

Universidad Nacional de Ingeniería

**Programa Académico de Ingeniería de Petróleo
y Petroquímica**

Factibilidad del Hidrocracking en el Perú

**Tesis para optar el Grado de Bachiller en
Ingeniería Petroquímica**

Moisés Alvarez Leandro

Lima - Perú

1973

**A LA MEMORIA DE MI MADRE
PETRONILA LEANDRO N;**

"Si me das un galón de combustible,

lo consumiré una vez.

Si me enseñas como obtenerlo,

lo consumiré en toda mi vida!"

M. Alvarez L.

Mi más sincero agradecimiento a
mis hermanos Humberto, Teófilo,
Oswaldo y Max por la valiosa co-
laboración de cada uno de ellos
durante mis estudios en la U.N.I

PROLOGO

La presentación de esta tesis ofrece una buena oportunidad para el conocimiento y reflexión sobre los caracteres singulares que ofrece la demanda nacional de combustibles derivados de hidrocarburos. Al analizar los datos estadísticos del desarrollo de la industria de refinación del petróleo y del procesamiento de gas natural, y proyectando su futura demanda en el Perú, no es posible permanecer indiferentes ante el problema de hallar el proceso más adecuado para cubrir nuestra futura demanda energética.

Mediante los estudios estadísticos del cap. II, se concluye que el gas licuado (GLP), Turbo y Gasolina, marcan las pautas para la orientación de nuestra futura producción refinera, esto nos permite afirmar que, es necesario seleccionar un proceso que maximice sus rendimientos en los combustibles antes mencionados y que además se adapte a la tendencia cambiante de nuestra demanda interna.

La destilación primaria de nuestro petróleo amazónico nos proporciona bajos rendimientos en combustibles ligeros, esto motivaría la construcción de grandes unidades de refinación para alcanzar a cubrir la demanda nacional; por ello es necesario renovar los moldes tradicionales de esta industria encaminando nuestra producción de acuerdo al criterio de racionaliza

II

ción de las materias primas como son el petróleo y el gas natural.

Del análisis de los factores antes mencionados partió la idea de hacer un estudio de factibilidad de la adopción del proceso de Hidrocracking en el Perú, para ello ha sido necesario hacer un amplio estudio bibliográfico para conocer sus características y limitaciones, es así como por ejemplo, los rendimientos volumétricos han sido hallados por comparación del procesamiento de cargas similares en unidades comerciales y plantas piloto existentes en otros lugares del mundo.

En el capítulo correspondiente al diseño del proceso solo se hace mención de los dos procesos de refinación de petróleo que mejor se adecúan a las características del refino moderno como son el proceso FCC y el proceso de Hidrocracking. Dentro de estos procesos se hace un estudio detallado del proceso de Hidrocracking, por ser relativamente nuevo y desconocido en el Perú. El estudio de las características, termodinámica y cinética de las reacciones, nos permitirán orientar las condiciones de operación y comprender los resultados de la producción de los diferentes compuestos en cada uno de los procesos.

El estudio de la naturaleza y característica de los catalizadores, nos proporcionarán una buena guía para prevenirlos de

III

los venenos transportados en la carga y la desactivación por síntéresis, atrición y otros medios.

En la sección correspondiente a la selección del proceso, se ha efectuado el análisis de cada uno de los aspectos relacionados con ella; como son las características, disponibilidad, racionalización, consumo, etc., de las materias primas y la economía de los procesos, habiéndose demostrado finalmente la conveniencia de la construcción de unidades de Hidrocracking y Reformación catalítica de Naftas; sugiriendo también la posibilidad de una integración Refino-Petroquímico por aprovechamiento del corte de aromáticos producidos en Platforming. También se ha realizado un estudio aparte de la factibilidad de obtener hidrógeno a bajo costo a partir de la operación de Platforming para abastecer el consumo en Hidrocracking, pero vemos que la producción de esta manera es deficitaria por lo que se tendrá que recurrir a la producción a partir del gas natural por reformación con vapor de agua.

Queda pues, para las futuras generaciones de Ings. Petroquímicos la gran responsabilidad de profundizar o continuar los estudios correspondientes a esta interesante rama de Refinación. Tengo que expresar mi gratitud a los Ingenieros Jaime Venero, Enrique Maura y Gilberto Gayoso sin cuya desinteresada colaboración hubiera sido imposible la culminación de este trabajo.

M. Alvarez L.

INDICE

Prólogo

Lista de símbolos utilizados

Dedicatoria

Indice:

| CAPITULO | PAG. |
|--|------|
| I. GENERALIDADES | |
| I. Pronóstico de Demanda | 1 |
| II. Especificaciones de los combustibles | 3 |
| II. ESTUDIO DEL MERCADO | |
| A. Demanda Nacional | 12 |
| B. Tendencia de la Demanda Nacional | 12 |
| C. Producción Nacional | 16 |
| D. Importación y Exportación | 16 |
| E. Déficit Nacional | 18 |
| III. MATERIAS PRIMAS | |
| A. Reserva Disponible y Asegurada | 27 |
| B. Producción Asegurada | 30 |
| C. Transporte | 31 |
| IV. EVALUACION DEL PETROLEO DE LA SELVA | |
| Características Físicas y Químicas. | |

SIMBOLOS UTILIZADOS

| | | |
|------------------|-------|---|
| AGO | | gasoleo atmosférico. |
| BPDO | | barriles por día de operación |
| C/O | | relación catalizador aceite. |
| D | | demanda. |
| d | | densidad. |
| FCC | | craqueo catalítico fluido. |
| GLP | | gas licuado (C ₃ , C ₄). |
| GasMotor | | gasolina motor. |
| HVGO | | gasoleo pesado de vacío |
| HCO | | aceite pesado de ciclo |
| HC | | hidrocracking |
| K | | capacidad. |
| LVGO | | gasoil liviano de vacío. |
| LCO | | aceite liviano de ciclo |
| MBPD | | miles de barriles por día. |
| MMBPD | | millones de barriles por día |
| MMSCFD | | miles de millones de pies cúbicos a cond. estándar (60 ^o F). |
| PIE | | punto inicial de ebullición. |
| SCF | | pie cúbicos a cond. estándar. |
| P, T, C | | presión, temperatura, concent. |
| Vol, vol | | volumen. |
| V.H.S.V, W.H.S.V | | velocidad espacial en vol,peso. |

INDICE

Prólogo

Lista de símbolos utilizados

Dedicatoria

Indice:

| CAPITULO | PAG. |
|--|------|
| I. GENERALIDADES | |
| I. Pronóstico de Demanda | 1 |
| II. Especificaciones de los combustibles | 3 |
| II. ESTUDIO DEL MERCADO | |
| A. Demanda Nacional | 12 |
| B. Tendencia de la Demanda Nacional | 12 |
| C. Producción Nacional | 16 |
| D. Importación y Exportación | 16 |
| E. Déficit Nacional | 18 |
| III. MATERIAS PRIMAS | |
| A. Reserva Disponible y Asegurada | 27 |
| B. Producción Asegurada | 30 |
| C. Transporte | 31 |
| IV. EVALUACION DEL PETROLEO DE LA SELVA | |
| Características Físicas y Químicas. | |

Continuación

| CAPITULO | PAG. |
|--|------|
| V. DISEÑO DEL PROCESO | |
| I. Descripción de los Procesos Modernos..... | 39 |
| A. Craqueo Catalítico Fluido | 39 |
| a. Descripción de los flujos | 40 |
| b. Principio de los Procesos | 47 |
| B. Hidrocracking | 50 |
| a. Características de las reacciones.. | 53 |
| b. Consideraciones Termodinámicas | 55 |
| c. Consideraciones Cinéticas | 55 |
| d. Catalizadores | 60 |
| e. Características Industriales | 63 |
| II. Selección del Proceso: Aspectos..... | 69 |
| A. Tendencia de la Demanda Nacional | 69 |
| B. Características y Disponibilidad M. P. | 70 |
| C. Racionalización del Consumo de M. P. . | 72 |
| D. Producción de acuerdo a Especificación | 73 |
| E. Rendimiento y Flexibilidad | 74 |
| F. Economía de los Procesos | 75 |
| III Balance de Materiales | 82 |
| VI. CONCLUSIONES | 92 |

CAPITULO I

GENERALIDADES

I. Pronóstico de la Demanda

El pronóstico de la demanda de cualquier combustible se determina de la siguiente manera:

1. Se supone una tasa de crecimiento anual constante TC. Entonces la variación de la demanda vendrá relacionada con TC por las siguientes ecuaciones:

$$D_0 = D_0 \quad (\text{año referen.})$$

$$D_1 = D_0 + D_0(TC) = D_0 (1+TC) \quad \dots\dots\dots (1^{\text{er}} \text{ año })$$

$$D_2 = D_1 + D_1(TC) = D_0 (1+TC)^2 \quad \dots\dots\dots (2^{\text{do}} \text{ año })$$

$$D_3 = D_2 + D_2(TC) = D_0 (1+TC)^3 \quad \dots\dots\dots (3^{\text{er}} \text{ año })$$

.....

$$D_n = D + D (TC) = D_0 (1+TC)^n \quad \dots\dots\dots (\text{enésimo año })$$

2. Tomando logaritmos, tenemos:

$$\log D_n = \log D_0 + [\log (1+TC)] x \quad \dots\dots (\&)$$

3. Sabiendo que D_0 y TC son constantes la ecuación (&) se puede expresar de la siguiente manera:

$$y = b + mx \quad \dots\dots (&)$$

4. Graficando los datos estadísticos en un papel semilogarítmico, se comprueba que efectivamente todos los -

datos se ajustan perfectamente a una línea recta.

Como ejemplo del método seguido, presentamos el pronóstico de la demanda de gasolina de 66 octanos.

| | D (MMB/año) | X | Y = logD | XY | X ² |
|-------|-----------------------|--------|------------|-----------|----------------|
| 1962 | D ₀ = 3.70 | | 0.568 | --- | --- |
| 1963 | 3.60 | - 4 | 0.556 | - 2.224 | +16 |
| 1964 | 3.55 | - 3 | 0.550 | - 1.665 | + 9 |
| 1965 | 3.60 | - 2 | 0.556 | - 1.112 | + 4 |
| 1966 | 3.50 | - 1 | 0.544 | - 0.544 | + 1 |
| 1967 | 3.40 | 0 | 0.532 | 0.000 | 0 |
| 1968 | 4.30 | 1 | 0.634 | 0.634 | 1 |
| 1969 | 4.70 | 2 | 0.672 | 1.344 | 4 |
| 1970 | 4.50 | 3 | 0.654 | 1.962 | 9 |
| 1971 | 4.45 | 4 | 0.648 | 2.592 | 16 |
| n = 9 | | ΣX = 0 | ΣY = 5.346 | Σ = 1.587 | 60 |

Mediante estudios estadísticos sabemos que:

$$\Sigma Y = n \cdot b + m \Sigma X \quad \dots \dots \dots (1)$$

$$\Sigma XY = \Sigma X \cdot b + m \Sigma X^2 \quad \dots \dots \dots (2)$$

Reemplazando los valores del cuadro anterior en las ecuaciones (1) y (2) obtenemos los valores de b y m. Reemplazando en la ecuación (&) tendremos la relación final que nos proporciona la demanda en cualquier año en función de TC.

$$y = 0.594 + 0.02645 x$$

II. Especificación de los Combustibles

Nos limitaremos a explicar brevemente a cerca de la importancia de cada una de las pruebas, más no los métodos de laboratorio que se encuentran muy bién explicados en los textos especializados en el ramo. Las pruebas se han efectuado en base a las normas establecidas por la "American Society for Testing Materials" (A.S.T.M.).

A. Nomenclatura de los Productos

Una refinería fabrica tres tipos de productos:

- Productos acabados, suministrados directamente al mercado, como son GLP, Gasolina, Kerosene, etc.
- Productos semi-acabados, que servirán de base para mezclas ulteriores y que aún necesitan de la adición de nuevos productos para mejorar su calidad (lubricantes).
- Productos intermedios, tales como materias primas para la petroquímica (etileno, butileno, aromáticos, etc.).

La clasificación de estos productos, en función del peso molecular de los hidrocarburos que intervienen en su composición, puede presentarse como sigue:

1. Gas seco: Hidrógeno e hidrocarburos ligeros.
2. GLP: Propano y Butano comerciales para uso doméstico

co e industrial

3. GasMotor (Gasolina Motor): Combustible para automóviles y camiones de poco tonelaje.
4. Turbo: Combustible para aviones a reacción, turbinas a gas y cohetes.
5. Kerosene: Combustible para cocinas, alumbrado, señalización y calefacción.
6. Residual Liviano: Combustibles para instalaciones de calefacción domésticas o instalaciones industriales de poca potencia.
7. Residual Pesado: Combustible para instalaciones de calefacción de gran potencia, para centrales eléctricas y carburantes para grandes motores fijos o marinos e instalaciones industriales de gran potencia como los de la industria minera.

B. Ensayos Normalizados - Importancia

Los ensayos efectuados en el laboratorio tienen por finalidad:

- Comprobar rápidamente si la regulación de las unidades en una refinería es correcta.
- Asegurar que la calidad de los productos acabados corresponde a las normas establecidas.

De entre ellos haremos mención a las más importantes más que

todo aquellos que serán utilizados en el presente trabajo.

1. Densidad

Normas D-1657 y D-1298 para medidas con areómetros. -

Normas D-1217 y D-1480 para medidas con picnómetros.-

Nosotros hemos utilizado este ultimo por disponer de escaso volumen de productos.

Los americanos dan la medida de la densidad como una función hiperbólica de la gravedad específica:

$$^{\circ}\text{A.P.I} \approx ^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{Grav. esp. } 60/60^{\circ}\text{F}} - 131.5$$

Si bién, el conocimiento de la densidad será utilísimo para efectuar balances de materia, clasificación de crudos, etc., no nos permitirá definir por sí sola un producto del petróleo. No obstante constituye un sencillo criterio para seguir la marcha de las unidades y para definir la naturaleza de los crudos.

2. Presión de Vapor Reid (RVP. o PVR)

Normas D-1267 para medir la Presión de Vapor del GLP

D-323 para medir la Presión de Vapor de la gasolina.

Este ensayo es importante porque nos indica, de manera indirecta, el contenido de productos muy ligeros - que condicionan la seguridad durante el transporte, - las pérdidas en almacenamiento y la volatilidad de - las gasolinas.

Las medidas de PVR. vienen dadas en unidades absolutas, es decir, una gasolina de 10 PVR tendrá una presión de vapor Reid de 10 lb/pulg² ó bien 703 gr/cm² - absoluto.

3. Destilación A.S.T.M

Normas: D-86 para productos ligeros hasta el Kerosene

D-216 para gasolina natural

D-158 para productos pesados (gas-oil).

La importancia de la destilación ASTM. radica en que es nos refleja la composición química del producto. La comparación de las curvas ASTM. nos permite deducir cierta distribución de los hidrocarburos en las muestras analizadas. Este criterio es utilizado especialmente por la INTINTEC (Instituto Nacional de Inspección de Normas Técnicas) para caracterizar cada producto. Con frecuencia se encontrarán, también, especificaciones de los productos por su rango de ebullición (PIE - PFE) como en el caso de las gasolinas

Por último, la curva de destilación ASTM. es muy interesante para la regulación de las torres de destilación, al dar a conocer la calidad del fraccionamiento entre dos extracciones sucesivas.

Como la destilación ASTM. presenta muchas imperfecciones, es conveniente efectuar una destilación de puntos de ebullición verdaderos (TBP), pero, esto implica el uso de aparatos complicados y costosísimos, que no existe en nuestro laboratorio, se ha tenido que recurrir a las correlaciones de curvas expuestas por W. C. Edmister. Estas curvas TBP. nos servirán para hallar el rendimiento volumétrico de los diferentes productos a partir de los datos de laboratorio.

La especificación de los productos en la curva TBP., están dados en la Tabla XII.

4. Inflamabilidad: Punto Flash y Punto de Combustión Total

Normas: D-56 o de Copa Abierta, para Turbocombustib.

D-92 o de Copa Cerrada, para Diesel

Este ensayo es para los productos no volátiles lo que la PVR. es para la gasolina. Caracteriza el contenido en productos volátiles y permite conocer así hasta -

que temperatura podrá ser calentado un producto sin -
peligro; por otra parte, informa al operador de una u-
nidad de destilación sobre el funcionamiento de los -
despojadores, si el punto de inflamabilidad es demasiaa
do bajo, conviene aumentar el caudal de vapor de des-
pojo para revaporizar más fracciones ligeras.

5. Punto de Enturviamiento y Punto de Congelación

Norma D-97 general.

D-1477 para Turbo (freezing point test)

Este ensayo tiene por fin caracterizar ya sea el con-
tenido de parafinas en los aceites o bién el conte-
nido de hidrocarburos de alto punto de congelación de
otros productos. El punto de enturviamiento es la tem-
peratura a la cual aparecen las primeras ceras micro-
cristalinas al hacerse un enfriamiento lento. El puno
to de Congelación es aquella a la cual el aceite se -
solidifica por completo y pierde su característica de
fluido. El punto de enturviamiento y el punto de con-
gelación permiten apreciar los límites de temperatura
a respetar en la manipulación de los productos, par-
ticularmente para su bombeo en invierno, o su utiliza-
ción a bajas temperaturas durante la travesía de los
aviones a reacción.

6. Viscosidad

Norma D-88 para viscosidad en SSU a 100 y 210 °F

La viscosidad es una propiedad que mide la resistencia interna al flujo de un fluido, resistencia que se debe al frotamiento de las moléculas que se deslizan unas sobre otras o la resistencia que existe entre las paredes de la tubería y las moléculas vecinas.

La viscosidad es un criterio particularmente importante para apreciar la posibilidad de bombeo de los productos y definir el tipo de régimen en las tuberías.

En los aceites combustibles, sustituye a las normas de destilación, sirviendo de parámetro en la clasificación de los productos pesados.

7. Azufre

Norma D-130 (Lámina de Cobre)

D-129 Método de la Bomba

Nos indica el carácter corrosivo de la gasolina y el Kerosene, debido a la presencia de compuestos sulfurados tales como los mercaptanos y tiofenos.

Los ensayos de contenido de azufre interesan tanto al consumidor como al refinador. Los compuestos sulfurados ácidos contenidos en los combustibles, provocan -

la corrosión de recipientes y equipos y además son malolientes. El azufre es veneno de los catalizadores en refinación, disminuye la calidad antidetonante de la gasolina, y por combustión se transforma en SO_3 que en presencia de agua da H_2SO_4 muy diluido que corroe los tubos de escape y las chimeneas.

8. Método de Clasificación de los Carburantes

Además de los ensayos rápidos de laboratorio, existen una serie de pruebas particulares relativas a la gasolina y el Diesel, que exigen la utilización de un motor monocilíndrico normalizado para conocer las cualidades de dichos carburantes relacionados con su combustión, Los más conocidos son los siguientes:

A. Número de Octano.- Un carburante tiene un número de octano igual a X si el motor C.F.R. (Cooperative Fuel Research) provoca un martilleo equivalente al observado para una mezcla de X partes de (en vol.) de iso-octano y (100-X) partes de n-Heptano.

B. Número de Cetano.- Un Diesel tiene un número de Cetano igual a X si, en el motor estandar, presenta un intervalo de encendido equivalente al de una mezcla de X partes de Cetano y (100 - X) partes de alfa-metil-Naftaleno.

Las normas establecidas para estas dos pruebas específicas son las siguientes

D-357 para Número de Octano Motor (F-2), motor en 900 rpm. para gasolinas de naturaleza parafínica.

D-908 para Número de Octano Research (F-1), motor en 600 rpm. para gasolinas de craqueo catalítico, reformado y de Hidrocracking.

D-613 para Número de Cetano.

C. Factor de Caracterización

Nelson, Watson y Murphy de la Sociedad "Universal Oil Product" han establecido una relación matemática entre la gravedad específica y la temperatura de ebullición de la sgte. manera:

$$Kuop = \frac{\sqrt[3]{T (^{\circ}R)}}{\text{grav. esp. } 60/60^{\circ}F}$$

El valor del factor de caracterización está relacionado con la naturaleza química de los hidrocarburos de la sgte. manera:

K = 13 iso y n-parafinas.

K = 12 intermedios (mixtos con ciclo y cadena equivalente).

K = 11 nafténicos puros o aromáticos ligeramente sustituidos.

K = 10 aromáticos puros.

También se relaciona con el contenido de H₂, I.V., etc,etc.

CAPITULO II

ESTUDIO DEL MERCADO

A. Demanda Nacional

Considerando el incremento de la demanda de combustibles derivados de hidrocarburos en los últimos años:(ver Tabla I) y extrapolando teniendo en cuenta su tendencia y los planes de desarrollo nacional:(ver Figura 1), se ha determinado que los consumos en los años 1975, 1980, 1985 y 1990 serán como se muestra en la Tabla II.

En la Tabla II se muestra también los porcentajes correspondientes al consumo de cada uno de los derivados con respecto al consumo total. En ella vemos que hasta el año 1985 los mayores porcentajes corresponden al consumo de Gasolina, Residual y Diesel, pero que a partir de 1985, los consumos correspondientes al Turbo y GLP, se tornan considerables, tal es el caso de que, sumando ambos porcentajes, en el año 1990, alcanzan el 30 % del consumo total:(ver Figura 2).

B. Tendencia de la Demanda Nacional

El estudio de la tendencia o sea la variación de la tasa de

TABLA I
DEMANDA NACIONAL DE DERIVADOS DE HIDROCARBUROS
AÑOS 1961 - 1971
(Barriles/año)

| AÑOS | GLP | GasMotor | Kerosene | Turbo | Diesel | Residual |
|-------------|------------|-----------------|-----------------|--------------|---------------|-----------------|
| 1961 | 91,593 | 5'866,564 | 2'953,171 | 328,013 | 3'425,626 | 5'165,725 |
| 1962 | 99,576 | 6'496,416 | 3'346,942 | 448,718 | 4'188,451 | 5'814,982 |
| 1963 | 122,785 | 6'661,288 | 3'031,525 | 451,762 | 4'578,061 | 6'532,071 |
| 1964 | 156,592 | 7'254,607 | 3'224,823 | 614,220 | 5'235,894 | 8'439,363 |
| 1965 | 218,489 | 8'036,066 | 3'312,603 | 746,923 | 4'996,593 | 7'803,643 |
| 1966 | 309,830 | 8'915,153 | 3'516,777 | 959,594 | 5'469,473 | 9'176,634 |
| 1967 | 393,531 | 9'604,607 | 3'691,014 | 1'123,371 | 5'695,597 | 9'782,801 |
| 1968 | 436,459 | 9'379,682 | 3'761,222 | 1'249,747 | 6'088,090 | 9'805,089 |
| 1969 | 507,793 | 9'850,616 | 3'884,517 | 1'572,643 | 6'214,975 | 9'619,580 |
| 1970 | 614,370 | 10'141,402 | 4'064,703 | 1'475,204 | 6'768,670 | 10'361,810 |
| 1971 | 716,823 | 10'786,309 | 4'263,672 | 1'405,903 | 6'790,689 | 10'605,634 |

