

Si seguimos el diagrama de flujo de la refinería petroquímica, vemos que la fracción que alimentará al hidrocraqueo es el crudo reducido de la destilación primaria que dadas las características del crudo original, representan un alto porcentaje, razón por la cual se desea optimizar sus rendimientos. Se ha tomado la variante H-Oil, por ser la que mejor se adecúa a esta refinería.

C.3. CRAQUEO AL VAPOR.

Es básicamente una operación de pirólisis, que transforma materias primas petroleras, abundantes y económicas en algunos hidrocarburos más reactivos, como: olefinas, di-olefinas y aromáticos; a precios competitivos, que permiten el desarrollo de la industria petroquímica.

La materia prima puede ser una fracción de uno o más hidrocarburos, que van desde el etano hasta el mismo petróleo crudo, pasando por los gases licuados, las fracciones ligeras y pesadas de refinería. Los principales productos obtenidos del craqueo al vapor son: metano, etileno, propileno, butadieno y aromáticos, además de una nafta de alta calidad. (Los rendimientos típicos se muestran en las tablas del Cap. V).

Las reacciones de pirólisis resultarán tanto más complejas cuanto mayor sea el peso molecular de la alimentación, ocasionando que las condiciones requeridas para el craqueo sean más severas, sobre todo cuando se desea producir gran cantidad de olefinas y diolefinas.

Las condiciones de operación imperativas para la realización de un proceso de craqueo al vapor, son:

- 1.- Aporte de calor considerable a nivel elevado.
- 2.- Presión parcial de hidrocarburos reducida, creada por el vapor de agua.
- 3.- Mínimo tiempo de residencia, para limitar las reaccio

nes de descomposición de hidrógeno y carbono.

4.- Enfriamiento eficaz, para evitar la regresión de las reacciones.

Esta operación de cracking es, económicamente, la más indicada y conveniente, cuando se emplea en la obtención de olefinas y diolefinas destinadas a petroquímica; ya que otro tipo de proceso - cracking catalítica, cracking térmico, etc.- no operan dentro de las condiciones ideales : la temperatura es menor, el tiempo de residencia es prolongado y la presión es excesivamente alta, lo que se traduce en fracciones de olefinas y diolefinas de tenores relativamente bajos y limitados, encareciendo su posterior-separación.

Las unidades de craqueo al vapor pueden instalarse in dependientemente, contando con la materia prima necesaria; en otros casos puede integrar una refinería clásica, sin dificultar las operaciones normales de las demás unidades. Como una variante de esta última alternativa se puede situar nuestro trabajo, si las operaciones normales mencionadas se diseñan e instalan, exclusivamente, para producir y optimizar los rendimientos de productos hábiles para el craqueo al vapor.

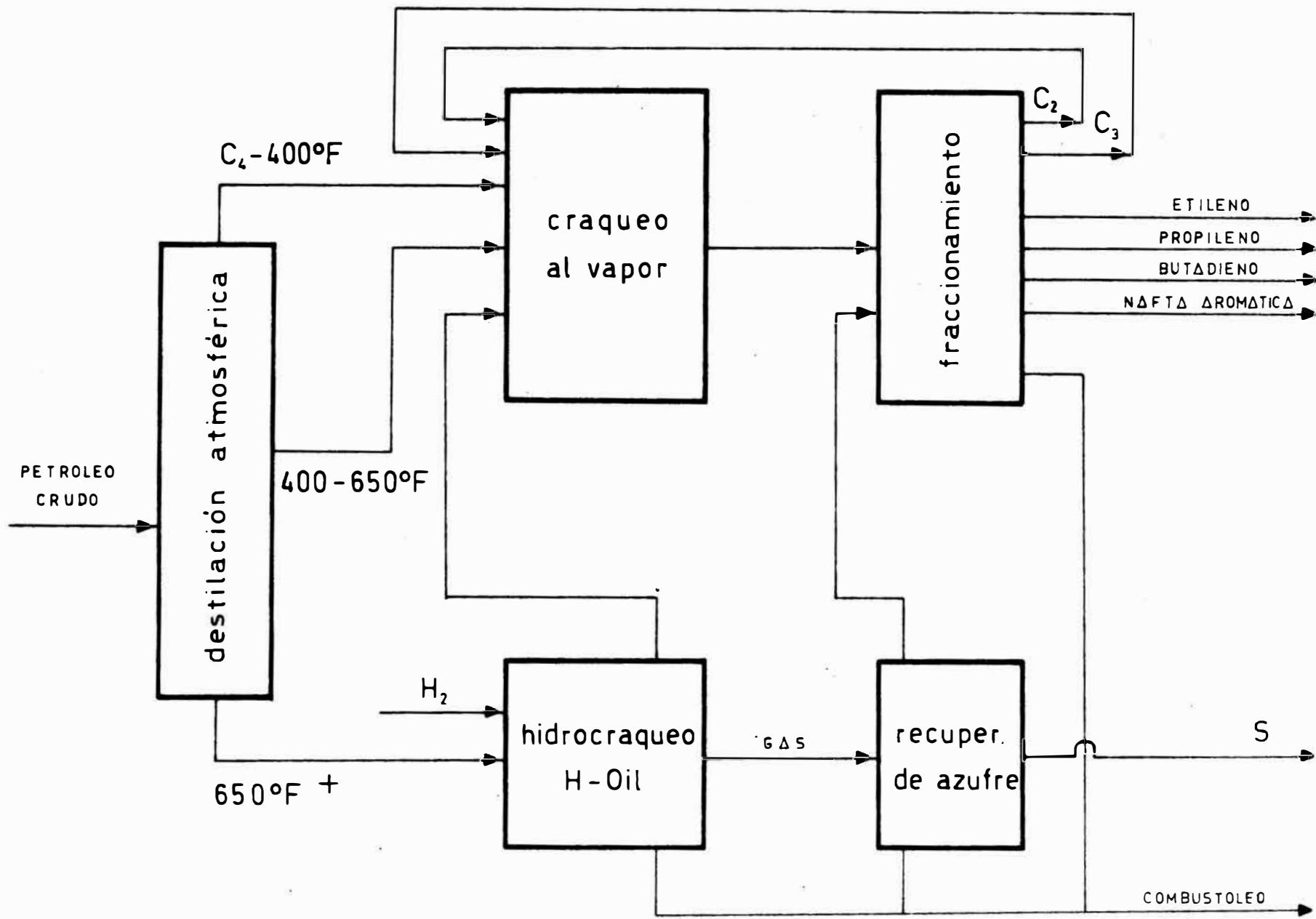


FIG II-1. ESQUEMA DE UNA REFINERIA TOTALMENTE PETROQUIMICA

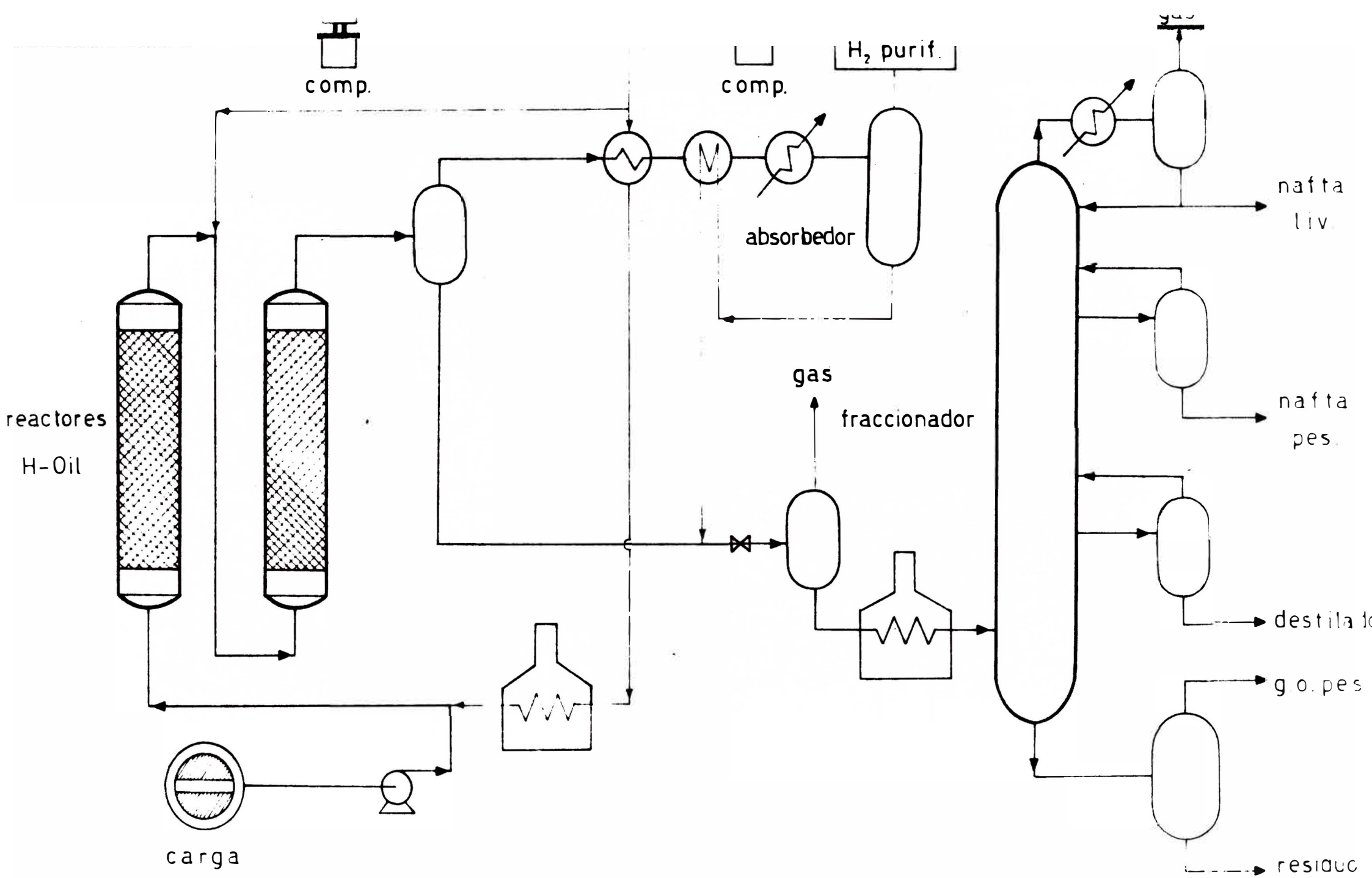
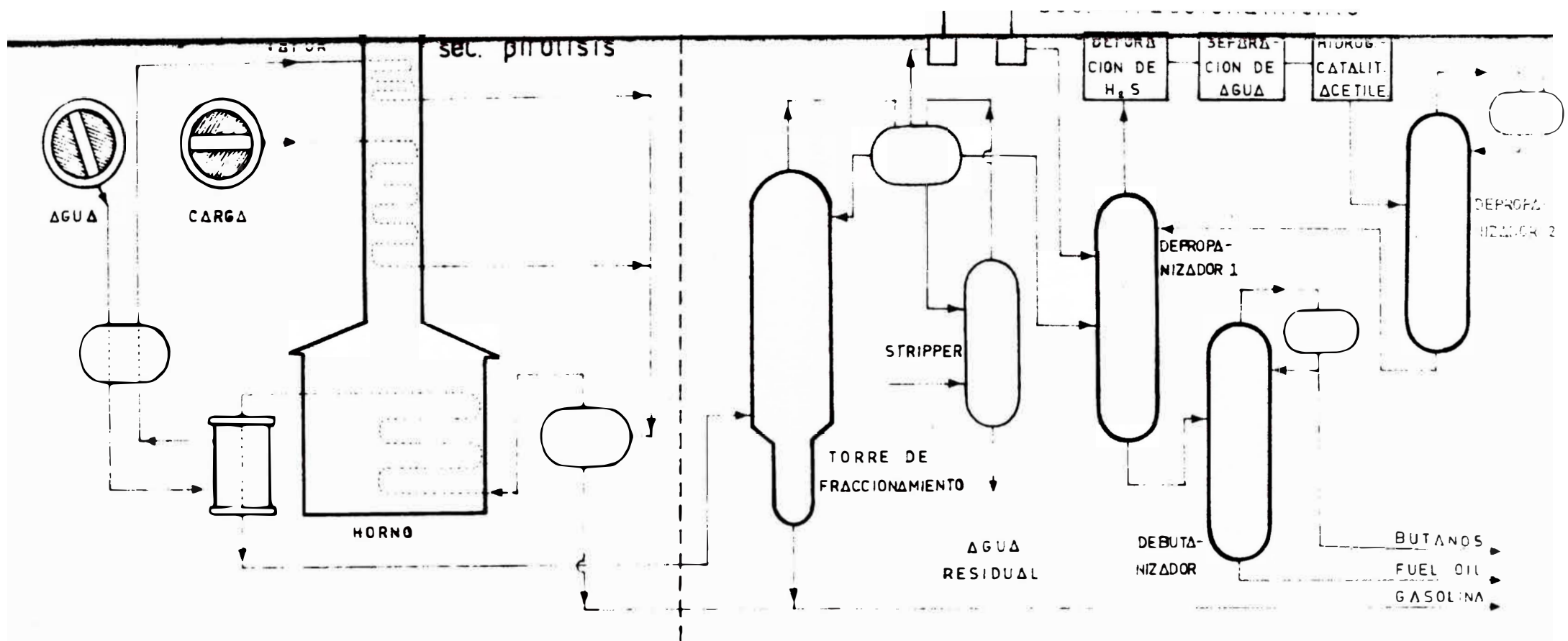
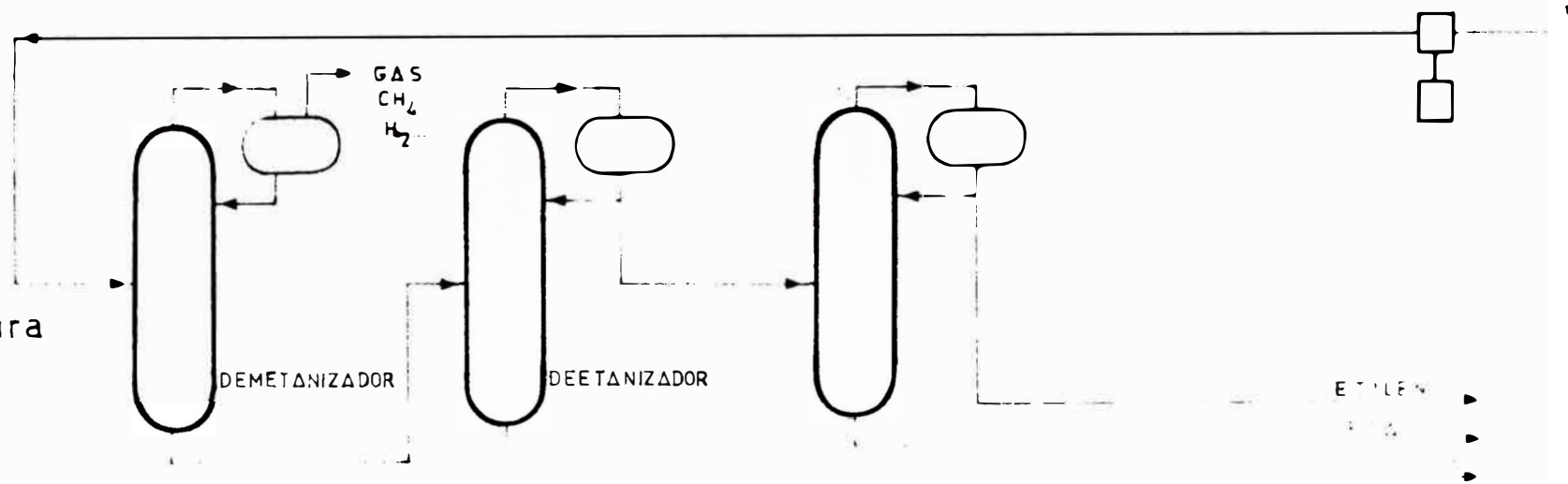


Fig. II-1a. DIAGRAMA DE FLUJO PARA PROCESO DE HIDROTRATAMIENTO



sec. fraccionamiento
a base de temperatura



CAPITULO III

M A T E R I A P R I M A

1. PRODUCCION Y RESERVAS.

Nuestro país cuenta con más de 50 millones de hectáreas de filiación petrolífera. Dentro de ellas se encuentra una extensa parte de la Cuenca Subandina, que los círculos petroleros internacionales consideran como una de las pocas grandes reservas petrolíferas que aún quedan inexploradas en el mundo; esta extensa zona es, en otras palabras: la inmensa Amazonía Peruana.

Es política del Estado a través de Petroperú que los yacimientos petrolíferos de la amazonia entren en producción en el menor tiempo posible. A esto obedece la acción dinámica de la Empresa, en la exploración y perforación, tanto independiente como asociada y a la manifiesta disposición de apoyo, múltiple, paralela y sincronizada, de todas las actividades de la industria nacional, para lograr el objetivo común. Esto se aprecia en las etapas que se sigue en la construcción del oleoducto trasandino -se ha logrado registrar las suficientes reservas petrolíferas en la selva, para justificar su construcción-, en la adquisición de nuevos equipos de perforación, en el sistemático otorgamiento de contratos de operaciones bajo el denominado "Modelo Perú", y en general en toda la infraes -

estructura montada para lograr producir comercialmente el líquido mineral en el oriente peruano.

Se tiene conocimiento que en Enero de 1974 comienzan a perforar 12 nuevas empresas contratistas en la selva, del total de 17 que han firmado contrato con Petroperú. Hasta la fecha solamente lo han hecho la empresa estatal y la Occidental Petroleum.

En términos generales los resultados obtenidos en la selva son halagadores, ya que en conjunto arrojan un potencial del orden de los 35 mil barriles diarios. Hasta hace poco se calculaba que sería necesaria una producción de 100 mil BPD en los nuevos campos de nuestra amazonía para justificar la construcción del oleoducto trasandino. Hoy se dice que con sólo 50 mil BPD se puede lograr igual objetivo. Esto se debe fundamentalmente a las significativas alzas en el precio del crudo en el mercado internacional en los últimos meses del presente año acordadas por la Organización de Países Exportadores de Petróleo-OPEP. Estas medidas tienen su incidencia en los acontecimientos de la política mundial y se deben, sobre todo, por el conflicto en el Medio Oriente, principal productor de petróleo en el mundo.

En cuanto a las reservas probadas hasta el momento, es fácil imaginar que los datos obtenidos no son de acceso directo por razones de seguridad y estrategia nacionales. Empero, se ha podido establecer por medios informativos y de

claraciones autorizadas que "las reservas de petróleo en el país llegan a los 550 millones de barriles, considerando en su mayor parte a los descubrimientos en la selva que día a día se incrementan vertiginosamente". Sin embargo, cálculos más optimistas no muy autorizados señalan que "la extensión de las estructuras que se espera encontrar en nuestra área, corresponde a la de los campos petrolíferos del Ecuador, que tienen un tamaño de unos 10 a 25 Kms. cada uno, con un levantamiento de hasta 150 metros; bastante grande para ofrecernos reservas de 2000 hasta 3000 millones de barriles de petróleo. Y que para 1985 el Perú puede alcanzar una producción diaria de un millón de barriles de petróleo crudo en la amazonía."

Volviendo a la realidad, las reservas probadas en la selva sobrepasan los 400 millones de barriles -300 millones de la Occidental y más de 100 millones de Petroperú-, donde se incluyen por cierto los 70 millones del reservorio Corrientes, el primero en evaluarse. Estas estimaciones son deliberadamente conservadoras, para evitar cualquier optimismo exagerado.

Gracias a la capacidad de nuestros petroleros, geólogos y personal técnico, y por que no decirlo, en parte, a la buena suerte, hemos encontrado ya tres yacimientos -Capirona, Pavayacu y Trompeteros-. A corto plazo seguramente se descubrirán otros más.

2. SELECCION Y DISPONIBILIDAD.

A los excelentes resultados obtenidos en las pruebas de Laboratorio, a que fue sometida la muestra del pozo 10 X-C, que demuestran la alta calidad del crudo del oriente, se suman los efectuados por organismos nacionales y extranjeros en muestras de cada uno de los pozos, hasta ahora perforados, y no hacen mas que confirmar la alta calidad del crudo amazónico peruano.

Se le puede considerar un petróleo dulce, por su bajo contenido de azufre, producto muy estimado en el mercado internacional, debido a que no ocasiona contaminación ambiental. En algunos casos, como el crudo obtenido por la Occidental, la gravedad API es bien alta, llegando a 38 grados en pozos de alta productividad, lo que se traduce en gran contenido de gasolinas, producto muy estimado y gran demanda en el mercado. Esta gravedad contrasta mucho con los 25 API del reservorio Corrientes, 22 de Capiroña y 13 y 16 API en pozos de la misma zona de la Occidental.

Esto nos lleva a pensar en el diferente uso que debe dársele al petróleo crudo. Unos evidentemente, serán óptimos para productos-motor y combustibles domésticos, otros lo serán para combustibles industriales y bases lubricantes, etc., variando su valor según los casos.

Es posible que crudos de alta gravedad API sean procesados en las refinerías del país, diseñadas para este -

tipo de alimentación, hasta cubrir la demanda interna y evitar así la exportación. Los crudos de baja y mediana gravedad tendrían que ser exportados, casi en su mayor parte, no contando el país con unidades para su procesamiento. De allí que estarán en competencia con los crudos boliviano, ecuatoriano, colombiano y venezolano, puestos en la cuenca del Pacífico, con evidente detrimento para el nuestro, por su alto costo en la producción y transporte. Una alternativa bien encaminada es la exportación del petróleo de la selva hacia el Brasil, a través de los grandes ríos navegables que surcan los dos países, mediante el empleo de chatas. Dicha operación empezará en Enero de 1974, y se hará llegar oportuna y económicamente 4000 barriles diarios de crudo a la Refinería brasileña de Manaus.

Es pues un reto para el ingenio del técnico peruano, el obtener el mayor beneficio económico del petróleo amazónico una vez producido y habido en la costa norte peruana. Por supuesto que ya se tienen planes y estudios concretos al respecto, además del autoabastecimiento y la exportación, como la instalación de nuevas refinerías en la costa, ampliación de las ya existentes, la creación de complejos petroquímicos, etc.

Esta situación, es otro de los puntos que nos llevó a considerar un camino, aunque diferente, factible de realizarse dadas las circunstancias actuales: la refinería totalmente petroquímica.

3. TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO.

Ya en la etapa de producción comercial, estimada para 1976, el petróleo obtenido en la amazonía peruana por Petróperú y las compañías contratistas se dirigirá hacia un punto en la espesura de la selva: Concordia.

En las inmediaciones de esta población, a orillas del río Marañón, se levantará un patio de tanques de almacenamiento de crudo, para posteriormente ser bombeado a través del oleoducto trasandino Concordia-Bayóvar.

Quiere decir que se tendrá que desarrollar una adecuada infraestructura para el transporte del preciado hidrocarburo, en todo cuanto se refiere a la construcción de líneas, estaciones de bombeo, tanques, etc., etc. en la inhospita y enmarañada amazonía, en la escarpada y helada serranía y extensos y desérticos llanos de la costa. Como ejemplo tenemos que para enviar el crudo desde el campo Corrientes a Concordia se tendría que habilitar un oleoducto de aproximadamente 85 Kms. de longitud.

