

Universidad Nacional de Ingeniería

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERÍA
DE PETROLEO Y PETROQUÍMICA**



**“ ESTUDIO TÉCNICO - ECONÓMICO PARA LA INSTALACION
DE UNA PLANTA DE HIDROCRACKING ”**

T E S I S

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

Ingeniero Petroquímico

JOSE T. CHIROQUE INGA

LIMA • PERU • 1979

DEDICATORIA :

A mis padres

Asunciona y Pascual que con su noble esfuerzo y constancia hicieron posible la culminación de mi carrera profesional.

A mis hermanos :

A mis nueve hermanos, en especial a Casimiro y Ricardo por su constante apoyo y aliento.

A G R A D E C I M I E N T O :

**Quiero expresar mi especial
reconocimiento al Ingeniero
Enrique Barraza Castro por
su desinteresada colabora-
ción para la ejecución de -
este estudio.-**

R E S U M E N

El presente estudio tiene por objeto analizar desde el punto de vista técnico y económico el proceso de hidrocracking. Así como su posible aplicación en nuestro país con la meta de lograr el balance adecuado de suministro/demanda de productos combustibles durante la próxima década.

Ya que a partir de Junio de 1977 con la llegada del primer cargamento de crudo Selva a la Refinería de La Pampilla, se inicia en nuestro país una nueva etapa de producción de combustibles derivados del petróleo.

La inclusión del crudo Selva alteró pues el rendimiento de productos combustibles manifiesto en excedentes de petróleos industriales y déficits de gasolinas, kerosene y petróleo Diesel.

Por tal motivo, se hace más notoria la necesidad de proveer en el suministro mayores volúmenes de kerosene, turbo y Diesel.

El método seguido consiste en analizar aspectos tales como: Materia prima, características de los procesos de hidrocracking y disponibilidad de los mismos, estudio de mercado de combustibles; elección, localización y capacidad del proceso, así como la evaluación económica del mismo.

"ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA -
DE HIDROCRACKING"

I N D I C E

	<u>Pág. N°</u>
<u>CAPITULO I GENERALIDADES</u>	1.-
<u>CAPITULO II - MATERIA PRIMA</u>	6.-
II.1.- El petróleo de la Selva peruana	6.-
II.1.1.-Introducción y comentarios	6.-
II.1.2.-Características	7.-
II.1.3.-El petróleo de Corrientes y Shiviyaçu	10-
II.1.4.-Procesamiento del crudo de la Selva en la Refinería de Talara.	15-
II.2.- El gas natural en el Noroeste-peruano.	19-
II.2.1.-Introducción	19-
II.2.2.-Tipos de gas en el Noroeste	19-
II.2.3.-Sistemas existentes para la recolección de gas en Talara.	21-
II.2.4.-Tratamientos y usos del gas natural.-	21-
II.2.5.-Requerimientos y disponibilidad futura del gas natural en el Noroeste.	22-
II.3.- El Hidrógeno : Métodos de obtención.	22-
II.3.1.-Oxidación parcial	23-
II.3.2.-Reformación al vapor	24-

//...