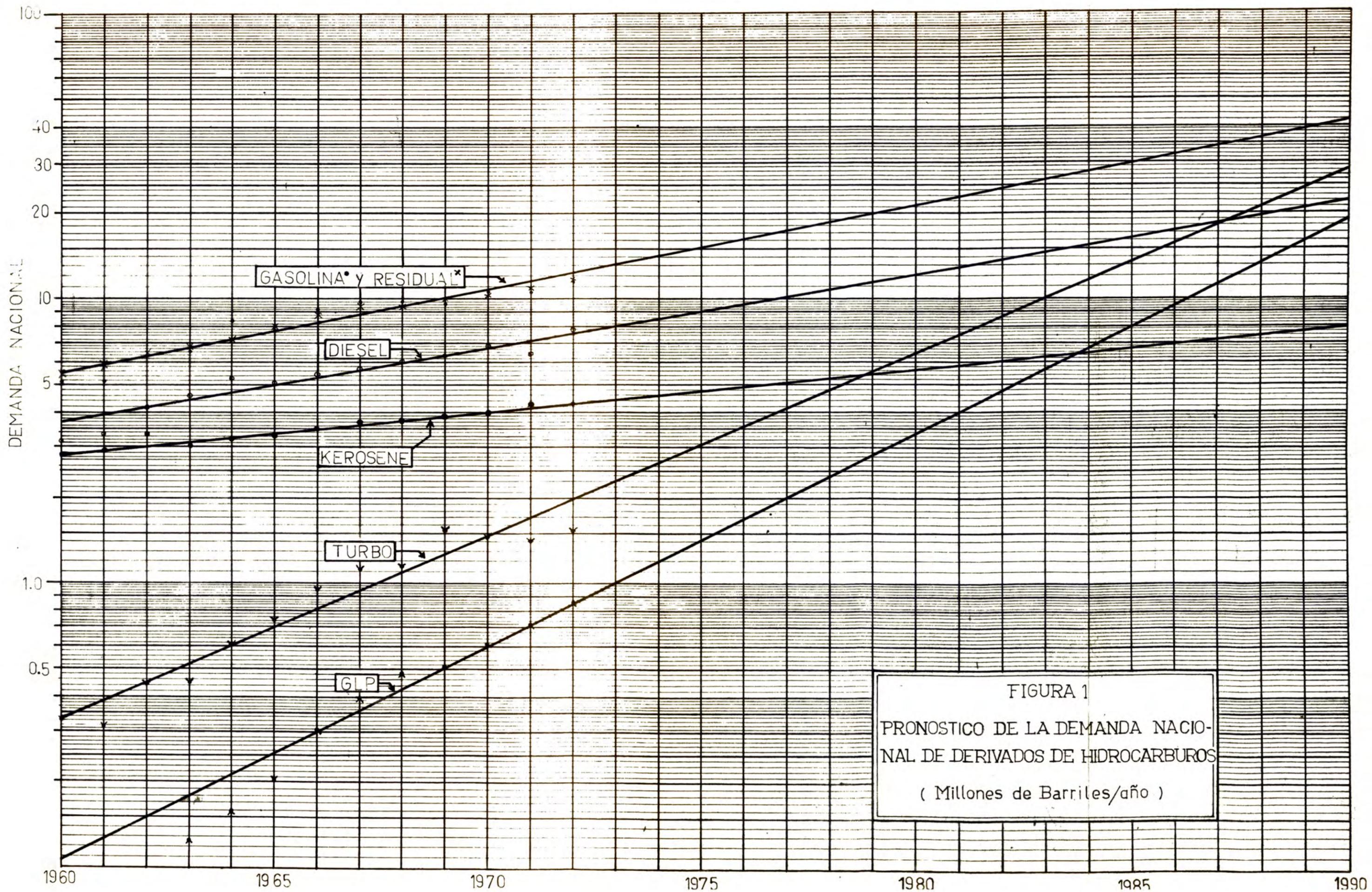


TABLA II
PRONOSTICO DE LA DEMANDA NACIONAL DE
LOS DERIVADOS DE HIDROCARBUROS*

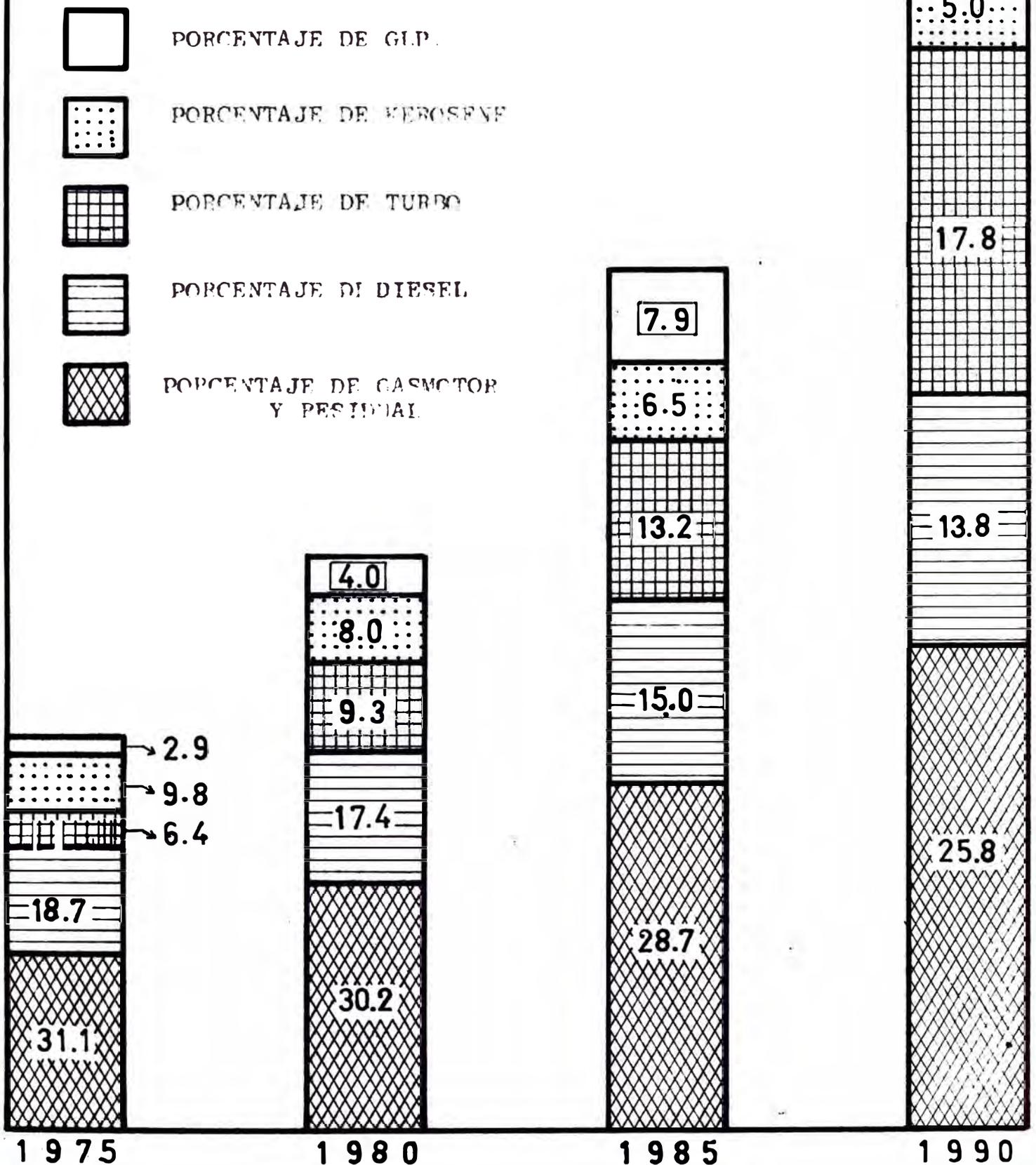
-AÑOS 1975 - 1990-
(MMB/año)

| | 1975 | % | 1980 | % | 1985 | % | 1990 | % |
|------------------|--------------|------|--------------|------|--------------|------|--------------|------|
| GLP | 1.44 | 2.9 | 3.40 | 4.9 | 8.05 | 7.9 | 19.00 | 11.9 |
| GasMotor. | 15.10 | 31.1 | 21.10 | 30.2 | 29.50 | 28.7 | 41.20 | 25.7 |
| Kerosene. | 4.78 | 9.8 | 5.64 | 8.0 | 6.70 | 6.5 | 7.90 | 5.0 |
| Turbo ... | 3.10 | 6.4 | 6.47 | 9.3 | 13.60 | 13.2 | 28.50 | 17.8 |
| Diesel .. | 9.06 | 18.7 | 12.15 | 17.4 | 15.40 | 15.0 | 22.00 | 13.8 |
| Residual. | <u>15.10</u> | 31.1 | <u>21.10</u> | 30.2 | <u>29.50</u> | 28.7 | <u>41.20</u> | 25.8 |
| TOTAL.... | 48.58 | | 69.86 | | 102.75 | | 159.80 | |

* Valores obtenidos a partir de la recta de los mínimos cuadrados.

FIGURA 9

TENDENCIA DE LA DEMANDA NACIONAL DE DERIVADOS
DE HIDROCARBUROS
AÑOS 1975-1990



crecimiento anual, determina las necesidades de producir determinado derivado, para satisfacer esta demanda, es conveniente seleccionar el proceso más adecuado con la finalidad de lograr este autoabastecimiento, con la menor cantidad de crudo posible.

La tasa de crecimiento de cada producto está relacionada con la pendiente de las curvas de la Figura 1, mediante la igualdad matemática siguiente:(ver Cap. I, tasa de crecimiento).

$$m = \log (1 + TC)$$

Entonces: $\% TC = 100 (10^m - 1)$

Donde: m = pendiente de la recta correspondiente en la Figura 1.

TC = Tasa de crecimiento anual

La tasa de crecimiento resultante para cada producto se presenta en el cuadro siguiente:

| PRODUCTOS | GLP. | Turbo | Gasol. y Resid. | Diesel | Kerosene |
|-------------|-------|-------|-----------------------|--------|----------|
| %TC(anual) | 18.75 | 15.82 | 6.94 | 6.17 | 3.51 |
| %TC(10 añ.) | 560 | 435 | 195 | 182 | 141 |

El cuadro anterior muestra que la mayor tasa de crecimiento

corresponde al gas licuado de petróleo (GLP) y al Turbo; por ejemplo la demanda de GLP en el año 1980 es 5.6 veces mayor que en el año 1970, en cambio, la demanda del Residual y la Gasolina solamente se duplica en el mismo período de 10 años.

La tasa de crecimiento se relaciona con la demanda nacional mediante la siguiente fórmula:

$$D_n = D_o (1 + TC)^x$$

Donde: D_n = Demanda nacional después de transcurrido x años.

D_o = Demanda nacional en el año de referencia.

$x = 1, 2, 3, 4, \dots, n.$

Entonces para calcular la demanda de los derivados de hidrocarburos en el Perú se emplearán las siguientes correlaciones matemáticas:

$$D_n = D_o (1.1875)^x \dots \dots \dots (GLP)$$

$$D_n = D_o (1.1582)^x \dots \dots \dots (Turbo)$$

$$D_n = D_o (1.0694)^x \dots \dots \dots (Gasol.y Re)$$

$$D_n = D_o (1.0617)^x \dots \dots \dots (Diesel)$$

$$D_n = D_o (1.0351)^x \dots \dots \dots (Kerosene)$$

La tasa de crecimiento está relacionada también con la capaci

dad de refinación en el país. Para ello es necesario calcular la tasa de crecimiento anual promedio que viene a ser la tasa de crecimiento de la suma total del consumo de los derivados, se ha calculado la tasa de crecimiento anual promedio para pe ríodos de 5 años desde 1970 hasta 1990, luego se ha tomado la media logarítmica entre los cuatro valores anteriormente calculados resultando finalmente una tasa de crecimiento anual promedio de 0.0815.

Entonces, la capacidad de refinación en cualquier momento estará dada por la siguiente ecuación:

$$.K_n = K_o (1.0815)^x$$

La fórmula anterior nos indica que la tasa de crecimiento por año, para los derivados de hidrocarburos, es 8.15 % y que se duplica en el período de 10 años.

Tomando como referencia el año 1970 donde la capacidad de refinación alcanzó a 101 MBPDO, podemos reemplazar K_o en la fórmula anterior y calcular la capacidad de refinación necesaria para nuestro autoabastecimiento durante los años 1975, 1980, 1985 y 1990, los resultados se muestran en el siguiente cuadro donde K está dada en miles de barriles por día.

| AÑO | 1970 | 1975 | 1980 | 1985 | 1990 |
|-----|------|------|------|------|------|
| K | 101 | 150 | 220 | 320 | 485 |

C. Producción Nacional

La producción nacional ha sufrido una variación ascendente en lo que a derivados de hidrocarburos se refiere. Esto ha sido posible gracias a la ampliación de las refinerías existentes, y a la construcción de la refinería "La Pampilla" y su posterior ampliación. La Tabla III nos muestra la variación de la producción durante la década 1961 - 1971.

D. Importación y Exportación

Las Tablas IV y V nos muestran respectivamente la variación de la importación y exportación de los productos derivados de los hidrocarburos durante la década comprendida entre los años de 1961 - 1971.

Con relación a la importación podemos afirmar que: Tradicionalmente la importación de derivados se limitaba a la Gasolina de aviación, Gasolina motor y Residual, pero, que a partir del año 1964 la demanda de Gasolina motor superó ampliamente a la producción nacional por lo que se tuvo que comenzar la importación de Naftas sin terminar y aumentar el correspondiente a la Gasolina motor. En el año 1968 inició su producción la refinería "La Pampilla", esto dió lugar a que se dejara de importar Gasolina motor y disminuya el correspondiente

TABLA III
PRODUCCION NACIONAL DE DERIVADOS DE HIDROCARBUROS
AÑOS 1961 - 1971
(Barriles/año)

| Años | GLP | GasMotor. | Kerosene | Turbo | Diesel | Residual |
|-------------|------------|------------------|-----------------|--------------|---------------|-----------------|
| 1961 | 94,058 | 4'930,764 | 3'059,764 | 329,460 | 5'477,461 | 2'410,123 |
| 1962 | 107,345 | 5'311,710 | 3'000,185 | 492,919 | 5'988,648 | 2'769,639 |
| 1963 | 135,857 | 5'688,026 | 2'899,187 | 485,853 | 5'777,002 | 4'520,640 |
| 1964 | 165,336 | 6'067,434 | 3'139,251 | 725,122 | 5'957,865 | 5'042,399 |
| 1965 | 230,085 | 7'682,578 | 3'280,901 | 789,371 | 6'253,700 | 5'466,451 |
| 1966 | 315,663 | 8'815,762 | 3'433,703 | 1'025,244 | 5'897,141 | 5'765,621 |
| 1967 | 406,957 | 7'336,034 | 3'648,320 | 1'174,931 | 5'706,503 | 6'364,724 |
| 1968 | 594,576 | 9'553,998 | 3'885,313 | 1'322,141 | 6'541,603 | 8'144,462 |
| 1969 | 451,934 | 9'488,908 | 3'791,688 | 1'420,179 | 6'855,790 | 7'765,621 |
| 1970 | 640,396 | 9'407,710 | 3'962,837 | 1'535,699 | 6'761,143 | 7'764,707 |
| 1971 | 618,406 | 10'407,000 | 4'314,242 | 1'419,294 | 6'967,657 | 9'328,939 |

TABLA IV

IMPORTACION DE DERIVADOS DE HIDROCARBUROS

AÑOS 1961 - 1971

(Barriles/año)

| AÑOS | Gasolina Aviación | GasMotor | Naftas sin Terminar | Residual | Otros * Product. |
|------|----------------------|----------|------------------------|-----------|---------------------|
| 1961 | 403,409 | 47,902 | 000,000 | 1'661,905 | 770 |
| 1962 | 222,435 | 53,608 | - | 1'772,625 | 178 |
| 1963 | 251,171 | 85,514 | - | 1'694,463 | 3,944 |
| 1964 | 259,258 | 255,686 | 643,286 | 3'443,411 | 97,855 |
| 1965 | 401,658 | 133,560 | 1'738,895 | 3'322,340 | 5,162 |
| 1966 | 405,196 | 238,823 | 2'857,722 | 4'341,246 | 61,124 |
| 1967 | 314,609 | 286,586 | 2'423,448 | 3'739,735 | 9,201 |
| 1968 | 290,576 | 216,467 | 1'307,858 | 2'471,129 | 6,205 |
| 1969 | 247,695 | - | 817,591 | 1'903,570 | --- |
| 1970 | 166,213 | - | 421,380 | 3'042,319 | 48,329 |
| 1971 | 278,828 | - | 1'083,783 | 1'747,895 | 237,848 |

* Comprende: GLP, Ceras, Vaselinas, Solventes, Heavy Cutters.

te a las Naftas sin terminar y al Residual, pero, esto no se mantuvo por mucho tiempo, puesto que en año 1971 el gran aumento de la demanda de gasolina motor trajo como consecuencia la ampliación de las refinerías existentes, disminuyendo así la importación de residual que no tuvo variación considerable con respecto al año anterior, pero, aún así se tuvo que recurrir a la importación de Naftas sin terminar.

En cuanto a la gasolina de aviación ya hablamos dicho que ha sufrido el desplazamiento por parte del Turbo, es por tal motivo que su importación ha sufrido un constante decremento a tal punto que que en el año 1972 se suprimió su importación.

También se puede notar en la última columna relacionada con la importación de otros productos, solamente el correspondiente al año 1971 es considerable, esto se debió a que en este rubro se comenzó a la importación de 197,539 barriles de Combustible Diesel. Se prevee entonces que el Diesel, que tradicionalmente fué producto de exportación, se convertirá en un producto de ~~importación~~ de persistir las condiciones actuales de nuestra industria refinera, su alta tasa de crecimiento debe inducirnos a ponerle una especial atención.

En lo que se relaciona a la exportación, sólo es necesario el análisis de los datos correspondientes al Residual y al GLP:

TABLA V**EXPORTACION DE DERIVADOS DE HIDROCARBUROS**
AÑOS 1961 - 1971-2
(Barriles/año)

| AÑOS | Diesel | Residual | GLP.... |
|-------------|---------------|-----------------|----------------|
| 1961 | 1'963,991 | 224,774 | - |
| 1962 | 1'535,871 | 211,708 | 1,324 |
| 1963 | 725,226 | 271,729 | 2 |
| 1964 | 540,670 | 237,696 | - |
| 1965 | 608,433 | 293,074 | 3,738 |
| 1966 | 376,895 | 293,233 | - |
| 1967 | 688,297 | 8,233 | - |
| 1968 | 378,800 | 370,099 | 1,377 |
| 1969 | 439,924 | - | 2,315 |
| 1970 | - | - | 9,748 |
| 1971 | - | - | 25,329 |
| 1972 | - | 703,000 | 38,000 |

Los residuales que se exportan son Residual Liviano y Residual N° 6 , el primero es un combustible utilizado para calefacción y muy solicitado en Nueva York por su bajo contenido de azufre (0.25 % peso), pero a partir del año 1969 el gran auge de la industria pesquera absorbió la mayor parte de la producción nacional, es así que entre la industria minera y el consumo de naves extranjeras se cubrió la producción de residuales, anulándose de esta manera la exportación de dichos productos hasta el año 1971; en el año siguiente la industria pesquera sufrió un receso de varios meses, motivo el cual hizo necesaria su exportación por una cantidad de 703 MB al año. En lo que se refiere al GLP, las exportaciones fueron considerables durante los años 1971 y 1972, pero al año siguiente su demanda se incrementó considerablemente, además de que la refinería "La Pampilla" estuvo en parada de inspección, motivando a que el abastecimiento interno se tornara crítico, esto anuló la exportación, pero aún así, se tuvo que recurrir a la importación, este fenómeno posiblemente persista hasta la puesta en producción de la unidad FCC. de Talara.

E. Déficit Nacional de Derivados de Hidrocarburos

Como déficit nacional podemos definir a la diferencia entre la demanda y la producción nacional.

Teniendo en cuenta los siguientes factores:

1. Capacidad actual de refinación:.....110 MBPDO.
2. Proceso del gas natural en plantas: 20 MMMSCF/año.
3. Puesta en marcha de la FCC. de Talara con capacidad inicial de 16.6 MBPDO y con catalizador de "Alta Alúmina".

pasaremos a pronosticar el déficit de cada combustible para el período comprendido entre los años 1975 - 1990.

1. GLP: Como se sabe, el GLP se obtiene a partir procesamiento del gas natural, de la unidad recuperadora de vapor de FCC. y de la unidad de reformación catalítica.

En el año 1968, la demanda de este combustible se vio superada por la puesta en marcha de la refinería "La Pampilla" a pesar de que el GLP proveniente del gas natural ha continuado su descenso, por agotamiento de los campos en explotación, las posteriores ampliaciones permitieron, en 1972, su exportación hacia el Ecuador por un total de 38 MB/año.

En la actualidad nuestro autoabastecimiento se torna crítico y es por eso que debemos preocuparnos en cumplir los proyectos más inmediatos entre los que se encuentran los siguientes: Unidad FCC. Talara, cuyo rendimiento en GLP será de 22 % vol. la producción anual de esta unidad será entonces.

$$0.0166 \times 0.22 \times 330 = 1.204 \text{ MMB. de GLP.}$$

La producción actual de las plantas de procesamiento del gas natural es 340 MB/año y considerando que se mantendrá dicha producción durante los próximos años, podemos calcular la producción global para el año 1975:

- a. GLP proveniente de la refinería "La Pampilla", ampliada a 35 MBPDO: 0.500 MMB
 - b. GLP proveniente de FCC. Talara:... 1.204 MMB
 - c. GLP proveniente de futura ampliación FCC. Talara;..... 0.660 MMB
 - d. GLP proveniente de proceso del gas natural en plantas de asorción:... 0.340 MMB
- TOTAL: 2.704 MMB

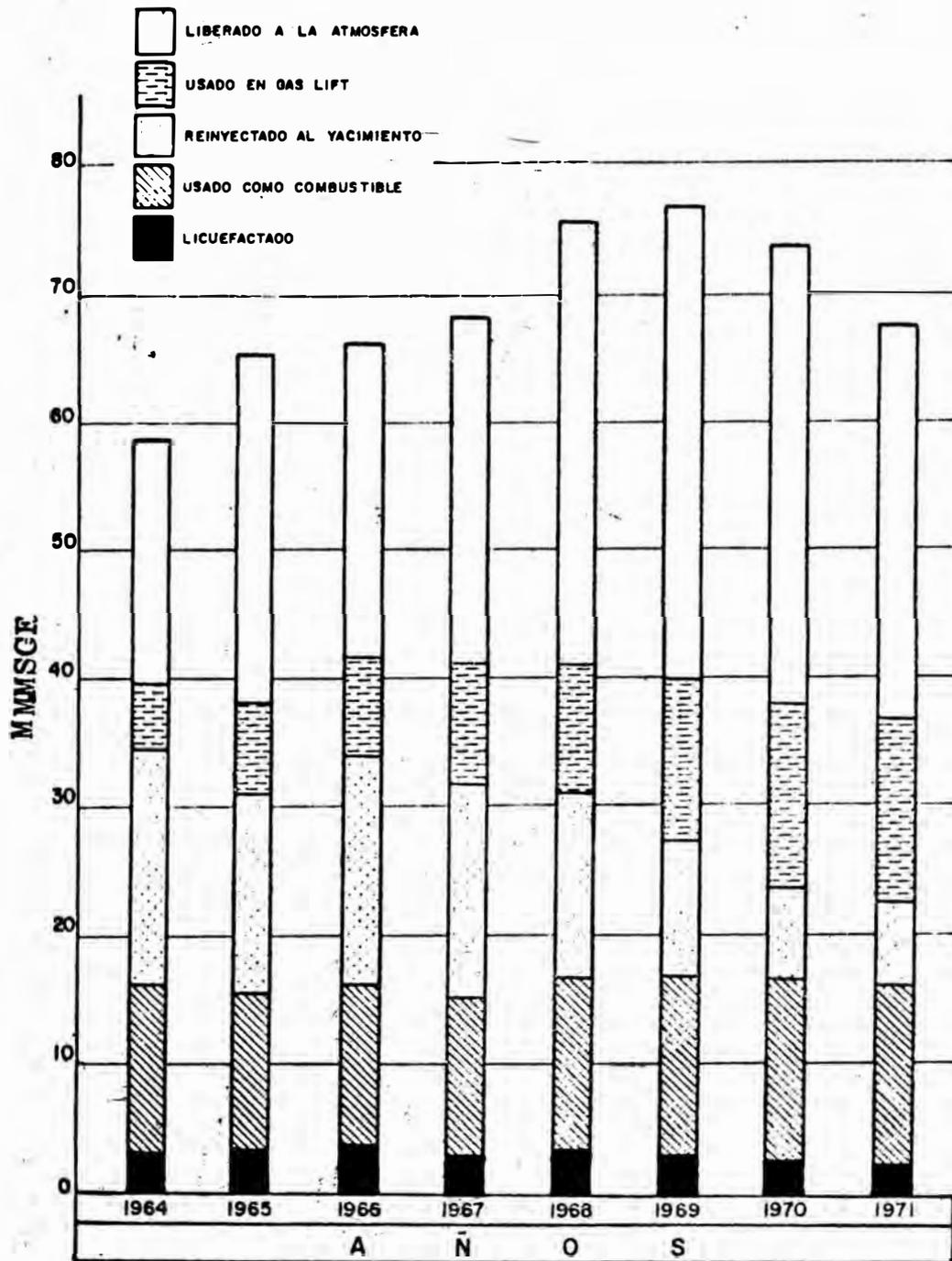
Esta producción cubre la demanda nacional hasta el año 1978.

2. Gasolina motor (GasMotor): En la actualidad la demanda se cubre mediante la gasolina de destilación atmosférica, gasolina craqueada, gasolina reformada y gasolina natural completando el déficit de producción con naftas importadas.

La gasolina natural ha sufrido un decremento en su producción en una cantidad aproximada de 230 MB cada 5 años, y de mantenerse el mismo ritmo, la cantidad actual de 500 MB/año habrá disminuido, para 1975, a 390 MB/año: (ver Figura 3).

FIGURA 3

GAS NATURAL PRODUCIDO Y SU DISTRIBUCION



Con respecto a la gasolina de destilación directa, la gasolina de craqueo y reformación, podemos decir que la producción actual de 10.4 MMB/año, se verá incrementada con la gasolina de la unidad FCC. de Talara y la gasolina proveniente de la ampliación de la refinería "La Pampilla" . El rendimiento de la FCC. de Talara será de 53.5 en gasolina debutanizada, trabajando con una conversión de 65.6 %; por su parte la refinería "La Pampilla" ampliada producirá aproximadamente 3.15 millones de barriles de gasolina debutanizada. En resumen podemos decir que la producción global de gasolina motor para el año 1975 será lo siguiente:

| | |
|--|------------------|
| a. Gasolina natural | 0.390 MMB |
| b. Producción Pampilla ampliada: | 3.150 MMB |
| c. Gasolina craqueada de Talara: | 2.740 MMB |
| d. Producción actual Talara-Oriente:.. | <u>7.494</u> MMB |
| TOTAL; 13.774 MMB. | |

Esta producción abastece la demanda nacional hasta el año de 1974 :(ver Figura 1), o sea que ya habrá déficit para 1975.

3, Residual: Ya hemos visto que el 30 % del consumo - está constituido por el residual, es por tal motivo que debemos analizar los proyectos relacionados con su abastecimiento nacional.

En la actualidad, la demanda supera a la producción nacional, esto ha hecho necesario la importación considerable de residuales como puede observarse en la Tabla IV.

Actualmente existe un proyecto para instalar un gasoducto de Talara a Chimbote con el metano proveniente de la separación por Turboexpansión del gas natural, para ello se proyecta unificar la producción del gas natural un sistema centralizado de gasoductos en Talara. Como resultado de esta unificación de gas se procesará en el Turboexpander 52 MMSCF/año, obteniéndose de esta manera los siguientes productos:

| | | |
|------------------------------------|-------|---------------|
| Gasolina Natural: | | 1.30 MMB/año |
| Gases Licuados (Butano y Propano): | .. | 0.86 MMB/año |
| Hexano: | | 0.02 MMB/año |
| Etano : | | 5,000 B/año |
| Metano: | | 149 MMSCF/día |

El metano obtenido se empleará como combustible en vez del residual y se enviará a Chimbote mediante el gasoducto mencionado anteriormente.

En vista de que necesitamos saber qué cantidad de residual ha de ser reemplazado por el Metano, pasemos a ver sus características físicas:

| | | |
|---------|--------------------------------|----------------------------|
| METANO: | Densidad | 0.0422 lb/pie ³ |
| | Capacidad calorífica (BTU/lb): | ..23,930 |

METANO: CAPACIDAD CALORIFICA (BTU/lb) 18,500 (bruto)
DENSIDAD (lb/bbl)285.210

CALCULO DE LA EQUIVALENCIA de RESIDUAL:

$$149 \times 10^6 \times 0.0422 \times 23,930 \times 365 = 55 \times 10^6 \text{ BTU/año(1)}$$

La ecuación anterior representa el calor total producido por la combustión del metano (incluyendo vapor de agua).

Residual equivalente:

$$55 \times 10^6 / (18,500 \times 285.21) = 10'400,000 \text{ bbls./año}$$

Se prevee que este proyecto esté concluido en el año 1985.

También existe la posibilidad de construir un gasoducto Aguaytia - Lima, pero en vista de que no existe nada concreto hay que esperar más bien la construcción de una nueva unidad de destilación primaria de 68,000 BPDO en La Pampilla para el año 1978 y otra en Talara o Bayovar con una capacidad de 200 MBPDO para 1980.

Resumiendo podemos decir que la producción en el año 1975 será:

| | | |
|----------------------------------|-------------|----------------|
| Producción Talara | 5.30 | MMB/año |
| Producción "La Pampilla":..... | 2.76 | MMB/año |
| Producción Conchán-Oriente:..... | <u>1.93</u> | MMB/año |
| TOTAL: | 9.99 | MMB/año |

Esta producción no abastece la demanda para ese año, y no habiendo ningún proyecto inmediato habrá que importar 5.11 MMB durante el año 1975.