3.1. EL OLEODUCTO TRASANDINO.

Esta importante y gigantesca obra de ingeniería -la obra estatal de mayor envergadura en el país- será el medio que transportará el petróleo producido en los campos de la amazonía, desde la localidad de Concordia hasta el Terminal Marítimo de Bayóvar, en el litoral nor-peruano, departamento de Piura.

El ducto que ha sido sancionado por Ley, como obra de máxima prioridad nacional, dentro de los planes de desarrollo, recorrerá un tramo de 897 Kms. Se extenderá aguas arriba del río Marañón, atravesará la Cordillera de los Andes por el abra de Porculla, -el paso más bajo del macizo andino en Sudamérica, a sólo 2145 metros sobre el nivel del mar-, seguirá a través de los extensos arenales norteños para llegar finalmente a las playas del Pacífico en Bayóvar.

Terminado el estudio de factibilidad del oleoducto por la firma Bechtel Incorporated de San Francisco y fijada la ruta a seguir, Petroperú a encargado a la misma firma el diseño definitivo de la gran tubería. Por otra parte esta empresa se encuentra abocada en los aspectos de financiación y construcción de la obra.

Su puesta en servicio representa una inversión inicial del orden de los 340 millones de dólares, que Petroperú tratará de financiar en colaboración con entidades crediticias japonesas, a fin de que pueda entrar en funcionamiento a principios de 1976. Se calcula que la construcción neta del oleoducto abarcará tan sólo 18 meses, luego de concluidos los estudios. La obra se ejecutará en forma acelerada en vista de la urgencia y la importancia que representa tenerlo terminado lo antes posible. Dos palabras sintetizan lo dicho: autoabastecimiento y exportación.

El cálculo económico muestra que solamente una producción de más de 100 millones de barriles al año podría pagar los altísimos costos de construcción y operación; para esto sería necesario contar con más de 150 pozos de alta productividad.

Inicialmente, el volumen de petróleo que traerá la tubería será de 210 mil barriles diarios, para alcanzar finalmente los 354 mil BPD para los que ha sido diseñado. Para ello se requerirá por lo menos de 10 estaciones de bombeo, para impulsar el crudo por los conductos a través de los Andes.

La manufactura de los tubos para el oleoducto , será efectuada por una firma peruana que se instalará en Chimbote, "Alambresa S.A.". La cual para lograr sus fines ha celebrado contrato con la compañía Hoechts de Alemania, especialista ésta en la construcción de tubos para oleoductos sistema espiral. Los diámetros a utilizarse en el oleoducto van desde 8" a 48", sin embargo la mencionada industria podrá hacer tuberías hasta de 60" de diámetro, para lo cual se importará maquinaria especializada por un monto de 144'000 000 de D.M.

Tanto al comienzo como al final del oleoducto serán instalados patios de tanques de almacenamiento, con lo que se duplicaría la capacidad de almacenamiento con que cuenta actualmente el país.

OCEANO PACIFICO

ECUADOR

COLOMBIA

BRASIL

TUMBES

TALARA

PAITA

PIURA

ABRA de PORCULLA
2145

CHICLAYO

CAJAMARCA

CHACHAPOYAS

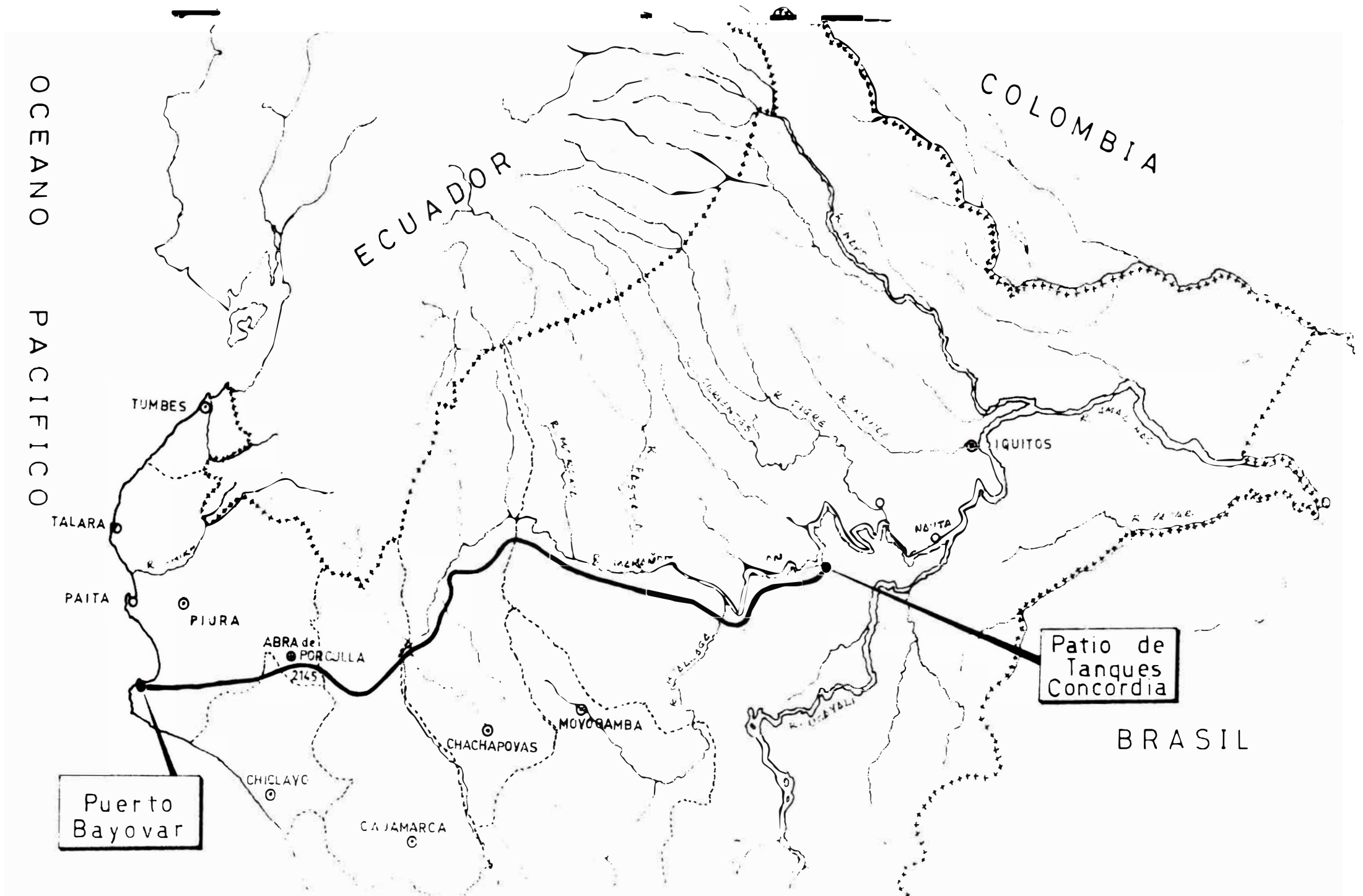
MOYOBAMBA

IQUITOS

NAUTA

Puerto Bayovar

Patio de Tanques Concordia



4. MUESTRA.

Para los efectos del Trabajo de Laboratorio se ha tenido a bien elegir una muestra lo mas representativa posible. Dadas las circunstancias se optó por la extraída del pozo confirmatorio 10-X-C de la Concesión Napo 21, reservorio Corrientes, zona geográfica de Trompeteros. Este pozo está ubicado al sur-este del descubridor 1-X-C Corrientes y a una distancia de 85 Kms. aproximadamente de la toma de Concordia.

La perforación del pozo registró que tiene, en una primera formación, una producción potencial de 3600 BPD y en una segunda 1380 BPD, lo que suma una producción potencial total de 4980 BPD. Sin embargo, este pozo surgente tuvo una producción inicial de 7112 BPD -la mayor registrada hasta la fecha en los campos de la selva- cero de agua y cero de gas.

El crudo es del tipo HCT, de 25,6 de gravedad API a 60 F y bajo contenido de azufre. Si además consideramos que en una primera evaluación, realizada con el pozo descubridor 1-X-C, se obtuvo reservas probadas de más de 70 millones de barriles en el reservorio Corrientes, al cual pertenece el 10-X-C, nos puede dar un índice de lo bien que se ha hecho al elegir la muestra representativa.

Cabe manifestar que dicha muestra fue facilitada por la Gerencia de la Refinería de La Pampilla, para los fines del presente Trabajo.

SEGUNDA PARTE

IV TRABAJO EXPERIMENTAL

LABORATORIO

CALCULO GRAFICO

V CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO

CAPITULO IV

TRABAJO EXPERIMENTAL

A. LABORATORIO.

Las pruebas que a continuación se señalan, son ensayos prácticos que se aplican universalmente para el control de las operaciones de la refinación de petróleo. Pues, no solamente se examinan los productos crudos o fracciones intermedias, sino también son ensayados repetidamente los productos elaborados o finales, a medida que pasan de las unidades de procesamiento a los depósitos colectores, tanques de productos finales, autotanques, camiones, oleoductos, buques-tanques, y hasta se realizan en las estaciones de servicio y depósitos de consumo.

En cuanto a nuestro caso, los resultados obtenidos en el Laboratorio adquieren importancia como elemento de juicio sobre el funcionamiento de la Unidad. Y, por otra parte, tomar decisiones sobre la instalación o no, de procesos conexos, previos o posteriores a la destilación primaria, como: desaladores, decantadores de agua y sedimentos, columnas pre-flash, desulfurizadores, estabilizadores, etc., o en su defecto tomar medidas sobre la aplicación de aditivos químicos, prevención de la corrosión, etc.

Las pruebas que a continuación se enumeran fueron realizadas en el Laboratorio del Dpto. de Hidrocarburos-UNI .

A.1. CARACTERISTICAS DEL PETROLEO CRUDO.

Como ya se ha manifestado en el Cap. III, la muestra seleccionada es la extraída del pozo confirmatorio 10-X-C del reservorio Corrientes, Trompeteros. Es ella la que ha sido sometida a las distintas pruebas físicas, químicas y mecánicas, para determinar sus propiedades y características principales.

En los ensayos se ha tenido especial cuidado en seguir las normas y lineamientos estandarizados que dicta - la American Society for Testing Materials-ASTM para la industria del petróleo.

A.1.1. PROPIEDADES FISICAS.

1.- Gravedad°API y Gravedad Específica, (D 287-55).

| | | |
|--------------------|---------------|----------------------|
| API | 26,0 a 67 °F; | temperatura ambiente |
| API | 25,6 a 60 °F | |
| Gr-esp. | 0,9007 | a 60/60 °F |
| Densidad | 0,9002 | a 15 °F |
| Lb/bbl | 315,02 | |
| Lb/gal | 7,50 | |
| Lb/ft ³ | 56,2 | |
| bbl/Tn | 6,99 | |

2.- Color. Negro

3.- Punto de inflamación y Punto de Combustión, método de la copa abierta, (D 97-57).

P. Inf. = 138 °F

P. Comb. = 195 °F

4.- Porcentaje de agua y sedimentos, (D 96-60).

% agua = 0,3

% sed. = trazas

5.- Punto de Congelamiento o punto mínimo de fluidez,
(D 97-57).

P.M.F. = +25 °F

6.- Viscosidades:

Viscosidad Saybolt Universal, (D 88-56).

215 SSU a 100 °F

Viscosidad Saybolt Universal = 37 SSU a 210 °F

Viscosidad Cinemática = 46,5 ctstokes

Viscosidad Dinámica = 38,8 ctpoises

Viscosidad Redwood = 188 SR

Viscosidad Engler = 6,1 SE

Estos valores han sido tomados del gráfico Refutás, a partir de los SSU a 100 °F.

7.- Destilación Robinson. (D 86-50). Realizada esta destilación, se determina como fracción clave la tercera fracción del corte lubricante, y a ella se le prueba su punto de congelamiento o pour point.

P.Cong. 3^{ra} fr.lub. = 36 °F

Este valor nos lleva a clasificar el crudo como HCT , o de alto punto de congelación.

A.1.2. PROPIEDADES QUÍMICAS.

1.- Contenido de Azufre, (D 129-60). Método de la bomba Parr.

0,3 % S ; porcentaje en peso

2.- Corrosión, (D 130-56). No es corrosivo.

3.- Porcentaje de Carbón y Cenizas, (D 189-58). Dado en porcentaje en peso.

% C = 6,43

% Ce = 0,005

4.- Contenido de Sal, (A 22-40 UOP).

348 ppm

122 lb/1000 bbl

5.- Poder Calorífico Inferior, (D 240-57 T).

P.C.I. = 17 370 BTU/lb

P.C.I. = 18 100 " (teórico)

P.C.S. = 19 230 " "

6.- Porcentaje en peso de Hidrógeno. Se determina teóricamente en función del factor K y la temperatura media-ponderada o T mav. (Nelson).

% H₂ = 13

7.- Peso Molecular. También teórico, en función de la gravedad API y T mav. (Maxwell).

P.M. = 280

A.2. DESTILACION ATMOSFERICA.

Esta prueba es quizás la más importante de las operaciones de petróleo. Es pues, el punto de partida para cálculos y correlaciones posteriores, y dá una apreciación, - por cierto que muy aproximada, del comportamiento y características del destilado o producto tratado.

Es por eso, que en nuestro caso, se ha tenido particular interés en su desarrollo, mencionándolo en acápite aparte.

En este ensayo, al igual que los anteriores, se ha seguido las normas ASTM. (D 286-54 T).

Se han realizado 3 pruebas similares de destilación y en cada una de ellas se ha tomado la temperatura cada 1 % recuperado. Este trabajo adicional se debe fundamentalmente a dos razones, la primera, para lograr valores de temperaturas promedios de las 3 pruebas y con esos puntos determinar una curva experimental lo mas exactamente posible; y la segunda, acumular el volumen necesario de cada una de las fracciones para poder determinar sus características - posteriormente.

Dado que en la primera destilación se tuvo dificultades en el procedimiento por bruscas expansiones e inundaciones de la columna, debido al contenido de agua (0,3 %), del crudo; en las pruebas posteriores se tuvo la precaución de filtrar la muestra a través de lana de vidrio adsorbente y dejarla en óptimas condiciones para la destilación.

B. CALCULO GRAFICO.

B.1. CURVA DE DESTILACION ASTM.

Los valores de la curva final de la destilación - ASTM, son los siguientes: (Fig. IV-1).

| % Vol | T ° F |
|-------|-------|
| P.I. | 144 |
| 5 | 345 |
| 10 | 455 |
| 20 | 558 |
| 30 | 606 |
| 40 | 630 |
| 50 | 645 |
| 60 | 678 |
| 70 | 758 |

B.2. CURVA DE DESTILACION TBP.

El cálculo gráfico de la curva TBP ó de los verdaderos puntos de ebullición, al igual que la siguiente curva FC, se ha realizado a partir de la curva ASTM por medio de las correlaciones de Edmister, porque además de ser modernas, se las consideran más prácticas y reales - que las ya convencionales.

Cálculo:

$$T_{50\%_{ASTM}} = 645^{\circ}F$$

$$\Delta T_{50\%} (TBP - ASTM) = 38^{\circ}F$$

$$T_{50\%_{TBP}} = 683^{\circ}F$$

| % Vol | ASTM | | TBP | |
|-------|------|-----|-----|------|
| | T °F | Δ T | Δ T | T °F |
| 0 | 144 | | | 60 |
| | | 311 | | |
| 10 | 455 | | | 458 |
| | | 151 | 168 | |
| 30 | 606 | | | 626 |
| | | 39 | 57 | |
| 50 | 645 | | | 683 |
| | | 113 | 123 | |
| 70 | 758 | | | 806 |

D.3. CURVA DE DESTILACION FC.

A esta curva también se le denomina curva de vaporización instantánea o flash. Se le determina a presión atmosférica, pero por medio de correlaciones puede ser llevada a cualquier presión mayor o menor que la atmosférica, como se verá en los cálculos posteriores.

Cálculo:

$$T_{30\%_{ASTM}} - T_{10\%_{ASTM}} = 151^{\circ}F$$

$$T_{50\%_{ASTM}} = 645^{\circ}F$$

$$\text{Factor de corrección} = - 9^{\circ}F$$

$$T_{50\%_{FC}} = 645 - 9 = 636^{\circ}F$$

| % Vol | T °F | Δ T | Δ T | T °F |
|-------|------|-----|-----|------|
| 0 | 144 | | | |
| | | 311 | | |
| 10 | 455 | | | 498 |
| | | 151 | 117 | |
| 30 | 606 | | | 615 |
| | | 39 | 21 | |
| 50 | 645 | | | 636 |
| | | 113 | 76 | |
| 70 | 758 | | | 712 |

C. DETERMINACION DE LOS PORCENTAJES DE LAS FRACCIONES.

Si nos remitimos a los resultados de la destilación Astm, realizada en el Laboratorio (ver gráfica IV-1), observamos que las fracciones llamadas de refinería o productos combustibles como gasolinas, kerosene y gasóleos no llegan al 30 % del volumen destilado, siendo éstas - las de mayor demanda comercial y de mejores precios en el mercado.

Por el contrario, se aprecia que el crudo contiene un alto porcentaje de lubricantes y residuo; notándose, en los primeros un alto contenido de cera amorfa, disminuyendo aún más su valor agregado. (Fig. IV-2).

De otro lado, si imaginamos el proceso de destilación de nuestra muestra en una torre de fraccionamiento primario, éste se reflejará en una curva de destilación TBP ó curva de los puntos de ebullición verdaderos. Dicha curva se asemejará (idealmente deben ser iguales) a la obtenida inicialmente a partir de la ASTM. (Fig. IV-3)

Sobre la curva TBP obtenida por correlaciones, nos fijamos límites de temperaturas, tales que en su rango contengan productos de puntos de ebullición óptimos y - deseables para los procesos complementarios de este proyecto de Refinería Petroquímica. (Fig. IV-4).

Es por esto que los cortes más recomendables son: de C_4 - 400 F ó llamado producto de tope, lo que viene a -

ser específicamente una gasolina pesada o una nafta; de 400 a 650 F ó producto lateral, que viene a ser un gasóleo pesado; y de 650 F hasta el punto final ó producto de fondo o llamado también crudo reducido o residuo. Estos 3 cortes representativos han sido formados eliminando los productos clásicos de refinaria; obteniendo las mezclas más convenientes para los procesos de hidrocraeking y cracking al vapor. Con este procedimiento se logra recuperar fracciones del residuo, elevándose a 50 % aproximadamente, el porcentaje de destilados de este tipo de petróleo crudo de 25,6 API, de todos modos relativamente bajo con relación a otros crudos.

C.1. CARACTERISTICAS DE LAS FRACCIONES.

Basándonos en lo anteriormente señalado enunciaremos a continuación algunas características y propiedades de las fracciones de la destilación TBP; útiles para el cálculo y diseño de la columna.

| Producto | %Vol | API | Gr-esp | P.M. | Color | Estado** |
|------------|-------|------|--------|------|-------------------|----------|
| Gas* | 0,3 | 79,0 | 0,6720 | 80 | incol. | gaseoso |
| Nafta | 7,0 | 56,2 | 0,7540 | 106 | incol. | líquido |
| Gasóleo | 29,1 | 38,1 | 0,8340 | 223 | marrón transp. | líquido |
| Crudo Red. | 63,6 | 16,5 | 0,9475 | 374 | negro | sólido |
| Pet. Crudo | 100,0 | 25,6 | 0,9007 | 280 | negro | líquido |

* El porcentaje de gas se ha asumido como 0,3 volumétrico, incluyendo las pérdidas.