INDICE.- Pág. N° 2.-

	<u>Pág. N°</u>
11.3.3.- <i>Tratamiento autotérmico</i>	25-
<u>CAPITULO - III - LOS PROCESOS DE HIDROCRACKING</u>	28-
III.1.- <i>Características generales</i>	28-
III.1.1.- <i>Características generales de las reacciones.</i>	28-
III.1.2.- <i>Consideraciones termodinámicas.</i>	29-
III.1.3.- <i>Consideraciones cinéticas</i>	29-
III.1.4.- <i>Catalizadores</i>	31-
III.2.- <i>Características de los Procesos Industriales.</i>	33-
III.2.1.- <i>Características generales</i>	33-
III.2.2.- <i>Hidrocracking en una etapa.</i>	34-
III.2.3.- <i>Hidrocracking en dos etapas</i>	35-
<u>CAPITULO - IV - PROCESOS INDUSTRIALES ACTUALES DE HIDROCRACKING</u>	37-
IV.1.- <i>H-G Hydrocracking</i>	37-
IV.2.- <i>Hycracking</i>	39-
IV.3.- <i>BASF-IFP Hydrocracking</i>	41-
IV.4.- <i>Hydrocracking</i>	43-
IV.5.- <i>Isocracking</i>	45-
IV.6.- <i>Ultracracking</i>	47-
IV.7.- <i>Unicracking.</i>	49-
<u>CAPITULO - V - ESTUDIO DE MERCADO</u>	51-
V-1.- <i>Introducción</i>	51-
V-2.- <i>Producción y reservas nacionales de petróleo</i>	52-
V-3.- <i>Producción y reservas de gas natural en el Noroeste Peruano</i>	55-
V-4.- <i>Producción y Demanda Nacional de combustibles comerciales derivados del petróleo.</i>	57-
V-5.- <i>Pronóstico de Demanda Nacional de Combustibles comerciales derivados del petróleo.-</i>	57-

INDICE.- Pág. N° 3.-

		<u>Pág. N°</u>
V-6.-	Importación y Exportación de - combustibles comerciales deri- vados del petróleo.-	74-
V-7.-	Déficit Nacional.-	75-
V-8.-	Conclusiones del Estudio de - Mercado.-	78-
<u>CAPITULO</u>	<u>VI - ELECCION DEL PROCESO.-</u>	79-
VI-1.-	Consideraciones generales.-	79-
VI-2.-	Variación del patrón de produc- ción de combustibles derivados del petróleo por la inclusión- del crudo de la Selva.-	79-
VI-3.-	El déficit de producción de - Diesel, Kerosene y Turbo.-	81-
VI-4.-	Economía de los procesos de - Hidrocracking.-	83-
<u>CAPITULO</u>	<u>VII - LOCALIZACION, CAPACIDAD y BALANCES DE MATERIA</u>	84-
VII-1.-	Localización de la Planta	84-
VII-2.-	Capacidad de la Planta	85-
VII-3.-	Balances de materia.	89-
<u>CAPITULO</u>	<u>VIII - EVALUACION ECONOMICA</u>	91-
VIII-1.-	Introducción	91-
VIII-2.-	Costo de la Planta	94-
VIII-3.-	Rentabilidad del proceso	101-
<u>CAPITULO</u>	<u>IX - CONCLUSIONES.-</u>	106-

* * * * *

CAPITULO I - GENERALIDADES

Uno de los fines del refino ha sido siempre la conversión de hidrocarburos en compuestos de menor peso molecular.

Los procesos, más conocidos industrialmente, son el cracking térmico y - sobre todo el cracking catalítico.

El cracking en condiciones hidrogenantes, o hidrocracking, tiene el mismo fin, es decir, el hidrocracking es simplemente una operación de craqueo llevada a cabo bajo una presión substancial de hidrógeno.

El hidrocracking de fracciones hidrocarbonadas se conoce desde hace mucho tiempo y ha sido objeto con anterioridad a 1940, de varias realizaciones industriales: concretamente para el tratamiento de destilados derivados del carbón.

El mejoramiento de las técnicas de hidrocracking y las modificaciones de la estructura del refino han vuelto la atención sobre estos procesos.

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.

En estos últimos años, y más especialmente desde 1961, se han construído varias unidades de hidrocracking en los Estados Unidos.

Su desarrollo futuro parece así mismo brillante.

Actualmente su aplicación va en aumento, porque es el único proceso que -

produce una gama 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.

En los Estados Unidos uno 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 su costa occidental 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 sea el único proceso que resuelva esos 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, combustible diesel, turbo-combustibles y carburantes para reactores.