Por otro lado la producción de residual para el año 1985 será:

Producción hasta el año 1975:9.99 MMB

Reemplazo con Metano:10.40 MMB

TOTAL: 20.39 MMB

Esta producción más los 5.300 MMB/año producidos en la nueva -
planta de la refinería "La Pampilla", abastecerán la demanda
nacional hasta el año 1982.

En caso de no cumplirse el proyecto del gasoducto a Chimbote,
habrá que recurrir a la producción de la nueva unidad de 200
MBPD, en este caso la producción global en 1980 sería:

Producción hasta 1975:..... 9.99 MMB ✓

Nueva Unidad de "La Pampilla":..... 5.30 MMB ✓

Nueva Refinería 200 MB:..... 15.60 MMB ✓

TOTAL : 30.89 MMB/año

Esta producción cubre la demanda hasta el año 1985.

En caso de cumplirse los tres proyectos tendríamos una produc-
ción global de 41.29 MMB/año, esto nos aseguraría un autoabas-
tecimiento hasta el año 1990, por lo tanto sería óptimo que se
cumpla con la ejecución de los tres proyectos-

4. Kerosene, Turbo y Diesel: Podemos decir que las úni-
cas vías alternativas para cubrir la demanda de estos produc-
tos son: Dest. Primaria -FCC o Dest. Primaria - Hidrocracking.

Una de las dos rutas será seleccionada en un capítulo posterior teniendo en cuenta entre otros factores, las características de la materia prima disponible, que pasaremos a estudiar en el capítulo IV, y los planes de desarrollo orientados hacia la Petroquímica, para de ésa manera concevir la idea de un complejo Refino - Petroquímico en el Perú.

Un bosquejo más detallado del déficit nacional de combustibles se muestra en la Tabla VI, en ella se especifica además la ubicación de las diferentes unidades de producción y las cargas diarias a las mismas.

TABLA VI
DEFICIT NACIONAL DE PRODUCCION DE COMBUSTIBLES DERIVADOS DE HIDROCARBUROS
AÑOS 1975 - 1990

| UBICACION | UNIDADES DE PRODUC. (MBPDO) | | | | RENDIMIENTO DE LAS UNIDADES (MMB/año) | | | | | |
|-------------------|-----------------------------|-------------|-------------|-----------|---------------------------------------|---------------|-------------|--------------|-------------------|-------------|
| | Dest.P | FCC | Ref* | Otros** | GLP | GasMotor | Turbo | Kero. | Diesel | Resid. |
| Talara..... | 65.0 | 16.6 | - | 51 MMMSCF | 2.204 | 9.340 | 0.49 | 3.720 | 6.35 ^a | 5.30 |
| Pampilla.... | 35.0 | 7.5 | 2.05 | | 0.500 | 3.150 | 1.08 | 0.187 | 1.120 | 2.76 |
| Conchán..... | 10.0 | - | - | 1,397.000 | - | 1.000 | - | 0.300 | 0.525 | 1.50 |
| Oriente..... | 7.5 | - | - | - | - | 0.284 | - | 0.286 | 0.550 | 0.43 |
| TOTAL..... | 117.5 | 29.1 | 2.05 | | 2.704 | 13.774 | 1.57 | 4.493 | 8.545 | 9.99 |
| Demanda 1975 | 150.0 | | | | 1.440 | 15.100 | 3.10 | 4.780 | 9.060 | 15.10 |
| DEFICIT 1975 | 32.5 | | | | 1.264 | 1.426 | 1.53 | 0.287 | 0.415 | 5.11 |
| Produc. 1980 | | | | | 2.704 | 13.774 | 1.57 | 4.493 | 8.545 | 9.99 |
| Demanda 1980 | 220.0 | | | | 3.400 | 21.100 | 6.47 | 5.640 | 12.150 | 21.10 |
| DEFICIT 1980 | 102.5 | | | | 0.696 | 7.326 | 4.90 | 1.147 | 3.605 | 11.11 |
| Produc. 1985 | | | | 35 MMMSCF | 3.564 | 15.074 | 1.57 | 4.493 | 8.545 | 20.30 |
| Demanda 1985 | 320.0 | | | | 8.050 | 29.500 | 13.60 | 6.700 | 15.400 | 29.50 |
| DEFICIT 1985 | 192.0 | | | | 5.486 | 14.426 | 12.03 | 2.307 | 6.855 | 9.20 |
| Produc. 1990 | | | | | 3.564 | 15.074 | 1.57 | 4.493 | 8.545 | 20.30 |
| Demanda 1990 | 485.0 | | | | 19.000 | 25.700 | 28.50 | 7.900 | 22.000 | 41.20 |
| DEFICIT 1990 | 367.5 | | | | 15.436 | 10.626 | 26.93 | 3.507 | 13.455 | 20.90 |

*Reformación catalítica de Naftas

** Incluye 16 MMMSCF de gas natural tratado en plantas.

(a) Incluye 5.2 MMB de diesel de dest. prim. y 1.15 MMB de diesel de FCC (LCO).

CAPITULO III

MATERIAS PRIMAS

El autoabastecimiento del petróleo y el gas natural, que son las materias primas para nuestros procesos, constituyen en la actualidad nuestra mayor preocupación.

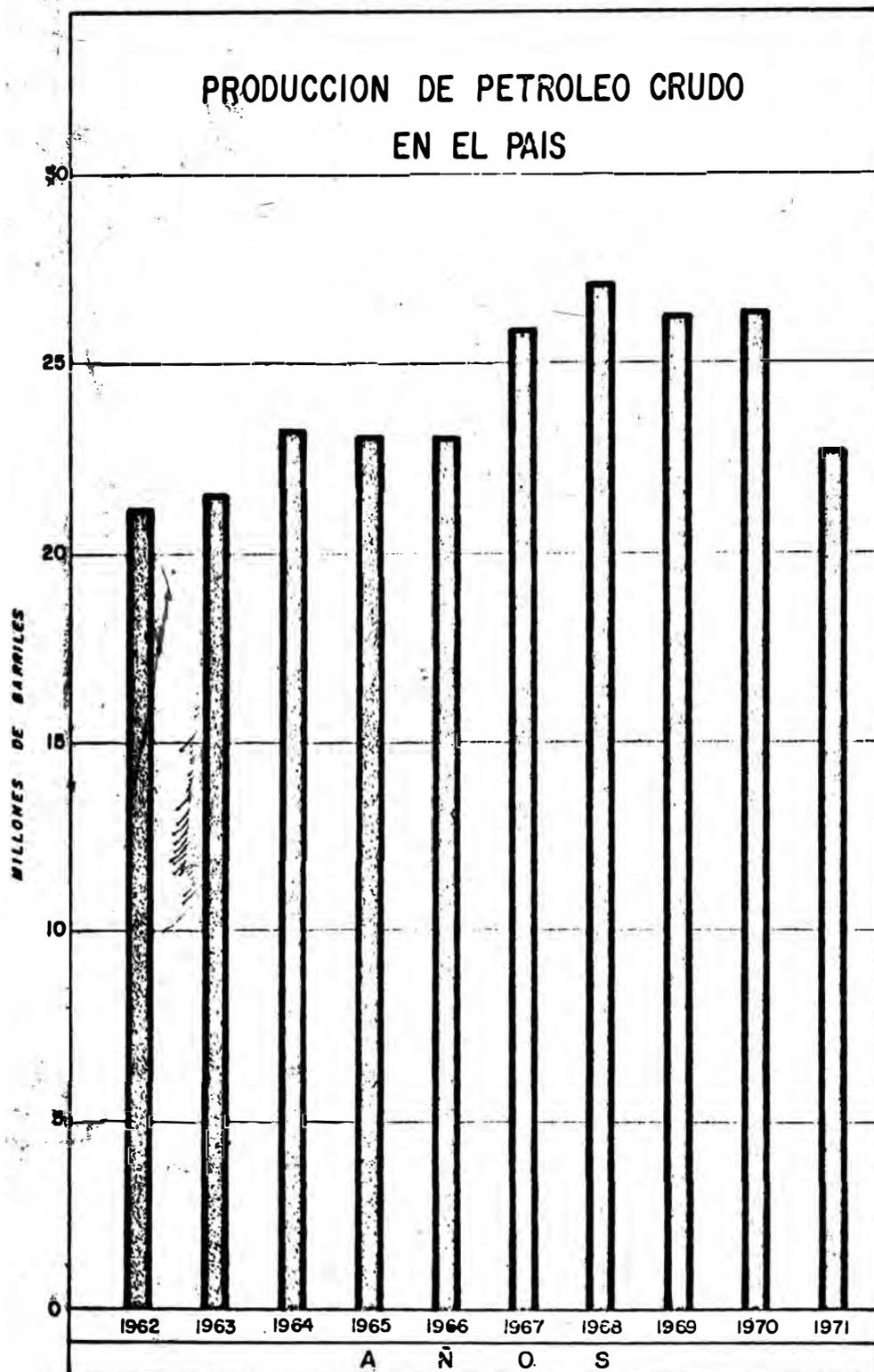
En lo que se refiere al gas natural, nuestras reservas en la costa norte alcanzan a 3.0×10^{12} pies cúbicos (informe del Min. Energía y Minas: Dir. Gen. Hidrocarburos, sec gas nat.), sabiendo que los planes de desarrollo nacional necesitarán 1.2×10^{11} pies cúbicos/año, distribuidos de la siguiente manera: (cifras en MMSCF/año).

1. Procesamiento en plantas y otros usos: 68 MMSCF.
 2. Proyecto Turboexpander: 52 MMSCF.
- TOTAL: 120 MMSCF.

podemos afirmar que tenemos asegurado nuestro abastecimiento por un espacio aproximado de 25 años.

Con relación al petróleo, nuestra producción actual alcanza a 23 MMB/año, mientras que nuestra capacidad de refinación es de 33 MMB/año. Este panorama y el hecho de que nuestra producción siga sufriendo una constante declinación desde el año 1968: - (ver Figura 4), nos hace pensar que la única y mejor solu -..

FIGURA 4



ción posible para nuestro autoabastecimiento está en las perforaciones marinas y en el de nuestra amazonía.

Nosotros sabemos que la capacidad necesaria para lograr nuestro autoabastecimiento en el año 1980 será refinando 220 MB. por día (72.5 MMB/año), por lo tanto, aún manteniendo nuestra producción actual de 23 MMB/año mediante las exploraciones en el zócalo continental de la costa norte; existirá un déficit de 49.5 MMB/año. Queda pues para nuestra producción amazónica la gran responsabilidad de autoabastecer la demanda nacional de petróleo crudo y es por tal motivo que debemos prestar nuestra mayor atención en lo que se refiere a la reserva existente, reserva asegurada, producción asegurada y transporte.

A. Reserva

Grandes son las posibilidades de que los yacimientos petrolíferos que se están encontrando en la región del Nor - Oriente nos aseguren por decenas de años el autoabastecimiento interno del país, e incluso devolverle su condición de país exportador, tal como lo fué hasta el año 1967.

Para buscar petróleo en la selva se ha seleccionado un área - de aproximadamente 9 millones de hectáreas : (ver Figura 5A)

Los geólogos consideran que esta es el área más indicada para encontrar encontrar yacimientos petrolíferos, por las siguientes razones:

1. El petróleo, según la teoría más aceptada, es un producto originado por materia orgánica de la fauna marina em plazada en los sedimentos de la edad Cretácica y Terciaria, generalmente a lo largo de los flancos de las zonas orogénicas Terciarias y en regiones menos profundamente plegadas.

2. En América Latina, como se puede ver en la Figura 5B existió un mar en la edad Cretácica, 100 millones de años atrás, entre los clásicos continentes de Brasilia y Guayana y la faja que hoy ocupa la cordillera de los Andes. En aquella época aún no existían los Andes, y muchos de los ríos que venían de los continentes desaparecidos, arrasaban consigo los productos de la erosión, hacia el Oeste, formando gruesas capas sedimentarias cerca de las costas de ese antiguo mar.

3. Más tarde, durante el Eoceno (edad Terciaria), es decir 70 millones de años atrás, los sedimentos depositados comenzaron su plegamiento en la faja más occidental, y el paquete de los pliegues se elevó formando la cordillera de los Andes; fué así como quedó encerrado entre los continentes desaparecidos y los Andes, parte de ese antiguo mar en el que se había acumulado materia orgánica. Es así como resultaron las cuencas del Orinoco, Pastaza y del Río de la Plata. Este es el motivo por el que se encuentran grandes yacimientos pe-

trolíferos en la zona subandina desde Venezuela hasta Argentina pasando por Colombia, Ecuador, Perú y Bolivia.

En el Perú gran parte de esta cuenca se mantuvo estable, pero según estudios geológicos, los movimientos tectónicos de épocas recientes, plegaron una parte de la cuenca, al sur del Marañón, formando subcuencas y pequeñas estructuras en las que se encuentran los campos petrolíferos de Aguas Calientes, Maquía y Aguaytía; por este motivo hay interés en perforar en el área de San Alejandro y en la zona del río Ucayali.

En la zona norte del río Marañón, la cuenca se mantuvo más estable, sin plegamientos pero formando amplias elevaciones al Este de la cuenca del Pastaza; estos anticlinales forman los yacimientos petrolíferos en el Ecuador.

4. Los estudios antes mencionados también indican que las condiciones propicias para la acumulación de hidrocarburos continúan desde el Ecuador hasta el río Marañón, y tenemos por ello, la esperanza de encontrar grandes yacimientos petrolíferos en el Nororiente peruano, cuya producción global alcance por lo menos 100 MBPD que es la cantidad mínima económica permisible para el tendido del Oleoducto Trasandino.

Por las razones ya enumeradas es que se escogió para nuestras

exploraciones, el área comprendida entre los ríos Pastaza y Tigre y una pequeña parte al sur del Marañón con resultados que podemos considerar representativos; tanto por la ubicación de las estructuras de acuerdo al estudio anterior como por la distancia que guardan entre sí cada uno de los pozos descubridores y confirmatorios: (ver Figura 5A).

B. Reserva y Producción Asegurada

La cantidad de petróleo comercial se encuentra en estructuras relativamente pequeñas en comparación con el tamaño de la cuenca seleccionada; además la presencia de una estructura no significa necesariamente que se halle petróleo en ella. Para tener petróleo comercial, es necesario que cantidades suficientes estén cubiertos por sedimentos impermeables tales como arcillas no porosas. Por el contrario, las rocas en las cuales se pueden acumular petróleo deben tener una porosidad muy buena.

En la zona donde se están llevando a cabo los trabajos de exploración se han encontrado areniscas con buena porosidad depositados durante el Cretácico por los ríos que descendían del escudo de la Guayana.

Por otro lado, la extensión de las estructuras que se están

FIG. 5A

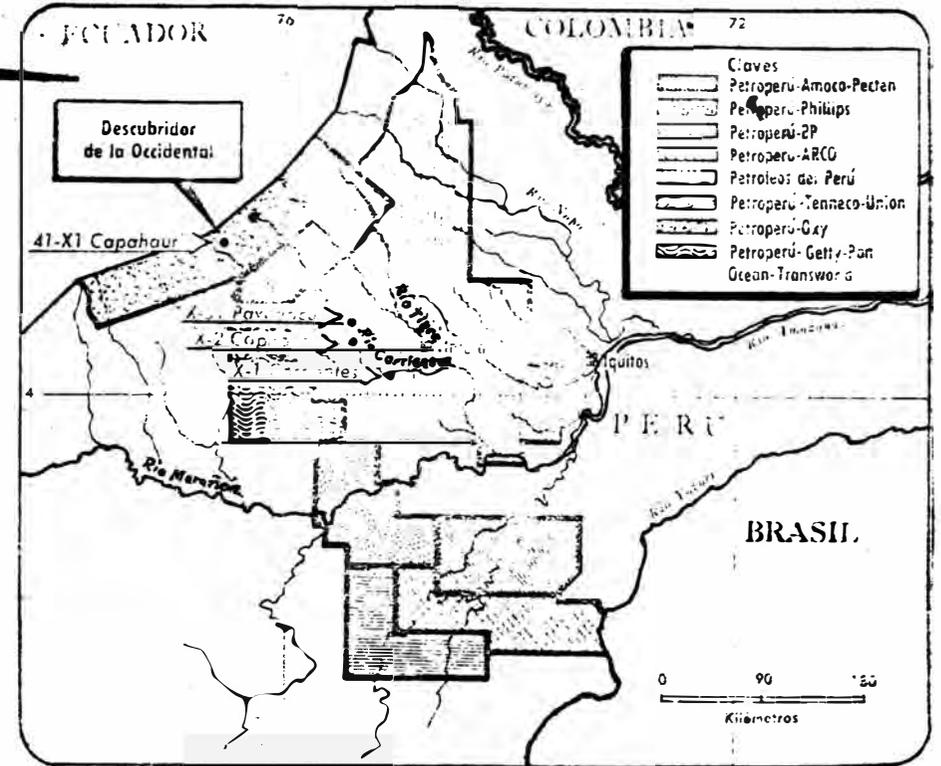


FIG 5B

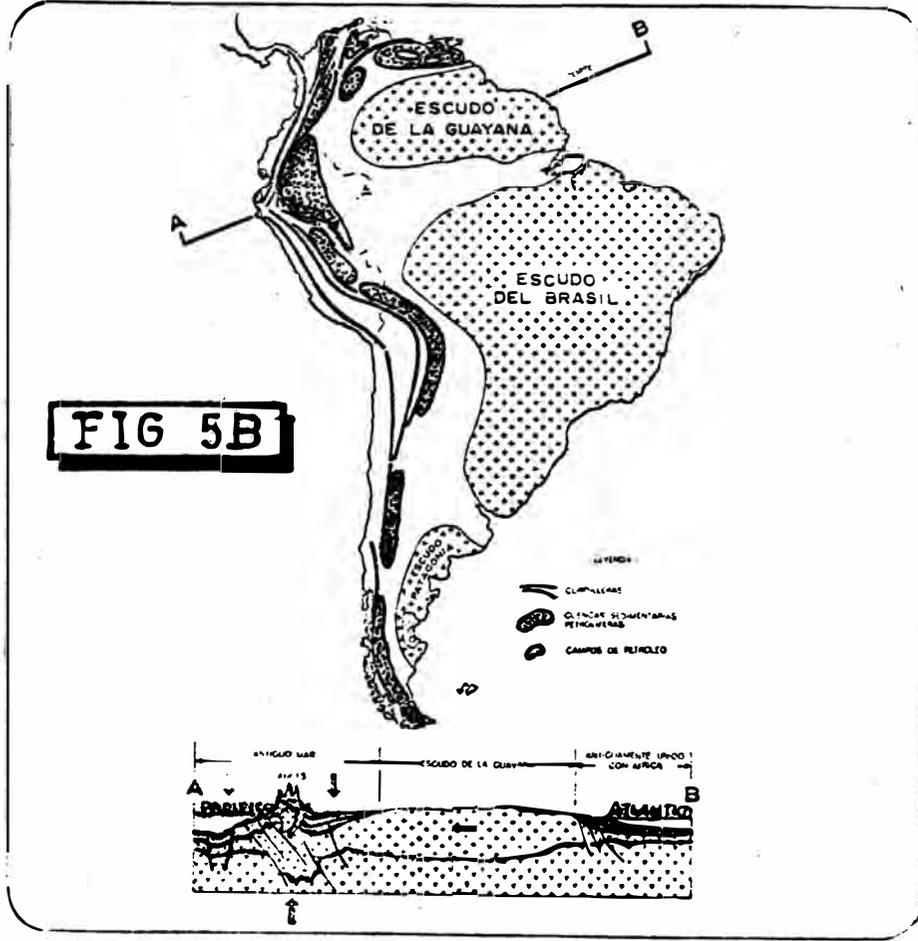
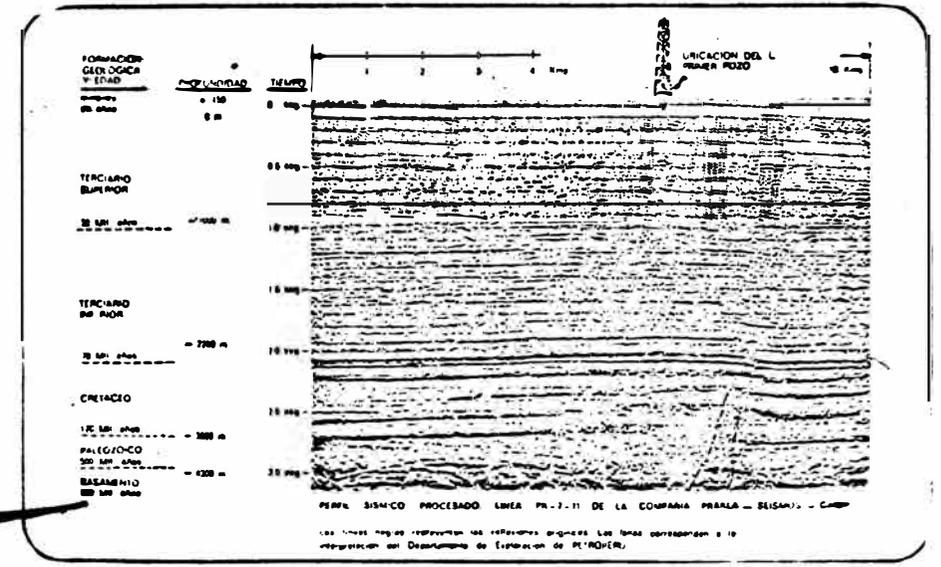


FIG. 5C



encontrando varían entre 10 y 25 Km. con una elevación de 150 metros que nos pueden ofrecer reservas desde 2,000 a 3,000 millones de barriles. La profundidad a la que se encuentran estas estructuras varían entre 2,000 y 3,000 m. y no presentan indicios en la superficie, motivo por el cual su hallazgo se torna dificultoso: (ver Fig. 5C).

Como ejemplo de una estructura de 25 Km. tenemos el pozo Forestal 51-X1 que tiene un horizonte a 3,000 m. de profundidad y otra a 4,000 m.

Como se puede ver, los problemas que se están afrontando en la búsqueda del petróleo son singulares y muy difíciles, pero aún así, esperamos que muy pronto se habrá llegado a la producción necesaria para el tendido del Oleoducto. Por lo pronto se tiene una producción asegurada de 35,000 barriles/día y una reserva asegurada de 400 millones de barriles.

C. Transporte

El petróleo producido en nuestra amazonia será transportado hacia la costa mediante un oleoducto trasandino cuya longitud será de 900 Km. El punto de partida será la localidad de Concórdia, a orillas del bajo Marañón, bordeará este río aguas arriba por su margen derecha hasta llegar frente a la localidad de Borja, luego seguirá a Bagua y de allí siguiendo un

curso paralelo a la carretera llegará hasta el paso de Por -
culla a 2,145 m.s.n.m. para culminar finalmente en el puerto
piurano de Bayovar: (ver Fig. 6).

Como se dijo anteriormente, es necesario que se asegure una
mínima producción de 100 MBPD para comenzar el tendido del
Oleoducto Trasandino, para ello es necesario la puesta en pro-
ducción de no menos de 150 pozos.

Un cálculo económico aproximado se presenta a continuación -
para evaluar la factibilidad del proyecto:(US \$.).

| | |
|--|-------------------------------|
| a. Inversión inicial y est. bombeo: | 250 x 10 ⁶ |
| b. Gastos iniciales y cont.explor.- durante 15 años: | 60 x 10 ⁶ |
| c. Perf. y puesta en Prod. 150 pozos: ... | 30 x 10 ⁶ |
| d. Inversión en equipos de prod., cabe- zales, tuberías, tanques de almacenaje, etc. a razón de \$ 500 por bbl. produci- do y almacenado: | 140 x 10 ⁶ |
| e. Costo de mantenim. durante 15 años:... | <u>10 x 10⁶</u> |
| | TOTAL : 540 x 10 ⁶ |

Produciendo inicialmente 100 MBPD de petróleo a 3.0 \$/bbl,
podríamos recuperar la inversión en el plazo de 5 años.

Pero a lo anterior, o sea a los 540 millones de Dólares tene-
mos que añadirle las inversiones por operaciones de perfora -
ción por desarrollo, adquisición de nuevos equipos de perfo -

ración, completación de las obras de infraestructura, además los que corresponderán al pago de intereses y amortización - de las financiaciones obtenidas.

Por lo tanto habrá que aumentar gradualmente nuestra producción inicial para afrontar tan elevados gastos iniciales.

Afortunadamente los 400 MMB de reserva asegurada hasta la actualidad y la producción diaria actual de 35 MBPD nos proporcionan un abastecimiento normal de 6 años a una capacidad de 200 MBPD; esto nos demuestra que el proyecto es muy factible de realizarse a corto plazo, teniéndose previsto que dicho Oleoducto estará terminado para el año 1976.