** La temperatura del ambiente en el Laboratorio se consideró de 67 F, al momento de realizar las pruebas.

ASTM DISTILLATION CHART

32-760°F

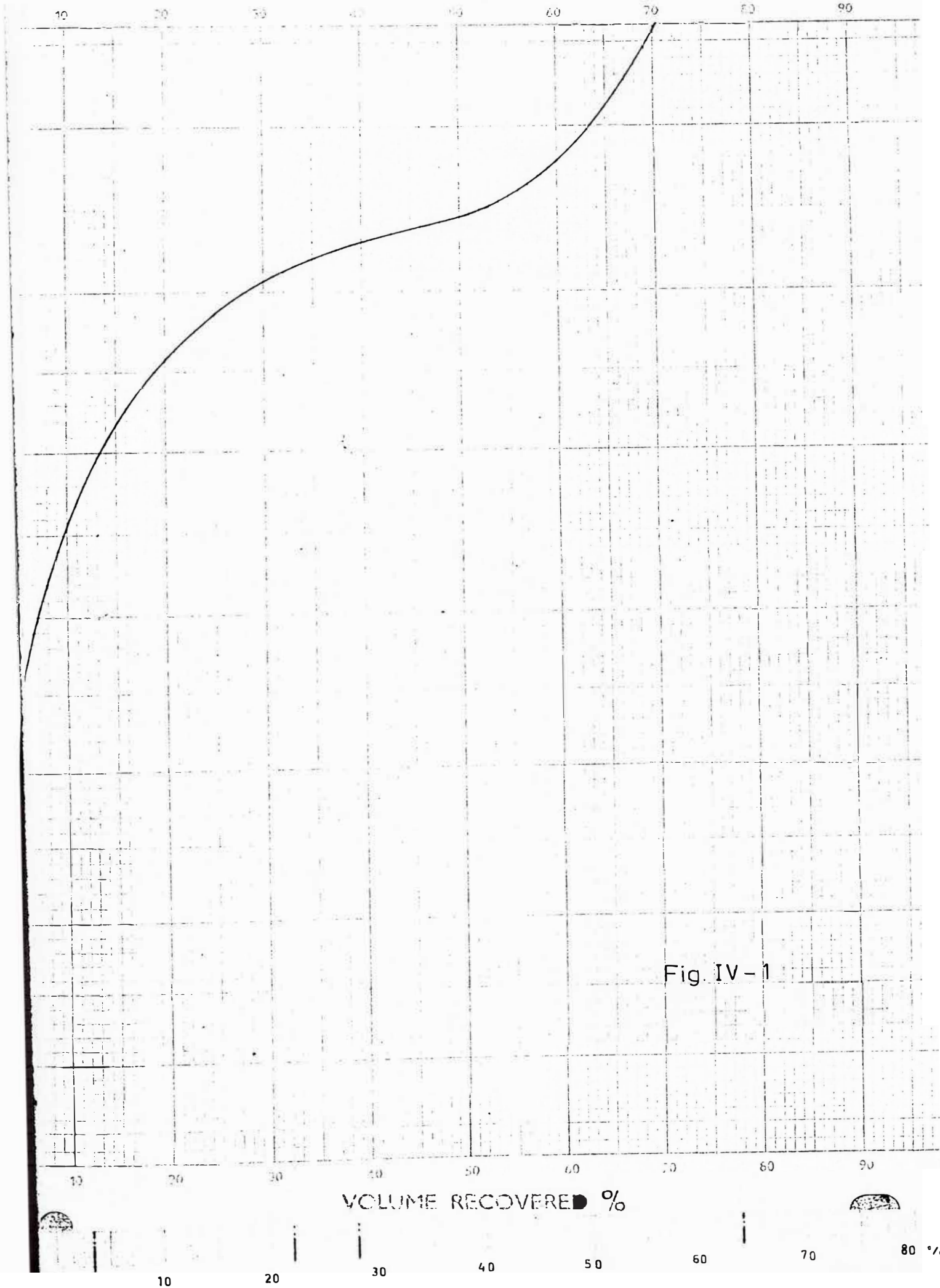


Fig. IV-1

VOLUME RECOVERED %

10 20 30 40 50 60 70 80 %

Fig. IV-2

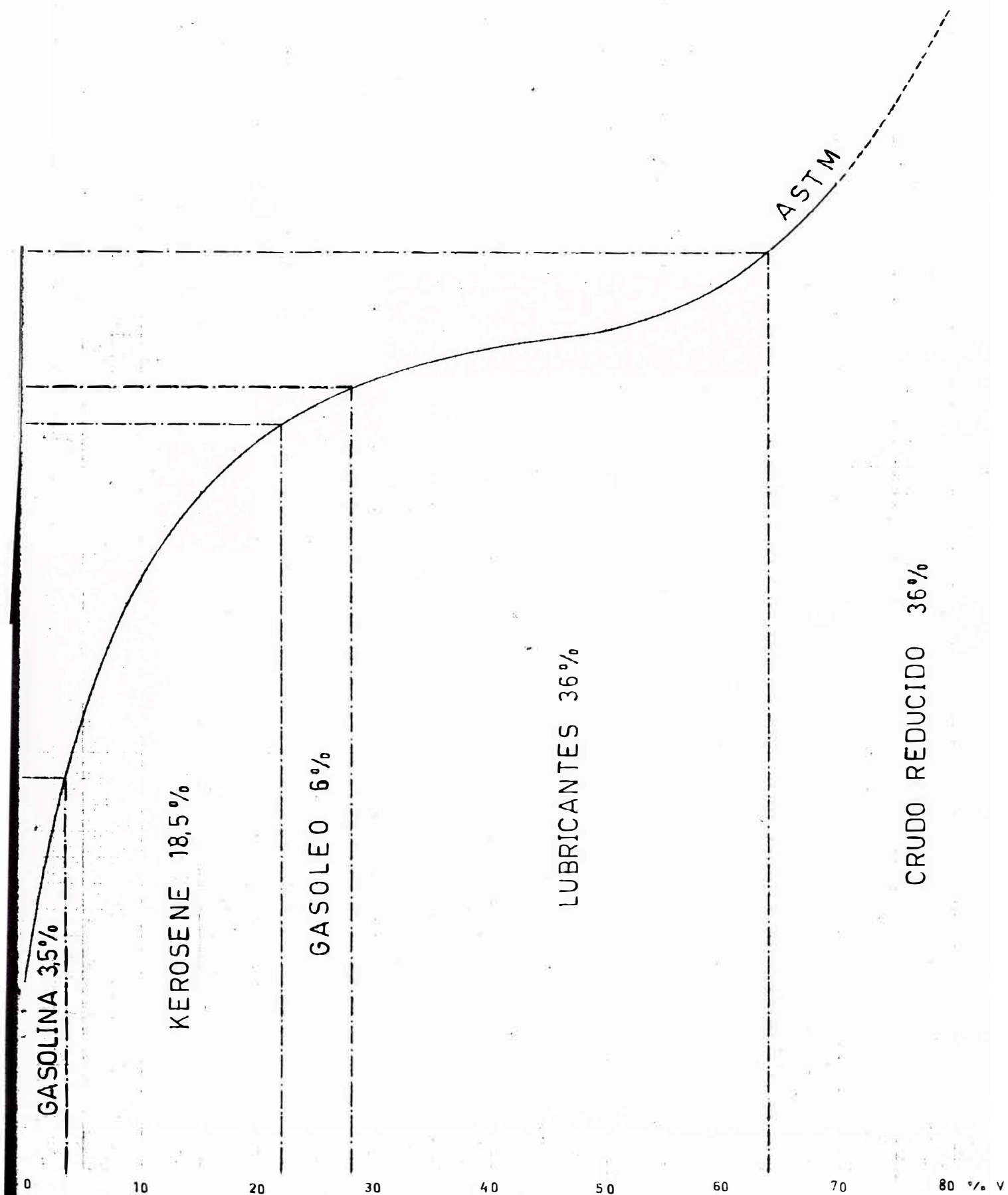


Fig. IV-3

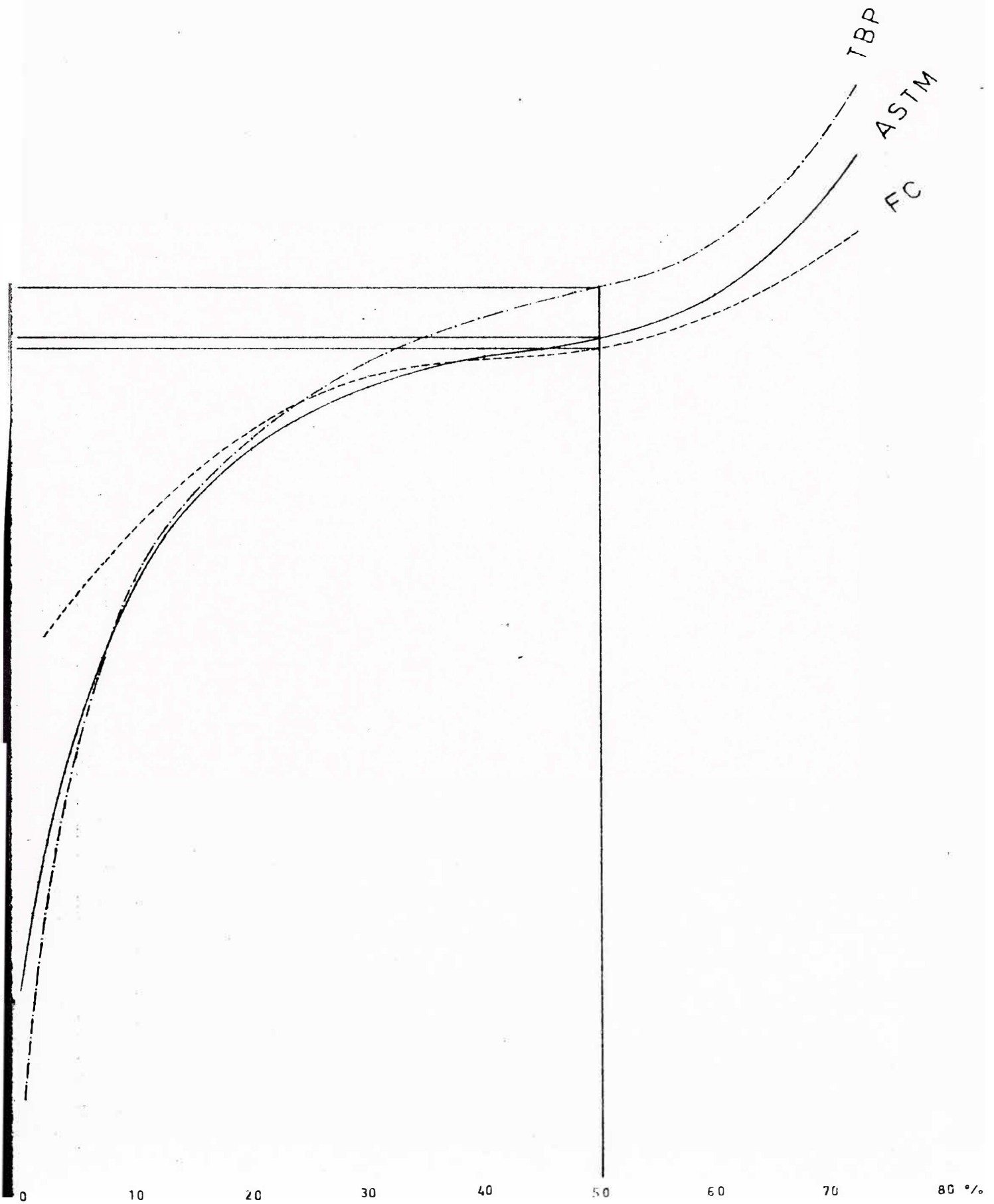
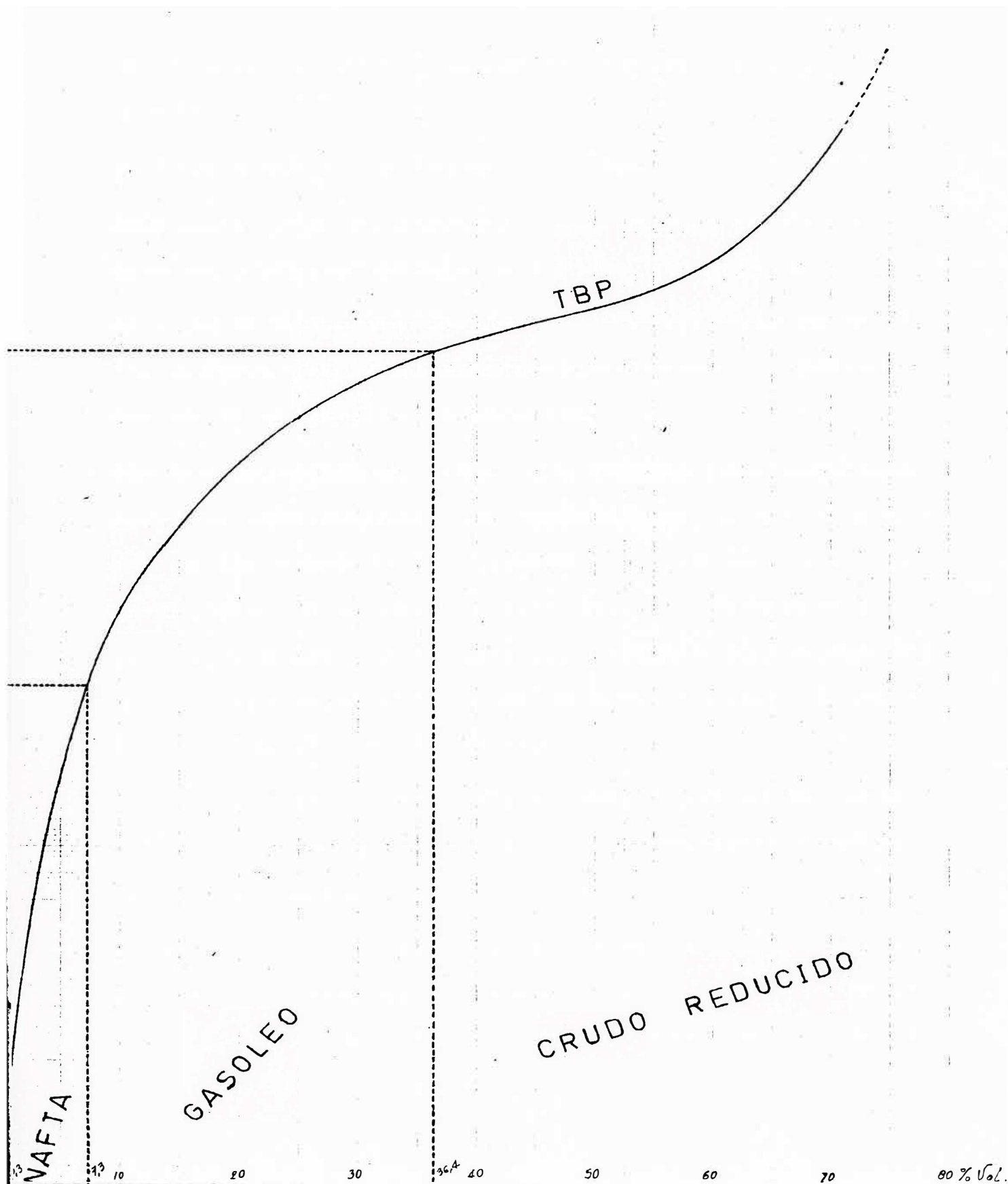


Fig. IV-4



D. CONCLUSIONES DEL TRABAJO EXPERIMENTAL.

Si analizamos detenidamente y comparamos los resultados obtenidos de las pruebas físicas y químicas, las principales conclusiones a las que podemos llegar, son:

Es un petróleo de baja gravedad API, por lo tanto es pesado.

- De bajo contenido de azufre, ó llamado petróleo dulce.
- Bajo porcentaje de gasolina, pero elevado de kerosene y gasóleo. Gran porcentaje de residuo atmosférico.

Apreciable contenido de agua emulsionada, que es necesario extraer para evitar expansiones bruscas y peligrosas en la columna de destilación.

- Elevado contenido de sales, que también es conveniente-eliminar para aminorar las deposiciones y obstrucciones en los tubos de los intercambiadores de calor y del horno. Más aún si son cloruros de sodio y de magnesio - que liberan ácido clorhídrico, compuesto nocivo que origina la corrosión del equipo durante las operaciones, sobre todo en el tope de la torre.

Dada su gravedad y alta viscosidad, requiere de condiciones y equipo apropiado para su transporte y manipuleo, antes de ser fraccionado.

- El poco azufre que pudiera arrastrar el crudo reducido, debe ser extraído en un proceso especial después del hidrocracking, pudiéndose obtener el azufre sublimado, de alta calidad y buen precio; etc.

CAPITULO V

CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO LA COLUMNA

1. DEMANDA DE LOS PRODUCTOS FINALES DE LA REFINERIA PETROQUIMICA. PROYECCIONES.

Los productos básicos petroquímicos constituyen la materia prima de una serie de productos intermedios y finales. Entre los productos básicos que serán obtenidos de la proyectada refinería petroquímica, tenemos al etileno, propileno y butadieno, además de una nafta aromática.

1.A. ETILENO Y PROPILENO.

Estos productos, sobre todo el etileno, adquieren capital importancia en su producción y su incidencia en el desarrollo de los pueblos. Por ello, la producción de etileno en el Perú constituye la base de la actual industria petroquímica.

Según el estudio del mercado peruano para el etileno y propileno (tabla V-1), la producción de estos productos es factible en el país, debido a la cada vez más creciente exigencia del mercado interno -industrias de plásticos, fibras sintéticas y detergentes-.

Sabemos que la demanda de etileno crece alrededor del 10 % anual en los Estados Unidos, es ligeramente ma

yor en Europa -Mercado Común-, llegando al 20 % en Japón y el resto de países europeos. Mientras que en los países del área comunista y en los países en desarrollo -como el nuestro y los del área andina- la demanda crece en un 23 %. Lo que implica que a muy corto plazo se tenga -que duplicar o tal vez triplicar la producción de este -productos básico. Sin embargo, la tasa de crecimiento de propileno en esta misma área alcanza al 16,3 % tendiendo a disminuir el porcentaje.

Por otro lado, dentro del marco Sub-Regional Andino se ha asignado al Perú la elaboración de 120 mil T/A de etileno y 50 mil T/A de propileno, que abastecerán el mercado nacional y de otros países andinos.

Es Induperú la que realiza los estudios pertinentes para la instalación del Complejo, se espera que las plantas entren en producción el año 1977.

1.B. BUTADIENO.

El consumo de butadieno en el Perú, alcanzó en 1970 2,3 mil T/A, con una tasa de crecimiento de 13,5 %. La producción del caucho SBR, principal insumidor de butadieno, no es justificable en el país; sin embargo la producción de butadieno no es factor limitante para la producción de etileno y propileno. Este producto -butadieno como otros obtenidos en pequeñas cantidades, representan gran valor para el rendimiento económico de la carga.

1.C. NAFTA AROMATICA.

Este producto, a pesar de ser un producto combustible, es muy cotizado en el mercado nacional e internacional, de alto precio y gran demanda. Más hoy en día, debido a la grave crisis energética que sufren las grandes potencias.

Este tipo de nafta contiene más del 50 % en peso de productos aromáticos, que le dan un alto octanaje a las gasolinas. Se convertiría en un producto netamente de exportación, dado que se prevee la saturación del mercado de todo tipo de gasolinas a corto plazo, y que la utilización de los compuestos aromáticos puros que podrían extraerse de esta nafta, no está prevista inmediatamente, debido a su reducido mercado en el país y a lo antieconómico que resultaría su separación.

2. RENDIMIENTOS TIPICOS DE LOS PROCESOS DE HIDROCRACKING H-OIL Y CRACKING AL VAPOR.

Los rendimientos típicos del proceso de hidrocraqueo H-Oil, se presentan en las tablas V-2 y V-2a.

Los rendimientos típicos de craqueo al vapor se presentan en las tablas V-3, V-3a y V-3b.

Se ha logrado obtener tablas, donde se aprecia la gran similitud que existe entre las cargas de los diferentes procesos en operación y las fracciones obtenidas en el Laboratorio; por lo que las relaciones obtenidas de ellas nos dan un índice confiable en los rendimientos.

Tabla N-1. DEMANDA DE ETILENO Y PROPILENO PARA EL PERU (1970-1980)

| PRODUCTOS | Ton. de Etileno/ 1 Ton. de producto. | DEMANDA DE ETILENO EN TON/AÑO | | | | | | | |
|-------------|-----------------------------------------|-------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | 1970 | 1971 | 1972 | 1973 | 1974 | 1975 | 1976 | 1980 |
| P.V.C. | 0,54 | 3780 | 4200 | 4690 | 5190 | 5800 | 6480 | 7210 | 11100 |
| P.V.A. | 0,36 | 432 | 478 | 530 | 586 | 650 | 720 | 798 | 1203 |
| Polietileno | 1,10 | 11000 | 11930 | 12930 | 14030 | 15210 | 16500 | 17900 | 24800 |
| TOTAL (1) | | 15212 | 16608 | 18150 | 19806 | 21660 | 23700 | 25908 | 37103 |

| | Ton. de Propileno/ 1 Ton. de producto | DEMANDA DE PROPILENO EN TON/AÑO | | | | | | | |
|------------------|------------------------------------------|---------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | 1970 | 1971 | 1972 | 1973 | 1974 | 1975 | 1976 | 1980 |
| Polipropileno | 1,10 | 1650 | 2100 | 2670 | 3400 | 4320 | 5500 | 7000 | 9500 |
| Fibras Acrílicas | 1,64 | (3) | 9850 | 11200 | 12700 | 14450 | 16400 | 16400 | (4) |
| Dodecílbenzeno | 1,07 | 7280 | 7860 | 8480 | 9160 | 9900 | 10700 | 11550 | 15730 |
| TOTAL (2) | | 13850 | 19810 | 22350 | 25260 | 28670 | 32600 | 34950 | 41630 |

(1) Tasa de Crec. Acum. Anual promedio para la demanda de Etileno de 1970 - 1976 es de 9,1 %

(2) Tasa de Crec. Acum. Anual promedio para la demanda de Propileno de 1970-1975 es 16,7 %, del 75 al 76 es 7,2%; del 76 al 80 es 4,5 %.

(3) En el total se ha considerado la Demanda Nacional para ese año.

(4) En el total se ha considerado la misma producción que para 1976.

Rendimientos del proceso de hidrocracking H-Oil:

| Tabla V-2. | Carga | Residuo Atmosf. |
|------------|----------------------------------------|-----------------|
| | Gravedad API | 14,5 |
| | Azufre, % peso | 4,1 |
| | Productos: | |
| | H ₂ S % peso | 3,8 |
| | C ₁ - C ₃ % peso | 6,2 |
| | C ₄ % vol. | 2,7 |
| | C ₅ - 180 °F " | 6,0 |
| | 180 - 290 °F " | 11,2 |
| | 200 - 400 °F " | 16,8 |
| | 400 - 700 °F " | 67,0 |
| | 700 °F+ G.O " | |
| | Residuo | 5,0 |
| | C ₄ + rendim.% vol | 108,7 |
| | Consumo H ₂ scf/bl | 1600,0 |

| Tabla V-2a. | Carga | Residuo Atmosf. |
|-------------|-------------------------------|-----------------|
| | Gravedad API | 14,5 |
| | C ₄ % vol. | 1,9 |
| | C ₅ 180 °F " | 7,2 |
| | 180 - 400 °F " | 19,6 |
| | 400 - 650 °F " | 52,3 |
| | G.O.pesado | |
| | Residuo | 10,4 |
| | Consumo H ₂ scf/bl | 1600,0 + |

Tabla V-3 RENDIMIENTOS DE ETILENO POR CAMBIO DE CARGA*

| Tipo de carga | Etano | Propano | n-Butano | Nafta rang.med. | Gasoleo atmosférico | Gasoleo vacío |
|--------------------------------------|-------|---------|----------|--------------------|------------------------|------------------|
| RENDIMIENTOS** | | | | | | |
| Rend. de etileno, sin reciclaje, % P | 48,20 | 34,50 | 35,80 | 30,00 | 28,00 | 18,00 |
| Relación: Carga/rend. etileno | 1,22 | 2,38 | 2,50 | 2,91 | 3,86 | 4,88 |
| H ₂ (95 % molar), % peso | 8,82 | 2,27 | 1,57 | 1,56 | 0,94 | 0,78 |
| CH ₄ , % peso | 6,27 | 27,43 | 22,12 | 17,20 | 11,19 | 8,75 |
| Etileno, % peso | 77,73 | 42,01 | 40,00 | 33,60 | 28,92 | 20,49 |
| Propileno, Grado químico, % P | 2,78 | 16,82 | 17,27 | 15,60 | 16,15 | 14,07 |
| Butadieno, % peso | 1,18 | 3,01 | 3,50 | 4,56 | 4,56 | 5,28 |
| Butenos-Butanos, % peso | 0,82 | 1,20 | 6,72 | 4,20 | 4,84 | 6,26 |
| Benceno, % peso | 0,87 | 2,47 | 8,02 | 6,72 | 6,03 | 8,78 |
| Tolueno, % peso | 0,12 | 0,53 | 0,83 | 3,35 | 2,90 | 2,90 |
| C ₈ - Aromáticos, % peso | | | 0,25 | 1,77 | 2,17 | 1,87 |
| C ₅ - 400 F, % peso | 0,80 | 3,62 | 2,72 | 6,70 | 7,30 | 10,77 |
| 400 F + Residuo, % peso | | 0,55 | 1,70 | 4,70 | 18,00 | 25,00 |

*Data from Lummus Publication and Chemicals of ECN.

**Basado en la producción de 453 500 Tons/año de etileno a alta severidad.

Tabla V-3a. TIPOS DE CARGA Y RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS PARA LA PRODUCCION DE ETILENO*

| Alimentación | Etano | Propano | n-Butano | Nafta | G.O. liv. | G.O. pes. |
|-----------------------------------------|----------|---------|----------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Flujo de la carga, 10 ⁵ lb/a | 1311,8 | 2379,6 | 2497,4 | 3204,7 | 3801,4 | 4286,5 |
| Productos, 10 ⁶ lb/a | | | | | | |
| Gas | 211,7 | 713,7 | 626,4 | 551,2 | 431,5 | 428,6 |
| Etileno (grad.polímero) | 1000,0** | 1000,0 | 1000,0 | 1000,0 31,2% | 1000,0 26,3% | 1000,0 23,3% |
| Propileno (grad.químico) | 38,4 | 385,0 | 521,5 | 517,3 | 573,3 | 613,9 |
| Fracción butanos | | | | | | |
| Butadieno | 17,6 | 76,1 | 73,4 | 144,2 | 151,3 | 173,1 |
| Butilenos | 7,5 | 32,6 | 171,6 | 144,2 | 186,1 | 187,9 |
| Nafta C ₅ - 400 F | 36,6 | 142,9 | 92,2 | 703,4 | 575,9 | 591,1 |
| Fuel 400 F | | 29,3 | 12,3 | 144,4 | 883,3 | 1291,9 |
| TOTAL | 1311,8 | 2379,6 | 2497,4 | 3204,7 | 3801,4 | 4286,5 |
| Aromáticos en la nafta | | 80,9 | 58,2 | 587,0 | 288,0 | 295,7 |
| Hidrógeno en la carga, % P | 20,0 | 18,2 | 17,3 | 15,0 | 13,3 | 13,0 |

*The Lummus Co., Bloomfield, New Jersey.