El caso de México es especial, las naftas producidas en hidrocracking se mandan a una unidad de Reformación Catalítica de donde se extrae la fracción aromática del reformado, éste corte de aromáticos se envía a una unidad de fraccionamiento de los compuestos BTX. El benceno separado junto con el proveniente de una unidad de Hidrodesalquilación se pasa a una uni-

dad de Hidrogenación del Benceno dando se obtiene el Ciclohexano que servirá de materia prima para la policaprolactama o Nylon - 6.

En cuanto al Perú, bajo la premisa de existir déficits de kerosene y petróleo diesel los procesos de hidrocracking adquieren particular atención esto teniendo en cuenta la calidad, rendimientos e inclusión de los crudos de la selva, además de su disponibilidad limitada actual de su producción. La inclusión de una unidad de hidrocracking para producción de kerosene/turbo combustible permitirá elevar la proporción de estos productos dentro del patrón de producción de combustible. Siendo estas unidades suficientemente flexibles, se puede orientar a maximizar kerosene/turbo o diesel.

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 usado en procesos de una etapa o en aquellos 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.

Con respecto a la carga a tratar, productos obtenidos, condiciones de operación, catalizador empleado, rendimientos volumétricos en productos más livianos que la carga, capacidad y economía de las diferentes patentes de

procesos de ~~hidrocracking~~ ~~son mostrados~~ en el Capítulo IV.

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

En cuanto a las condiciones de operación éstas varían de acuerdo a cada patente, del tipo de carga a tratar y de que el proceso sea de una o dos etapas; así tenemos que la Union Oil de California indica que las condiciones operatorias normales están comprendidas entre 35 y 107 Kg/cm² de presión y 205 a 425 °C de temperatura, en tales condiciones las conversiones por etapas son del orden de 30 a 60% en la primera etapa y de 50 a 70% en la segunda etapa.

Cal Research indica, por su parte, gamas de temperaturas comprendidas entre 200 y 375 °C y presiones de 35 a 140 Kg/cm², así como conversiones por etapa del orden de 50 a 70%.

El costo de hidrógeno es uno de los puntos importantes en la economía de estos procesos, su consumo varía según las aplicaciones, es decir, que el hidrógeno sea para el hidrocracking de parafinas o de naftenos, para la saturación de olefinas o de aromáticos, o para la hidrodesección de los compuestos sulfurados, nitrogenados ú oxigenados.

El hidrógeno alimentado al proceso puede estar en una relación H₂/hidrocarburo de 2/80 y preferencialmente de 5/50 molar, expresado en otros -

términos podemos decir que la alimentación de hidrógeno al proceso está en el rango de 900 - 2200 SCF/barril de carga.

El hidrógeno aumenta la actividad catalítica y permite trabajar a temperaturas menores a la de los procesos de craqueo catalítico de manera que aumenta la selectividad.

En los procesos de hidrocracking no existen problemas de desactivación por deposición de coque sobre la superficie del catalizador ya que la acción del hidrógeno evita la formación de coque.

Tampoco existen problemas de desactivación por atricción puesto que se trabaja con reactores de lecho fijo; no existen problemas de desactivación por síntéresis puesto que el catalizador está protegido por una capa de sulfuro que lo protege de cambios bruscos de temperatura. Finalmente no existen pérdidas de catalizador por arrastre gaseoso.

Los aspectos anteriormente mencionados han servido de apoyo para adoptar procesos de hidrocracking en vez de procesos de craqueo catalítico fluído.

CAPITULO II - MATERIA PRIMA

En este capítulo relacionado con la materia prima, nos referiremos al petróleo de la selva peruana, tipificado a través de los crudos de Corrientes y Shiviayacu; así como al gas natural del Noroeste Peruano fuente principal para la obtención de hidrógeno.

II - I - El Petróleo de la Selva Peruana

II - 1.1.- Introducción y Comentarios

Tradicionalmente ha sido el Noroeste Peruano la zona productora de petróleo nacional el cual constituye el 48% del crudo procesado. Este crudo, de base intermedia está representado por dos tipos :

-Crudo HCT : Tendencia parafínica 36° API

-Crudo LCT : Tendencia nafténica 32° API

Este crudo tiene un contenido remarcablemente bajo de azufre, del orden de 0.1% peso. Completándose el déficit nacional de crudo con las importaciones correspondientes que provienen de Ecuador y Venezuela.