OCEANO PACIFICO

ECUADOR

COLOMBIA

BRASIL

TUMBES
TALARA
PAITA
PIURA
ABRA de PORCULLA
2145
CHICLAYO
CAJAMARCA

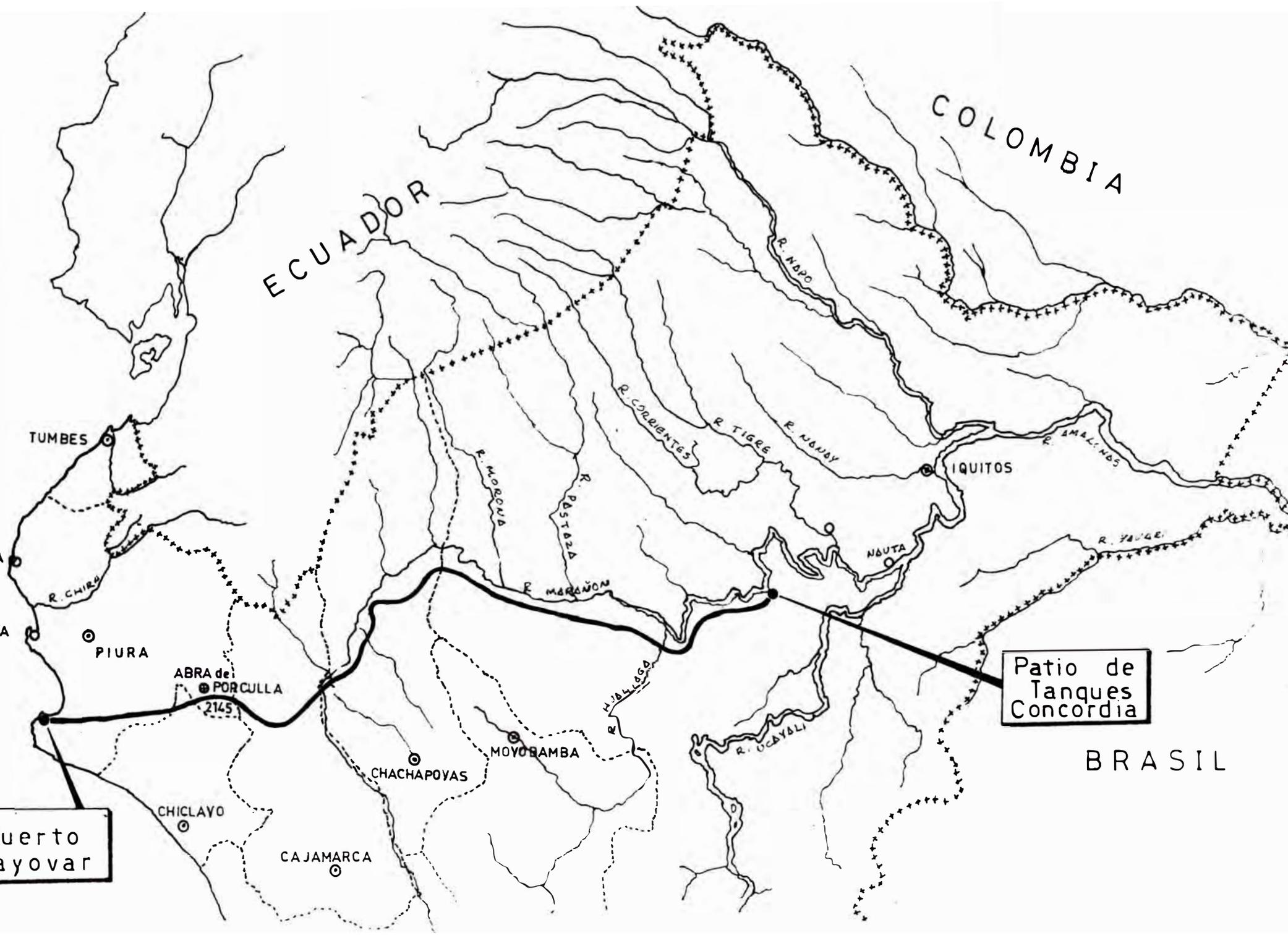
CHACHAPOYAS
MOYOBAMBA

IQUITOS

NAUTA

Puerto Bayovar

Patio de Tanques Concordia



CAPITULO IV

EVALUACION DE ALGUNAS PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL
PETROLEO CRUDO DE LA AMAZONIA

Según las últimas noticias de hallazgos petrolíferos en nuestra amazonia, se prevee que el mayor porcentaje de la producción estará constituido por crudos con características similares a las del crudo ecuatoriano; pero, en base a los hallazgos iniciales de Petroperú y a los recientes de la Occidental es indudable que también dispondremos de crudos más livianos y más pesados que el crudo ecuatoriano, es por esta razón que efectuaremos la evaluación de las características más importantes de una mezcla liviana, una mezcla pesada y las del crudo ecuatoriano. La Tabla VIII resume las características físicas más importantes para los tres casos.

TABLA VIII
CARACTERISTICAS FISICAS

| | Crudo Ecuat. | Mezcla Liv. | Mezcla Pesada |
|----------------------------|--------------|-------------|---------------|
| Densidad ($^{\circ}$ API) | 28 - 29 | 30.3 | 23.5 |
| % peso Azufre | 0.92 | 0.78 | 1.15 |
| Visc. SSU (210) | 280 - 290 | - | - |
| P. Congelación | + 30.2 | -7.6 | + 15 |

| | Crudo Ecuat | Mezcla Liv. | Mezcla Pesada |
|---------------------|-------------|--------------|---------------|
| Agua | - | - | - |
| Sedimentos (%peso) | - | 2.5 | 2.5 |
| Cont. sal (ppm.) | 12.9 | 20.8 | 27.1 |
| Cont. Metal (Ni, V) | moderado | moderado | moderado |
| Factor Caracter. | 11.82 | 11.95 | 11.87 |
| Clasificación | Int. | - | - |
| COMPOSICION: %vol. | | | |
| Capahuari 41-X1 | - | 40 (37° API) | - |
| Trompeteros X-10* | - | 60 (26° API) | 15 (26° API) |
| Capirona | - | - | 35 (24° API) |
| Forestal 51-X1 | - | - | 50 (19° API) |
| Ecuatoriano | 100 | - | - |
| TOTAL | 100 | 100 | 100 |

* Se prevee que entre los crudos pesados, la mayor disponibilidad sean las que tengan estas características.

NOTA: La evaluación de muestras representativas aún no han sido efectuadas.

En seguida pasaremos al análisis de algunas propiedades químicas de los tres tipos de crudos disponibles. Primeramente haremos la destilación atmosférica y en seguida el análisis de algunas fracciones para ver su contenido en Parafínicos, Olefínicos, Nafténicos y Aromáticos.

TABLA IX
DESTILACION DE PUNTOS DE EBULLICION VERDADEROS

| % Vol. | Temperaturas de Ebullición Verdaderos (°F) | | |
|--------|--|---------------|------------------|
| | Crudo Ecuat. | * Mezcla Liv. | * Mezcla Pesad. |
| PIE | 55 | - | - |
| 5 | 192 | 125 | 318 |
| 10 | 268 | 212 | 423 |
| 20 | 300 | 320 | 543 |
| 30 | 503 | 430 | 662 |
| 40 | 602 | 554 | 747 |
| 50 | 690 | 662 | 810 ^a |
| 60 | 785 | 783 | |
| 70 | 890 | 883 | |
| 78.5 | 1000 | - | |

* Estos datos han sido hallados a partir de la curva ASTM, mediante la correlación de W.C. Edmister.

(a) Dato extrapolado.

Con los datos anteriores se ha graficado las curvas de las - Figuras 7A, 7B y 7C respectivamente, de donde hemos hallado los rendimientos volumétricos que a continuación se presenta de acuerdo a las especificaciones mostradas en la Tabla XII.

TABLA X
 RENDIMIENTOS VOLUMETRICOS REALES Y DE LABORATORIO
DESTILACION ATMOSFERICA

| | Crudo Ecuador | | Mezcla Liviana | | Mezcla Pesada | |
|-------------|---------------|------|----------------|------|---------------|------|
| | Laborat. | Real | Laborat. | Real | Laborat. | Real |
| GLP..... | 0.8 | 0.8 | 1.7 | 0.4 | - | - |
| G. Liviana. | 11.0 | 9.0 | 9.0 | 7.2 | 1.0 | --- |
| Nafta | 6.3 | 6.0 | 14.6 | 13.3 | 7.7 | 5.9 |
| Turbo | 10.9 | 11.0 | - | - | --- | --- |
| Kerosene .. | - | 3.0 | 9.4 | 9.3 | 8.8 | 8.8 |
| Diesel | 19.0 | 14.0 | 16.8 | 16.5 | 15.8 | 16.0 |
| AGC..... | 4.5 | 1.5 | 3.3 | 4.6 | 4.2 | 8.6 |
| Cr.Reducido | 45.5 | 53.5 | 44.0 | 48.0 | 63.5 | 61.0 |
| Pérdidas .. | 0.4 | 1.2 | 1.0 | 0.5 | - | - |

TABLA XI
 RENDIMIENTOS VOLUMETRICOS REALES DE LA UNIDAD DE VACIO (U.V)

| | Ecuat. | M.Liv. | M.Pesad. |
|------------------------|--------|--------|----------|
| Gasoleo Liviano (LVGO) | 13 | 17.6 | 17.2 |
| Gasoleo Pesado (HVGO) | 38 | 41.1 | 39.9 |
| Residuo de Vacio | 49 | 41.2 | 40.9 |

La tabla de especificaciones se encuentra en la siguiente página para todos los productos de las Tablas X y XI.

TABLA XII
 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS

| | TBP | | | | °API | SSS 210 | Pto. Cong | Indice Diesel |
|-------------|-----|------|------|-----|------|------------|--------------|------------------|
| | PIE | 50 % | 95 % | PFE | | | | |
| Galina Liv. | - | - | - | 212 | 70.4 | - | - | - |
| Nafta | 204 | 284 | 354 | 392 | 53.9 | - | - | - |
| Turbo A-1.. | | | 465 | 500 | 43.4 | - | -62 | - |
| Kerosene .. | 392 | 416 | 486 | - | 43.6 | - | -60 | - |
| Diesel | 500 | - | - | 680 | 34.1 | - | - | 60 |
| AGO | 680 | - | - | 716 | 32.2 | - | - | - |
| Cr. Reducid | - | --- | - | - | 16.8 | 990 | - | - |
| LVGO | | | | | 29.8 | - | -- | - |
| HVGO | | | | | 26.5 | | | |

FIGURA 7A
CURVA TBP.
CRUDO ECUATORIANO

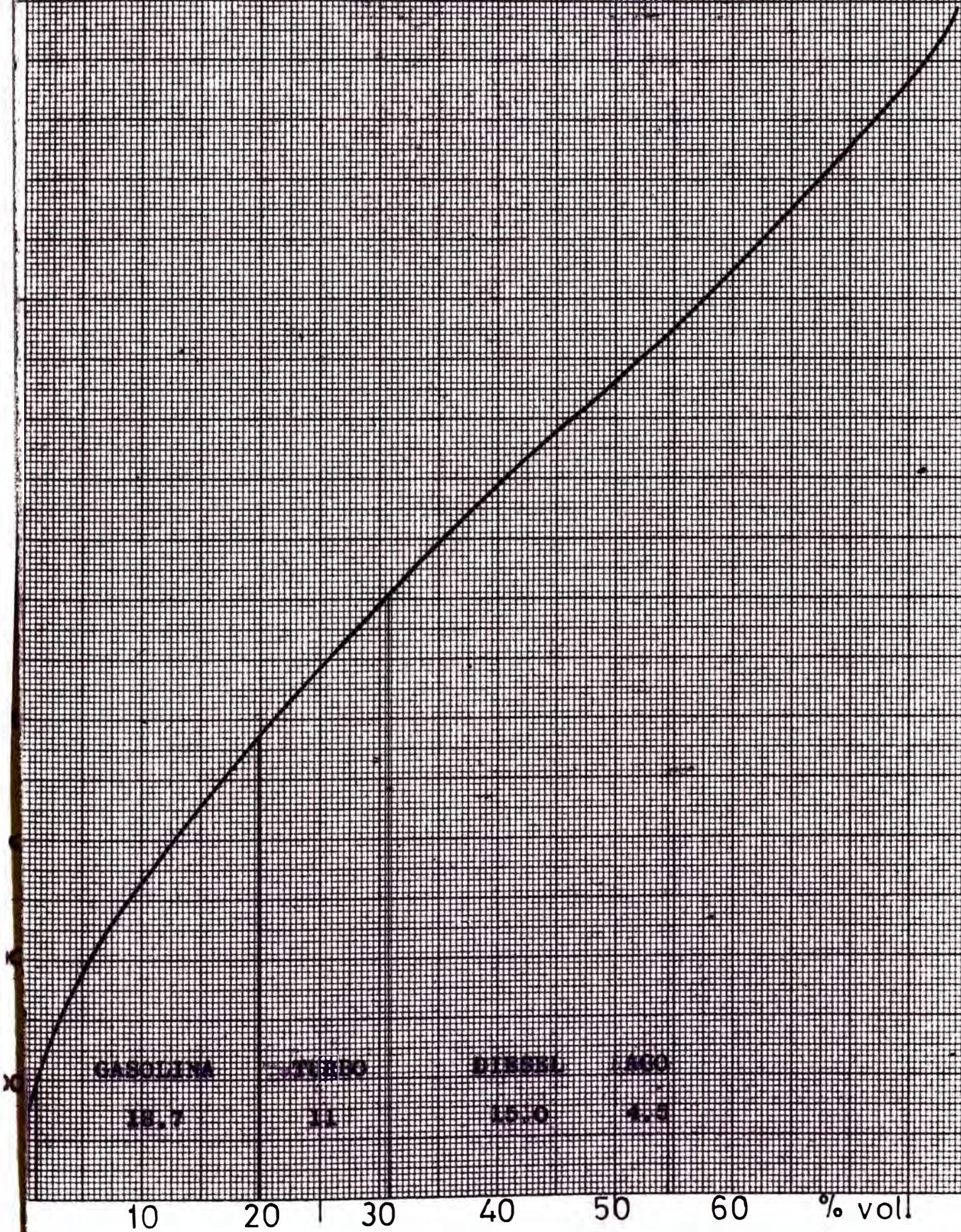


FIGURA 7.B
CURVA TBP.
MEZCLA LIVIANA

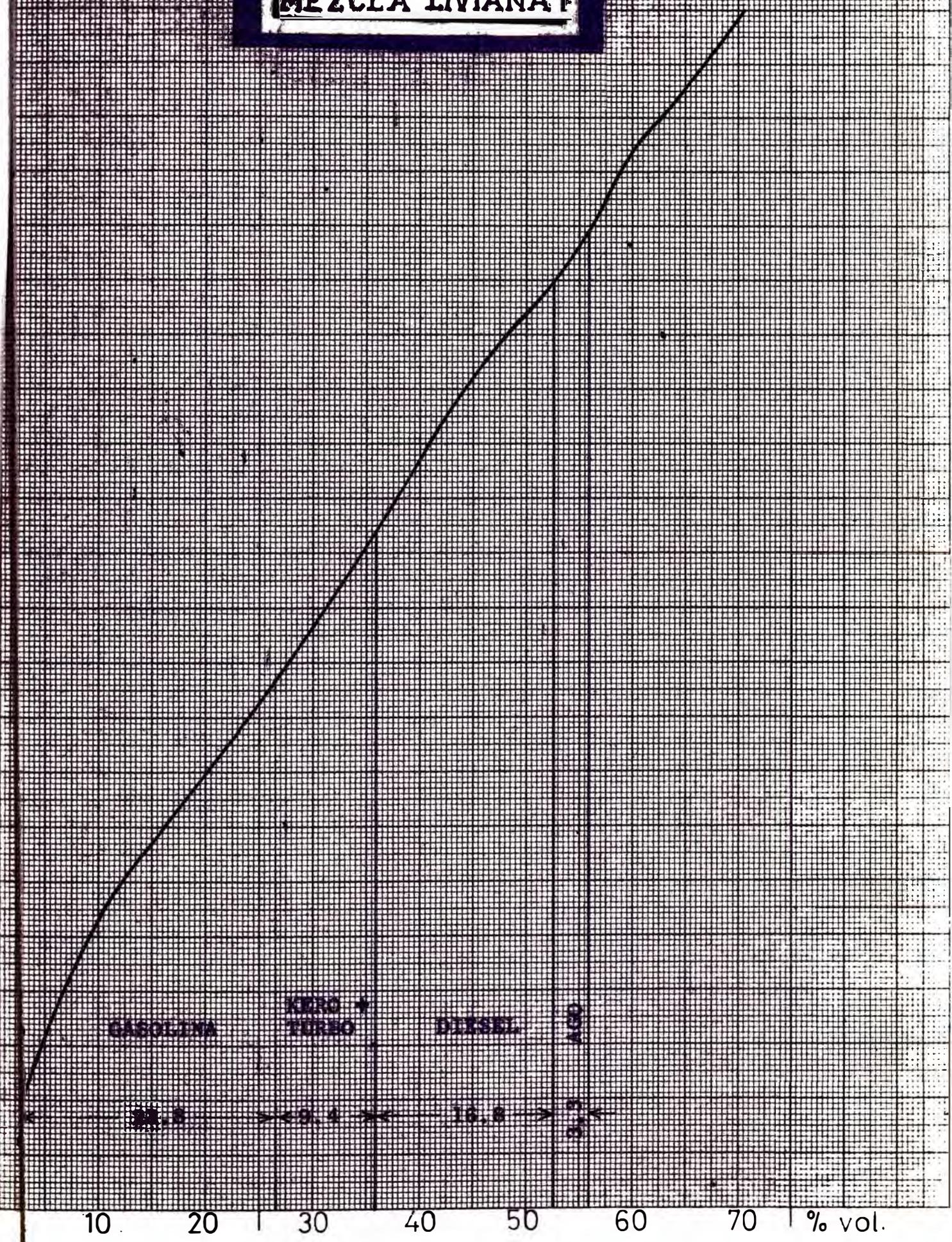
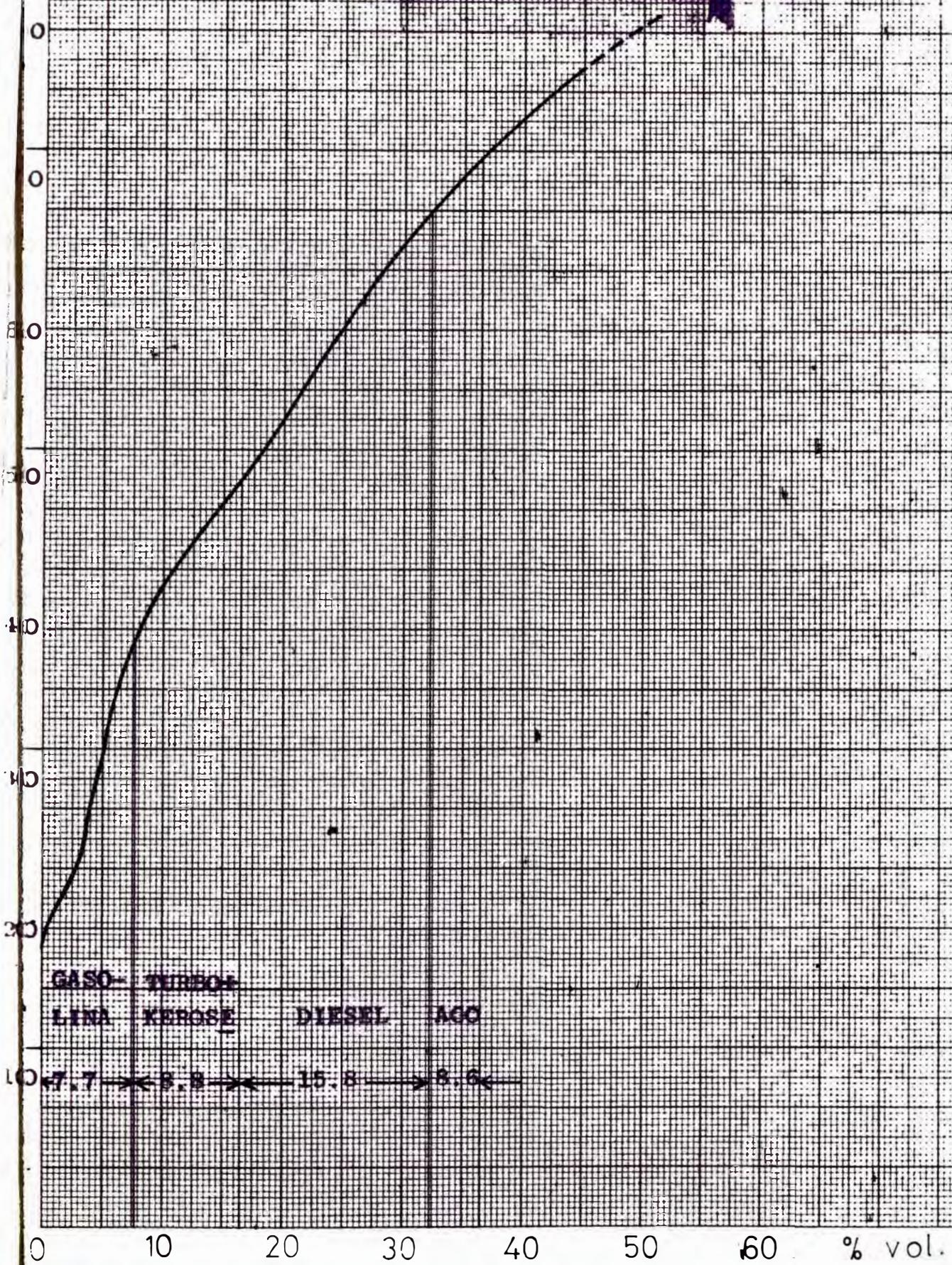


FIGURA 7C
CURVA TBP.
MEZCLA PESADA



CAPITULO V

DISEÑO DEL PROCESO

Este capítulo estará comprendido por tres secciones:

- I. Descripción de los modernos procesos de refinación.
- II. Selección del Proceso.
- III. Balance de Materia.

I. Descripción de los procesos de refinación del Petróleo

A. Craqueo Catalítico Fluido (FCC.)

Esencialmente este proceso consiste en la ruptura de las moléculas de hidrocarburos por acción de un catalizador sintético, siendo los más utilizados el de "Alta Alúmina" y el de tamiz molecular o catalizador Zeolítico.

El catalizador modifica el mecanismo de ruptura de los enlaces entre átomos de carbono y aumenta la velocidad de transformación con respecto a las reacciones no catalizadas, permite asimismo, reducir la severidad de las reacciones y, en consecuencia, eliminar la mayor parte de las reacciones secundarias productoras de gas, coque y residuos pesados que

disminuyen la producción de gasolina.

Los materiales de alimentación, productos, condiciones de operación, catalizador, rendimiento volumétrico y economía de los diferentes procesos de Craqueo Catalítico se resume en la Tabla XIII.

Una planta de Craqueo Catalítico Fluido utiliza un catalizador "Fluidizado", este catalizador se desplazará de un nivel alto a uno más bajo, o de un recipiente de alta presión a otra de baja presión. Efectivamente en este aspecto radica la diferencia substancial de las diferentes patentes.

Como una ilustración se describe el proceso FCC - Orthoflow y que para mejor claridad la dividiremos en dos secciones:

- a. Descripción de los Flujos: Figura 8.
- b. Principio de los Procesos.

Trataremos de ser amplios en la sección correspondiente a la descripción de los flujos, por tratarse de un proceso desconocido en el Perú, pero en cuanto a los principios de Procesos, no entraremos en detalles de mecanismos ni termodinámica de las reacciones por tratarse de aspectos bastante conocidos y expuestos en muchos textos y muchas tesis anteriores.

- a. Descripción de los Flujos en una unidad FCC-Orth.
 1. Sistema de carga Fresca.- La carga fresca se

alimenta mediante la bomba de carga fresca que succiona desde los tanques de almacenaje y lo bombea a través de los precalentadores. Luego del precalentamiento, la carga fresca sigue directamente hasta la entrada de la válvula de Tapón, en la base de los elevadores; antes de llegar a las válvulas de Tapón la carga fresca se mezcla con vapor de agua.

2. El convertidor Orthoflow.- Este convertidor es una vasija de tres secciones: El Reactor, el Regenerador, y el Despojador. El catalizador desde el Regenerador es transportado hacia el Reactor mediante los elevadores. Del Reactor, el catalizador gastado, desciende hacia el Regenerador, mediante el Despojador y el bajante de catalizador gastado.

Los controles de ascenso y descenso de catalizador se realiza mediante las válvulas de Tapón que se encuentran en la base de los elevadores y el bajante.

Existe otro elevador de reciclaje que funciona de manera similar al elevador de carga fresca, esto incorpora un craqueo selectivo, produciéndose de esta manera bajos rendimientos de coque y gases secos de manera que los rendimientos en parafinas ligeras es elevado lo que trae consigo altos beneficios económicos.

El catalizador gastado pasa del Reactor al Regenerador después

de superar el nivel mínimo de lecho controlado por un rebosadero en forma de embudo. En el fondo del rebosadero se encuentra una válvula de corredera que controla el flujo del catalizador hacia el Despojador.

El catalizador gastado en el Despojador fluye en contracorriente con vapor de agua. El vapor de agua desplaza a los hidrocarburos gaseosos adsorbidos sobre la superficie del catalizador. Para favorecer el despojo, existen unos conos desviadores que aumentan el tiempo de contacto de las dos corrientes en proceso y aumenta así la eficiencia de la desorción. El vapor de H_2O junto con los hidrocarburos despojados ascienden hacia la fase diluida del Reactor mediante tubos que desembocan por debajo de la entrada de los ciclones.

El catalizador gastado pasa del Despojador hacia el bajante en cuya base se encuentra un pozo de despojo que tiene un anillo de vapor para inyección de vapor aereador. Del pozo de despojo el catalizador reboza hacia el lecho propio del Regenerador donde se quema el coque depositado sobre la superficie del catalizador mediante inyección de aire.

El catalizador regenerado fluye desde el lecho del catalizador del Regenerador hacia los pozos de despojo de los elevadores, en estos pozos se inyecta vapor de agua aereador y despojador

de inertes tales como N_2 , Ar, etc y disminuye así la cantidad a eliminarse en la sección de recuperación de vapores. Los gases de combustión pasan por los ciclones en donde, al igual que en Reactor se recuperan la mayor parte del catalizador arrastrado.

La combustión del coque genera una gran cantidad de calor q' calienta el catalizador hasta la temperatura de reacción. El catalizador caliente se unen en la base de los elevadores, esta mezcla asciende a través de los elevadores donde ocurre - la mayor parte de las reacciones de craqueo; los hidrocarburos resultantes son descargados en el lecho del Reactor en donde se completa la reacción . El terminal superior de los elevadores están por debajo de la rejilla de distribución del Reactor, esta rejilla hace que el flujo a través del Reactor sea uniforme.

Se ha instalado una platina vertical en el centro del Reactor para aislar el lado de la carga fresca del lado del reciclo, esta platina, hace que las temperaturas de los respectivos lechos sean diferentes, sin embargo el nivel del lecho del catalizador no puede ser accionado independientemente.

Los productos de craqueo fluyen de la fase densa - a través de la fase diluida - hacia los ciclones, estos por acción centrífuga separan las partículas de catalizador que son arras -

trados por el flujo de hidrocarburos gaseosos y vapor de agua. El catalizador separado en los ciclones retorna hacia el Reactor mediante la pierna de los ciclones secundarios, y la corriente gaseosa pasa a través de la cámara plena hacia la línea de transferencia y de allí hacia la fraccionadora.

3. La Fraccionadora.- Los gases inertes, hidrocarburo gaseoso y vapor de agua provenientes del convertidor, llegan a la fraccionadora mediante la línea de transferencia y entran por debajo de los platos deflectores. Los gases supercalentados ascienden hacia la zona de los platos deflectores en contracorriente con un reciclo de slurry que además de quitarle calor separa el catalizador que pueda arrastrar, el slurry de reciclo condensa además los productos pesados que vienen a formar parte de los productos de fondo de la fraccionadora. En el fondo de la fraccionadora hay un anillo de vapor de despojo de productos livianos disueltos en el slurry. Encima de los platos deflectores se encuentra la batea de retiro de aceite cíclico pesado (HCO). Del HCO retirado de este plato, una parte se envía al convertidor y la otra parte se recicla a la fraccionadora. El próximo plato de retiro es el del aceite cíclico liviano (LCO) que puede ser utilizado directamente como aceite de absorción en el absorbedor secundario o como carga al despojador de aceite liviano de ciclo producto.