**Basado en la producción de 1000 millones de libras de etileno anuales.

Rendimientos de craqueo al vapor:

Tabla V-3b.*

| Carga | Nafta liv. | Nafta pes. | Gasóleo |
|-------------|------------|------------|---------|
| Densidad | 0,701 | 0,812 | 0,835 |
| P.I.E. C | 80 | 150 | 290 |
| Temp.sal. C | 850 | 850 | 820 |
| Dilución | 0,450 | 0,600 | 0,600 |

Productos: (% peso)

| | | | |
|------------------------------------------|-------|-------|-------|
| H ₂ | 1,05 | 0,80 | 0,65 |
| CH ₄ | 19,50 | 13,90 | 12,00 |
| C ₂ H ₂ | 0,50 | 0,40 | 0,20 |
| C ₂ H ₄ (etileno) | 30,50 | 21,60 | 18,50 |
| C ₂ H ₆ | 5,10 | 4,20 | 3,20 |
| C ₃ H ₄ | 0,55 | 0,65 | 0,20 |
| C ₃ H ₆ (propilen) | 15,00 | 11,80 | 11,25 |
| C ₃ H ₈ | 0,45 | 0,45 | 0,50 |
| C ₄ H ₆ | 4,50 | 4,90 | 2,90 |
| C ₄ H ₈ | 4,20 | 3,50 | 4,00 |
| C ₄ H ₁₀ | 0,40 | 0,20 | 0,50 |
| C ₅ - 200 C | 14,90 | 27,05 | 29,70 |
| 200 C + | 3,00 | 10,00 | 16,00 |

* Dato de la División de Desarrollo Industrial del Instituto Francés del Petróleo. París, Francia.

3. DETERMINACION DEL VOLUMEN DE CRUDO A TRATAR.

La operación para determinar la capacidad y el tamaño óptimo de una planta, es una de las tareas más difíciles y laboriosas, pero a todas luces necesaria e importante como factor para hacer el análisis de la inversión.

El mercado de los productos de refinería clásica, no es un factor limitante en la capacidad de este tipo de unidades. (se sobreentiende la unidad de destilación primaria). Pero si tenemos en cuenta que esos productos no serán comerciables, sino serán materia prima para la obtención de básicos petroquímicos, el mercado de éstos sí es de suma importancia.

Dado que el mercado nacional en productos básicos es muy reducido, se podría pensar en los tamaños mínimos económicos de plantas -por ejemplo, el t.m.e. de las plantas de etileno es de 30 mil T/A de capacidad, para que asegure una rentabilidad aceptable-. La solución, hasta cierto punto, la ha dado el Acuerdo Sub-Regional, al ofrecernos un mercado amplio; pero a la vez nos asigna una producción que podemos considerarla hasta un tanto limitante.

Dicho esto, nuestros cálculos se han basado en las 120 mil T/A de etileno otorgadas al Perú en el marco del GRAN. Esta cantidad representa una producción diaria de 350 toneladas.

Por otro lado, ^{se presenta} el balance de materia de los procesos

que integran la refinería petroquímica. Para una mejor apreciación y facilidad en el cálculo, se ha asumido un flujo volumétrico de carga inicial a la unidad de destilación primaria, igual a 100 barriles. (ver gráfico V-1)

A los rendimientos de nafta y gasóleo de aquella unidad, determinados por la curva de destilación TBP (Fig. IV-4), se sumarán los de la unidad de hidrocraqueo H-Oil, correspondientes al rango de ebullición de esas fracciones, (tablas V-2 y V-2a).

Las fracciones nafta y gas-óleo optimizadas son, en definitiva, la carga a la unidad de craqueo al vapor. Cada una de ellas tiene, evidentemente, rendimientos diferentes en el craqueo; ya que sus características -composición, densidad, etc.- da lugar a que las condiciones de operación, tiempo de residencia, etc., también sean diferentes.

Es por esto, que a cada una de las fracciones se le ha evaluado su rendimiento en etileno. (tablas V-3, V-3a, V-3b). Para la nafta se le ha tomado 31 % en peso de etileno, mientras que para el gasóleo se ha fijado un promedio de 19 % de la carga. Realizado el balance en peso y en volumen, dichos porcentajes representan 2,5 toneladas de etileno por los 100 barriles de crudo asumidos.

Hecha la relación para las 350 T/D, arroja 14 mil barriles diarios de crudo, como alimentación al sistema de destilación atmosférico.

Si además consideramos la tasa de crecimiento del etileno (descrita en el acápite anterior 1.A), y vemos el proyecto con afán futurista, creemos que duplicando el volumen a tratar, fijándolo el 28 mil BPD, se ha obrado adecuadamente. Por supuesto que las imposiciones del GRAN, nos obliga a no producir más de lo ya asignado (se podría trabajar al 50 % de la capacidad de diseño), pero cuando nos desliguemos del Acuerdo (1980) tendremos ya la capacidad instalada; cumpliendo así con los requerimientos internos, pudiéndose exportar libremente el excedente.

Finalmente, con la cantidad fijada en 28 mil BPD, como el volumen de petróleo crudo a tratarse en la refinería petroquímica, se realizarán los cálculos relacionados con el diseño de la columna de destilación atmosférica.

(Esquema del Balance de Materia, Fig. V-1).

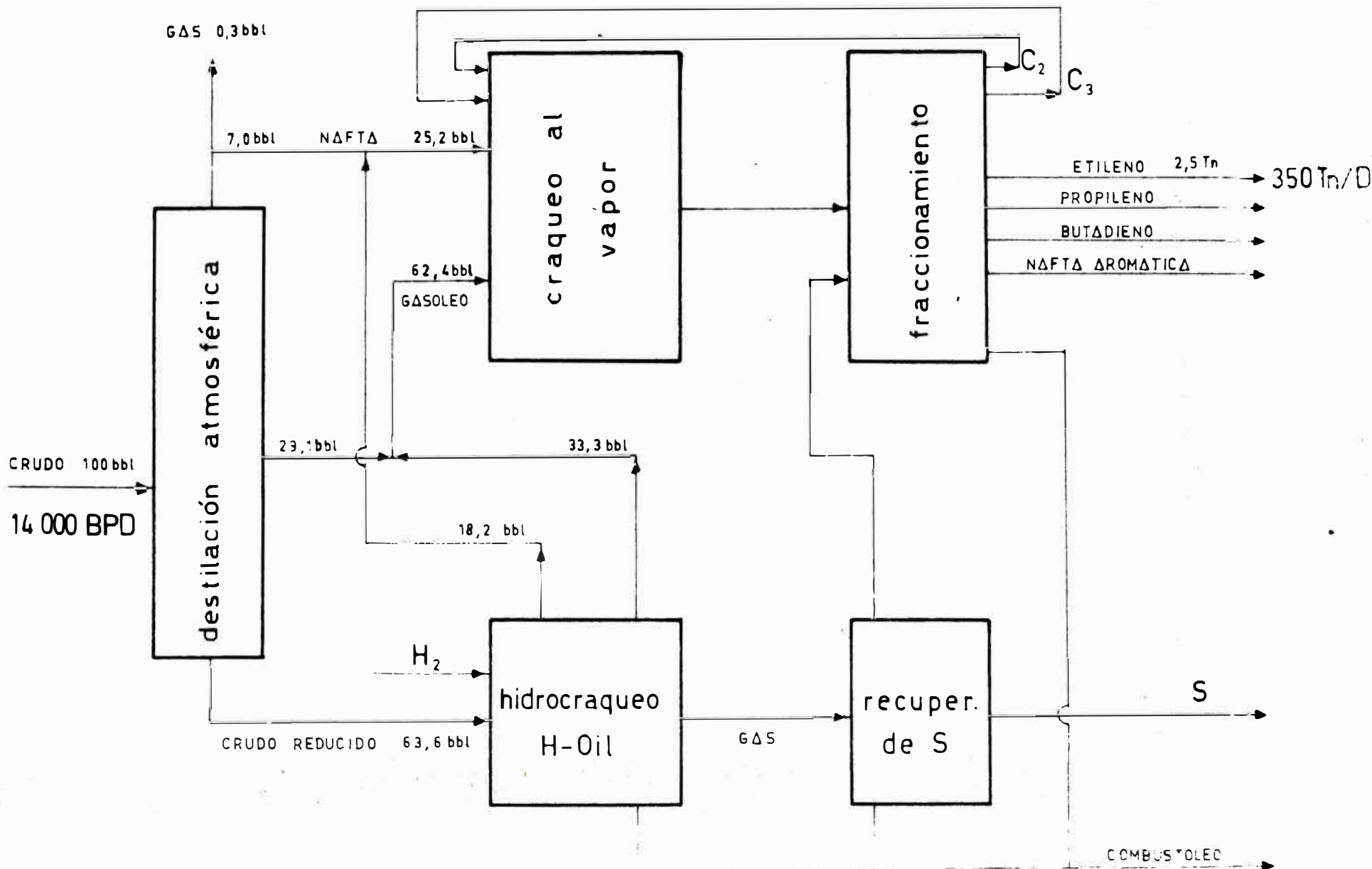


Fig. V.1 BALANCE DE MATERIA PARA DETERMINAR EL VOLUMEN DE CRUDO A TRATAR

TERCERA PARTE

VI DISEÑO DE LA UNIDAD

VII CONSIDERACIONES FINALES

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO VI

DISEÑO DE LA UNIDAD

En el presente Capitulo se presenta el cálculo matemático propiamente dicho del diseño de la Columna de Destilación, haciendo uso de los datos y resultados obtenidos en los capítulos precedentes.

A. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

Preparación de Datos.

1.- Además de las curvas de destilación ASTM, TSP FC, se trazan las curvas de las gravedades específicas instantáneas y la de pesos moleculares. (Fig. VI-1).

2.- A partir de la curva de vaporización o FC a presión atmosférica y aplicando las correlaciones de W. Edmister, se determina la curva de vaporización a la presión de la zona de expansión. Se admite a priori, por convención, 6 platos entre las extracciones de nafta y gasoleo, 4 platos entre la extracción de gasoleo y la zona flash de la torre y 4 en los fondos de la torre, para la separación por arrastre con vapor de agua; se considera además, una pérdida de presión de 0,15 psi por plato y una presión en el tope de la columna de, pues en este tipo de torres esta presión rara vez es superior a este valor. Con estos valores se ha logrado calcular una presión de 20,2

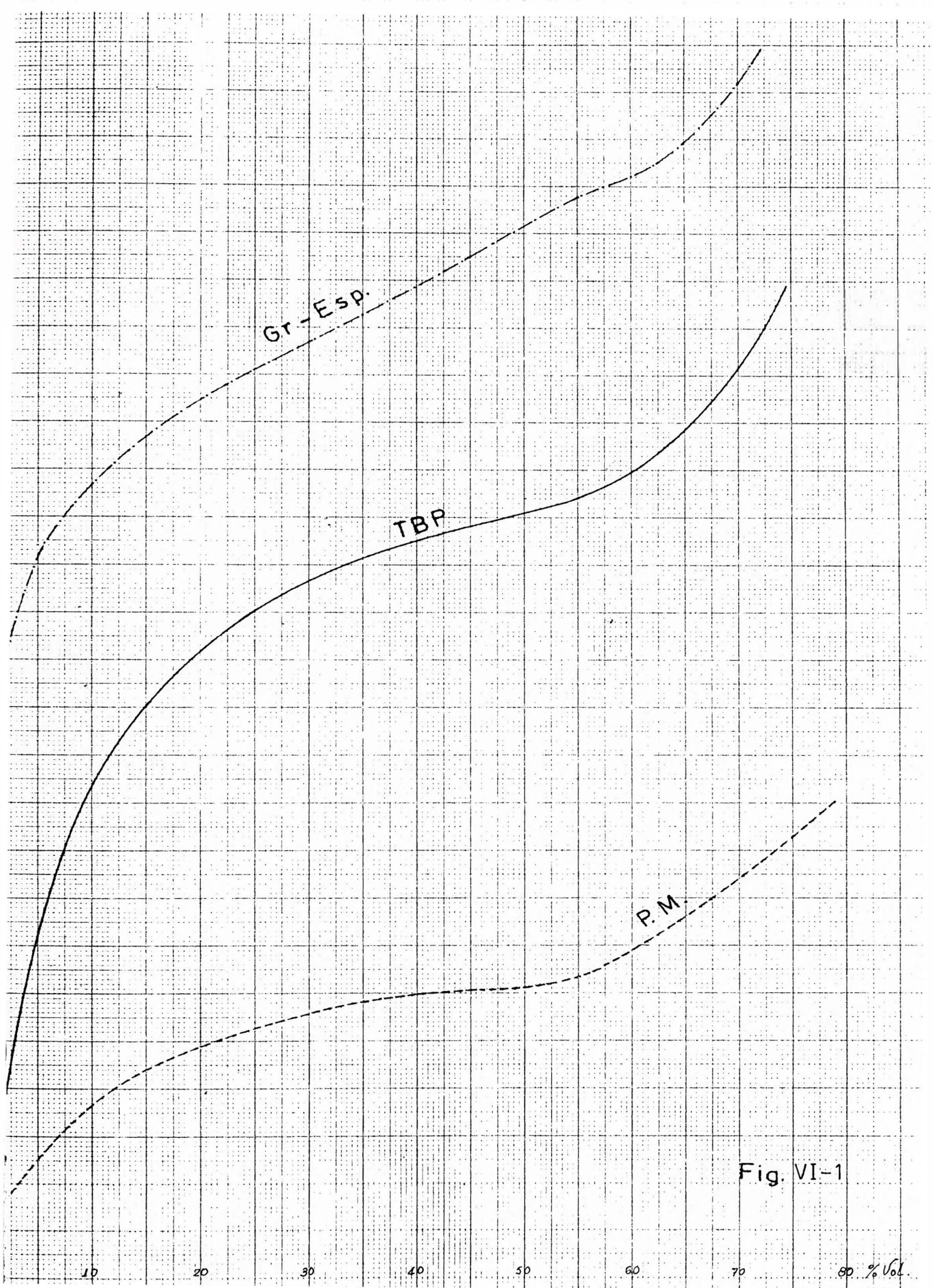


Fig. VI-1

TABLA VI-la.

| % vol | Mid.TBP | Mid.G.E. | API | lb/bbl | lb/100bbl c. | % Peso | % Peso Ac. |
|---------|---------|----------|------|------------|--------------|----------|------------|
| 0 | 330 | 0,7640 | 53,7 | 267,13 | 2671,3 | 8,48 | 8,48 |
| 10 | 524 | 0,8135 | 42,5 | 284,40 | 2844,0 | 9,02 | 17,50 |
| 20 | 600 | 0,8420 | 36,5 | 294,47 | 2944,7 | 9,34 | 26,84 |
| 30 | 645 | 0,8655 | 32,0 | 302,70 | 3027,0 | 9,61 | 36,45 |
| 40 | 672 | 0,8900 | 27,4 | 311,25 | 3112,5 | 9,88 | 46,33 |
| 50 | 697 | 0,9150 | 23,1 | 320,07 | 3200,7 | 10,16 | 56,49 |
| 60 | 750 | 0,9390 | 19,0 | 328,44 | 3284,4 | 10,41 | 66,90 |
| 70 | 880 | 0,9640 | 15,2 | 337,19 | 3371,9 | 10,70 | 77,40 |
| 80 | | | | | 7045,5 | 22,40 | |
| 100 | | | | | | | |
| Totales | | | | 2445,65 lb | 31502,0 lb | 100,00 % | 100,00 % |

25,6 API = 315,02 lb/bbl

Se asume como base para los cálculos 100 bbl de crudo

Luego: 31502 lb/100 bbl crudo.

TABLA VI- 1b.

| % Vol | P.M. | Moles | % molar | % molar ac. | N ^o moles ac. |
|-------|------|-------|---------|-------------|--------------------------|
| 0 | 140 | 19,05 | 16,95 | | |
| 10 | 216 | 13,12 | 11,65 | 16,95 | 19,05 |
| 20 | 250 | 11,78 | 10,46 | 28,40 | 32,17 |
| 30 | 273 | 11,08 | 9,83 | 38,86 | 43,95 |
| 40 | 282 | 11,02 | 9,79 | 48,69 | 55,03 |
| 50 | 293 | 10,92 | 9,70 | 58,48 | 66,05 |
| 60 | 345 | 9,51 | 8,42 | 68,18 | 76,97 |
| 70 | 412 | 8,18 | 7,27 | 76,60 | 86,48 |
| 80 | 385 | 17,84 | 15,93 | 84,07 | 94,66 |
| 100 | | | | 100,00 | 112,50 |

TABLA VI. c

DETERMINACION DE LAS CURVAS DE VAPORIZACION DEL CRUDO - METODO DE EDMISTER

| % Vol | ASTM | | FC | | |
|-------|-------|------------|------------|--------|--------------|
| | T F | ΔT | ΔT | FC Atm | FC 20,2 psia |
| 0 | 144 | 311 | | 315* | 348 |
| 10 | 455 | 151 | 117 | 498 | 528 |
| 30 | 606 | 39 | 21 | 615 | 642 |
| 50 | 645 | 113 | 76 | 636 | 665 |
| 70 | 758 | 342 | | 712 | 740 |
| 90 | 1100* | | | 920* | 932 |

Punto Focal T = 1105 °F
P = 640 psia

Punto Flash T = 660 °F
P = 20,2psia

Porcentaje vaporizado = 40 %

*extrapolados

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

| STOCK PET. CRUDO | | GRAVITY 25,6 °API | |
|------------------|--------|-------------------|-------|
| ASTM | | EFV | |
| VOL. % OFF | t, °F | DIFF., °F | t, °F |
| 0 | 144 | | 315 |
| 10 | 455 * | 311 | 498 |
| 30 | 606 * | 151 | 615 |
| 50 | 645 * | 39 | 636 * |
| 70 | 758 * | 113 | 712 |
| 90 | 1100 * | 342 | 920 |
| 100 | | | |

$\Sigma^* = 3564 - 5 = 713 \text{ } ^\circ\text{F}$ (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP. = 151 °F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 8,06 °F/%
 $\frac{\text{ASTM VABP}}{(\text{10 TO 90 SLOPE}) + 16} = \frac{(713)}{(24,06)} = 29,7$

PUNTO FOCAL
 $T_f = 1105 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $P_f = 640 \text{ psia}$

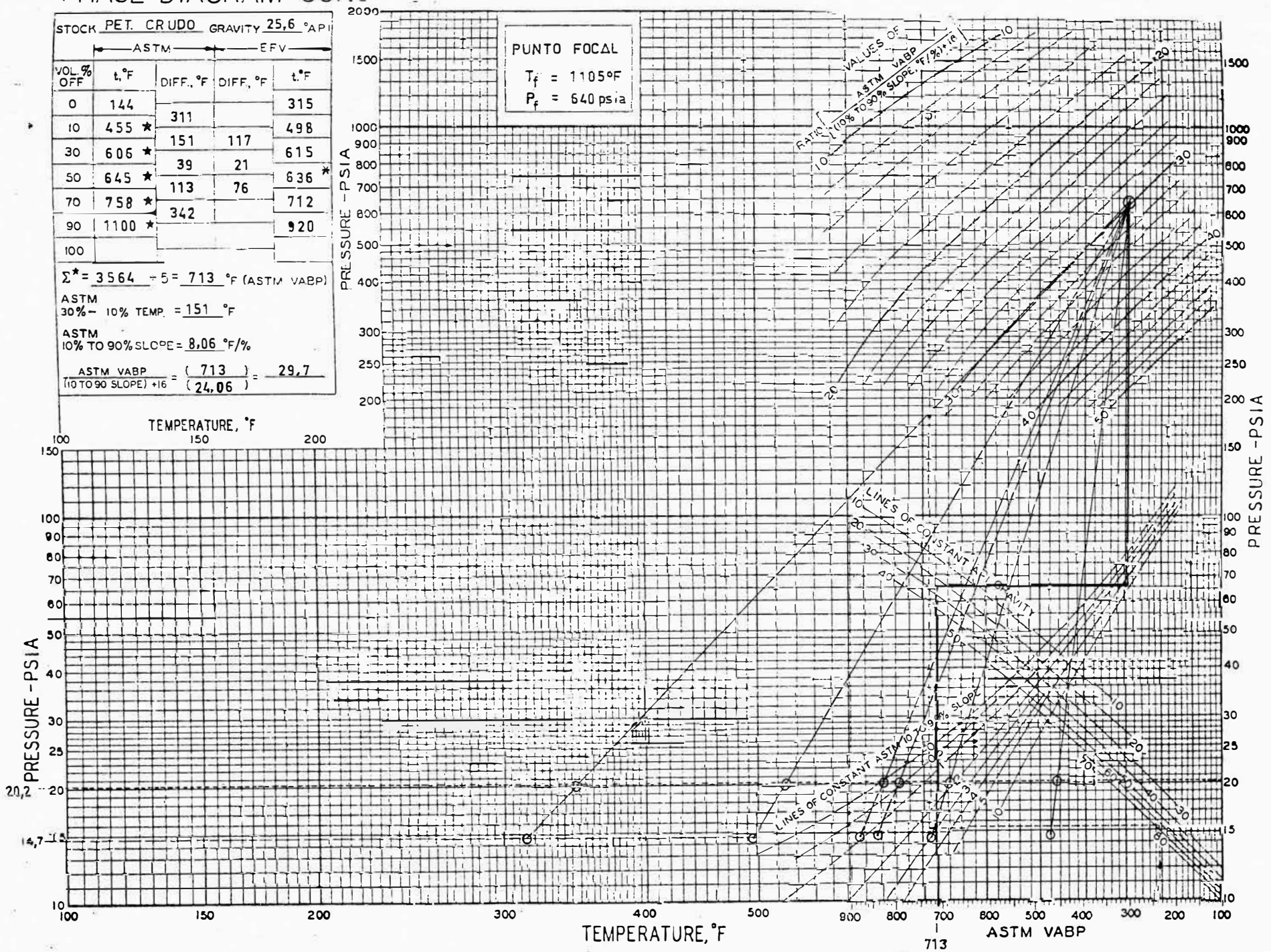


FIGURE.VI-2a. -Phase diagram construction chart.