Los gases de la cima de la fraccionadora, luego de ser condensados, pasan por el tambor de reflujo, de este tambor los incondensables pasan a la unidad recuperadora de vapores; del hidrocarburo líquido en el tambor de reflujo, una parte se bombea como reflujo de cima de la fraccionadora y la otra se utiliza como destilado de baja presión en la absorbedora primaria para quitarle los hidrocarburos pesados que puedan arrastrar los gases comprimidos provenientes del separador de alta presión.

El destilado rico del fondo de la absorbedora primaria y el líquido condensado proveniente del separador de alta presión pasan al despojador donde se le quitan los hidrocarburos livianos por absorción con vapores provenientes del rehervidor ubicado en el fondo del despojador. Los productos de cola se envían a la Debutanizadora.

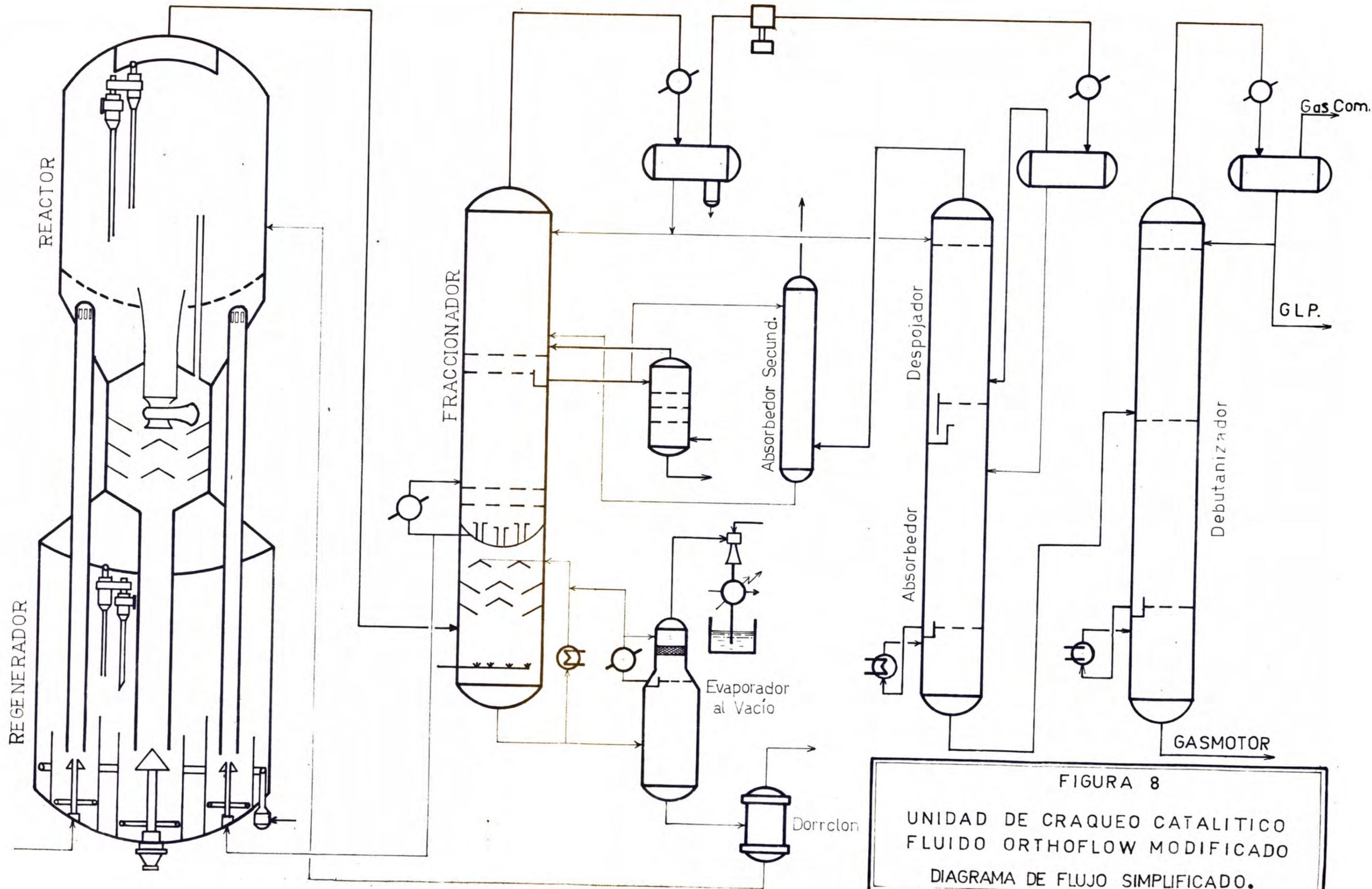
Los gases de la absorbedora y despojadora primaria pasan hacia la absorbedora secundaria donde se le extrae los hidrocarburos pesados, de la cima de esta absorbedora salen los gases de cola que son principalmente Metano, Etano, ácido sulfhídrico e inertes.

La Debutanizadora produce por el tope GLP y un poco de $i-C_5$ y por el fondo se retira Gasolina motor (GasMotor), esta gasolina puede ser enviada a una reprocesadora para sacar gasolina Premium por el tope y gasolina regular por el fondo. Los gases de cima de la Debutanizadora pueden ser enviados a

a una depropanizadora de Olefinas, del fondo de esta torre se sacará un corte de isobutano-butileno, esta corriente se puede enviar a mezcla de gasolinas o a una unidad de Alquilarción para obtener gasolina de aviación.

Volviendo a la fraccionadora ahora tenemos que ocuparnos del slurry del fondo de la torre: El slurry del fondo pasa a un evaporador al vacío; en este evaporador, el líquido que no logró evaporarse cae al fondo de la torre en contracorriente al vapor despojador de livianos. Los gases de hidrocarburos y el vapor despojador pasan a la sección superior donde son enfriados con reflujo frío de cima, el reflujo frío condensa productos pesados que de otra manera taponarían los equipos del sistema de vacío. Los gases de cima pasan al sistema de vacío.

El slurry pesado del fondo del evaporador al vacío, es bombeado hacia el fondo de unos separadores de catalizadores (Dorr-clones), estos poseen en su interior una serie de ciclones pequeños que separan partículas pequeñísimas de catalizador. La corriente líquida dentro de los ciclones es obligado a seguir una trayectoria circular; los materiales pesados junto con el catalizador son lanzados hacia las paredes de los ciclones por acción centrífuga, los líquidos más livianos forman un vórtice al centro y ascienden por un tubo llamado "Localizador de



Vórtice" y salen como slurry clarificado producto. El material pesado acumulado en las paredes de los ciclones por gravedad cae al fondo de donde se recircula hacia el Reactor con el nombre de Alquitrán Aromático Pesado.

b. Principios de los Procesos

1. El Proceso FCC.- Como ya quedó establecido, el proceso FCC está encaminado al rompimiento de grandes moléculas de hidrocarburos en otras más cortas y de mayor valor económico. En una refinería el proceso está diseñado para craquear hidrocarburos comprendidos en un rango de ebullición de 400 °F a 1000 °F, esto incluye diversas cargas entre ellas, gasóleos y aceites cíclicos pesados: (ver Tabla XIII).

2. El Convertidor Orthoflow.- Principio de Circulación del catalizador: Una unidad FCC. utiliza un catalizador en forma de polvo que por presentar una gran área superficial por unidad de peso, favorece la reacción del rompimiento molecular.

Como lo dijimos anteriormente, el catalizador se desplazará en tre dos vasijas a diferente nivel o diferente presión; en cual quiera de los dos casos el flujo de regreso sería un problema, este problema se soluciona en los líquidos con una bomba y en los gases con un compresor. En este caso el medio no puede ser bombeado ni comprimido debido a la alta erosión que ocasiona sobre el equipo. Sin embargo hay un método que soluciona este

problema que es el método de la diferencia de densidades.

Un vapor o gas se inyecta en el elevador para reducir la densidad del catalizador que asciende y permitir así que el catalizador más denso lo empuje hacia arriba.

Mientras los efectos combinados de densidad, presión y altura en la fase densa del bajante excede a los mismos efectos en la fase diluida del elevador, se creará un flujo, y este flujo será mayor mientras mayor sea la gradiente de dichos efectos:

El catalizador en el bajante tiene por lo general una densidad de 30 a 35 lb/pie³ y en los elevadores de 4 a 6 lb/pie³.

Utilizando la fórmula: $h = p/d$ (1)

Donde: h = altura equivalente

p = presión que ejerce la columna de catalizador.

d = densidad del catalizador.

Haciendo: $p = 1$ lb/pulg² y reemplazando en (1), tendremos que en el bajante la altura equivalente es de 4.8 a 4.11 pies, y en el elevador una altura equivalente de 36 a 24 pies.

De lo anterior podemos concluir que altura y densidad se pueden combinar en sólo efecto llamado "Cabeza estática", si a la cabeza estática se le suma la presión de la vasija, podemos obtener la presión de cualquier punto del sistema. Puesto que el flujo es en dirección de la vasija de menor presión la dirección del flujo será fácilmente determinado.

La reducción de la densidad en los elevadores es por lo tanto un factor importante en la circulación del catalizador.

Se utiliza vapor hasta que el Reactor esté listo para recibir la carga, cuando se pone carga se reduce la inyección de vapor. A medida que el catalizador caliente a una temperatura de 1100 a 1200 °F entra en contacto con la carga, el hidrocarburo se vaporiza y la temperatura resultante de la mezcla pasa al rango de los 900 a 1000 °F.

Los vapores de aceite reducen la densidad del catalizador en la parte superior de los elevadores, continuando de esta manera el flujo hacia el Reactor. El flujo de catalizador del Reactor hacia el Regenerador es por gravedad ya que la presión del Reactor más la cabeza estática del bajante está por encima del mismo efecto en el Regenerador.

3. Catalizador.- Sabemos muy bien que el catalizador más generalmente utilizado es un sólido sintético producido en bolas microscópicas de estructura amorfa o cristalina. El tamaño de las partículas varían de 5 a 200 micrones con un tamaño promedio de 60 micrones.

Alúmina es el agente activo de catálisis y el soporte es de Sílica. Para que este catalizador sea bueno debe presentar una amplia superficie de adsorción por unidad de peso: El área típica de un catalizador de equilibrio es cerca de 100 m²/g. El catalizador fresco puede tener un área hasta cinco veces mayor que este catalizador de equilibrio.

TABLA XIII PROCESOS DE CRAQUEO CATALITICO

| PATENTE | FCC. UOP | FCC ORTHOFLOW - M.W KELLOG | FCC MOD. IV - ESSO RESEARCH Co. | AIR LIFT FCC. - SOCCNY NOVEL OIL | HOUDRIFLOW - HOUDRY PROCESS & CH. |
|--------------------------|--|--|---|---|---|
| CARGA | Gasóleos atmosféricos y de vacío, aceite cíclico pesado, naftas vírgenes y destilados de desulfuración. | Gasóleos Atmosféricos, de Vacío, de coquefacción y de viscorredugción, Aceites Cíclicos Pesados y en ciertos casos Crudo Reducido. | Gasóleos atmosféricos, de Cracking Catalítico o Térmico y aceites desasfaltados. | Gasóleos y Residuos alimentados en fase vapor y licuido. | Aceites cíclicos, naftas livianas y pesadas, gasóleos atmosféricos livianos y pesados, Asfaltos y crudos reducidos. |
| PRODUCTOS | Gasolina de alto octanaje: 10 RVP, F1 claro = 93.5, Combustibles ligeros, GLP. | Gasolinas de alto octanaje, Olefinas e isobutano para Alkylados, GLP, gas seco, comb. Diesel. | Gasolinas de alto octanaje, Olefinas ligeras e i-C ₄ que pueden ser Polimeriz. o Alkylados, GLP. | Gasolinas de alto octanaje, Gasóleos y combustibles ligeros y medios. | Gasolina Motor y de Aviación y de alto octanaje. F-1 Claro 88 - 94 |
| CONDICIONES DE OPERACION | REACTOR: P = 14 psig T = 400 - 950 °F REGENER: P = 3 psig T = 1170 °F V.H.S.V = 1 - 16 Relación C/C = 8 - 20 | REACTOR: P = 7 - 20 psig T = 885 - 970 °F REGENER: P = 16 - 32 psig T = 1050 - 1200 °F V.H.S.V = 1 - 16 Relación C/O = 7 - 20 (Peso) | REACTOR: P = 5 - 24 psig T = 385 - 970 °F REGENER: P = 11 - 32 psig T = 1050 - 1150 psig V.H.S.V = 3 - 30 Relación C/O = 3 - 10 (Vol) | REACTOR: T = 780 - 950 °F REGENER: T = 960 - 1070 °F Presión atmosférica. V.H.S.V = 1 - 3.5 Reciclo: Hasta 25 % Carga Fresca Relación C/O = 2 - 7 (vol.) | REACTOR: Normalmente. T = 650 - 950 °F P = 3 - 10 psig Relación C/O = 3 - 7 (Vol) V.H.S.V = 1.5 - 4 |
| CATALIZAD: | Sintético (Si - Al) en polvo fluidizado, regeneración continua, circuito en Y entre el regenerador y el reactor. | Sintético (Si-Al) en polvo fluidizado, regeneración continua, circuitos rectilíneos y verticales entre el reactor y regenerador. | Sintético (Si-Al) en polvo fluidizado, regeneración continua, circulación dentro de tuberías en forma de U | Gránulos sintéticos en soporte de Si - Al. Lecho móvil, regeneración continua con elevadores neumáticos. | Catalizadores naturales y sintéticos en comprimidos, lecho circulante, con elevador neumático. |
| RENDIMIENTO % vol Carga | CARGA: 27.5 °API (mezcla gasoil) CONVERSION 65.6 ^(a) Gas C ₂ - (%peso)... 1.8 GLP 21.0 Gasolina Debutaniz... 53.5 Gasóleo ligero(LCC)..... 21.0 GASOLINA: 10 RVP, 93.5 F-1 claro, 91.5 F-1 + 3cc. TEL. | CARGA: 27.5 °API (mezcla gasoil) CONVERSION 70 Gas C ₂ - (%peso)... 3.1 GLP 18.6 Gasolina Debutaniz... 50.0 Gasoil ligero 23.5 GASOLINA: 7 RVP, 93 F-1 claro, 99 F-1 + 3 cc. TEL. | CARGA: 23.1 °API (698-975°F ASTM) CONVERSION 60 Gas seco (%peso).... 7.2 Corte C ₂ - C ₄ 11.2 Gasolina Debutanizada... 43.0 Gasóleo ligero 34.8 GASOLINA: 54.5 °API, 92.5 F-1 cl. 97 F-1 + 0.4 cc. TEL. | CARGA: Gasoil (ASTM 450-1000°F) CONVERSION 68 Gas seco (%peso).... 3.0 GLP 25.3 Gasolina Debutanizada... 52.0 Gasoil ligero..... 23.5 GASOLINA: 10 RVP, 90-96 F-1 cl. 94 - 100 + 0.5 % TEL. | CARGA: KUOP = 11.8 - 12.0 CONVERSION 75 Gas seco (%peso)... 10.5 Corte C ₂ - C ₄ 19.8 Gasolina (C ₅ -400°F).. 52.5 LCC. (400 - 500°F) 9.6 GASOLINA: 88 - 94 F-1 Claro. 92 - 98 F-1 + 0.5 % TEL. |
| CAPACIDAD | 1200 - 75,000 BPSD | 10,000 - 50,000 BPSD | 15,000 - 20,000 BPSD | 4,000 - 50,000 BPSD | 2,000 - 27,000 BPSD |
| ECONOMIA | Pérdidas de catalizador: 0.05 - 0.1 lb/bbl. Adición para mant. nivel actividad: 0.15 - 0.25 lb/bbl. | Inv: US \$/bbl 115-230 (s/comp.) Elec: 6 Kwh/bbl, Vapor 5 lb/bbl, Agua refrig (AT: 22 °C): 3 lb/bbl, Pérdida de catalizador: 0.18 - 0.35 lb /bbl | Inv: US \$/bbl = 220 (sin comp. gas) Elec: 3 Kwh/bbl, Vapor: 6 lb/bbl, Agua enf. (AT: 25°F): 25 lb/bbl Mant: 4 \$ inv. anual, Pérd. Cat: 0.15 lb/bbl. | Inv: US \$/bbl = 220-350 (s/trat. gas), Elec: 2.2 kwh/bbl, Vapor: 50 lb/bbl, Comb: MBTU/bbl 140 Agua enf. (AT: 30°F): 3250 lb/bbl, Pérd. Cat: 0.6 - 1.3 lb/bbl | Inv: US \$/bbl = 100 (s/fraccionamiento gases), Servicios por bbl de carga: Elec: 0.03 Kwh, Vapor (350°F) = 53 lb, Comb. 1.07 MBTU, Agua enf. (AT: 20°F) = 660 lb Con. cat: 0.25 libras. |

B. Hidrocracking

El Hidrocracking es simplemente una operación de craqueo llevada a cabo bajo una presión substancial de Hidrógeno. El Hidrocracking encontró primero amplia adopción cuando se llegó a obtener grandes volúmenes de hidrógeno a bajo costo por medio de las operaciones de Reformación Catalítica.

Actualmente su aplicación va en aumento porque es el único proceso que produce la gama completa de combustibles derivados del petróleo -desde propano hasta combustibles residuales desulfurizados- y además posee una gran flexibilidad para recibir cargas muy variadas.

En muchos casos el Hidrocracking se ha instalado para reemplazar procesos ineficientes, obsoletos y de características limitadas como son el craqueo Térmico y Catalítico.

Otro de los incentivos para la instalación de unidades de Hidrocracking ha sido la gran demanda de gasolinas de alto octanaje y el mercado mediocre para los destilados medios en la costa occidental de los EE.UU., esto, unido a la gran producción de destilados medios y residuales a partir del crudo pesado de California han hecho que la adopción del hidrocracking

king sea el único proceso que resuelva estos dos problemas.

En Europa y América Latina la situación es diferente. El mercado de gasolina es reducido y además los requerimientos de gasolina de alto octanaje es más o menos del 5 % del consumo total de gasolina, esto ha retardado en Europa el desarrollo del Hidrocracking ; orientándose sobre todo, hacia la conversión de destilados medios en GLP, combustibles diesel, turbo-combustibles y carburantes para reactores.

El caso de Méjico es especial; las Naftas producidas en Hidrocracking (en Salamanca), se manda a una unidad de Reformación Catalítica de donde se extrae la fracción aromática del Reformado, este corte de aromáticos se envía a una unidad de fraccionamiento de los compuestos BTX. El Benceno separado junto con el proveniente de la unidad de Hidrodesalquilación se pasa a una unidad Hidrogenación del Benceno (Hydrar) donde se obtiene el ciclohexano que servirá de materia prima para la policaprolactamã o Nylon-6.

Recientemente, el uso del catalizador Zeolítico ha proporcionado otra ayuda a la adopción del Hidrocracking. El catalizador zeolítico incrementa la flexibilidad del proceso debido a que mantiene una excelente actividad en presencia de compuestos nitrogenados en la carga y aumenta la capacidad de craqueo

por incremento del área superficial efectiva; esta propiedad aumenta grandemente el atractivo económico del proceso ya que puede ser utilizado en procesos de etapa simple o en aquellas de dos etapas; en este último caso habrá mayor rendimiento en comparación con los procesos antiguos que utilizaban catalizador no ácido en la primera etapa y catalizador ácido en la segunda etapa.

Los materiales de carga, productos, condiciones de operación catalizador, rendimiento volumétrico en productos más livianos que la carga, capacidad de las instalaciones y economía de los diferentes procesos de Hidrocracking se resumen en la Tabla XIV.

Con respecto a la carga podemos decir que varía desde gasóleos, aceites cíclicos, aceites residuales, residuos atmosféricos y de vacío hasta fracciones de la hidrogenación destructiva del carbón, alquitrán, Naftas livianas, etc. Generalizando podemos decir que el rango de ebullición de las cargas está entre 392 y 500 °F como mínimo (Curva TBP).

El Hidrógeno alimentado al proceso puede estar en una relación H_2 /hidrocarburo de 2/80 y preferencialmente de 5/50 molar. Expresando en otros términos, podemos decir que la alimentación de Hidrógeno al proceso estará en el rango de 900

2200 SCF/bbl de carga.

El Hidrógeno aumenta la actividad catalítica y permitr trabajar a temperaturas menores al del proceso FCC. de manera que aumenta la selectividad. Los depósitos de coque y la producción de gas son menores, esto aumenta la actividad del catalizador.

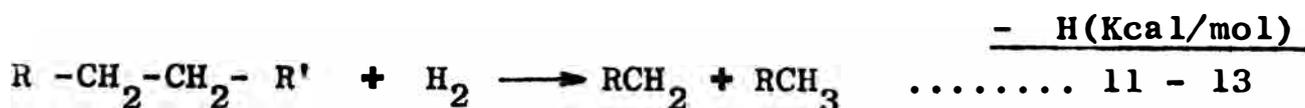
Por tratarse de un proceso relativamente nuevo y poco conocido, ya que su verdadero desarrollo comienza en EE.UU. en el año 1962, estudiaremos con bastante detenimiento todos los aspectos relacionados con las reacciones y los catalizadores.

a. Características Generales de las Reacciones.- Las reacciones en Hidrocracking son numerosas y de variadas aplicaciones. Solamente nos ocuparemos de sus aplicaciones al dominio del refino, con exclusión de las reacciones de Hidrodesalquilación para producir Benceno y Naftaleno.

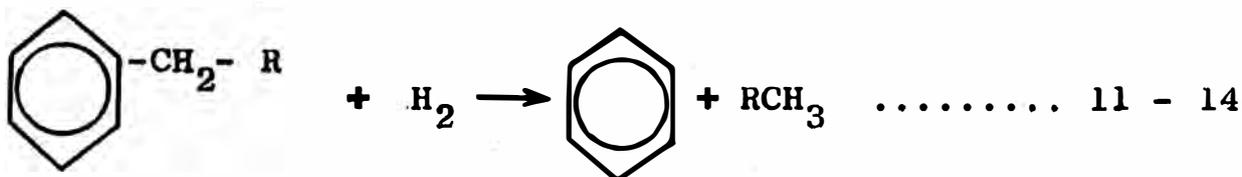
Las reacciones en Hidrocracking se caracterizan por la ruptura del enlace C-C; paralelamente se desarrollan las reacciones de saturación y eliminación de contaminantes. En seguida presentamos los 5 tipos de reacciones en Hidrocracking.

1. Reacciones de Hidrocracking Simple: Ataque de un

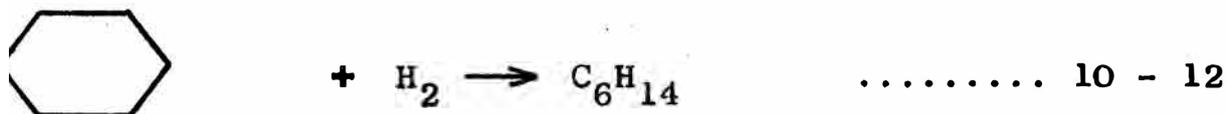
enlace C-C en una cadena.



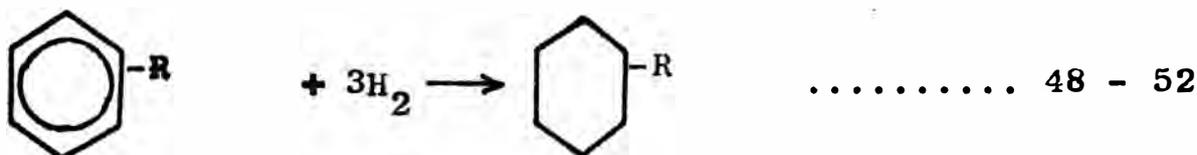
2. Reacciones de Hidrodesalquilación:
Ataque de un enlace C-C adyacente a un ciclo.



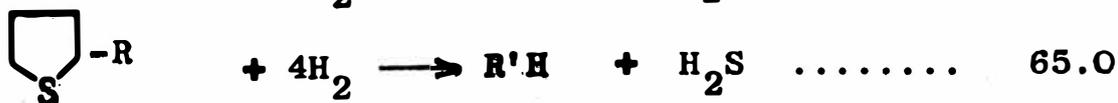
3. Reacciones de Apertura de un ciclo:

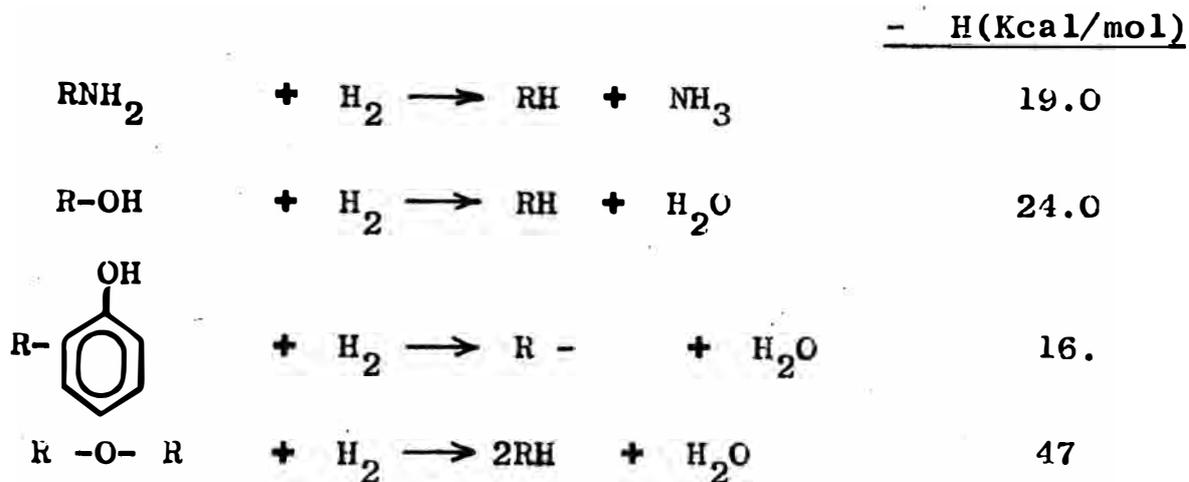


4. Reacciones Secundarias: Las más importantes son la saturación de las Olefinas y los Aromáticos.



5. Reacciones donde se eliminan contaminantes: Hidrodescomposición de los compuestos Sulfurados, Nitrogenados y oxigenados.





b. Consideraciones Termodinámicas.- Las reacciones de Hidrocracking son exotérmicas, la exotermicidad varía co la naturaleza de las reacciones, pero podemos decir en general, que es del orden de 12.0 Kcal/mol.

Las reacciones de saturación son mucho más exotérmicas; su intervención en las reacciones de Hidrocracking aumenta sensiblemente la exotermicidad global. Igual cosa ocurre con las reacciones de eliminación de contaminantes.

c. Consideraciones Cinéticas.- Ya sabemos que dentro de la Cinética de las reacciones se encierra el estudio de la velocidad y el mecanismo de las reacciones.

Como bién sabemos, la velocidad de la reacción es función de la naturaleza química de los reactantes, de la concentración de cada uno y de la temperatura del Reactor.

Tomando en cuenta las variables antes mencionadas se ha efectuado un estudio detallado del mecanismo de las reacciones en Hidrocracking y el estudio Cinético de las mismas a diferentes condiciones de temperatura y concentración. Dicho estudio se puede resumir en los siguientes principios:

1. Mecanismo de Reacción.- Las reacciones en Hidrocracking se efectúan por el mecanismo del ión carbonio, es decir:

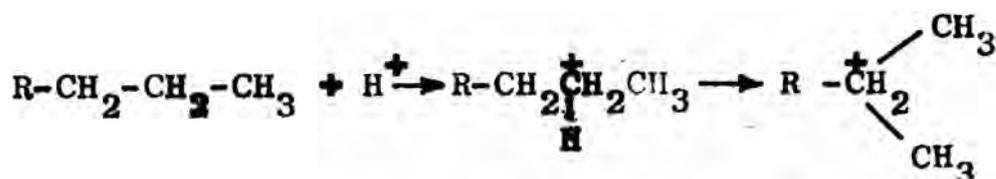


El par de electrones de un enlace C-C, en el momento de la ruptura del enlace, permanece sobre el núcleo de uno de los átomos, por lo que el otro se carga de electricidad positiva. Este tipo de ruptura sólo es posible en presencia de considerable energía, esto exige la presencia de donadores de protones H^+ , tales como los centros activos del catalizador (catalizador ácido).

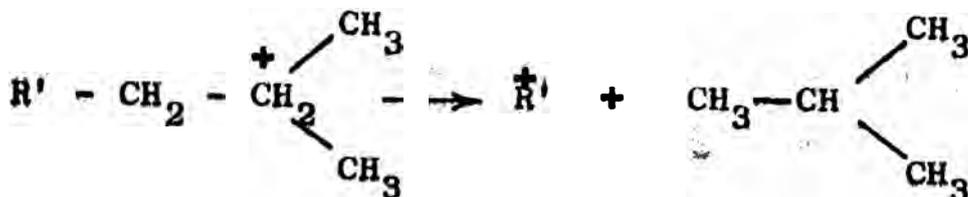
La constatación más importante del Hidrocracking sobre catalizador ácido, es que los productos de reacción se isomerizan en cadenas ramificadas y no están en equilibrio termodinámico.

Esto se debe a que la reacción de ruptura del enlace C-C va precedida de una rápida isomerización, es decir:

El centro activo del catalizador ácido hace un ataque electrofílico del enlace C-C en posición beta, formando de esta manera el ión carbonio en posición secundaria, el ión carbonio formado tiende entonces a estabilizarse nuevamente tratando de completar su octeto, lo que trae como consecuencia la isomerización.



A continuación, este ión carbonio se rompe en posición beta, con formación de una isoparafina ligera y un ión carbonio más corto.



Seguidamente este ión carbonio más corto, puede seguir otro ciclo de reacción similar o ser hidrogenado; todo depende de las condiciones de presión y temperatura. La reacción de hidrogenación es la siguiente:



Resulta así una parafina más ligera que el de origen y un protón que puede contribuir a la formación de otro ión carbonio contribuyendo de esta manera a aumentar la actividad del catalizador.

Es interesante anotar que el rompimiento en posición beta permite la mayor formación del isobutano esto se comprueba mediante los resultados de operación de las unidades tanto piloto como comerciales.

2. Estudios Cinéticos.- La velocidad de formación de cada uno de los intermedios y los productos finales se presenta a continuación para cada tipo de reacción.

NOTACION:

(I) Isomerización

(Cr) Craqueo

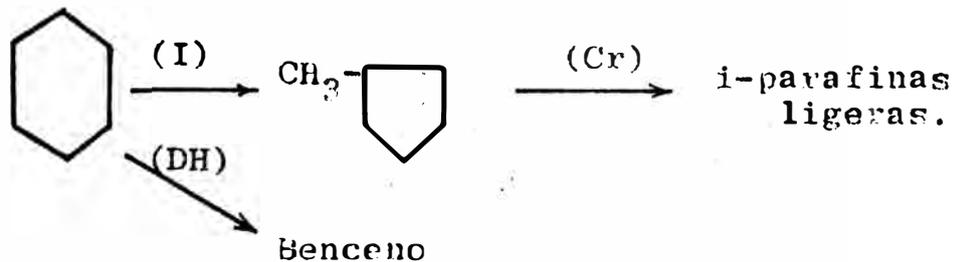
(Cy) Ciclación

(H) Hidrogenación

(HDA) Hidrodealquilación

(DH) Deshidrogenación.

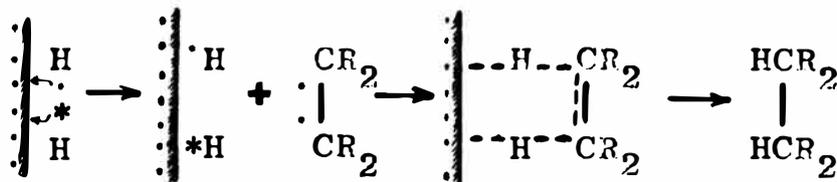
(c). Reacciones de Apertura de un ciclo:



(d). Reacciones de Saturación:

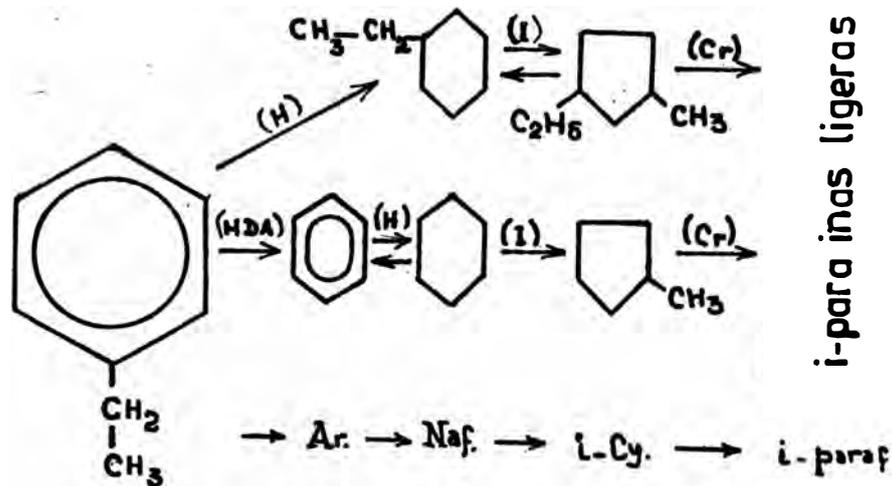
La reacción de saturación de Olefinas se lleva a cabo por quimisorción, la quimisorción - consiste en que los centros activos del catalizador, que tienen electrones no apareados, atraen débilmente moléculas de hidrógeno formando pares con los electrones de este.

La colisión de una molécula no saturada, con el hidrógeno adsorbido, conduce probablemente a un estado de transición multicéntrico para luego producir la parafina respectiva.



Por otro lado, la reacción de saturación de Aromáticos no viene a ser otra cosa que el rompimiento de los enlaces pi(π) dentro del anillo bencénico, pero si las condiciones de operación son muy severas habrá rompimiento del ciclo no sin antes pasar por el estado intermedio de una rápida isomerización. Si existiera un radical alquil alrededor del núcleo, primeramente habrá una reacción de desalquilación y en seguida la hidrogenación o saturación. Paralelamente a la reacción de desalquilación puede llevarse a cabo también una reacción de saturación, a esta última reacción podemos llamarla reacción secundaria de saturación.

En las reacciones de saturación de aromáticos presentamos el estudio del Hidrocracking del etil-benceno.



Como un comentario adicional a las reacciones de Hidrocracking de Parafinas, podemos decir que el mecanismo conduce a la máxima producción de hidrocarburos ligeros en el rango $C_4 - C_5$. La cantidad de Metano y Etano son despreciables

Como un ejemplo se muestra el Hidrocracking del n-Heptano en operación de máximo GLP.

| Productos | % molar | Productos | % molar |
|-----------|---------|-----------|---------|
| C_1 | 0.2 | C_4 | 45.2 |
| C_2 | 0.2 | C_5 | 9.6 |
| C_3 | 40.5 | C_6 | 4.3 |

En la tabla anterior el porcentaje de propano es elevado debido a que se está utilizando un catalizador especial para la producción de gas licuado.

d. Catalizadores.- Una de las líneas de mayor desarrollo en Hidrocracking ha sido el empleo de los componentes

de los soportes acídicos de los catalizadores, particularmente Silico-Aluminatos teniendo soportado sobre ellos por lo menos un componente hidrogenante-dehidrogenante (dual function catalyst).

Entonces el material de soporte tiene una actividad de craqueo y el componente soportado una actividad hidrogenante.

Uno o más de los componentes hidrogenantes-dehidrogenantes, actuales, pueden ser seleccionados de entre los metales del grupo 8, así como también de entre los óxidos y sulfuros de los metales del grupo 6. Los materiales representativos son los óxidos de Mo, W y Cr y los sulfuros de estos, y aquellos metales tales como Pt, Ni y Co y varios óxidos de estos. Si se desea pueden estar más de un componente hidrogenante-dehidrogenante.

Se puede utilizar como componente metálico Pt o Pd. depositados sobre un soporte ácido de Sílica-Alúmina o Sílica-Magnesia; sin embargo, estos catalizadores pueden ser desactivados por un largo contacto con azufre a altas temperaturas. De acuerdo a esto el catalizador empleado es preferentemente sulfactivo tal como el catalizador de Ni - W.

La cantidad del componente hidrogenante puede variar entre el rango de 0.05 a 35 % peso de la composición total del catalizador.

Los óxidos de Ni y Co, el Ni y Co metálicos son tratados con cargas que contienen sulfuros -en el proceso de manufactura- para prevenir al catalizador de la desactivación por sintéresis cuando existe un cambio repentino de temperatura en el reactor de Hidrocracking.

✕Además en el caso del Ni, se ha preferido utilizar sulfuro de Ni en vez del Ni metálico, debido a que, por un lado se aumenta su resistencia al envenenamiento con Nitrógeno por otro lado se proporciona menos hidrogenación, produciendo de esta manera gasolina de alto octanaje debido a su alto contenido de aromáticos y una menor cantidad de Nafténicos.

En los últimos años el desarrollo del catalizador zeolítico -ha proporcionando una ayuda para la adopción del proceso de Hidrocracking por aumento de la flexibilidad.

✕Entre los años 1965 la ESSO Research anunció la venta de un catalizador que contenía una pequeña cantidad de metales nobles, utilizando como agente hidrogenante-dehidrogenante el Paladio (0.5 % peso) sobre un soporte de tamiz molecular (soporte zeolítico).

El catalizador zeolítico se caracteriza por su mayor resis-

cia a los compuestos nitrogenados y por dar conversiones mucho más altas que el catalizador de sulfuro de Ni y otros catalizadores con soporte amorfo. *

Además el catalizador zeolítico posee una mayor área superficial, debido a su estructura cristalina, lo que le proporciona mayor capacidad de craqueo además de su estudio científico esperándose que muy pronto se habrá llegado a mejorar el catalizador actual.

El desarrollo de esta rama importante trajo como consecuencia el perfeccionamiento de los procesos de Hidrocracking, tal es el caso del proceso de Unicracking que trabaja en una sola etapa con la flexibilidad de los de dos etapas, esto reduce el costo de las inversiones.

e. Características Industriales del Proceso

Las operaciones de Hidrocracking se llevan a cabo en reactores de lecho fijo en vez que en reactores de lecho móvil o fluidizado de los conocidos procesos de craqueo. Una razón es que los procesos que utilizan cargas viscosas pueden impedir la utilización de lechos fluidizados o aún de lechos móviles.

La segunda razón es que las altas presiones de operación ha-

ce mucho más dificultosa la separación y mezcla del catalizador y el hidrocarburo tornándose de esta manera mucho más atractivas las operaciones en lecho fijo. Una excepción es el proceso H-Oil que opera con reactores de lecho móvil.

En todas las instalaciones de Hidrocracking se distinguen dos secciones: Una sección reactiva y Otra sección de fraccionamiento.

La sección reactiva puede estar comprendido por uno o dos reactores y la sección de fraccionamiento que puede comprender una o varias columnas, la disposición de las mismas dependerá esencialmente del fin de la operación y de las cargas tratadas.

Todos los procesos de Hidrocracking son relativamente similares, difieren principalmente en detalles de concepción y en el catalizador utilizado.

Funcionan en una o dos etapas según la naturaleza de la carga y de los productos deseados.

Las variantes principales son las siguientes:

- Hidrocracking en una etapa
- Hidrocracking en dos etapas: Estos pueden tener un circuito de recirculación común o independiente.

(1). Hidrocracking en Una Etapa

El esquema de la figura 9 representa una unidad tipo de una etapa . La carga fresca mezclada con el gas de recirculación se precalientan por intercambio con el efluente del reactor, la mezcla con el aceite de reciclo puede hacerse antes o después del precalentamiento, luego se pasa al horno donde la mezcla se calienta hasta la temperatura de reacción. Después de las reacciones de conversiones hacia los productos, el efluente se enfría y se pasa a un tambor de separación de alta presión de donde se separa el gas de recirculación y el producto líquido se envía al fraccionamiento.

Este esquema tipo puede ser objeto de muchas variantes, relativas concretamente, a los puntos de inyección del gas de reciclo y de aportación, y del producto de recirculación en el circuito de carga fresca. El esquema de fraccionamiento también es indicativo y susceptible de numerosas modificaciones y adiciones.

La variante en una etapa se utiliza sobre todo, en una operación de máximos destilados medios o cuando la carga fresca está libre de elementos envenenantes del catalizador tales como el nitrógeno y azufre.

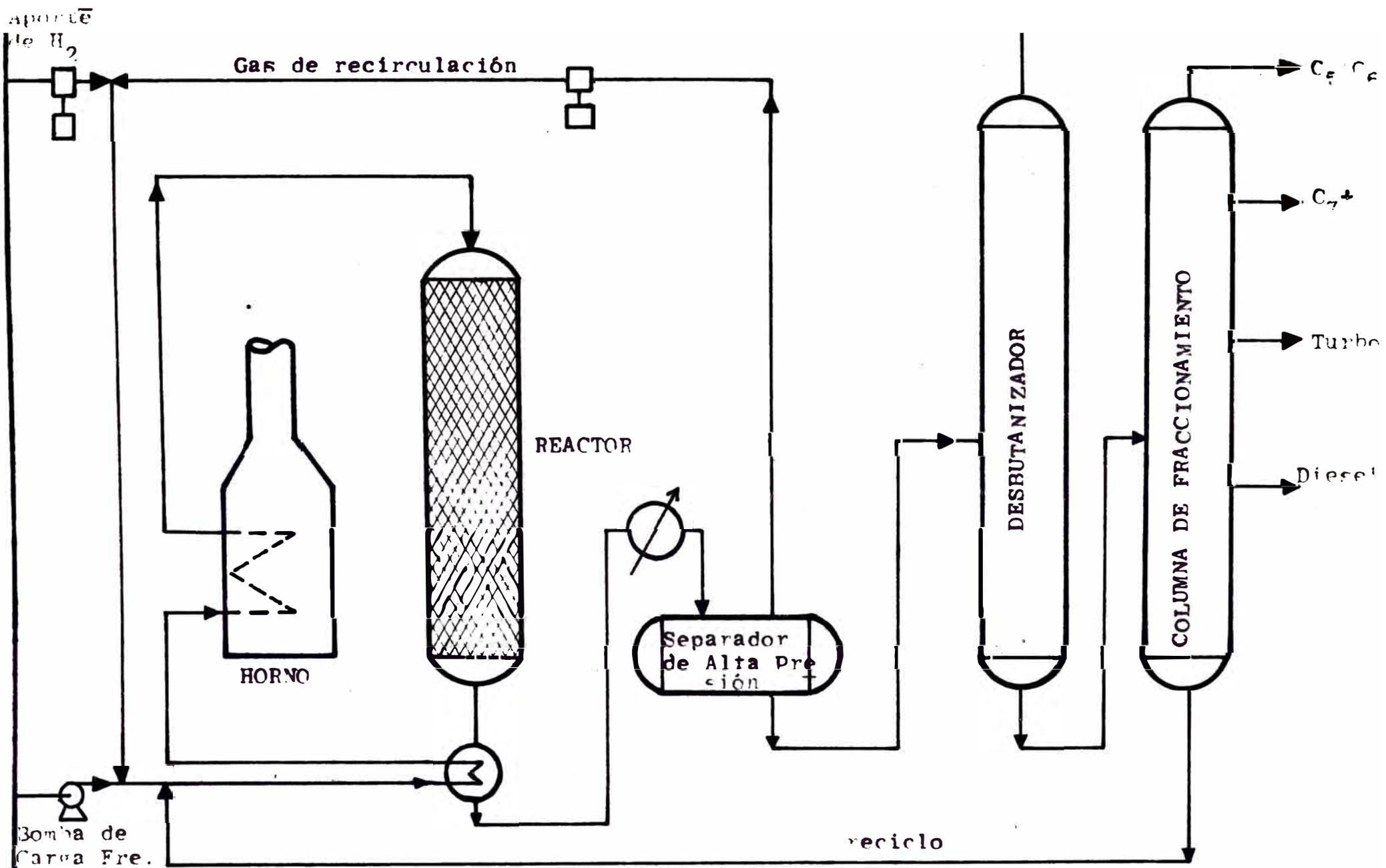


FIGURA 9 .- ESQUEMA TIPO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING DE UNA ETAPA

(2). Hidrocracking en Dos Etapas

El esquema de la figura 10 representa una unidad del tipo en dos etapas con reunión de los efluentes de los dos reactores en un mismo separador de alta presión; esta variante supone un circuito de recirculación común para el hidrógeno. El producto pesado de la columna de fraccionamiento se recicla a la segunda etapa, esto es debido a que el producto líquido del fondo de la fraccionadora está libre de venenos del catalizador y que el catalizador de la segunda etapa tiene función de craqueo únicamente más no de eliminación de contaminantes.

El esquema de la figura 11 representa una unidad del tipo de dos etapas con reunión de los efluentes de los separadores de alta presión en un mismo separador de baja presión, variante que supone dos circuitos de recirculación de hidrógeno de trayectoria independiente. En este caso el producto pesado de la parte inferior de la fraccionadora se recircula también al reactor de la segunda etapa.

Una variante aplicada principalmente a la producción de máxima gasolina consiste en enviar el efluente del separador de alta presión de la primera etapa, a una columna de estabilizamiento, y de allí directamente al circuito de la segunda etapa sin pasar por fraccionamiento (líneas punteadas).

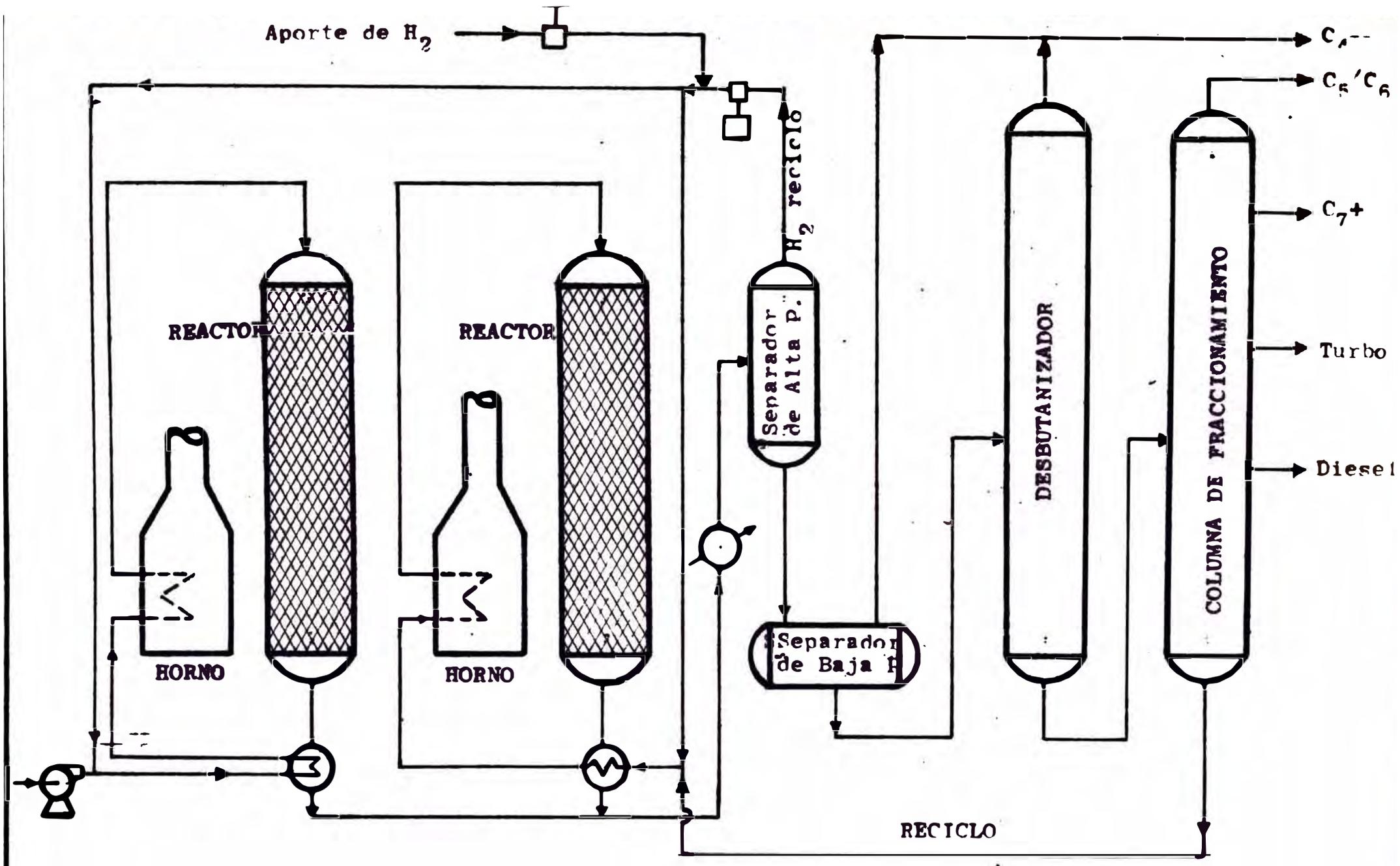


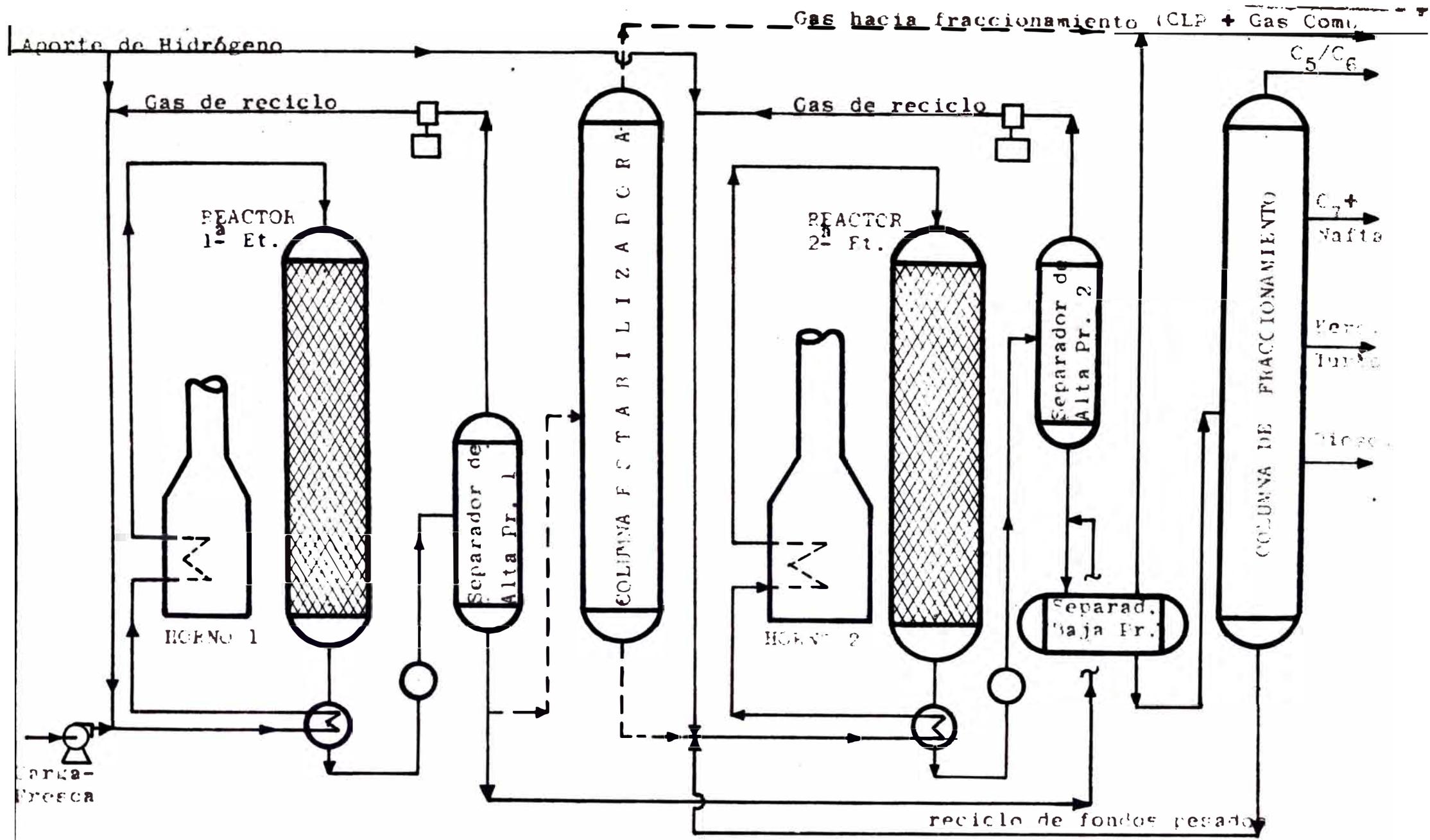
FIGURA 10 .- ESQUEMA TIPO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING EN DOS ETAPAS

La principal ventaja de tratar separadamente el efluente del reactor de la primera etapa es evitar la presencia de H_2S en el reactor de la segunda etapa y la columna de fraccionamiento; esto favorece que en el reactor de la segunda etapa se empleen materiales menos nobles tales como el acero al carbono y aleaciones de bajo contenido de Cr y Mo, en vez de acero inoxidable; esto conduce a la reducción de las inversiones.