Fig. VI-2

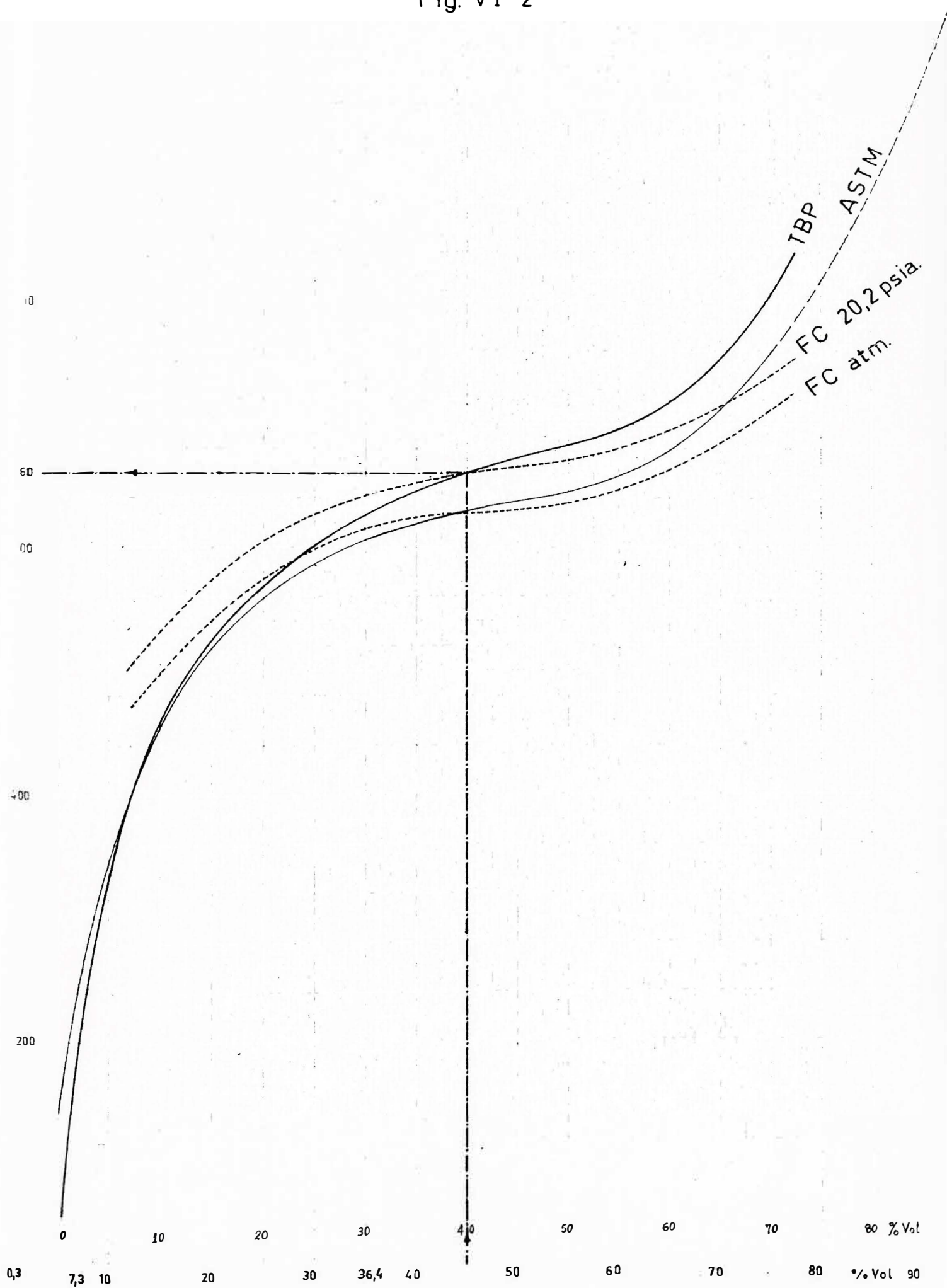


Fig. VI-3

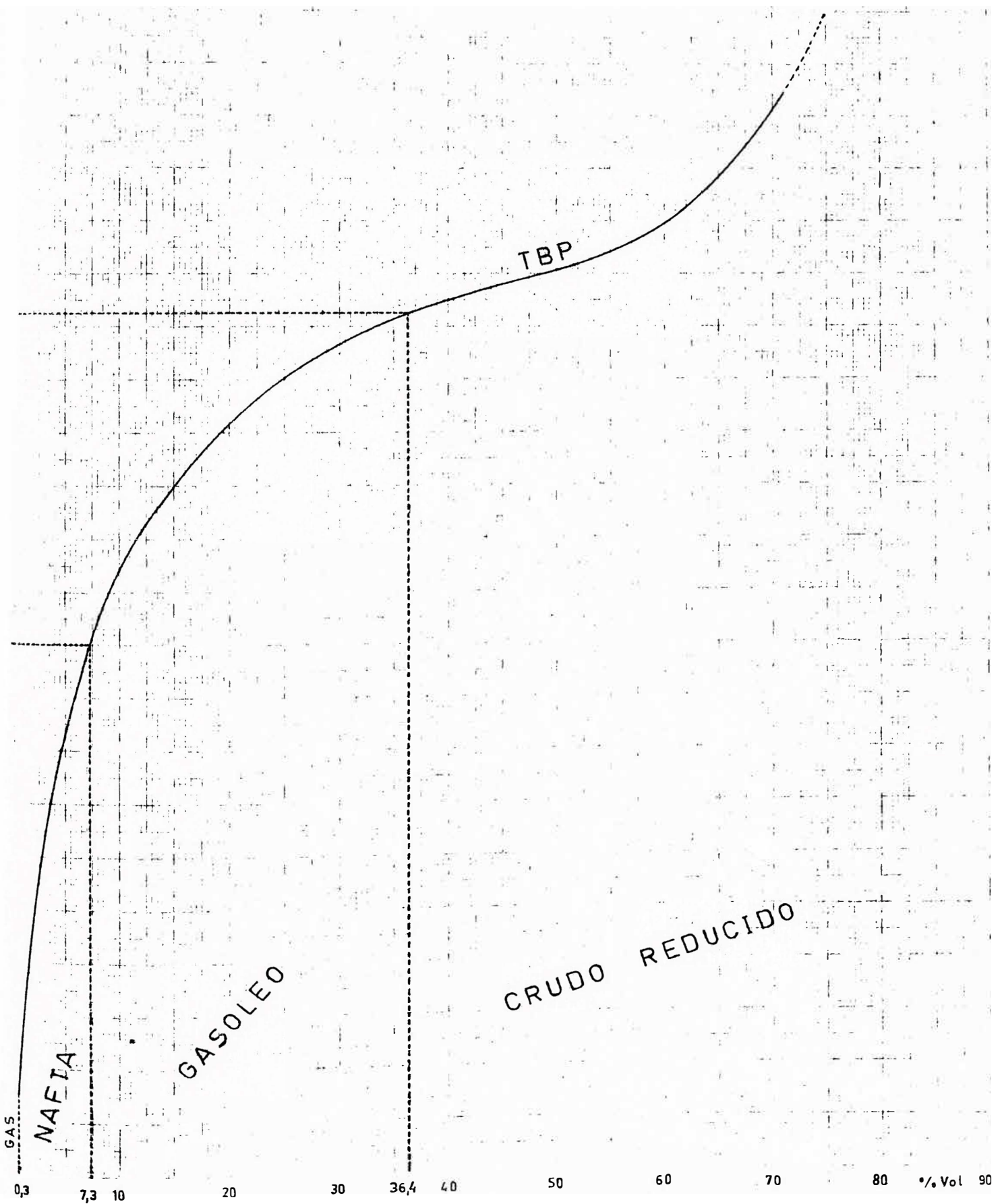


Tabla VI-1. BALANCE DE MATERIA DE LA UNIDAD

| Productos | % Vol | BBL/D | BBL/H | API | Gr-esp | lb/BBL | P.M. | lb/hr | mol/hr |
|-------------|-------|-------|--------|------|--------|--------|------|---------|--------|
| Gas + pérd. | 0,3 | 84 | 3,5 | 79 | 0,6720 | 234,9 | 80 | 820 | 10,2 |
| Nafta | 7,0 | 1961 | 81,5 | 56,2 | 0,7540 | 263,6 | 106 | 21 480 | 201,8 |
| Gasóleo | 29,1 | 8155 | 340,0 | 38,1 | 0,8340 | 291,8 | 223 | 98 700 | 442,0 |
| Σ Extracc. | 36,4 | 10200 | 425,0 | 42,5 | 0,8132 | 284,4 | 185 | 121 000 | 654,0 |
| Crudo Red. | 63,6 | 17800 | 741,6 | 13,5 | 0,9475 | 334,4 | 374 | 247 000 | 661,0 |
| Pet. Crudo | 100,0 | 28000 | 1166,6 | 25,6 | 0,9007 | 315,0 | 280 | 368 000 | 1315,0 |

psia en la zona flash de la torre. (Fig. VI-2).

3.- Se establece el balance de materia de la unidad, considerando que los productos se obtienen por una destilación TBP. (Fig. VI-3, Cuadro VI-1).

A.1. ZONA DE EXPANSION

Es necesario que la cantidad de vapor de hidrocarburos generado en la zona de expansión, V_{ze} , que alimenta a la sección de rectificación sea, al menos, igual a la suma de las extracciones laterales, ΣS . Este vapor proviene en gran parte de la fracción vaporizada inicial VI del petróleo crudo; la otra parte proviene de la cantidad reevaporizada en el fondo de la columna por el vapor de agua V_f , tal como se muestra en la Fig. VI-4).

Por otro lado el equilibrio líquido-vapor producido en esta zona y que dá el vapor inicial VI y el crudo reducido inicial CRI no es muy selectivo; de manera que el vapor arrastra productos pesados que podrían colorear la extracción de gasóleo, si no se previesen algunos platos de rectificación entre la zona de expansión de la torre y la extracción lateral inferior. Para nuestro diseño se ha asumido 4 platos en esta sección. Estos tienen por objeto hacer descender los productos negros y pesados, gracias a la circulación de un reflujo interno R_{ze} , que alimenta la sección de agotamiento al mismo tiempo que el CRI. En estas condiciones, el balance de materia de la zona de ex-

pansión, será la siguiente:

$$\Sigma \text{ Extracciones: } \Sigma S = VI + V_f \quad R_{ze}$$

$$\text{Crudo Reducido: } CR = CRI + R_{ze}$$

Para establecer estos balances es necesario hacerse una idea de los productos en circulación en la zona de expansión. Aquí, es conveniente destacar el aporte que significa el método de Obryadchikov al introducirlo en este tipo de cálculo. (Fig. VI-5). Este método permite estimar las curvas TBP de las fases líquido-vapor producidas en la zona flash. (Cuadro VI-2, Fig. VI-6). Como se aprecia las curvas presentan notables interferencias, entre, los elementos pesados del VI y los livianos del CRI. El método se basa pues en la "aditividad de las curvas TBP del líquido y del vapor".

La falta de selectividad en esta zona nos lleva a tratar de mejorar la calidad de la fase vapor; ello se logra en gran parte, con el reflujo R_{ze} del vapor y con la vaporización V_f de la fase líquida. El punto final del gasóleo será tanto más bajo y el punto de inflamabilidad del residuo tanto más elevado, cuanto más importantes sean las cantidades de V_f y R_{ze} . En general se trata de buscar una vaporización lo mas elevada posible, compatible con la estabilidad del crudo a la temperatura del flash.

Para nuestros cálculos se ha elegido una VI de 40 % en volumen del crudo, a la presión en la zona de expan -

si3n de 20,2 psia, correspondi3ndole una temperatura de flash de 660 °F. La revaporizaci3n en el fondo de la columna se ha limitado a un 4 % del crudo, de manera que el reflujo sea 7,6 % en vol. del crudo. Luego, el balance volum3trico se establece como sigue:

$$\Sigma \text{ Extracciones} = 40 + 4 - 7,6 = 36,4$$

$$\text{Crudo Reducido} = 60 + 7,6 - 4 = 63,6$$

Para determinar el balance en peso, se calculan las densidades de VI y CRI, por medio de las relaciones:

$$\begin{aligned} \text{Gr-esp}_v &= \text{Gr-esp}_c \cdot (\% \text{ Peso}/\% \text{ Vol})_v \\ &= 0,9007 \cdot 0,3645 / 0,40 \\ &= 0,8209 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gr-esp}_1 &= \text{Gr-esp}_c \cdot (\% \text{ Peso}/\% \text{ Vol})_1 \\ &= 0,9007 \cdot 0,6355 / 0,60 \\ &= 0,9529 \end{aligned}$$

La gravedad espec3fica de R_{ze} se determina ligeramente superior a la del gas3leo, mientras que la de V_f , se toma un poco por debajo de ese valor, para que puedan fluir sin mucha dificultad. As3 tenemos:

$$R_{ze} = 0,8500$$

$$V_f = 0,8109$$

Resumiendo, el balance de materia en la zona de expansi3n se presenta de la siguiente manera:

METODO DE OBRYADCHIKOV

$L = 60 \%$

$V = 40 \%$

$s = 806 - 458/60 = 5,8 : 1,8 = 3,22$

$\alpha = 32$

| | | | | | | | | | |
|-----------|-------|------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| x | 0,02 | 0,05 | 0,10 | 0,20 | 0,30 | 0,40 | 0,50 | 0,60 | 0,70 |
| y | 0,42 | 0,65 | 0,79 | 0,89 | 0,93 | 0,955 | 0,97 | 0,98 | 0,99 |
| Lx | 0,012 | 0,03 | 0,06 | 0,12 | 0,18 | 0,24 | 0,30 | 0,36 | 0,42 |
| Vy | 0,168 | 0,26 | 0,316 | 0,356 | 0,372 | 0,382 | 0,388 | 0,392 | 0,396 |
| Z=Lx + Vy | 0,180 | 0,29 | 0,376 | 0,476 | 0,552 | 0,622 | 0,688 | 0,752 | 0,816 |
| T F | 551 | 621 | 654 | 677 | 698 | 730 | 730 | 884 | 1 000 |

| %Vol | TBP Cr. | TBP fase liq. | | FC fase líquida | |
|------|---------|---------------|-----|-----------------|------|
| | T °F | T °F | ΔT | ΔT | T °F |
| 0 | 360 | 360 | | | 674 |
| 10 | 458 | 654 | 234 | -- | 734 |
| 30 | 626 | 698 | 44 | 12 | 746 |
| 50 | 683 | 730 | 52 | 46 | 792 |
| 70 | 803 | 1000 | 210 | 130 | 932 |

315mmHg
T °F

Fig.VI-4 - Balance en la zona de expansión.

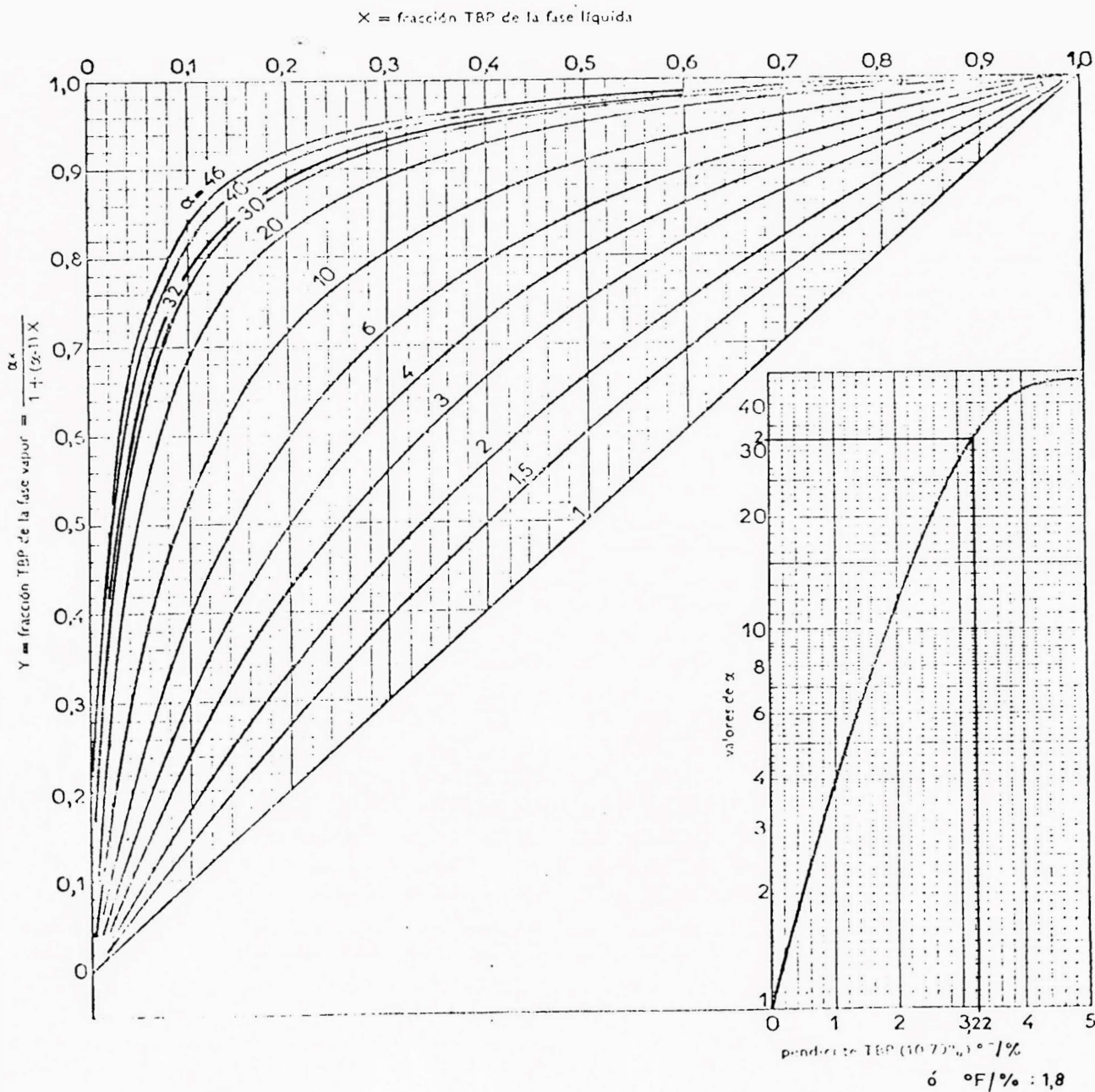
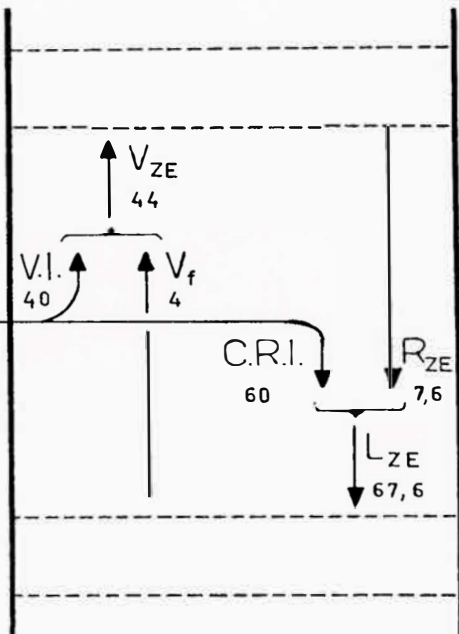


Fig. VI-5. - Estimación de las curvas T.B.P. del líquido y del vapor en el equilibrio (Obryadchilov).

| | % Vol | b/h | Gr-esp | lb/s | lb/h |
|-----------------|-------|--------|--------|-------|----------|
| VI | 40 | 466 | 0,8203 | 286,9 | 134 200 |
| V _f | 4 | 46,6 | 0,8109 | 283,6 | 13 200 |
| R _{ze} | - 7,6 | - 88,6 | 0,8500 | 297,2 | 26 400 |
| ΣS | 36,4 | 425 | 0,8132 | 284,4 | 121 000 |
| CRI | 60 | 692,6 | 0,9529 | 333,3 | 233 800 |
| R _{ze} | 7,6 | 88,6 | 0,8500 | 297,2 | 26 400 |
| V _f | - 4 | - 46,6 | 0,8109 | 283,6 | - 13 200 |
| CR | 63,6 | 741,6 | 0,9475 | 334,4 | 247 000 |

A.2. FONDO DE LA COLUMNA

Determinación de la cantidad de vapor de agua de revaporización.- La cantidad de vapor de agua, inyectada por el fondo de la columna, deberá revaporizar la fracción V_f igual a 4 %. Se admite que esta revaporización se debe únicamente a un equilibrio, a la presión parcial de los hidrocarburos y a la temperatura del fondo de la torre, que se asume de 650°F y que se verificará luego mediante un balance térmico en esta parte de la torre.

En primer lugar se determina la curva de vaporización del CRI atmosférica, a partir de su TBP, (Fig. VI-6). En ella, para obtener el 4 % de vaporización a 650°F, es necesario un desplazamiento de la curva flash de 725°F a 650°F, o sea 75°F, lo que corresponde a una presión parcial de

los hidrocarburos de 315 mmHg, (6,1 psia).

Se estima en 209 el peso molecular de V_f , luego el número de moléculas vaporizadas es:

$$V_f = \frac{13\ 200\ \text{lb}}{209} = 63\ \text{mol-lb}$$

Si "n" es el número de moléculas de vapor de agua inyectadas por hora, mediante la Ley de Rault, se tiene:

$$\frac{P_i}{P} = \frac{y_i}{y_i + n}$$

$$\frac{315}{1120} = \frac{63}{63 + n}$$

de donde: $n = 161\ \text{mol-lb de vapor de agua}$

$n = 3,9\ \text{lb vapor/barril de CR}$

$n = 2900\ \text{lb vapor/CR.}$

BALANCE TERMICO EN EL FONDO DE LA COLUMNA

ENTRADA

| | °API | T° F | BTU/lb | lb/hr | BTU/hr |
|------------|------|------------|------------|---------|-----------------------------------|
| CR1 | 17 | 660 | 370 | 233 800 | 86' 400 000 |
| R_{ze} | 35 | 660 | 398 | 26 400 | 10' 500 000 |
| $(H_2O)_f$ | -- | 500 | 1285 | 2 900 | 3' 740 000 |
| Total | | | | 263 100 | 100' 640 000 |
| SALIDA: | | | | | |
| V_f | 43 | 660 | 484 | 13 200 | 6' 380 000 |
| $(H_2O)_f$ | -- | 660 | 1362 | 2 900 | 3' 955 000 |
| CR | 16,5 | <u>652</u> | <u>365</u> | 247 000 | 247 000 H_{cr} |
| Total | | | | 263 100 | 10' 335 000 + 247 000 H_{cr} |

Por consiguiente, el balance térmico en el fondo de la torre se equilibra para una entalpía del crudo reducido, líquido a la salida, igual a 365 BTU/lb, ya corregida, la cual corresponde a una temperatura de 652°F en el fondo de la columna, perfectamente de acuerdo con la tomada como hipótesis de 650°F.

100' 640 000

10' 335 000

90' 305 000 247 000; $H_{cr} = 365 \text{ BTU/lb}$

A.3. EXTRACCION DEL GASOLEO

Es necesario empezar los cálculos por la columna de despojamiento o stripping, para determinar la cantidad extraída de la torre S_1 , y que es igual al gasóleo más una cantidad revaporizada por el stripper V_1 . (Fig. VI-7)

Basándonos en la relación Nelson, para una columna de revaporización equivalente a 3 platos teóricos (4 platos reales), adoptaremos una revaporización del 5 %, lo que representa una inyección de 0,22 lb de vapor de agua por galón de gasóleo extraído, admitiéndose que la fracción revaporizada está constituida esencialmente por nafta. (Fig. VI-8).

Por lo tanto, para los 340 barriles-hora de gasóleo le corresponde 3140 lb de vapor de agua.

Para establecer los balances térmicos en esta sección, se necesita asumir una temperatura del plato de ex

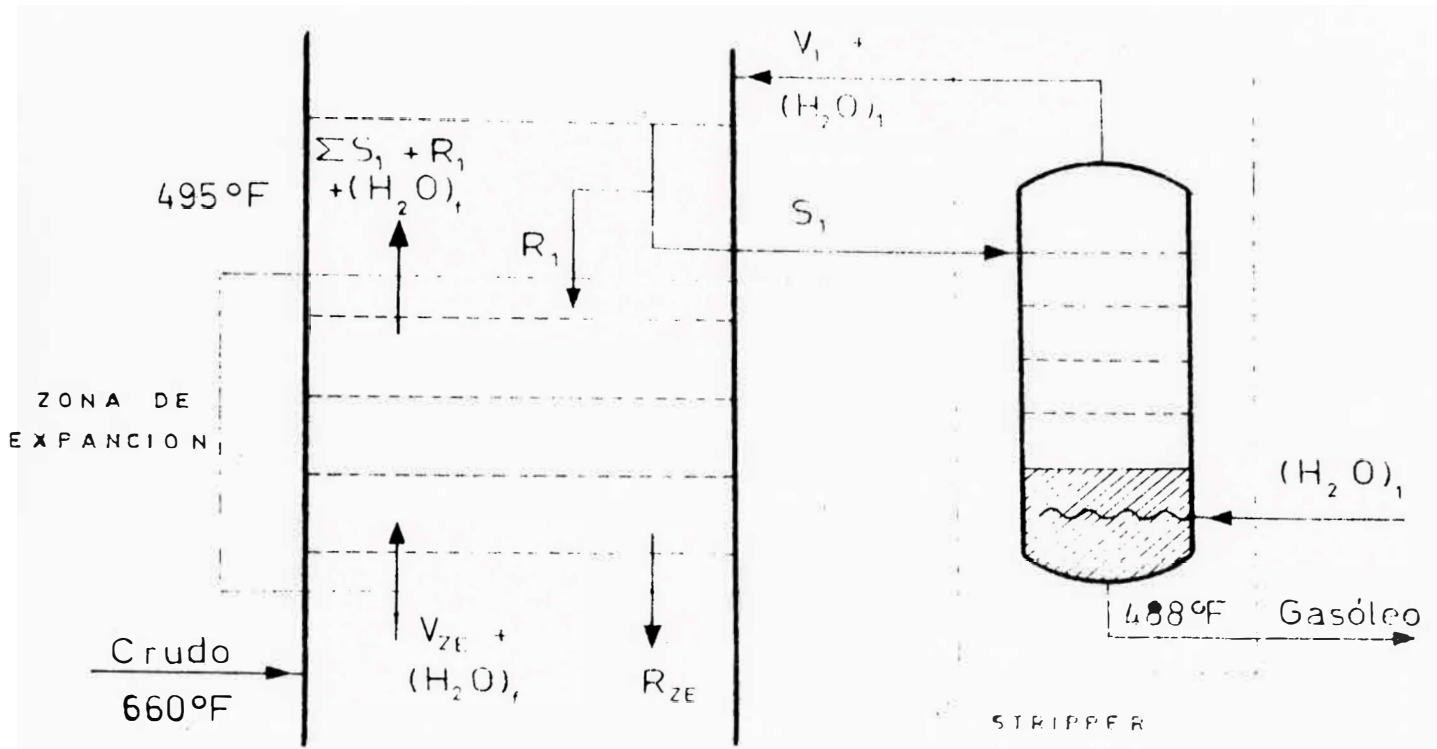


Fig. VI-7.- Circulación de los productos al nivel de la extracción del gasóleo.

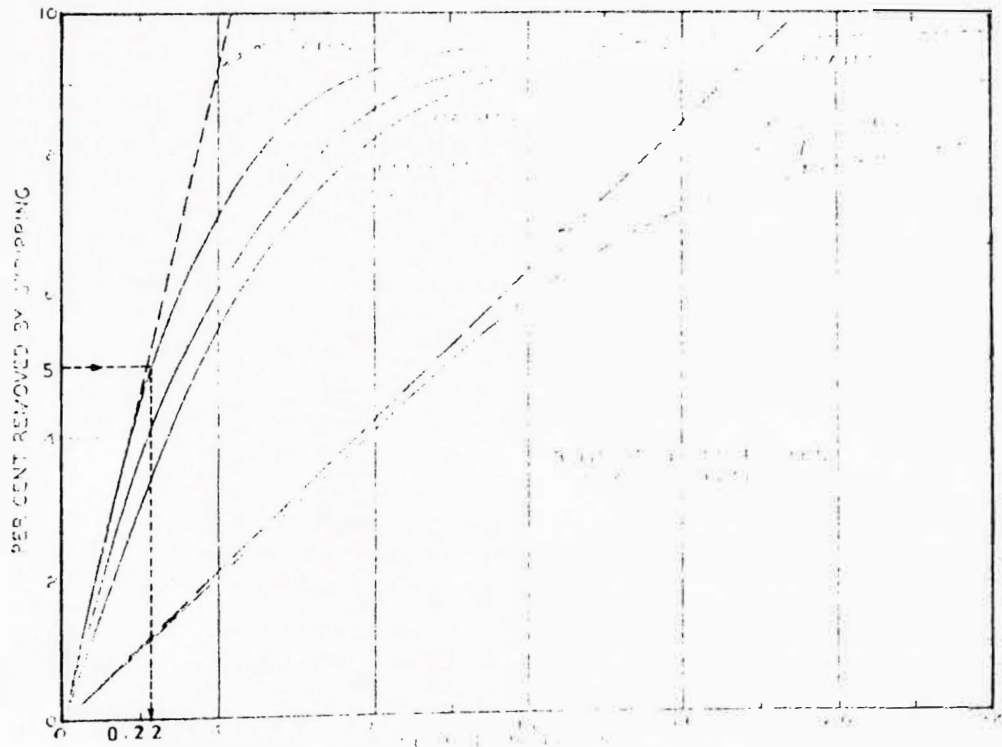


Fig. VI-8

tracción del gasóleo, que supondremos igual a 495 °F, y que se controlará al final del cálculo comprobando que es la temperatura de burbuja de la extracción S_1 , a la presión parcial de hidrocarburos.

BALANCE TERMICO DEL STRIPPER DEL GASOLEO

ENTRADA:

| | °API | T°F | BTU/lb | lb/hr | BTU/hr |
|------------|-------------|-----|--------|----------------|--------------------|
| Gasóleo | 38,1 | 495 | 279 | 98 700 | 27' 500 000 |
| V_1 | 56,2 | 495 | 294 | 4 750 | 1' 398 000 |
| S_1 | <u>39,0</u> | 495 | 280 | <u>103 450</u> | <u>28' 698 000</u> |
| $(H_2O)_1$ | -- | 500 | 1285 | 3 140 | 4' 050 000 |
| Total | | | | 106 590 | 32' 948 000 |

SALIDA:

| | | | | | |
|------------|------|------------|----------|---------|---------------------------------|
| Gasóleo | 38,1 | <u>488</u> | H_{go} | 98 700 | 98 700 H_{go} |
| V_1 | 56,2 | 495 | 393 | 4 750 | 1' 865 000 |
| $(H_2O)_1$ | -- | 495 | 1283 | 3 140 | 4' 025 000 |
| Total | | | | 106 590 | 5' 890 000 + 98 700 H_{go} |

Luego, estableciendo el balance térmico, se equilibra para una entalpía corregida del gasóleo: $H_{go} = 274,0$ BTU/lb, la cual corresponde a una temperatura de salida del gasóleo de 488 °F, perfectamente de acuerdo con la asumida de 495 °F.

$$\begin{array}{r}
 32' 948 000 - \\
 \underline{5' 890 000} \\
 27' 058 000 : 98 700 ; H_{go} = 274 \text{ BTU/lb}
 \end{array}$$

BALANCE TERMICO DE LA ZONA DE EXPANSION DEL GASOLEO

ENTRADA:

| | °API | T° F | BTU/lb | lb/hr | BTU/hr |
|---------------------------------|------|------|--------|-----------------------------|-------------------------------------|
| VI | 41 | 660 | 482 | 134 200 | 64' 900 000 |
| V _f | 43 | 660 | 484 | 13 200 | 6' 390 000 |
| R ₁ | 39 | 495 | 280 | R ₁ | 280 R ₁ |
| (H ₂ O) _f | -- | 660 | 1362 | 2 900 | 3' 955 000 |
| Total | | | | 150 300 + R ₁ | 75' 245 000 + 280 R ₁ |

SALIDA:

| | | | | | |
|---------------------------------|----|-----|------|-----------------------------|-------------------------------------|
| ΣS ₁ | 42 | 495 | 381 | 121 000 | 46' 100 000 |
| R ₁ | 39 | 495 | 378 | R ₁ | 378 R ₁ |
| R _{ze} | 35 | 660 | 398 | 26 400 | 10' 500 000 |
| (H ₂ O) _f | -- | 495 | 1283 | 2 900 | 3' 720 000 |
| Total | | | | 150 300 + R ₁ | 60' 320 000 + 378 R ₁ |

$$75' 245 000 + 280 R_1 = 60' 320 000 + 378 R_1$$

$$R_1 = 152 000 \text{ lb/hr}$$

Resumiendo:

| | |
|--------------------------------|-------------------------------------------------|
| - Reflujo interno | R ₁ = 152 000 lb/hr |
| - Líquido sobre el plato | (S ₁ + R ₁) = 255 450 " |
| - Vapor que atraviesa el plato | (ΣS ₁ + R ₁) = 273 000 " |

Con la finalidad de controlar la temperatura del plato de extracción, J.W. Packie propone considerar la extracción a la temperatura de burbuja, bajo una presión parcial

debida a la presencia de los hidrocarburos incondensables. Estos incondensables están constituidos por la suma de las extracciones superiores, pudiéndose hacer excepción en algunos casos de la extracción inmediata superior.

En nuestro cálculo, no habiendo una extracción lateral superior a la del gasóleo, se ha considerado a los vapores de nafta como incondensables, en el plato de extracción de aquel. Luego, los incondensables en dicha zona lo conforman: la nafta, el gas y el vapor de agua.

| | |
|---------------------------|---------------------------------|
| Nafta | 201,8 mol-lb |
| Gas | 10,2 " |
| $(H_2O)_{f+1}$ | <u>336,0 "</u> |
| Incondensables | = 548,0 mol-lb. |
| Gasóleo ($S_1 + R_1$) | = $255\ 450/223 = 1140$ mol-lb. |
| Presión total en el plato | 19,6 psia. |

Luego, la presión parcial del gasóleo, será:

$$P_{go} = 19,6 \frac{1140}{1140 + 548} = 13,2 \text{ psia.}$$

Suponiendo, en una primera aproximación, que el corte de gasóleo está bien fraccionado y que su curva de destilación TBP es semejante a la porción de la curva TBP de la fracción gasóleo del crudo correspondiente (7,3 a 36,4 %), se puede calcular por medio de las correlaciones de Edmister, la curva de vaporización atmosférica del gasóleo a partir de esta TBP y luego determinarla bajo la presión de 13,2 psia. Esta curva se ha trazado en la Fig. VI-3.



800

700

600

500

400

300

200

100

0

0

10

20

30

40

50

60

70

80

90

100

% Vol

505

GASOLEO

TBP

FC 13,2 psia

Fig. VI - 9

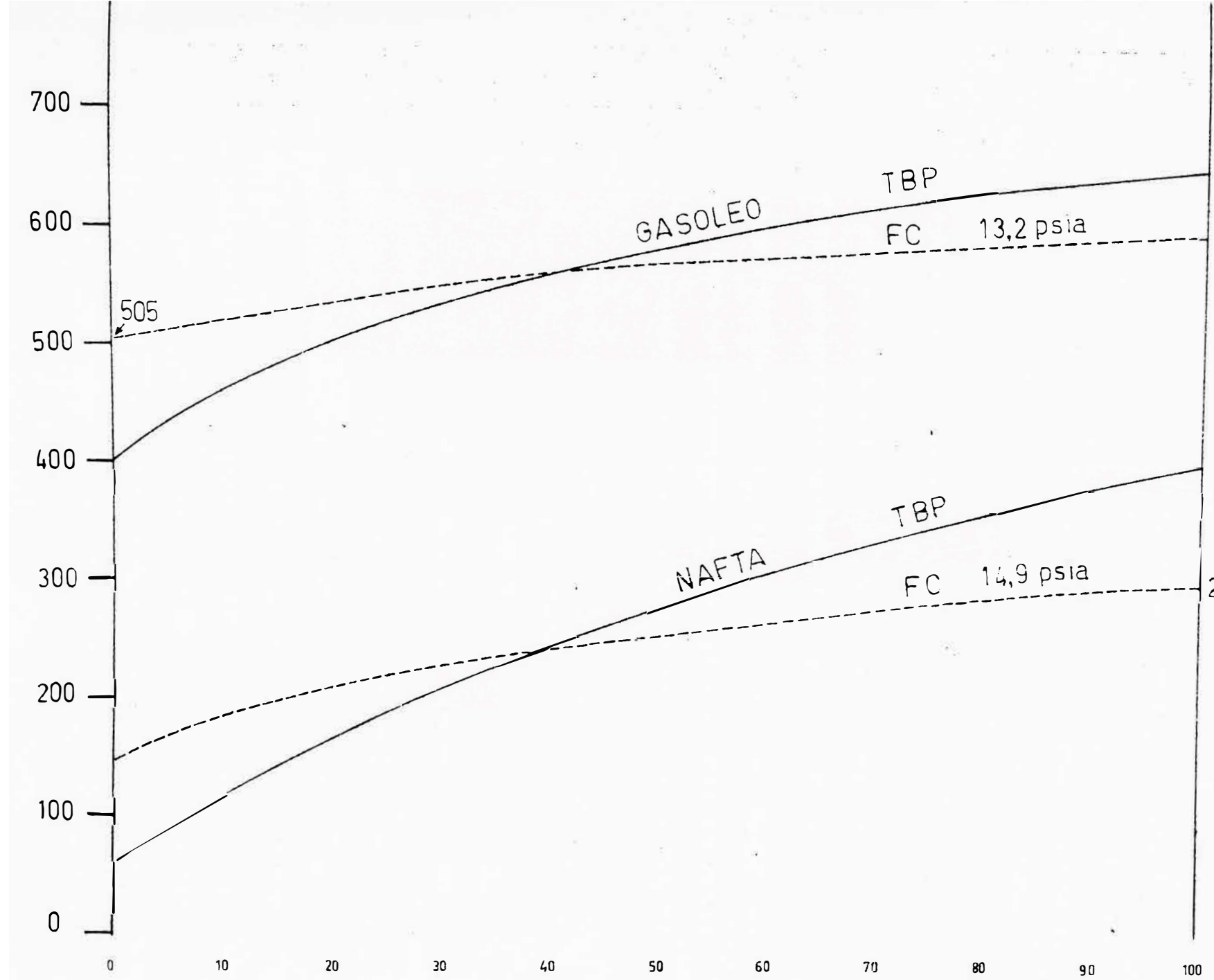
NAFTA

TBP

FC 14,9 psia

297°F

Fig. VI - 11



Tal como se aprecia, la curva FC a 13,2 psia tiene un punto inicial de 510 °F. Si se tiene en cuenta que la extracción S_1 antes de pasar por el stripper está constituida por un gasóleo que contiene elementos volátiles, se puede admitir como correcta la selección de 495 °F, como temperatura de extracción del plato. Es admisible una precisión de hasta 20 °F en la temperatura de extracción.

A.4. CABEZA DE LA COLUMNA

Hipótesis sobre la temp. de cabeza: 290 °F

Temp. del reflujo externo frío, R_{ef} : 90 °F

Este reflujo frío R_{ef} se transforma, por intercambio térmico sobre el primer plato, en reflujo interno caliente R_c , que alimenta al segundo plato de la torre. Fig VI-10.

BALANCE TERMICO EN EL TOPE DE LA TORRE, POR DEBAJO DEL PRIMER PLATO

ENTRADA:

| | °API | T°F | BTU/lb | lb/hr | BTU/hr |
|----------------|------|-----|--------|--------------------|-----------------------------|
| ΣS_1 | 42 | 495 | 381 | 121 000 | 46' 100 000 |
| R_1 | 39 | 495 | 378 | 152 000 | 57' 400 000 |
| $(H_2O)_{f+1}$ | -- | 495 | 1283 | 6 040 | 7' 780 000 |
| R_c | 56,2 | 290 | 151 | R_c | 151 R_c |
| V_1 | 56,2 | 495 | 393 | 4 750 | 1' 865 000 |
| Total | | | | 283 790 + R_c | 113' 145 000 + 151 R_c |

SALIDA:

| | API | T °F | BTU/lb | lb/hr | BTU/hr |
|----------------|------|------|--------|--------------------|---------------------------|
| ΣS_o | 56,2 | 290 | 282 | 22 300 | 6'300 000 |
| R_c | 56,2 | 290 | 282 | R_c | 282 R_c |
| $(H_2O)_{f+1}$ | -- | 290 | 1186 | 6 040 | 7'180 000 |
| $(S_1 + R_1)$ | 39,0 | 495 | 280 | 255 450 | 71'600 000 |
| Total | | | | 203 790 + R_c | 85'080 000 + 282 R_c |

$$113'145\ 000 + 151 R_c = 85'080\ 000 + 282 R_c$$

$$R_c = 214\ 000\ \text{lb/hr}$$

Resumiendo:

- Reflujo interno caliente sobre el segundo plato

$$R_c = 214\ 000\ \text{lb/hr}$$

- Vapor que atraviesa el segundo plato

$$(\Sigma S_o + R_c) = 236\ 300\ \text{lb/hr}$$

El reflujo externo frío R_{ef} entra en la sección a 90°F en estado líquido, con una entalpía de 43 BTU/lb corregida, saliendo en forma de vapor a 290 °F, con una entalpía corregida de 272 BTU/lb, (ésta entalpía se ha considerado 10 BTU menos que la del R_c).

$$214\ 000 (282 - 155) = R_{ef} (272 - 43)$$

$$R_{ef} = 118\ 600\ \text{lb/hr}$$

Por tanto, el reflujo externo frío es de 118 600 lb/hr compuesto de nafta a 90°F, o lo que es igual a 450 bbl/hr

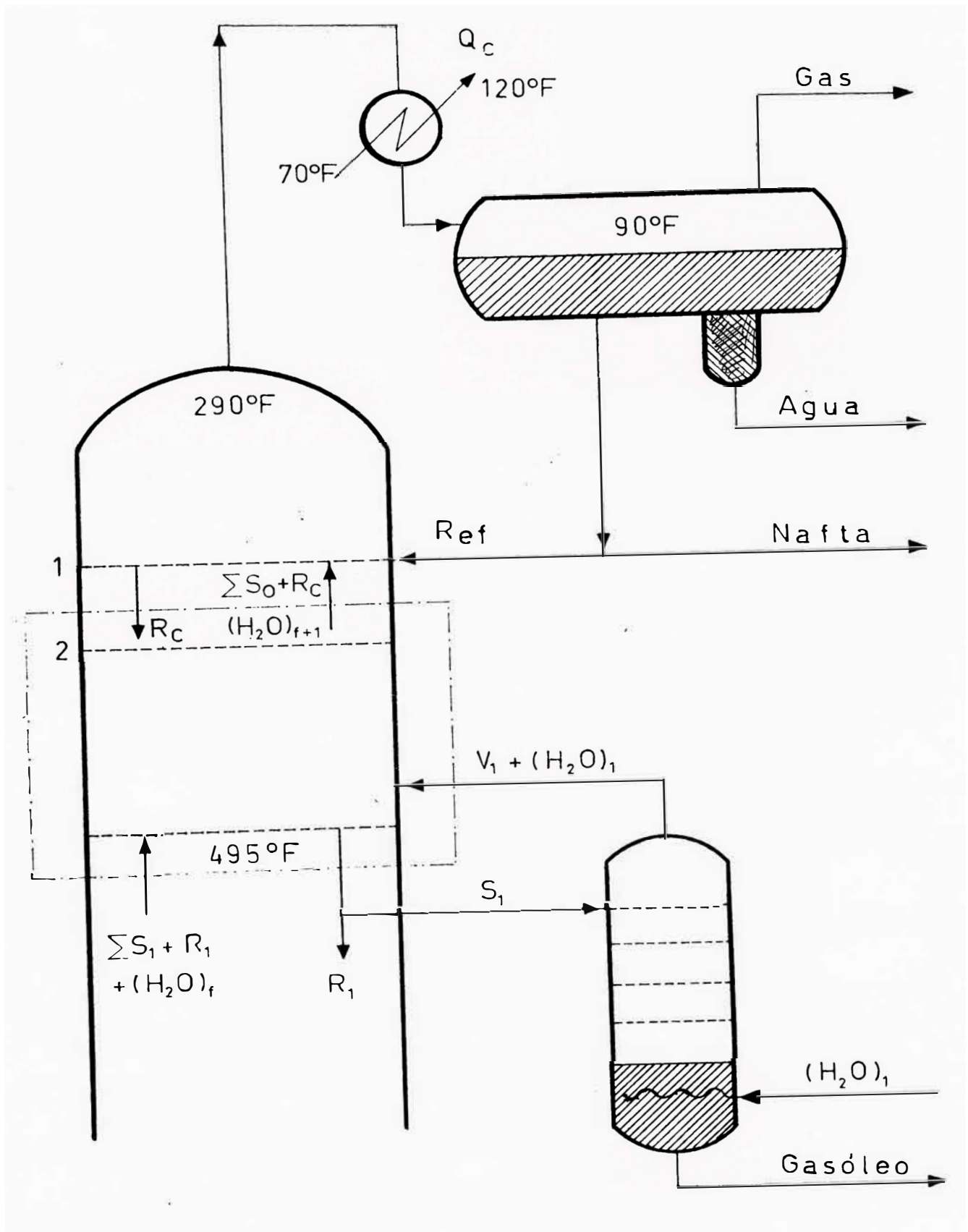


Fig.10-VI- Circulación de los productos en el tope de la torre

- Vapores en la línea de cabeza:

$$(\sum S_o + R_{ef}) = 140\ 900 \text{ lb/hr}$$

$$(H_2O)_{f+1} = 6\ 040 \text{ lb/hr}$$

Control de la temperatura de cabeza.- Considerando como incondensables el gas y el vapor de agua, se tiene:

$$\text{Gas} = 10,2 \text{ mol-lb}$$

$$H_2O = 6040/18 = 336 \text{ mol-lb}$$

$$\text{HCs} = 140\ 900/106 = 1330 \text{ mol-lb}$$

$$\text{Presión total en el primer plato} = 18,7 \text{ psia}$$

Luego, la presión parcial de la nafta, será:

$$P_{naf} = 18,7 \frac{1330}{1330 + 346,2} = 14,9 \text{ psia}$$

La temperatura de rocío de la nafta, bajo la presión de 14,9 psia es de 297 °F, tal como se muestra en la Fig. VI-11; perfectamente de acuerdo con la hipótesis de 290°F.