La ventaja de los procesos de dos etapas sobre las de una, está en que son mucho más flexibles en cuanto al producto final deseado. La elección de uno u otro tipo de proceso dependerá primordialmente del factor económico y del producto final deseado.

En los procesos de dos etapas, la primera trabaja, esencialmente desulfurando y desnitrificando, está limitado a un bloqueo de la actividad del catalizador por compuestos nitrogenados de la carga. La segunda etapa utiliza un catalizador más activo, esto permite alcanzar conversiones elevadas; este catalizador es mucho más sensible al envenenamiento, pero por trabajar con los productos de recirculación no existe ningún problema ya que estos productos se hallan purificados.

Los problemas del catalizador en hidrocracking son insignificantes comparados con los del craqueo catalítico fluido.



En Hidrocracking no existen los problemas de desactivación por deposición de coque sobre su superficie ya que la acción de hidrógeno evita la formación de coque. Tampoco existen problemas de desactivación por atrición puesto de que se trabaja con reactores de lecho fijo; no existen tampoco problemas de desactivación por sintéresis puesto que el catalizador está protegido con una capa de sulfuros que lo previenen de los cambios bruscos de temperatura. Finalmente no existen pérdidas de catalizador por arrastre gaseoso.

Los aspectos anteriormente mencionados han servido de apoyo para adoptar los procesos de Hidrocracking en vez del proceso FCC.

- TABLA XIV - PROCESOS DE HIDROCRACKING

| LICITACION | H. OIL.-HYDROCRACKING RESEARCH INC. | ESOMAX-CALIF. RESEARCH CORP. & UOP. | UNICRACKING-UOCO of CALIF & ESSO | BASF-IFP HYDROCRACKING.-BASF & IFP | H-G HYDROCRACK.-GULF & HOUDRY |
|---------------------------------|---|---|---|--|---|
| CARGA | Residuos atmosféricos y de vacío Gasóleos atmosféricos y de vacío Destilados de coking y viscorreducción, Bitúmenes, Aceites de esquisto y alquitrán carbonoso. | Gasóleos atmosféricos, de vacío, de conefacción, de viscorreducción, de cracking catalítico o Térmico, residuos de vacío y destilado, Naftas vírgenes. | Destilados de Cracking Catalítico o Térmico, Destilados vírgenes tales como naftas pesadas, gasóleos de coking de vacío, cortes con P.E. entre 300 - 645 máx. | Destilados pesados vírgenes desde naftas hasta gasóleos pesados de vacío, residuos desasfaltados de vacío, Aceites cíclicos de cracking catalítico o térmico. | Gasóleos livianos y pesados atmosféricos, de vacío, gasóleos de cracking catalítico o térmico, gasoil de Desasfaltado. |
| PRODUCTOS | Naftas, destilados medios, prod. livianos para petroquímica, cargas para FCC, convierte los gasóleos a productos más ligeros. | Gasolinas de alto octanaje, gasóleos de vacío, destilados medios de buena calidad (diesel) y gases licuados de petróleo (GLP). | Gasolinas de alto octanaje: F-1 + 3 cc. TEL 99 - 101, corte de nafta C ₇ -400°F para reformación, Diesel, Turbo y GLP, 1-C ₄ . | Gasolinas de alto octanaje: F-1 + 3 cc. TEL 91 - 100, GLP, destilados de buena calidad (Turco, Diesel). carburantes para react. | Gasoline de alto octanaje: F-1 + 3 cc. TEL 89 - 100, Turbo y Diesel de buena calidad, GLP y carburantes para reactores. |
| CONDICIONES DE OPERACION | Hidrogenación bajo una presión substancial de hidrógeno aprox. 2800 psig y 840 °F. | Hidrogenación bajo presiones de 500 a 1400 psig y temperaturas de 660 a 930 °F. | Hidrogenación en una o dos etapas, confiere gran flexibilidad. P 500 - 2000 #, T 480-800 °F. | Hidrogenación en una o dos etapas, confiere gran flexibilidad de acuerdo a la demanda, T 800 °F | Hidrocracking en una o dos etapas, presión y temperaturas moderadas, gran flexibilidad. |
| CATALIZADOR | No ácido, granulometría fina, vida activa del catalizador: 6 meses, resiste varias regeneraciones, lecho fluidizado. | Sulfuro de Co y Ni, soporte ácido (Si-Al). lecho fijo, vida activa del catalizador: 6 meses, soporte hasta 6 regeneraciones. | 0.5% Pd. sobre un soporte zeolítico de Si-Al, mantiene buena actividad en presencia de comp. nitrogenados en la carga. | La primera etapa utiliza óxidos de Ni ó Co y W ó Mo a veces recubierto con Halógeno, la 2ª etapa el cat. tiene Pt ó Pd sin Mo. | En un proceso en dos etapas: Se usa soporte no ácido en la 1ª etapa. Lecho fijo, vida activa del cat. 4-6 meses; varias reg. |
| % vol. PROD. LIGEROS | 96 - 97 | 87 - 130 | 110 - 125 | 115 - 130 | 115 - 135 |
| CAPACIDAD | 17,000 - 24,000 BPSD | 3,000 - 40,000 BPSD | 2,500 - 35,000 BPSD | 7,000 - 20,000 BPSD | 3,200 - 15,000 BPSD |
| ECONOMIA | Inversión: US \$/bbl 400 - 600 Servicios por barril de carga: Electricidad 10.65 Kwh Vapor de agua 18.40 lb. Combustible 112,000 BTU Agua enf. 85 galones. Agua proceso 6.4 galones. COSTO CATALIZ. 12 cent/bbl. Consumo H ₂ (SCF/b) = 1200 - 1700 | Inversión: US \$/bbl 540 - 660 COSTOS DE OPERACION: Incluye costos de labor, supervisión, servicios, catalizador, hidrógeno, laboratorio, mantenimiento, seguros, impuestos, gerencia, intereses de la inversión y depreciación al 10% de la inversión 40-60 cent/bbl. Consumo de H ₂ (SCF/b) = 800 - 1200 | INVERSION: US \$/bbl 350 - 600 SERVICIOS: por barril de carga. Electricidad..... 10 Kwh Vapor de agua - Combustible..... 160,000 BTU. Agua enf. (At: 40°F)...550 gal. MANTENIMIENTO 3% inversión anual Costo Cataliz...5 - 7 cent/bbl. Consumo H ₂ (SCF/b) = 1700 - 2000 | INVERSION: US \$/bbl 350 - 600 SERVICIOS: por barril de carga. Electricidad9.6 Kwh. vapor de agua - Combustible670,000 BTU. Agua enfriam.....1460 gal. LABOR y Superv...1.52 cent/bbl. COSTO CATALIZ....8.1 cent/bbl. Consumo H ₂ (SCF/b) = 1770 - 2100 | INVERSION: US \$ 400 - 600 SERVICIOS: por barril de carga. Electricidad.....13 Kwh. Vapor de Agua....10 lb. Combustible.....250,000 BTU. Agua enf.....600 galones |

II. Selección del Proceso

Como se sabe, la selección del proceso adecuado para la transformación de la materia prima disponible, es una de las etapas más difíciles en el diseño de plantas. Todos los trabajos y estudios expuestos anteriormente concluyen en la selección del proceso; es por tal motivo que se debe poner el máximo cuidado para hacer una buena elección. Para dicho efecto tomaremos en cuenta los siguientes aspectos:

- A. Tendencia de la Demanda nacional de combustibles derivados de hidrocarburos.
- B. Característica y disponibilidad de la materia prima.
- C. Racionalización del consumo de materia prima.
- D. Producción del derivado de acuerdo a las especificaciones.
- E. Rendimiento y Flexibilidad de los procesos de acuerdo a la variación de la demanda nacional.
- F. Economía de los Procesos.

En seguida pasaremos al análisis de cada uno de los aspectos antes mencionados, basándonos en los estudios realizados en los capítulos precedentes.

A. Tendencia de la Demanda Nacional de Combustibles

El estudio de la tendencia de la demanda de cada uno de los derivados de hidrocarburos nos determinó la necesidad de producir más y más Turbocombustible y GLP a partir de cada barril de petróleo crudo procesado, entonces de acuerdo a esto, es necesario elegir un proceso que maximice su rendimiento en GLP y Turbo a la vez que nos proporcione altos rendimientos en gasolina. De los procesos descritos en las Tablas XIII y XIV, el único que ofrece esta posibilidad es el "Hidrocracking".

B. Característica y Disponibilidad de Materia Prima

En el capítulo IV, hemos determinado las características físicas y químicas del petróleo crudo de nuestra amazonía :(ver - Tablas VIII, IX y X), de la observación de dichos estudios se concluye que la destilación primaria nos proporciona bajos rendimientos en GLP, Turbo, Kerosene y AGO, por lo tanto tenemos que recurrir a un proceso adicional que nos proporcione los combustibles necesarios para cubrir el déficit creado por la gran demanda de estos productos.

Aún en el caso de que dispongamos de crudos más livianos que el ecuatoriano, siempre existirá la necesidad de mezclarlos con crudos pesados (por la gran disponibilidad de estos), y obtener de esta manera una mezcla con características similares a

las del crudo ecuatoriano, esto agrava el problema del abastecimiento del GLP, Turbo y Kerosene, como se puede ver en la siguiente comparación extraída de la Tabla X.

RENDIMIENTOS DE LA DESTILACION PRIMARIA DE
LOS CRUDOS DE LA SELVA (% Vol.)

| | Crudo Ecuat. | Mezcla Liviana | Mezcla Pesada |
|-----------|--------------|----------------|---------------|
| GLP | 0.8 | 0.4 | • |
| Gasolina | 15.0 | 20.5 | 5.9 |
| Turbocom. | 11.0 | - | - |
| Kerosene | 3.0 | 9.3 | 8.5 |
| Diesel | 14.0 | 16.5 | 16.0 |
| AGC | 1.5 | 4.6 | 8.6 |

Como podemos ver, los rendimientos en GLP y Turbo han disminuido en los dos últimos casos, en el caso de la mezcla pesada de crudos su bajo rendimiento en gasolina agravaría aún más el problema de abastecimiento. En consecuencia, será necesario construir unidades de Hidrocracking para cubrir el déficit en destilación primaria, ya que los porcentajes de consumo presentados en la Tabla II son mayores, como se puede ver en la siguiente comparación para el año 1975.

| | <u>%vol. producido en dest. pri.</u> | <u>%vol. del consumo total de comb.</u> |
|------------|--|---|
| GLP | 0.8 | 2.5 |
| GasMotor. | 15 | 31.1 |
| Tur.+Kero. | 14 | 16.2 |
| Diesel | 14 | 18.7 |

El déficit de GLP, Gasolina Motor y Diesel se pueden cubrir con la producción de una unidad FCC, pero como también existe déficit de Kerosene y Turbo, tendremos que vernos obligados a construir una unidad de Hidrocracking.

C. Racionalización de la Materia Prima Disponible

La manera de cubrir la demanda de combustibles derivados de hidrocarburos sería, por una parte, refinando mayor cantidad del crudo necesario para cubrir la demanda nacional y de esa manera cubrir los déficit de combustibles en destilación primaria, los productos excedentes servirían para la exportación; la otra ruta sería la elección del Hidrocracking como unidad productora de Turbo, Kerosene y GLP para cubrir el déficit - en destilación primaria procesando solamente el crudo necesario para nuestro autoabastecimiento.

De acuerdo al planteamiento anterior, cualquiera de las dos

rutas son factibles, pero en el primer caso estamos atentando contra el principio de la "racionalización de nuestros recursos energéticos", puesto que como se estableció al estudiar la tendencia de la demanda nacional, debemos elegir el proceso más adecuado para lograr nuestro autoabastecimiento con la menor carga posible de crudo, no nos queda otra ruta que elegir el proceso de Hidrocracking como el más adecuado para cubrir la demanda cumpliendo a la vez el principio de racionalización.

D. Producción de combustibles de acuerdo a las especificaciones

Lógicamente, los productos de destilación primaria están de acuerdo a las especificaciones, pero no podemos decir lo mismo de los productos de craqueo catalítico, este proceso nos proporciona gasolina de muy buena calidad, pero el aceite de ciclo liviano (gasóleo liviano o diesel) es de mala calidad por su alto contenido de compuestos cíclicos aromáticos, tales como el metil naftaleno, que le dan mala característica de combustión, además de que ocasiona deposición de gomas sobre los motores . Este problema es mayor cuando se utiliza catalizador zeolítico en vez del de "Alta Alúmina".

Con relación a la gasolina podemos decir que el octanaje me-

dio claro resultante de los proceso de Hidrocrackin, es 80 - F-1, mientras que el correspondiente en FCC es 94 F-1; ambas llegan a tener aproximadamente 99 F-1 al adicionarle 3 cc. - por galón, lo que demuestra la buena susceptibilidad al TEL de la gasolina de Hidrocracking.

E. Rendimiento y Flexibilidad de los Procesos de acuerdo a la variación de la demanda nacional.

Los procesos FCC. tienen un alto rendimiento en GLP y gasolina, el rendimiento en GLP (utilizando catalizador de alta alúmina) varía en el rango de 18 a 23 % vol : (ver Tabla XIII).

El rendimiento en gasolina de los procesos de FCC. varían en el rango de 43 a 53.5 % vol. (con cat. alta alúmina).

En comparación, los procesos de Hidrocracking, dan rendimientos en GLP en el rango de 3 a 18 % vol (los rendimientos bajos corresponden al procesamiento de residuos pesados); pero existe el proceso llamado "LPG-ISOMAX HYDROCRACKING" que nos proporciona un rendimiento de 97.9 % vol de GLP a partir de NAFTAS con PFE de 390 °F.

Por otro lado los proceso de Hidrocracking, dan rendimientos

desde 85 a 108 % vol. de Nafta de PFE 400 °F en operación de máxima gasolina : (ver Tablas XIV y XV).

Por lo visto anteriormente, el Hidrocracking ofrece mayores ventajas en ambos casos y por lo tanto tenemos que preferirlo en vez del Craqueo cataalítico Fluido.

En el aspecto de la flexibilidad de los procesos de acuerdo a la variación de la demanda nacional, ya sabemos que los procesos de FCC, son muy limitados, a lo mucho podemos variar hacia la mayor o menor producción de Gasolina y GLP; por el contrario los procesos de Hidrocracking ofrecen una gran flexibilidad en este aspecto, es decir que si en determinado momento existe mayor demanda de Turbo en vez de Gasolina o Diesel, podemos pasar a operación de máximo Turbo con sólo hacer ciertos cambios de las condiciones de operación, como por ej. en la válvula de suministro de Hidrógeno. En consecuencia la demanda cambiante de nuestro mercado es una ayuda más para la elección del proceso de Hidrocracking.

Entre los procesos que ofrecen esta flexibilidad esta el "IFP-BASF HYDROCRACKING".

F. Economía de los Procesos.

La economía de los procesos son los que en última instancia deciden la elección de un determinado proceso.

Las Tablas XIII y XIV nos muestran un resumen aproximado de la economía de los diferentes procesos de FCC. e Hidrocracking respectivamente.

En seguida pasamos al análisis de cada uno de los costos que incluye la economía de los procesos.

✂ 1. INVERSION.--Las inversiones en los procesos de FCC. varían entre 115 y 350 \$/bbl. de carga, mientras que en los procesos de Hidrocracking estos costos varían entre 350 y 700 \$/bbl. de carga, esta diferencia de, prácticamente el doble, se debe a que los reactores de Hidrocracking son recipientes diseñados para soportar altas presiones y además deben ser resistentes a la acción corrosiva del H_2S y el hidrógeno, es decir materiales muy costosos como el acero inoxidable y otras aleaciones con alto contenido de Cr-Mo.

2. COSTOS DE OPERACION.- El siguiente cuadro, resume las diferencias entre los costos de operación en FCC e Hidrocracking:

TABLA DE COSTOS DE OPERACION (FCC. y HC.)

(por barril de carga)

| | FCC. | Hidrocracking |
|---------------------------|--------------|---------------|
| Consumo Servicios: | | |
| Electricidad | 3 - 6 Kwh. | 10 - 12 Kwh. |
| Agua Enfriam | 1 - 3 gal. | 90-1500 gal. |
| Combustible | 100-200 MBTU | 100-700 MBTU. |
| Vapor de H ₂ O | 5 - 6 lb. | 10 - 18 lb. |
| Catalizador..... | 0.15-1.3 lb | 5 - 12 cent |
| Hidrógeno:(SCF)... | --- | 900-2200 |

Como vemos en la Tabla anterior, los costos de operación en el proceso de Hidrocracking son mayores que en FCC.

Con respecto al consumo de combustibles el mayor consumo en el proceso de Hidrocracking se debe a que además del consumo en la producción de vapor, emplea combustible en los hornos de vaporización de la carga; este consumo es mayor para el caso de los procesos de dos etapas.

Otro costo importante en Hidrocracking es el correspondiente al hidrógeno, este costo es elevado cuando se obtiene H₂ por reformación del gas natural, pero el H₂ producido por reformación de naftas es mucho menos costoso debido a que se obtiene como producto secundario, por esta razón es necesario hacer un estudio de factibilidad de instalación de una gran unidad PLATFORMING en el Perú.

Primeramente debemos considerar la materia prima necesaria:

La materia prima es la nafta ya sea del proceso de FCC. o de Hidrocracking además de la nafta de destilación primaria; con respecto a esto no habrá ningún problema puesto que al refinar la cantidad necesaria para nuestro autoabastecimiento tendremos un exceso de naftas que se deben enviar a una unidad de Platforming para la producción de gasolina de alto octanaje, GLP, e hidrógeno.

En seguida debemos considerar la demanda de los productos provenientes de Platforming: Con relación a la gasolina de alto octanaje haremos un estudio aparte, el GLP producido servirá para cubrir la gran demanda de este combustible en los próximos años; y por último el H_2 producido servirá para la unidad de Hidrocracking de gasóleos vírgenes, el exceso de hidrógeno producido se emplearía en la síntesis de amoníaco de la planta de Fertilizantes de Talara ya que nuestras reservas de gas natural son, limitadas (ver Cap. III, pg.26).

Con respecto a la gasolina de alto octanaje, tenemos que pronosticar su consumo hasta el año 1990, basados en los datos estadísticos disponibles desde el año 1962 hasta 1971.

Para el pronóstico, emplearemos el mismo método que para los

otros combustibles el mismo que ya ha sido expuesto en el capítulo I.

TABLA XVI

DEMANDA NACIONAL DE GASOLINA MOTOR (MMB/año)

AÑOS 1962 - 1971

| | 66 Octanos* | 84 Octanos | 95 Octanos |
|------|-------------|------------|------------|
| 1962 | 3.70 | 2.70 | 0.043 |
| 1963 | 3.60 | 3.50 | 0.098 |
| 1964 | 3.55 | 3.00 | 0.071 |
| 1965 | 3.60 | 4.20 | 1.330 |
| 1966 | 3.50 | 5.15 | 2.060 |
| 1967 | 3.40 | 5.90 | 0.270 |
| 1968 | 4.30 | 4.95 | 0.170 |
| 1969 | 4.70 | 5.00 | 0.210 |
| 1970 | 4.50 | 5.40 | 0.250 |
| 1971 | 4.45 | 6.00 | 0.300 |

*Estas cifras incluyen una pequeña cantidad de gasolina de 45 octanos que se consume en el oriente peruano.

Por el método de los mínimos cuadrados se ha determinado la ecuación matemática que relaciona los datos anteriores, de esta manera se halló que una ecuación de la forma $D_n = D_o(1+TC)^x$ es la que mejor nos relaciona los datos para las gasolinas de 66

y 84 octanos, mientras que los datos de la gasolina de 94 octanos se ajustan mejor mediante una correlación lineal.

Las relaciones matemáticas halladas son las siguientes:

$$D_n = D_0 (1.0252)^x \dots\dots\dots (66 \text{ octanos}) \dots (1)$$

$$D_n = D_0 (1.0902)^x \dots\dots\dots (84 \text{ octanos}) \dots (2)$$

$$D_n = D_0 + mx \dots\dots\dots (95 \text{ octanos}) \dots (3)$$

Donde: D_0 = Demanda en el año de referencia (MMB/año)

D_n = Demanda en cualquier año x (MMB/año)

$x = 1, 2, 3, \dots\dots\dots, n.$

m = pendiente de la recta de los mínimos cuadrados cuyo valor es 0.0193.

Debido a que para todos nuestros estudios estamos tomando como referencia el año 1970, en la recta de los mínimos cuadrados podemos hallar D_0 y reemplazarlo en las tres ecuaciones anteriores obteniéndose de esta manera las siguientes correlaciones:

$$D_n = 4.22 (1.0252)^x \dots\dots\dots (1')$$

$$D_n = 6.05 (1.0902)^x \dots\dots\dots (2')$$

$$D_n = 0.822 + 0.0193x \dots\dots\dots (3')$$

Mediante las fórmulas (1'), (2') y (3') hemos determinado q'

los consumos de gasolina para los años 1975, 1980, 1985 y 1990 serán como se muestra en la siguiente Tabla: (MMB/año).

| | 1975 | % | 1980 | % | 1985 | % | 1990 | % |
|------------|-------|-----|------|-----|------|-----|-------|----|
| 66 octanos | 4.79 | 32 | 5.5 | 26 | 6.2 | 21 | 6.97 | 17 |
| 84 octanos | 9.27 | 61 | 14.4 | 68 | 22.1 | 75 | 33.00 | 80 |
| 95 octanos | 1.00 | 7 | 1.2 | 6 | 1.2 | 4 | 1.21 | 3 |
| TOTAL..... | 15.06 | 100 | 21.1 | 100 | 29.5 | 100 | 41.18 | |

Del cuadro anterior podemos concluir que la demanda de gasolina de 95 octanos sólo alcanzará en el futuro el 5 % del consumo total, siendo el de mayor consumo, la gasolina de 84 oct.

De acuerdo a la conclusión anterior parece que no es factible la construcción de una gran unidad de Platforming, pero, teniendo en cuenta de que al extraerle los aromáticos de esta gasolina platformada sólo alcanza a tener 66 octanos o menos (hasta 60 octanos), podemos concluir de que es factible instalar una unidad de Platforming para la producción de un corte de Aromáticos, gasolina de 66 octanos, GLP y el hidrógeno necesario para las unidades de Hidrocracking. La gasolina de alto octanaje producido en Platforming puede servir también para efectuar mezclas con otras gasolinas de menor octanaje y obtener de esta manera el octaneje medio de 66 y 84 F-1 claro. En conclusión el proyecto es factible.

3. COSTOS DE MANTENIMIENTO Y MANO DE OBRA.- Los costos de mantenimiento y mano de obra, en ambos casos son - aproximadamente los mismos. En el caso del costo de mantenimiento la variación está entre 3 a 4 % de la inversión anual, tanto para el proceso de FCC como para el proceso de Hidrocracking. La mano de obra se estima en 2 a 3 hombres por puesto y por turno para el caso del Hidrocracking.

III. Balance de Materia

Los balances de materia correspondientes a los años 1980, 1985 y 1990 se presenta mediante diagramas de flujo en las Figuras 12, 13 y 14 respectivamente.

De la Tabla VI obtenemos los datos del déficit de producción nacional de combustibles derivados de hidrocarburos así como también el déficit de la capacidad total de refinación de petróleo crudo (en MMB/año). Estos datos expresados en barriles por día se muestran en el cuadro XVII. Debe tenerse presente que nuestros balances están encaminados a la producción de combustibles ligeros y por lo tanto no entraremos en el problema del balance del residual.

TABLA XVII

DEFICIT NACIONAL DE PRODUCCION DE COMBUSTIBLES DERIVADOS DE
HIDROCARBUROS (BPDO)

AÑOS 1975 - 1990

| | 1975 | 1980 | 1985 | 1990 |
|----------|--------|--------|--------|--------|
| GLP..... | - | 2,110 | 16,600 | 46,800 |
| GasMotor | 4,320 | 22,200 | 43,750 | 79,200 |
| Turbo... | 4,640 | 14,850 | 36,500 | 81,500 |
| Kerosene | 870 | 3,480 | 7,000 | 10,630 |
| Diesel.. | 1,257 | 10,900 | 20,800 | 40,770 |
| Residual | 27,600 | 33,500 | 27,900 | 63,300 |

A. Balance de Materia para el Año 1975

Aunque para este año no se pueda construir ninguna unidad de Hidrocracking, es interesante demostrar la conveniencia del Hidrocracking en vez del Craqueo Catalítico Fluido, este balance se presenta haciendo una comparación entre el proceso "FCC - UOP" y el proceso "IFP-BASF HYDROCRACKING".

CARGA: Mezcla de Gasóleo vírgenes (28.6 °API)

CONDICIONES DE OPERACION: ver Tablas XIII y XIV

RENDIMIENTO DE LOS PROCESOS: (% Vol.)

| | DEST. PRIM. (Dato real) | "FCC - UOP" (65.3 %conv.) | "IFP - BASF HYDROCRAC" |
|--------------|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| GLP..... | 0.8 | 22.0 | 10.2 |
| Gasol. Liv.. | 9.0 | 53.5 | 13.2 |
| Nafta | 6.0 | - | 27.1 |
| Turbo | 11.0 | - | 68.6 |
| Kerosene ... | 3.0 | - | - |
| Diesel | 14.0 | 21.0 | - |
| Operación:.. | | (cat. Alta Al) | (Máx. Turbo) |

BALANCE DE MATERIA PARA EL AÑO 1975 (BPD)

| | | |
|------------|--------|-------------------|
| CARGA D.P. | 30,000 | (petróleo Crudo) |
| " U.V. | 16,050 | (Crudo Reducido) |
| " FCC. | 8,640 | (Mezcla Gasóleos) |
| " HC. | 8,640 | (" ") |

| | VIA D.P - FCC. | VIA D.P - HC. | DEMANDA |
|--------------|----------------|---------------|---------|
| GLP | 2,140 | 1,140 | - |
| GasMotor .. | 9,040 | 7,990 | 4,320 |
| Turbo | 3,300 | 9,230 | 4,640 |
| Kerosene .. | 900 | 900 | 870 |
| Diesel | 6,015 | 4,200 | 1,257 |
| Residual .. | 7,860 | 7,860 | 27,600 |

Como podemos apreciar en el balance anterior, el proceso que mejor se adecúa a nuestro mercado es el Hidrocracking.