B. CONDENSADOR DE TOPE DE LA COLUMNA

Balance térmico en el condensador de tope:

$$Q_c = (R_{ef} + \text{nafta}) (H_{290} - h_{90}) + \text{gas} (H_{290} - H_{amb}) + \sum H_2O (H_{290} - h_{90})$$

$$Q_c = (118\ 600 + 21\ 480) (282 - 43) + 820 (297 - 207) + 6040 (1128 - 58)$$

$$Q_c = 33'500\ 000 + 73\ 900 + 6'830\ 000$$

$$Q_c = 40'403\ 900 \text{ BTU/hr.}$$

Si asumimos que el rango de temperaturas del agua de refrigeración en el condensador de cabeza varía entre 70 y 120°F, el caudal del agua en el condensador será:

$$W_{ag} = Q_c / (t_2 - t_1) \times C$$

$$W_{ag} = 40'403\ 900 / (120 - 70) \times 1$$

$$W_{ag} = 808\ 100\ \text{lb/hr} = 365\ \text{m}^3/\text{hr}.$$

CONTROL DEL BALANCE GENERAL DE LA COLUMNA

ENTRADA:

| | lb/hr | BTU/lb | BTU/hr |
|---------------------------------|---------|--------|-------------|
| VI | 134 200 | 482 | 64'900 000 |
| CRI | 233 800 | 370 | 86'400 000 |
| (H ₂ O) _t | 6 040 | 1285 | 7'790 000 |
| Total | 374 000 | | 159'090 000 |

SALIDA:

| | | | |
|-----------------|---------|-----|-------------|
| Crudo Reducido | 247 000 | 365 | 90'305 000 |
| Gasóleo | 98 700 | 274 | 27'058 000 |
| Nafta | 21 480 | 43 | 922 000 |
| Gas + pérdidas | 820 | 207 | 170 000 |
| Agua condensada | 6 040 | 58 | 350 400 |
| Q _c | | | 40'403 900 |
| Total | 374 040 | | 159'209 300 |

C. DESALADOR

Sabemos que un alto contenido de sales en el crudo es peligroso para la buena marcha de la unidad, por lo que es necesario su extracción. El mecanismo más apropiado para ello es considerar la instalación de un desalador antes del pre-calentamiento del crudo.

Los resultados de Laboratorio obtenidos de la muestra tratada arrojan un apreciable contenido de sal. De entre los muchos métodos de desalinización, el que más se ajustan a nuestra solución, dadas las características del crudo, es el proceso electrostático.

El mecanismo de este sistema es sencillo, ya que consiste en precalentar el aceite entre 100 y 200°F -según su gravedad API- y hacerlo pasar, en agitación, por un campo electrostático de elevado potencial, antes de ingresar al depósito de sedimentación, donde ocurre una rápida formación de gotas de agua que por gravedad se precipitan y son separadas del tanque en forma de agua salada por el desagüe. Este es uno de los procesos de desalado más eficaces, pues el contenido de sal puede ser reducido en un 90 % ó más en un tiempo mínimo de sedimentación, que en algunos casos sólo llega a 20 minutos. El petróleo desalado así, se encuentra en óptimas condiciones para su fraccionamiento.

D. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los cálculos del circuito de pre-calentamiento del petróleo crudo empiezan en la extracción del gasóleo, ya que se admite que el producto de tope es enfriado íntegramente por el agua. Un intercambio térmico con la nafta podría no ser económicamente conveniente, debido, por una parte, a la reducida cantidad de este producto.

D.1. INTERCAMBIADOR PARA EL GASOLEO.- Para este cálculo, asumimos un "approach" o una aproximación de 30 °F en el extremo frío del intercambiador. El calor intercambiado al crudo será:

$$Q_{go} = 28\ 700 (274 - 45,5) = 22'500\ 000 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{pc} = 22'500\ 000 = 368\ 000 (h_t - 29,7)$$

$$h_t = 90,8 \text{ BTU/lb.}$$

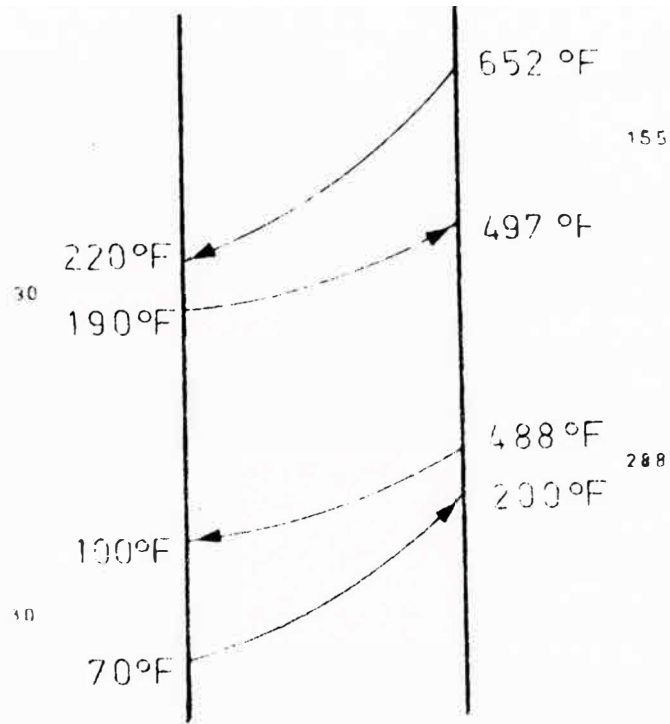
Si esta entalpía h_t del crudo la corregimos por el factor K, nos representa una temperatura de 200 °F, que es a la que llega en el intercambio con el gasóleo.

D.2. INTERCAMBIADOR PARA EL CRUDO REDUCIDO.- Admitiendo una pérdida de calor en el crudo de 10 °F y, asumiendo de la misma forma anterior un "approach" de 30 °F en el extremo frío, el calor ganado por el petróleo al residuo será:

$$Q_{cr} = 247\ 000 (365 - 97) = 66'200\ 000 \text{ BTU/hr}$$

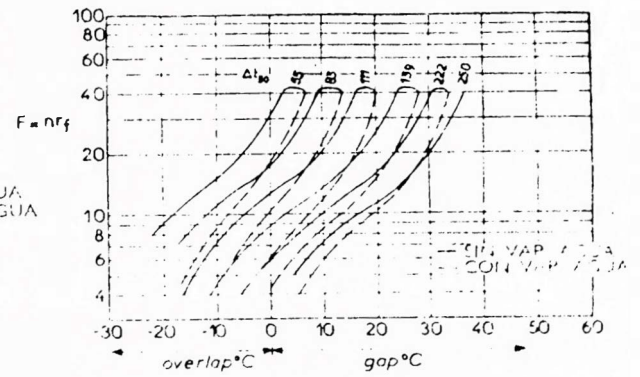
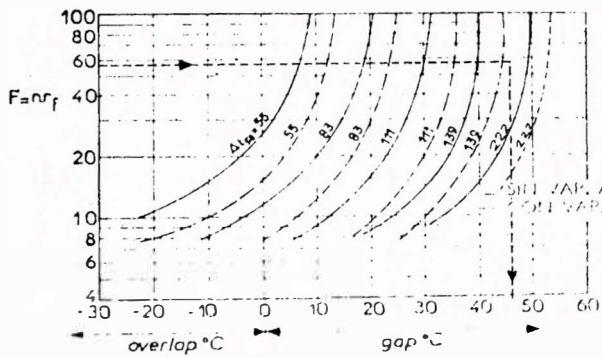
$$Q_{pc} = 66'200\ 000 = 368\ 000 (h_{t'} - 86)$$

$$h_{t'} = 266 \text{ BTU/lb.}$$



TEMPERATURAS EN EL SISTEMA DE INTERCAMBIO TERMICO

$$r_f = \frac{R_f}{\sum S_i}$$



separación entre producto de cubeta y la primera extracción

separación entre dos extracciones

Fig. VI-13 — Estimación de los gap y overlap (5% — 95%) por el método de J.W. Packie.

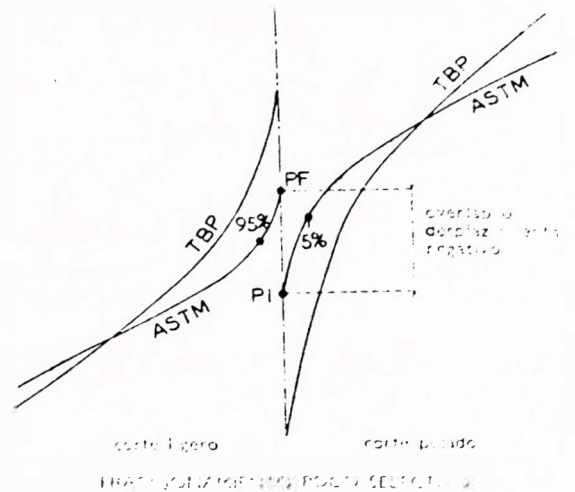
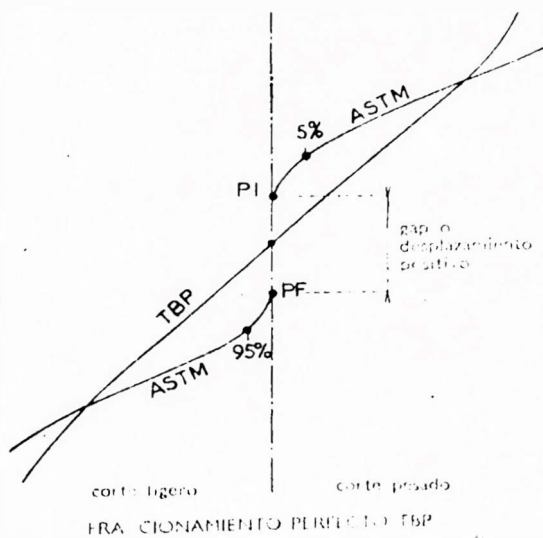


Fig. VI-13a. — Control de la selectividad del fraccionamiento y definición de gap y overlap.

Con dicha entalpía el crudo adquiere una temperatura de 497°F. Después del intercambio térmico con el crudo reducido y en su camino hacia el horno aun admite una pérdida de 7 °F , por lo que la temperatura del crudo alcanza aproximadamente los 490°F al momento de ingresar - al horno de la unidad.

E. HORNO TUBULAR DE LA UNIDAD

Los cálculos realizados hasta esta parte sirven de base para establecer el balance térmico del horno, de la siguiente manera:

| | API | lb/hr | BTU/hr |
|---------------|------|---------|--------------|
| VI | 41,0 | 134 200 | 64' 200 000 |
| CRI | 17,0 | 233 800 | 86' 400 000 |
| VI + CRI | | 368 000 | 151' 300 000 |
| Crudo (490°F) | 25,6 | 368 000 | 88' 700 000 |
| Diferencia | | | 62' 600 000 |

Para un rendimiento del horno de alrededor del 70 por ciento, su potencia sería de:

$$P = 62'600\ 000 / 0,7 = 90'000\ 000\ \text{BTU/hr.}$$

Lo que equivale a un consumo de combustóleo o fuel oil de 18 000 BTU/lb, igual a:

$$FO = 90'000\ 000 / 18\ 000 = 5\ 000\ \text{lb/hr}$$

F. CALIDAD DEL FRACCIONAMIENTO

Si el fraccionamiento fuese idealmente perfecto entre dos cortes cercanos, tal como sucede en la destilación TBP, no habría componentes comunes en las fracciones sucesivas, ya que el punto final de la TBP de la fracción ligera se identificaría con el punto inicial TBP de la fracción pesada. En estas condiciones el punto final de la curva de destilación ASTM de la fracción ligera sería inferior al punto inicial de la curva ASTM de la fracción pesada. Tal disposición de las curvas ASTM se denomina "gap" o desplazamiento positivo y nos indica una excelente calidad del fraccionamiento.

Si, por el contrario, la separación es mala, de modo que dos fracciones sucesivas tienen elementos comunes, los puntos finales de la TBP y ASTM de la fracción ligera son superiores a los puntos iniciales TBP y ASTM de la fracción pesada. Tal disposición de las curvas se suele llamar "overlap", recubrimiento o desplazamiento negativo, siendo el valor de la separación tanto más grande cuanto peor es el fraccionamiento entre los cortes.

Como los puntos iniciales y finales de las curvas ASTM se determinan con muy poca precisión, J.W. Packie propone considerar la separación entre los puntos 95 % y 5 % ASTM para estimar la selectividad del fraccionamiento y unir este valor a una función $F =$ (relación de reflujo por el número de platos), en la sección considerada entre las dos fracciones.

Estas correlaciones se presentan en la Fig. VI-13 Si llamamos "i" e "(i + 1)" a las extracciones superior e inferior respectivamente, la relación de reflujo se define por el cociente entre las cantidades de líquido y vapor en el plato de extracción superior:

$$r_f = \frac{R_i}{\sum S_i}$$

La amplitud de la fracción corresponde, por un lado a la diferencia de los puntos de 50 % ASTM de la fracción pesada S_{i+1} , y por otro a la del conjunto de extracciones más ligeras $\sum S_i$. Según que el despojamiento se realice con menos de 0,1 lb/galón de vapor de agua, o más, se utilizarán las curvas de trazo continuo o punteadas. Para la separación entre los productos de cabeza y la primera extracción lateral se ha previsto un ábaco especial. Para el caso de nuestro fraccionamiento se tiene:

NAFTA - GASOLEO

| | |
|-------------------------------------------|---------------|
| Número de platos, n | 6 |
| Reflujo interno, R_c (bbl/hr) | 811 |
| Suma de extracciones, $\sum S_o$ (bbl/hr) | 84,7 |
| Relación de reflujo, r_f | 9,6 |
| $F = n \times r_f$ | 57,5 |
| Punto 50 % ASTM de S_1 , °F | 556,0 |
| Punto 50 % ASTM de $\sum S_o$, °F | 272,0 |
| Diferencia entre los puntos 50 %, °F | 284,0 = 158°C |
| Desplazamiento, GAP, °C | +46,0 = +83°F |

G. REFLUJO INTERMEDIO CIRCULANTE

Para considerar si es necesario la instalación de reflujo lateral, se ha obrado de la siguiente manera:

Los caudales líquidos y de vapores a lo largo de la columna, calculados por los balances en las diferentes secciones, han sido llevados a una gráfica de distribución, tal como se muestra en la Fig. VI-14.

Si observamos detenidamente la gráfica, se pone de manifiesto una similitud de las cargas en los platos de las zonas de nafta y de crudo reducido, disminuyendo en la del gasóleo. Por ello podemos concluir que no es necesario eliminar determinada cantidad de calor Q'_c en algún lugar lateral de la torre; eliminándolo solamente en el condensador de cabeza.

El no realizar extracciones laterales como reflujo-circulantes significa, no recuperar calor a un nivel térmico elevado (a 425 F aproximadamente) en un intercambiador, tal que podría elevar la temperatura del crudo en unos 20 ó 30 F suplementarios, antes de ingresar al horno. Pero, a pesar de esta aparente ventaja, este sistema presenta el inconveniente de reducir la selectividad del fraccionamiento entre las dos extracciones, que como ya se ha visto es muy buena.

En efecto, el introducir un reflujo frío sobre un plato caliente es perjudicial para la calidad del equilibrio líquido-vapor.

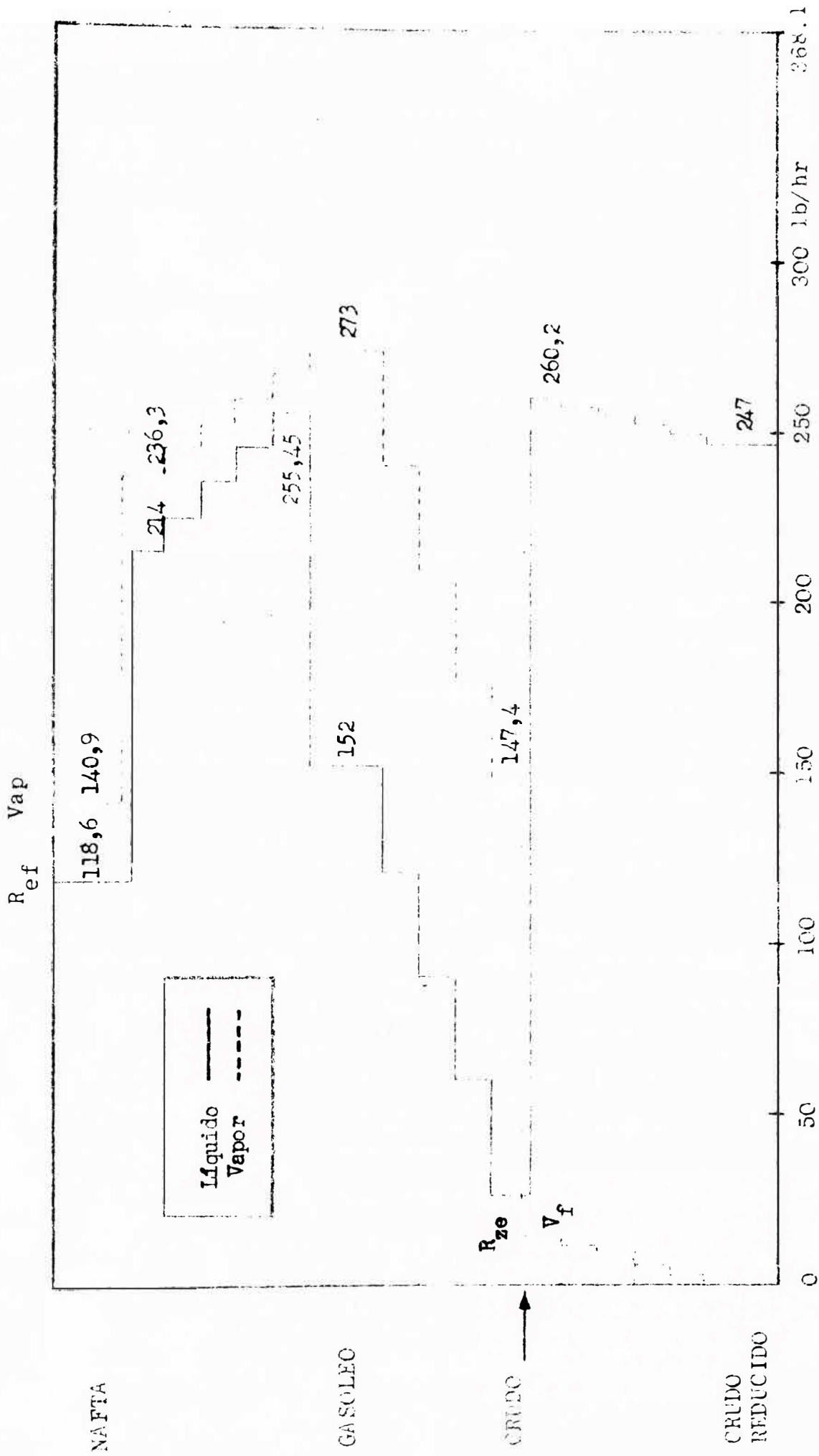


Fig VI-14. Gráfica de los Caudales de Líquidos y Vapores en la Torre.

Se considera que el reflujo circulante podría suprimir 2 ó 3 platos de fraccionamiento, al trabajar éstos como intercambiadores de calor, necesitándose proyectar los platos suplementarios para la sección considerada; además con todo rigor se tendría que volver a comenzar los cálculos de la columna a partir de dicha sección, ya que variarían los caudales siendo éstos los que determinan las presiones parciales de los hidrocarburos, así como las temperaturas al nivel de las extracciones.

H. DIAMETRO DE LA COLUMNA

El valor de este parámetro es función de la velocidad másica de los vapores admisibles en la parte superior de la torre, la cual puede determinarse de siguiente fórmula gener 1:

$$W/a = K \sqrt{d_v (d_l - d_v)} \quad I$$

donde: a = área de la sección transversal, ft^2

W = velocidad másica en lb/hr

d_v = densidad del vapor en lb/ft^3

d_l = densidad del líquido en lb/ft^3

K = constante de proporcionalidad

a.- Determinación de W :

| | | | | |
|---------------|----------------|---|----------------|---|
| Gas | 820 lb/hr | | 10,2 mol/hr | |
| Nafta | 21 480 | " | 201,8 | " |
| Reflujo cal. | 214 000 | " | 2 100,0 | " |
| Vapor de agua | 6 040 | " | 336,0 | " |
| W | <u>242 340</u> | " | <u>2 648,0</u> | " |

b.- Determinación de d :

Por convención, se asumirá que el vapor se comporta de acuerdo a las leyes de los gases perfectos, luego a las condiciones de la torre, tenemos:

$$V_{\text{tope}} = 2648 \times 379 \frac{290 + 460}{520} \text{ } ^\circ\text{F} \times \frac{14,7}{18,7} \text{ psia}$$

$$V_{\text{tope}} = 1'139\ 000 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

luego:

$$d_v = \frac{242\ 340}{1'139\ 000} = 0,213 \text{ lb/ft}^3.$$

c.- Determinación de d_1 :

La densidad del líquido se determina en el abaco de la Oil Gas Journal. (Fig. VI-15). En él, para la temperatura en el tope y la gravedad API de la nafta líquida, se tiene una gravedad específica de 0,64 la que nos dá:

$$d_1 = 40 \text{ lb/ft}^3.$$

d.- Determinación de la constante K:

El valor de K está dado en función de: espaciamiento entre los platos, detalles de diseño de los platos, material, etc. Si se admite un espaciamiento entre los platos de 22 pulgadas, que es lo normal es este tipo proceso, se determinará un valor de K, aproximadamente: (Fig. VI-16).

$$K = 740.$$

Luego, reemplazando los valores en la fórmula I:

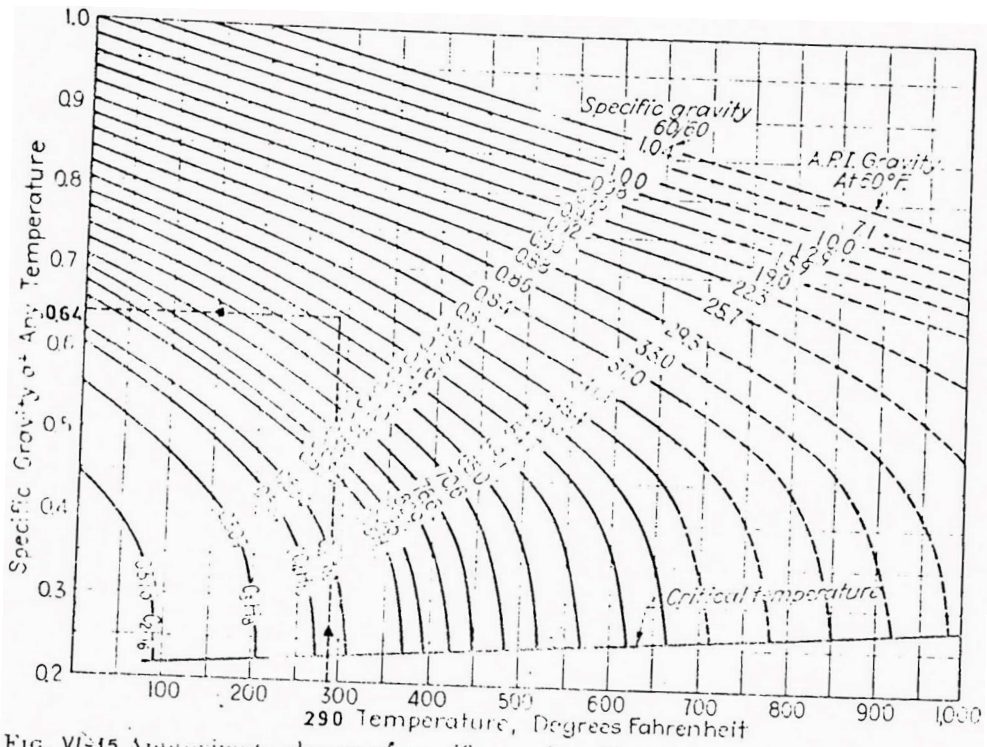


FIG. VI-15 Approximate change of specific gravity of intermediate-base oils with temperature. (Oil Gas J.)

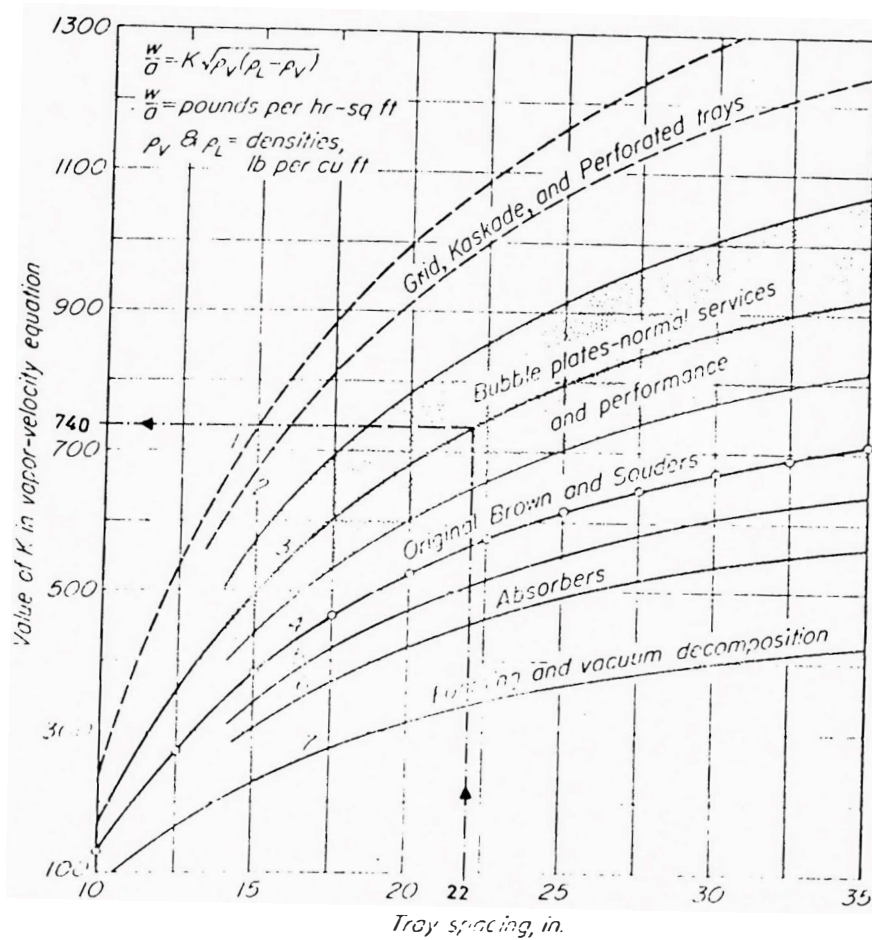


FIG. VI-16 Effect of tray spacing and type of service on allowable vapor load of fractionators

$$W/a = 740 \sqrt{0,213 (40,0 - 0,213)}$$

$$W/a = 2\ 150$$

e.- De esta relación despejamos el valor de "a":

$$a = \frac{242\ 340}{2\ 150}$$

$$a = 112,0\ \text{ft}^2$$

f.- A esta área transversal en el tope de la columna le corresponde un diámetro de:

$$D = (112 \times 4/3,14)^{\frac{1}{2}}$$

$$D = 12\ \text{ft} \quad \text{ó} \quad 3,65\ \text{mts.}$$

g.- La velocidad lineal queda determinada por:

$$v = \frac{1'139\ 000\ \text{ft}^3/\text{hr}}{112\ \text{ft}^2 \times 3600\ \text{seg}}$$

$$v = 2,82\ \text{ft}/\text{seg.}$$

I. NUMERO DE PLATOS DE LA COLUMNA. TIPO.

Se ha visto que el número de platos, asumido al iniciar los cálculos de diseño, ofrecen una óptima calidad - en el fraccionamiento, sobre todo entre el corte de tope y el lateral. El gap igual a 83 F - ya que el número de bandejas tiene un efecto fundamental sobre el punto final del producto.

El número de platos tomados entre las distintas fracciones de la torre y sus espaciamentos, son los más reco

mendados de la literatura petrolera -Nelson, Bell, Mayer, etc- aunque, claro está, que pueden determinarse mediante cálculos hidrodinámicos, exactamente.

También debe tenerse en cuenta que el número de bandejas varía fundamentalmente, y en número apreciable, con los reflujos laterales, el tipo de crudo fraccionado, la cantidad de vapor de agua que se inyecta, sobre todo por los despojadores laterales.

A continuación se indica el número de platos admitidos y los productos, en la operación de destilación:

| | | |
|---------------|---------------|-----------|
| Nafta | - Gasóleo | 6 platos |
| Gasóleo | Entrada crudo | 4 " |
| Entrada crudo | - Residuo | 4 " |
| | | 14 platos |

Se ha optado por recomendar el plato de tipo campana de burbujeo corriente, pues porque es el tipo de plato que ofrece un mejor rendimiento dadas las características del crudo. El proyecto exacto de la campana de burbujeo - tiene poca importancia, excepto en lo que se refiere al costo de su construcción.

J. ALTURA DE LA COLUMNA.

Al iniciar el diseño y según se ha confirmado en el párrafo anterior, se adoptó 10 platos en la zona de reevaporización y 4 en la de agotamiento. Total 14 platos. Pos

teriormente, en el cálculo del diámetro de la torre, se op tó por un espaciamento promedio, entre plato y plato, de 22 pulgadas.

Por otro lado, en este tipo de columnas, la distancia entre el tope ó domo y el primer plato mantiene una relación de 2,5 veces el valor del espaciamento entre platos. La zona de expansión el doble del mismo valor. Y, del último plato al fondo de la torre, generalmente es 4 veces el espaciamento de los platos. (Fig. VI-17).

Si sumamos los espaciamentos de los platos y de las zonas, afectadas de su factor, la altura total de la columna alcanza las 451 pulgadas, o lo que es igual:

$$H = 37 \text{ pies, } 7 \text{ pulgadas.}$$

$$H = 11,5 \text{ metros.}$$

K. ESQUEMA FINAL DE LA UNIDAD

(Fig. VI-18).

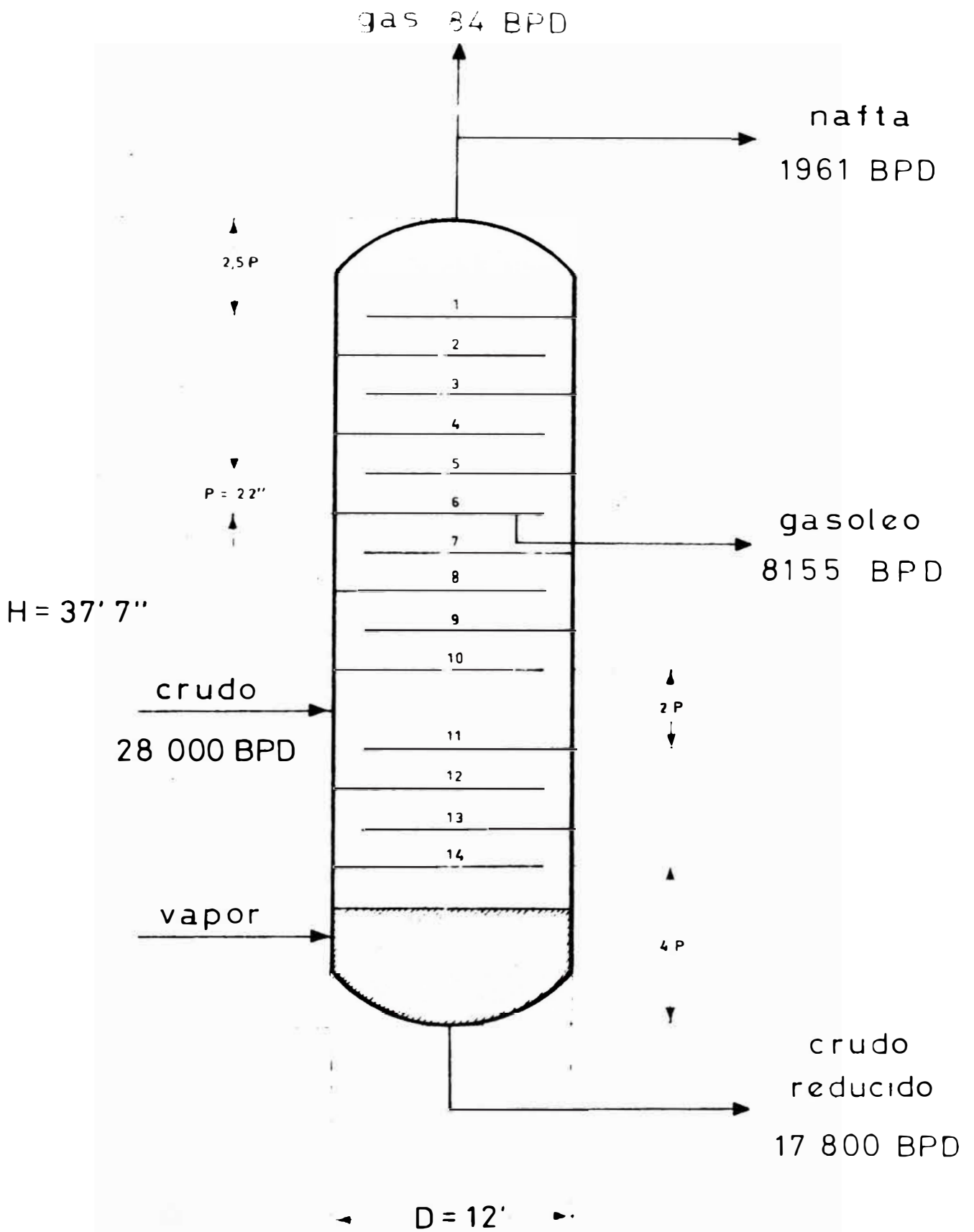


FIG. VI-17. DISEÑO FINAL DE LA COLUMNA DE DESTILACION

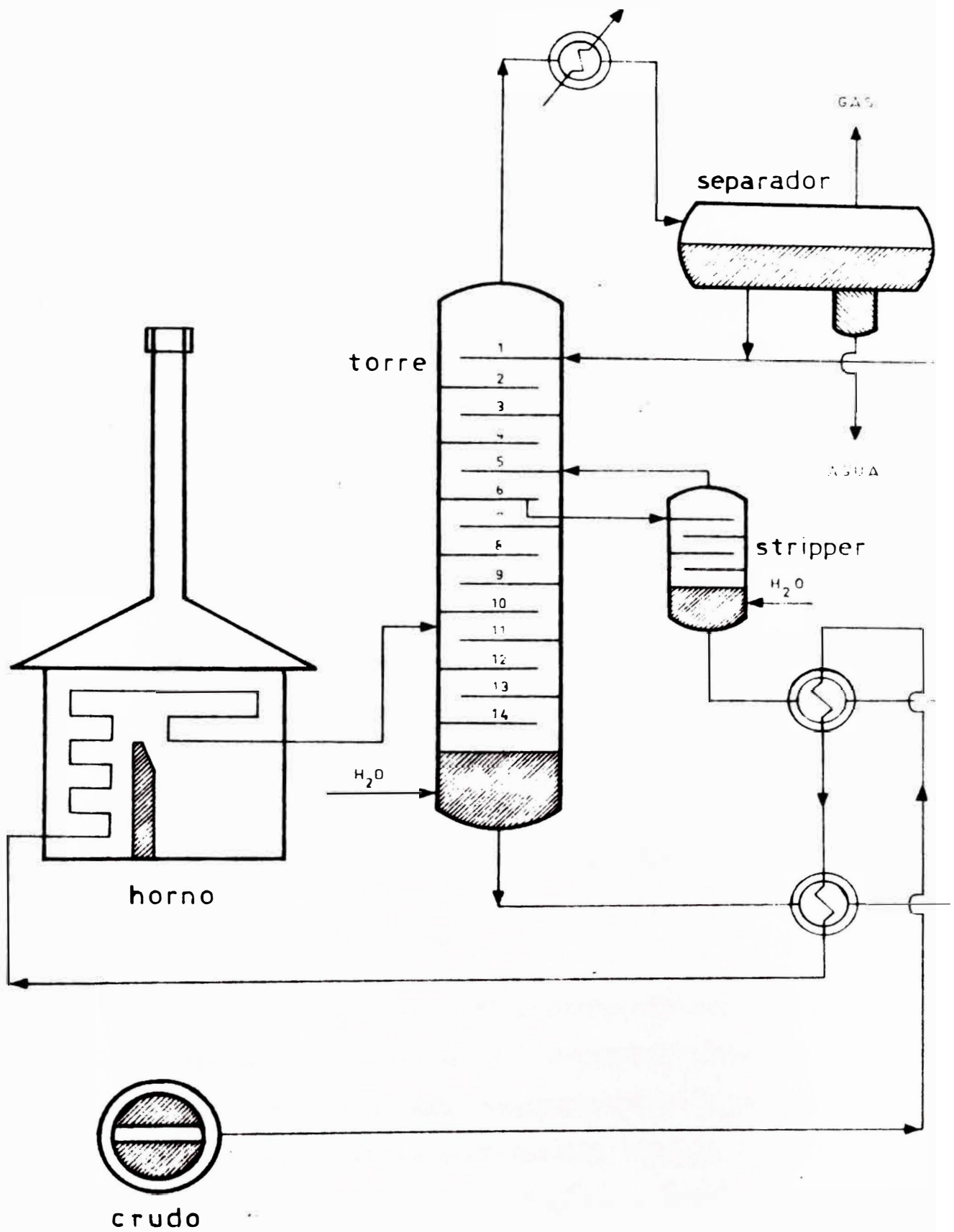


FIG VI-18 ESQUEMA DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CAPITULO VII

CONSIDERACIONES FINALES

A. UBICACION DE LA REFINERIA. ALTERNATIVAS.

Se ha propuesto, como alternativas posibles, ciudades del interior y puertos del litoral del país, tanto de las zonas norte y centro, como las del sur y oriente, para no descartar ninguna posibilidad. La ubicación definitiva de una planta, sobre todo del sector de refinación -industria básica- es un problema harto difícil y requiere de un estudio minucioso de una serie de factores, unos más determinantes que otros.

Sin embargo, para nuestro estudio hemos considerado a criterio personal, los factores de capital importancia y que más inciden en la determinación final. Y, hemos propuesto, además, las siguientes alternativas: Bayóvar, Chimbote, Lima, Mollendo, Cusco e Iquitos.

A.1. FACTORES PRIMARIOS.

a. Materia Prima.- El aspecto de costo y disponibilidad del crudo es factor importantísimo en esta industria, tal que deba mantenerse en operación continua la planta. El abastecimiento abarca 3 puntos:

- Disponibilidad presente y futura
Posibilidad de sustituirse, de la misma calidad, en el menor tiempo posible.
- Distancia de la fuente de materia prima a la pta.

b. Mercados.- Los productos de la unidad de destilación primaria, de esta variedad de refinación, no son de demanda comercial, salvo que los análisis a que se sometan indiquen que cumplen con algunas especificaciones. Este aspecto del mercado debe tomarse en cuenta para los productos básicos petroquímicos, obtenidos del craqueo al vapor; o tal vez, de los obtenidos en el hidrocraqueo. Los productos que más van a incidir en el mercado son el etileno y el propileno, por lo que la declinación y el crecimiento, la ubicación de la planta vs. su demanda, son puntos de suma importancia. Aquí no debe considerarse, como factor preponderante, la competencia, desde que la industria de refinación y petroquímica básica, está en manos del Estado.

c. Dispositivos Legales.- En los últimos años se han dado dispositivos que orientan e incentivan la descentralización industrial del país, propendiendo la creación de los llamados "Polos de Desarrollo" en el interior, en ciudades estratégicamente ubicadas.

d. Transporte.- Este factor es básico para el tipo de industria que estamos estudiando, por la gran cantidad de volúmenes que hay que transportar diariamente. Se ha optado siempre por instalar las plantas en costas, o cerca a algún río navegable, etc., por la capacidad del transporte marítimo, tanto para movilizar la materia prima, como los productos terminados.

A.2. Factores Secundarios o Auxiliares.- Aunque estos factores no son determinantes en la ubicación de la planta afectan en gran parte el costo total, e indican, dentro de la zona, el punto preciso en que debe instalarse una planta. Entre estos factores tenemos:

- a. Servicios. Mano de obra. Combustible y energía.
- b. Abastecimiento de agua y Eliminación de residuos.
- c. Incidencia Socio - Económica en la Comunidad.
- d. Seguridad y Estrategia.
- e. Otros dispositivos legales.
- f. Clima, etc.

Teniendo en cuenta los factores enunciados, en especial los primarios, se puede sugerir, como la mejor alternativa para ubicar la Refinería Petroquímica, el Puerto de Bayóvar, en el departamento de Piura. El punto final podría estar en los alrededores del terminal del oleoducto trasandino Concordia-Bayóvar.

En el balance de ventajas y desventajas, a criterio del Autor, en segundo lugar ubicaríamos al Puerto de Chimbote y como tercera alternativa a la ciudad de Iquitos.

B. INVERSION APROXIMADA DE LA UNIDAD.

Evidentemente, uno de los aspectos más importantes, en la presentación de un proyecto es: su factibilidad. Esto es, la conveniencia o no de su realización, considerando tanto el aspecto global como los diversos detalles de las partes que comprende.

En lo que se refiere al presente estudio, solamente se ha considerado el costo de la columna, el costo de construcción del proceso unitario de destilación y el costo de procesamiento del petróleo crudo; obviándose el costo de equipos complementarios y demás procesos unitarios, las cargas financieras, etc.

B.1. COSTO DE LA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO.

Una torre de 12 pies de diámetro y 37' 7" de altura, puede llegar a tener un factor de 1 750 por plato. La columna tiene 14 platos de acero. Si además consideramos el Índice de Costos de Construcción de Nelson -ICCN- para el año 1974, con relación a 1956, tenemos:

$$\begin{array}{r} 1\ 750 \\ \text{plato} \end{array} \times 14 \times \frac{326}{195} = 41\ 000\ \text{US\$}$$

B.2. COSTO DE CONSTRUCCION DEL PROCESO UNITARIO.

Como cifra estimativa, para una capacidad de 28 000-BPD, el costo de construcción de una unidad de destilación primaria es de 1,5 millones de dólares -en 1956-. Este valor llevado a 1974 representa, aproximadamente:

2,51 MM US\$.

B.3. COSTO DE PROCESAMIENTO.

Los costos de inversión para la refinación, pueden variar desde los US\$ 1500 a 2500 por barril diario; dependiendo del tamaño, complejidad y localización de la planta. No hay que olvidar este costo oscila entre un valor -

mayor causado por el relativamente pequeño tamaño de la unidad y un valor menor correspondiente a una de mayor capacidad. En aquel rango de valores se incluyen los procesos típicos de refinería, como destilación al vacío, craqueo catalítico, tratamientos, etc.

Dado que nuestra intención no es obtener productos de refinería o combustibles, sino básicos petroquímicos a través de hidrocraqueo y craqueo al vapor, el costo global de la refinería petroquímica, se incrementará sustancialmente; mas aún, si una unidad de fraccionamiento de 28 mil barriles diarios es considerada, actualmente, como pequeña.

CONCLUSIONES.

1. El Oleoducto Trasandino transportará el petróleo del Nor-Oriente a la Costa peruana, a partir de 1976. Con su llegada el país contará con la producción necesaria para su auto-abastecimiento. Además, de un gran excedente para la exportación.
2. Es el petróleo amazónico excedente, de óptima calidad, el que puede y debe proporcionarnos la materia prima necesaria para elaborar productos básicos petroquímicos.
3. La transformación química es factible de realizarse en la llamada "Refinería Petroquímica", donde la optimización de rendimientos de los productos combustibles en básicos-petroquímicos le da al petróleo del Oriente un mayor valor agregado.
4. Este tipo de refinería, encuadrada dentro de un Programa de Desarrollo Integrado -Plan Nacional de Desarrollo 1971-1975- es, al parecer, la que mejor se adecúa al sistema Geo-Político actual del país.
5. Laboratorio: las pruebas realizadas a la Muestra 1C-X-C , arrojan los siguientes resultados importantes, entre otros:
 - Bajo contenido de azufre y compuestos corrosivos, que se manifiesta en ahorro en equipo y a evitar la contaminación ambiental.

- Bajo rendimiento de naftas, pero gran contenido de gasóleos, calificada carga a los procesos de craqueo.
- Dadas las características del petróleo crudo, se puede prescindir de determinados procesos previos a la destilación primaria, tales como: estabilización, desulfuración, pre-fraccionamiento, etc., pero se precisan de otros, como: desemulsificación, desalación.

6. Diseño de la Columna:

- Número de platos, 14. Diámetro, 12 pies. Altura, 37 pies 7 pulgadas.
- Con 10 platos en la zona de rectificación se obtiene una buena calidad en el fraccionamiento, lo que se demuestra al hallar un valor alto del "gap".
- Dada la poca formación de vapores de hidrocarburos en la zona de rectificación y tope de la columna, no es necesaria la instalación de un reflujo circular intermedio, ni tampoco de una reducción en el diámetro superior.

7. Cabe manifestar, además, que los métodos modernos de cálculo, introducidos en el presente Trabajo, nos dan una apreciación real del comportamiento interno de la columna, considerando y determinando las características físico-químicas verdaderas de los elementos que intervienen en el diseño; lo que se traduce al final en resultados numéricos con un mínimo margen de error y de aplicación práctica, acorde con la realidad.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- **EL PETROLEO: REFINO Y TRATAMIENTO.** P. Wuithier. Publicaciones del Instituto Francés de Petróleo. Tomo I. Ediciones CEPSA, Madrid. 1971.
- 2.- **REFINACION DE PETROLEO.** W.L. Nelson. 4ta. edición. Editorial Mc Graw Hill-Kogakusha, Tokio. 1958.

LABORATORIO DE PETROLEO Y DERIVADOS. Ensayos ASTM. Publicaciones del Ing^o Enrique Barraza C. UNI. 1968.
- 4.- **APPLIED HYDROCARBON THERMODYNAMICS.** Vol I. Wayne C. Edmister. Editado por Gulf Publishing Company. Houston . Texas. Noviembre, 1961.
- 5.- **DATA BOOK ON HYDROCARBON.** J.B. Maxwell. Editado por Standard Oil Development Company. 3va. Edición. Linden, New Jersey. Junio, 1965.
- 6.- **PETROLEO: MATERIA PRIMA DE LA INDUSTRIA QUIMICA.** G.E. - Limido. Publicaciones del Instituto Francés de Petróleo. Ediciones Technip, París. 1958.
- 7.- **"ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD PARA INSTALAR UNA PLANTA DE OLEFINAS EN EL PERU".** C. Roggero M. Tesis en Ingeniería Química. UNMSM, Lima. 1971.
- 8.- **HYDROCARBON PROCESSING INTERNATIONAL.** Nov. 1968, Sept. 1971, Mayo 1973.
- 9.- **PETROLEO Y PETROQUIMICA INTERNACIONAL.** Oct. 1971, Cct. y Nov. 1972, Junio 1973.
- 10.- **Boletines Semanales de PETROPERU.**