B. Balance de Materia para el año 1980

Los resultados de este balance se presenta, más claramente, en el diagrama de flujo de la Figura 12. Este balance está basado en los siguientes rendimientos:

| | "IFP - BASF HYDRCCRACKING" | | "LPG-CATLYST PLATFORMING" |
|-------------------------------------|----------------------------|------------|---------------------------|
| | Máx. Turbo | Máx. Nafta | |
| GLP | 10.2 | 21.6 | 24.0 |
| Gasol. Liv. | 13.2 | 32.1 | 77.8 |
| Nafta | 27.1 | 75.5 | - |
| Turbo | 68.6 | - | - |
| Diesel | - | - | - |
| H ₂ (% peso): | - | - | 0.9 |
| Consumo H ₂ (SCF/bbl) | 1,760 | 2,100 | - |

En el diagrama de flujo se presenta los resultados correspondientes al procesamiento de 100 MBPDO en destilación primaria. De los 53,500 barriles de crudo reducido, 36,500 barriles se carga a la unidad de vacío cuyo rendimiento en LVGO y HVGO son respectivamente 13 y 38 % vol: (ver Tabla XI).

El LVGO (gasóleo liviano de vacío), junto con el AGO, se carga a Hidrocracking durante 10 días al mes, en operación de máximo Turbo y los 20 días restantes se trabaja con carga de

HVGO (gasóleo pesado de vacío) en operación de máximo Diesel. La capacidad necesaria para nuestro autoabastecimiento debe ser un reactor de 20,000 BPD en una sola etapa que debe trabajar con reciclo en el caso de "operación máximo Turbo" y sin reciclo (un solo paso) en el caso de "Op. Máx. Diesel".

Por otro lado se ha construido una unidad de Platforming con una capacidad de 10,000 BPD y que será alimentado con 6,000 barriles de Naftas Virgenes y 4,000 barriles de Naftas producidas en Hidrocracking (se debe tener presente que el catalizador utilizado en esta unidad es diferente a los catalizadores convencionales, ya que el proceso rinde altos porcentajes de GLP).

La producción de las unidades de Platforming e Hidrocracking son las siguientes: (en barriles/día).

| CARGA | 6,200 | 13,900 | 10,000 |
|-------------------------------------|--------------------------|------------|--------------------------|
| PRODUCCION: | "IFP-BASF HYDROCRACKING" | | "LPG-CATAL. Platforming" |
| | Máx Turbo | Máx. Nafta | |
| GLP | 632 | 3,000 | 2,400 |
| Gasol. Liv. | 818 | 4,460 | 7,730 |
| Nafta | 1,680 | 10,500 | - |
| Turbo | 4,260 | - | - |
| H ₂ (SCFD):. | - | - | 4820 M |
| CONSUMO DE H ₂ (SCFD) | 10.9 MM | 29.2 MM | - |

La producción total de GLP alcanza a 6832 BPD que viene a ser muy superior a la demanda por lo que se tendrá que exportar - el exceso.

Con relación a las tres corrientes de gasolina, podemos decir lo siguiente: La gasolina liviana virgen (luego del Hidrotratamiento) puede ser utilizado como gasolina de 66 octanos sin necesidad de adicionarle Plomo Tetraetilico; la gasolina liviana proveniente de Hidrocracking tiene un octanaje claro de 84 a 86 por lo tanto puede utilizarse como tal, sin necesidad de hidrotatamiento ni TEL; de los 7780 barriles de gasolina de Platforming (95 Octanos sin TEL), 2200 Bbls. se emzcla con 8180 barriles de Nafta de Hidrocracking (Octano claro 79) para obtener gasolina de 84 octanos, y los 5580 barriles restantes puede utilizarse como gasolina de 95 octanos o extraerle su fracción aromática (52.5 %) para que a su vez este sea enviado a una unidad de fraccionamiento de Aromáticos (BTX).

Como se puede apreciar, se ha demostrado que con solamente hacer mezcla de gasolinas podemos abastecer nuestra demanda, sin necesidad de recurrir a la adición de Plomo Tetraetilico.

En los balances posteriores sólo presentaremos los resultados globales como GasMotor (gasolina motor); además se ha demostrado que la idea de una integración Refino-Petroquímico es muy factible desde el punto de vista de la disponibilidad de

materia prima proveniente de la extracción de los armáticos - del platformado.

C. Balance de Materia para el año 1985

El balance para este año se muestra en el diagrama de flujo - de la Figura 13. La capacidad necesaria para nuestro autoabastecimiento será de 200 MBPDO o sea 100 MBPD más que en el año 1980 (en realidad es sólo 92,500 bbls más que en 1980).

Los rendimientos de la D.P. y la U.V. se muestra en el diagrama de flujo. El HVGO en este caso servirá de alimentación para la antigua unidad de Hidrocracking (ampliada a 25 MBPDO), esta unidad trabajará en "operación de máximo Turbo"; los - 14,600 bbls restantes de HVGO, junto con 14,900 de LVGO y - 3,000 de AGO se enviará como carga a la nueva unidad de Hidrocracking de 35,000 BPDO de capacidad, en operación de "máximo Diesel".

La antigua unidad de Platforming ha sido ampliada a 17 MBPD de capacidad y trabaja con 12 MB de Nafta Virgen y 4.9 MB de nafta proveniente de la unidad de Hidrocracking.

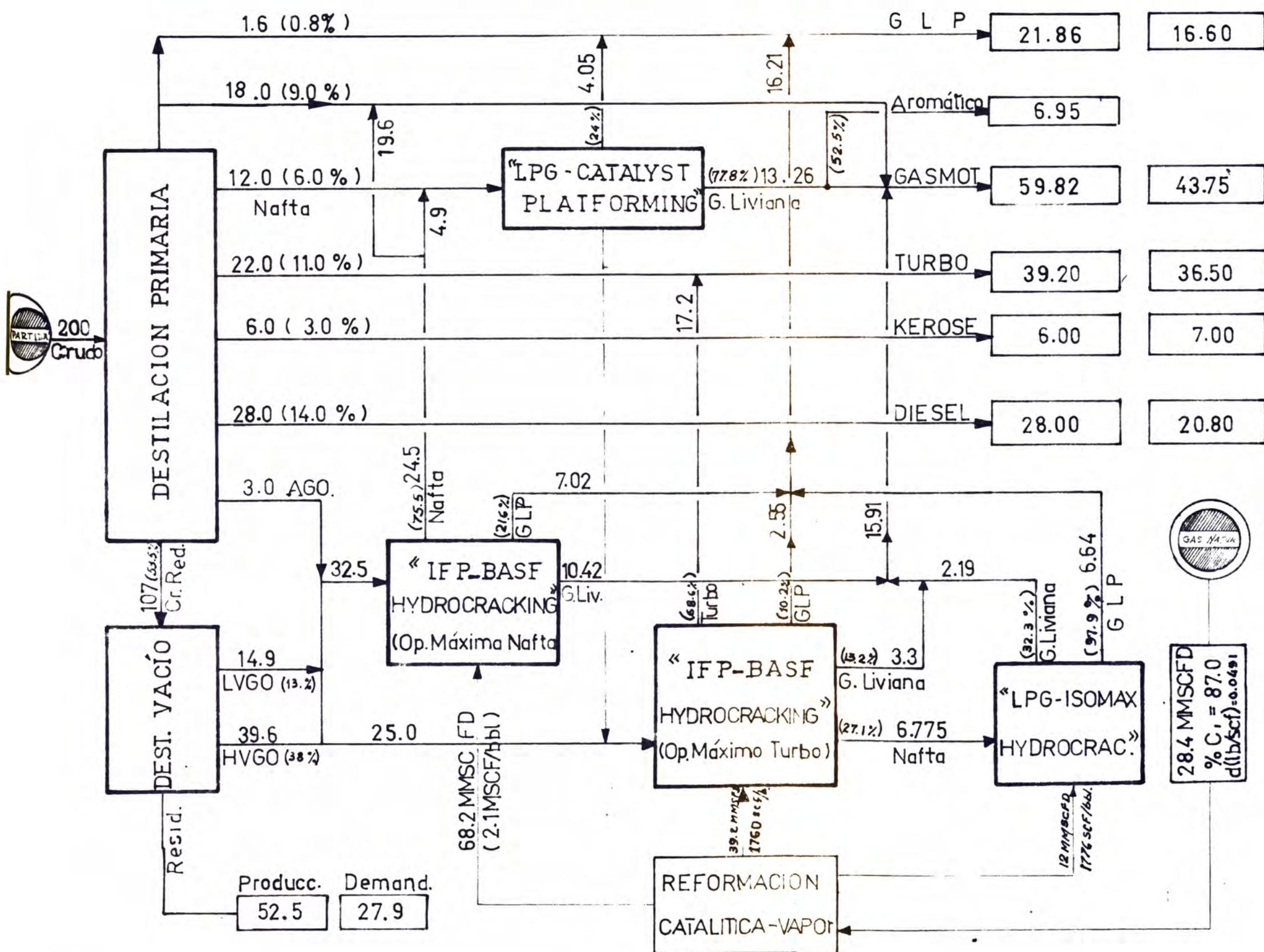
Se ha instalado una nueva unidad de Hidrocracking llamada: "LPG - ISOMAX HYDROCRACKING" para la producción de gran can-

tividad de GLP y cubrir de esa manera el déficit de producción de las demás unidades. El reactor de esta unidad contiene catalizadores especiales que tienen la propiedad de soprtar altas temperaturas, esta propiedad trae como consecuencia que se trabaje a condiciones muy severas favoreciendo de esta manera las reacciones de Hidrocracking simple más no las reacciones de Aromatización de las Naftas.

Los rendimientos y la producción de las diferentes unidades se muestra en el siguiente cuadro:

| | "IFP-BASF HYDROCRACKING" | | "LPG-CATALYST PLATFORMING" | "LPG-ISOMAX HYDROCRAC." |
|---------------------|--------------------------|-------------|----------------------------|-------------------------|
| | Máx. Turbo | Máx. Diesel | | |
| REND. (%vol) | | | | |
| GLP..... | 10.2 | 5.42 | 24.0 | 97.9 |
| Gasol. Liv. | 13.2 | 7.33 | 77.8 | 32.3 |
| Nafta | 27.1 | 15.10 | - | - |
| Turbo | 68.6 | - | - | --- |
| Diesel | - | 85.60 | - | - |
| PROD. (BPD): | | | | |
| GLP | 2,550 | 1,760 | 4,050 | 6,640 |
| Gasol. Liv.. | 3,300 | 2,480 | 13,260 | 2,190 |
| Nafta | 6,775 | 4,900 | - | - |
| Turbo | 17,170 | - | - | - |
| Diesel | - | 27,800 | - | - |

FIGURA 13 . - BALANCE DE MATERIA: AÑO 1985 (MBPDO) Produccion Demanda



Como se puede ver en el diagrama de flujo, la nafta producida en Hidrocracking (Op. máx. Turbo) servirá como carga para el funcionamiento de la nueva unidad de Hidrocracking (Iso - max); El mantenimiento de la actividad del catalizador en el reactor de esta nueva unidad será excelente debido a que la carga está libre de contaminantes metálicos y venenos del catalizador (El catalizador es capaz de soportar neftas vírgenes que contienen compuestos sulfurados o nitrogenados).

En el Balance de la Figura 13, vemos también que existe exceso de producción de Diesel; este producto puede ser recirculado a la otra unidad (35 MBPD de capacidad) para producir más gasolina y GLP cuya demanda se cubre escasamente.

D. Balance de Materia para el año 1990

La figura 14, nos muestra claramente el balance correspondiente al año 1990. La alimentación a la unidad de destilación primaria debe ser de 375 MBPDO. El esquema es similar a la del año 1985, con la diferencia de que se ha construido una nueva unidad de Craqueo Catalítico Fluido (Con Catalizador de Alta Alúmina) con una capacidad de 50,000 BPDO para abastecer el déficit de producción de gasolina de otras unidades; además las dos antiguas unidades de Hidrocracking están trabajando ahora en "operación de máximo Turbo". Aquí es

donde se justifica la construcción de la unidad de Hidrocracking en el año 1985 ya que considerando la demanda para ese año, resultaba más conveniente construir una unidad de FCC. en lugar de la Hidrocracking de 35 MBPD.

Ambas unidades de Hidrocracking para 1990 trabajarán con carga de gasoleo pesado de vacío (60,000 BPDO).

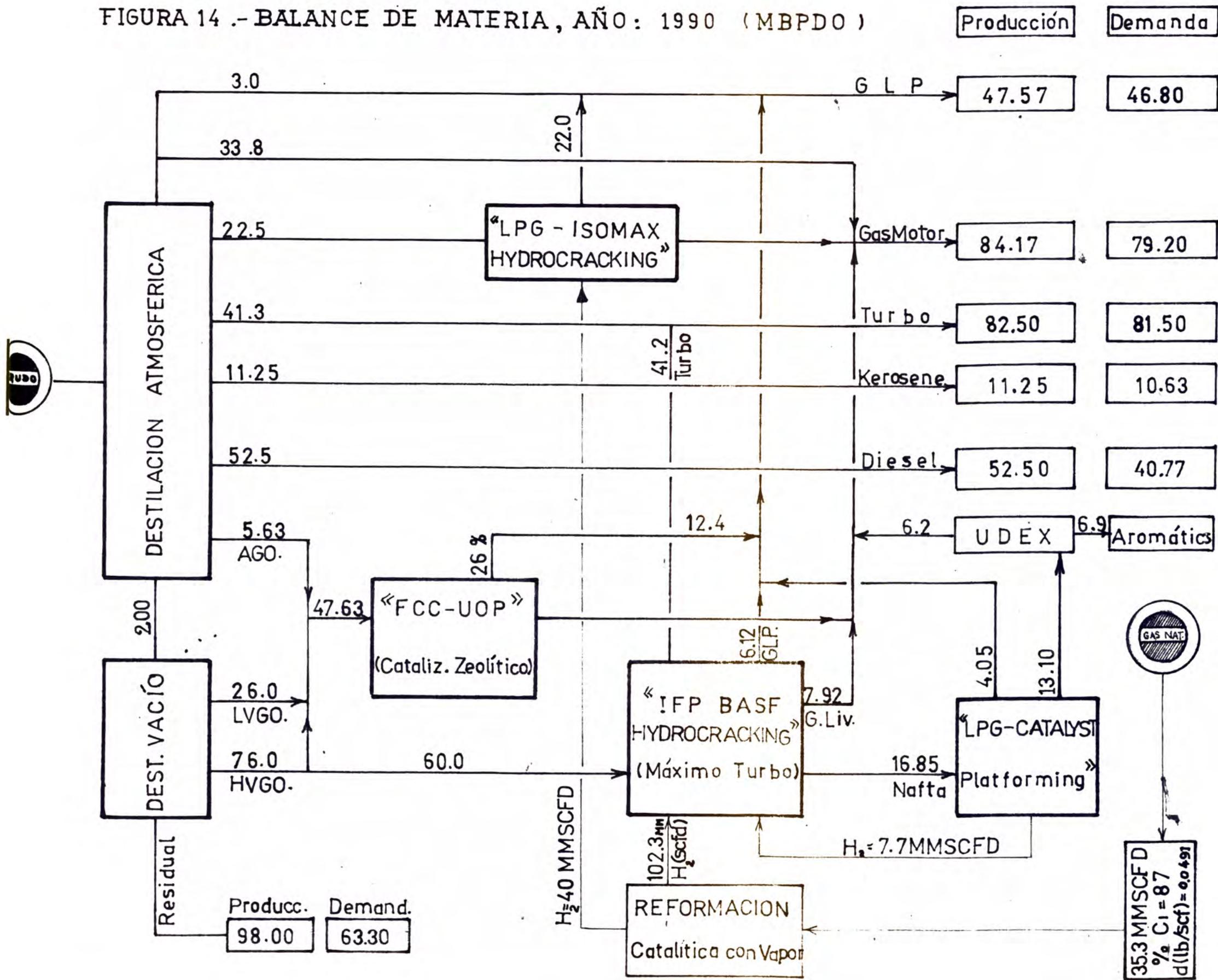
Los rendimientos y la producción de las diferentes unidades están basados en los cuadros anteriores, por lo que es innecesario volverlos a mostrar en esta parte.

Otra diferencia del presente diagrama de flujo, con respecto al del año 1985, es que las naftas producidas en ambas unidades de Hidrocracking se envían a la antigua unidad de Platforming, directamente sin hidrotreamiento. Debe notarse que esta unidad no ha sido ampliada.

La nafta virgen sirve de alimentación a la unidad de Hidrocracking Isomax para producir GLP cuya capacidad se ha incrementado a 22,500 BPDO.

Con relación al esquema en general, podemos decir que no está perfectamente ajustada de acuerdo a la demanda del mercado nacional, puesto que para hacer inversiones en la construcción de unidades para el año 1990 será necesario conocer los datos de la demanda en el año 1995.

FIGURA 14.- BALANCE DE MATERIA, AÑO: 1990 (MBPDO)



CAPITULO VI

CONCLUSIONES

La importancia de este trabajo radica en que se ha demostrado las ventajas de instalar unidades de Hidrocracking en el Perú para satisfacer la demanda de combustibles derivados de hidrocarburos. Dentro de todos los procesos de hidrocracking, descritos anteriormente, el que mejor se adecúa a la variación de nuestra demanda, es el proceso "IFP - BASF Hydrocracking" del instituto francés de petróleo y la Badische Anilin and Soda Fabrik AG. cuyo diagrama de flujo se presenta en la Figura 10, página 66.

Para el año 1980, será necesario instalar una unidad de Hidrocracking de dos etapas, esta unidad trabajará con las dos etapas en operación de máxima nafta y con una sola etapa en operación de máximo turbo. Todas las operaciones serán con reciclo a menos que se opere a máximo Diesel. La capacidad necesaria de la unidad anterior será de 25 MBPDO.

Siguiendo el incremento de la demanda de combustibles ligeros será necesario construir otra unidad de Hidrocracking con una capacidad de 35 MBPD que operará a máxima Nafta y la antigua

unidad de 25 MBPD seguirá operando a la misma capacidad en operación de máximo Turbo.

Es interesante notar que para 1990, también se puede construir una unidad de craqueo catalítico fluido con una capacidad de 50 MBPD y cubrir de esa manera la gran demanda de GLP y gasolina y además disminuir el consumo de hidrógeno que ocasionaría en su lugar, una planta de Hidrocracking.

Por otro lado se ha demostrado que la construcción de una unidad de Platforming, para la producción del hidrógeno necesario en Hidrocracking, no es factible desde todo punto de vista: primero porque su bajo rendimiento en hidrógeno (0.9%pes) no abastece el gran consumo en Hidrocracking, sería necesario construir una Platforming con una capacidad cuatro veces mayor que la de Hidrocracking para abastecer el hidrógeno necesario en esta última. Esta conclusión hace necesaria la obtención del hidrógeno por la vía de la reformación catalítica del gas natural, tal como se ha demostrado en los balances presentados anteriormente.

Según la información obtenida en la Dirección General de Hidrocarburos, nuestras reservas de gas en la costa norte son de 3 billones de pies cúbicos. Nuestros actuales proyectos a nivel nacional (ver página 26) necesitarán para su efecto de una can

tividad aproximada de 1.2×10^{11} ; de acuerdo a esto solamente tendremos asegurado un abastecimiento normal durante 25 años (según cálculos cap. III, mat. prima), es por tal motivo que se debe hacer un estudio cuidadoso a cerca de su aprovechamiento y distribución. En el supuesto de que se cumplan todos los proyectos existentes en cuanto al aprovechamiento de gas natural, nuestras reservas se agotarían en el año 2,000, y en lo sucesivo, la única manera de suministrar hidrógeno a las diferentes unidades de consumo (síntesis de amoníaco, tratamiento de parafinas, hidrocracking, hidrodeshalquilación, y otros usos), sería mediante la instalación de una unidad productora de gas de síntesis a partir de naftas u otras cargas cuyo punto final de ebullición sean menores que 500°F y de esta manera obtener un gas que tenga la siguiente composición

| | | | |
|----------------|-------------|-----------------------|------------|
| Metano | 98.0 % vol. | CO | 0.0 % vol. |
| Hidrógeno..... | 1.5 % vol. | CO ₂ | 0.5 % vol. |

El metano producido serviría de carga a una unidad de reformación al vapor obteniéndose de esta manera el hidrógeno deseado. En Japón funcionan varias de estas unidades y es muy poco conocido en el mundo por ser un proceso nuevo; como una referencia podemos decir que a partir de 23,000 bbls. de nafta de PFE 365 produce 125 MMSCF de metano.

Espero que no se llegará a tener este problema en el Perú por lo que no debe cumplirse el proyecto del gasoducto Talara-..

Chimbote, y que por el contrario se aproveche el exceso de residual que existen en cada uno de los balances anteriores.

Con relación al consumo y producción de hidrógeno tanto en reformación de gas natural y en Platforming, pasaremos a resumir los cálculos efectuados en cada uno de los diagramas anterioros (12, 13, y 14), para de esa manera hacer una conclu-sión cuantitativa del consumo anual promedio de gas natural - en las operaciones de Hidrocracking del presente trabajo.

Debemos tener en cuenta las siguientes características físicas de los materiales en el balance:

| | | |
|---------------------------------------|------|----------------|
| Densidad de Nafta | 53.9 | 267.5 lb/bbl. |
| Densidad de H ₂ | | 0.0053 lb/scf. |
| Densidad del gas natural: | | 0.0491 lb/scf. |
| Contenido de C ₁ del G.N.: | | 87 % molar |

La tabla correspondiente al consumo de hidrógeno se muestra en la siguiente página.

PRODUCCION Y CONSUMO DE HIDROGENO, AÑOS: 1980-1990

| | 1980 | 1985 | 1990 |
|--|-------|--------|--------|
| Carga a Platfor.(MBPDO) | 10.00 | 16.90 | 16.85 |
| Carga a Platfor.(MMlb/d) | 2.68 | 4.54 | 4.54 |
| Rend.en Platfor.(%peso) | 0.90 | 0.90 | 0.90 |
| Prod.H ₂ Platfor.(M lb/d) | 24.10 | 40.80 | 40.80 |
| Prod.H ₂ Platfor.(MMSCFD) | 4.82 | 7.70 | 7.70 |
| Cons.H ₂ Hidrocr.(MMSCFD) | 40.10 | 124.20 | 150.00 |
| Déficit H ₂ Platf(MMSCFD) | 36.20 | 114.50 | 142.30 |
| G.N.necesario para prod. del déficit de H ₂ en la U.Platfor. (MMSCFD):..... | 9.00 | 28.40 | 35.30 |

De la tabla anterior, el consumo anual promedio de gas natural resulta 24.23 MMSCFD. o sea 8.85 MMSCF/año; este consumo es insignificante comparado con los demás consumos y por lo tanto no constituiría ningún problema conseguir un abastecimiento normal por muchos años.

Como se ha visto el gran problema del hidrocracking es la disponibilidad de hidrógeno a bajo costo, sobre todo en los países que carecen de reservas de gas natural. Pero en nuestro caso sólo sería necesario aprovechar el gas liberado a la at-

mósfera que en la actualidad alcanza a 30.5 MMSCF/año, como se indica en la Figura 3, página 20.

Huviese resultado interesante calcular la rentabilidad del proyecto, pero ante la imposibilidad de obtener datos del precio de los combustibles en el futuro, se ha visto por conveniente dejar de lado este interesante capítulo de todo diseño de plantas.

BIBLIOGRAFIA

1. W. L. Nelson, Petroleum Refinery Engineering, Mc Graw Hill - Kōgakusha, Tokyo, 1968.
2. P. Waithier, El petróleo: refinó y tratamiento, 1^a Ed., CEPSA, Madrid, I, 1971.
3. C. R. Noller, Química Orgánica, 3^a Ed., Editorial Inter - americana, México, 69, 1968.
4. John H. Perry, y otros, Chemical Engineering Handbook, 4^a - Ed., Mc GRAW HILL - Kōgakusha, Tokyo, 1968.
5. Hydrocarbon Handbook, Gulf Publishing Co, reimpresión de - Hydrocarbon Processing, Houston, Texas, 9, 1969.
6. Marshal Sittig, Catalysts and Catalitic Processes, Reinhold Publishing Company, 28 - 35, 1969.
7. Hydrocarbon Refining Processes Handbook, Gulf Publishing Co, Houston, Texas, 1968.
8. Gerhard Bischoff, "Perspectivas de la amazonía peruana", Petróleo y Petroquímica Internacional, 42-44, Jun. 1973.
9. Estadística Petrolera 1971, Min. Energía y Minas, Dir. Gen.- de Hidrocarburos, N° 22, Dic 1972.
10. J. W. Scott, H. F. Mason y R. H. Koslowsky, "How Isocrack - ing Works", Pet. Refiner, 155, Abril 1960.
11. Hansford, y otros, "Unicracking -A modern and versátile Hydreocracking Process", Pet. Refiner 39, N° 6, 169, 1960.

12. L. R. Reinkemeyer, R. W. Matson y W. M. Karner, "Apoco's first unit proves flexible tool", Oil and Gas Journal, vol 62, N° 46, 182-184, Nov., 1964.
13. J. W. Scott, H. F. Mason y J.H. Duir, "Unicracking JHCunit starts second of operation", Oil and Gas Journal 64, - N° 7, 81, Feb 14, 1966.
14. W. E. Bradley, R. A. Capbell y P. W. Morgal, "Unicracking goes comercial", Oil and Gas Journal 63, N° 17, 71, Ab. 65.
15. J. R. Kitrel, G. E. Langlois y J. W. Scott, "Optimum Hydro crack + Reform", Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing - Co, 116-119, May 1969.
16. D. H. Stormont, "Synthetic Zeolites offer unique propert - ies", Oil and Gas Journal, Nov. 23, 1963.
17. Hydrocracking des naphtas légeres, "Choix d'un catlyseur - et recherche de conditions opératoires", IFP., Division - Chimie, Raffinage, Julio 1962.
18. C. Clement, R. Montarnal, "Plan d' experimentation cineti - que en Hydrocracking", Div. Chimie: IFP, Raffinage, Ju. 62.
19. FCC Orthoflow, "Planta FCC y URV", ECOPETROL, Colombia, 1968.
20. "New all-riser cracking FCC", UOP process div., Illinois, En. 1972.
21. "Hydrogen Plants", Foster Wheeler, New Jersey, 1972.
22. Raymond A. Erickson, "JGC Metane rich gas process", UOP. process div., Illinois, Marzo 16, 1973.