Con los descubrimientos del petróleo crudo en los campos de Trompeteros, Capirona y Pavayacu, se inició la fase de explotación del crudo de la Selva del Perú en 1971.

En Mayo de 1977 el crudo de la selva llegó a la costa a través del Oleoducto Nor-Peruano recorriendo no menos de 854 Kms.

En Junio llega a la Refinería de La Pampilla el primer cargamento de crudo de la selva el cual fué embarcado en Bayóvar, punto terminal del Oleo-

ducto Nor-Peruano, para su refinación en la costa. Inicialmente se cuenta con un flujo de 35.0 MB/D el cual va en gradual aumento; pero que, conforme se habiliten las baterías de bombeo 8 así como cuando se termine la construcción del Oleoducto Ramal Norte que conecte el bloque 1-A con el Oleoducto Nor-Peruano, esto permitirá entregar no menos de 100.0 MB/D. Este volumen será superior al producido actualmente en el noroeste, por lo cual debe tenerse en cuenta su calidad para definir el efecto que cause en el patrón de producción de combustible.

II - 1.2.- Características

El crudo selva es de tipo INTERMEDIO y clasificación HCT.

Es dulce por tener bajo contenido de azúfre (0.6% w) bajo contenido de compuestos metálicos y no hay presencia de ácido sulfhídrico. Muestra un alto contenido de sal, si bien es cierto que algunos lotes que han sido recibidos en Talara no superaron las 5 Lbs/MB. Esta sal es difícil de separar dada la alta gravedad específica del crudo, por lo que es necesario el uso de desalinizadoras.

La fracción correspondiente a naftas es dulce, pero el grado antidetonante es muy bajo, lo cual aumentará el consumo de TEL y demandará el uso de nafta FOC en el pool de gasolina 84.

La fracción correspondiente al kerosene indica ser de buena calidad dado su bajo contenido de azúfre y punto de humo mayor a 20.

La fracción de diesel es de buena calidad por su bajo contenido de azúfre, neutralización y punto de escurrimiento. Tiene un alto índice de cetano.

Los fondos son relativamente azufrados (0.8% en peso), sin embargo, el contenido de metales es bajo.

El alto % de fondos es la principal limitación para el procesamiento del crudo Selva en Talara.

En las Tablas II-1 y II-2 presentamos las diferencias mostradas entre el crudo HCT ONO y el crudo Selva en cuanto a características y calidad de productos se refiere.

TABLA II - 1

<u>CARACTERISTICAS</u>	<u>CRUDO HCT ONO</u>	<u>CRUDO SELVA</u>
Gravedad API a 60°F	36.0	25.0
Azufre total % peso	0.09	0.6
Punto Escurrimiento (3º Fracción, °F Lubricante)	80	70
Residuo de carbón, % peso	1.32	6.9
Sal como Lbs/MB	15.0	5.0
Vanadio PPM	0.5	2.5
Níquel PPM	0.9	3.8
Agua y Sedimento % Vol.	0.25	0.70
Agua por Destilación, % Vol.	0.10	0.50
<u>RENDIMIENTOS - %</u>		
GAS + PERDIDAS	1.0	1.0
NAFTA LIVIANA	14.5	3.0
NAFTA PESADA	8.7	4.0
KEROSENE	28.0	13.0
DIESEL	12.3	8.0
CRUDO REDUCIDO	<u>35.5</u> 100.0	<u>71.0</u> 100.0

TABLA II - 2

CALIDAD DE PRODUCTOS

<u>GASOLINAS</u>	<u>L I V I A N A</u>		<u>P E S A D A</u>	
	<u>CRUDO SELVA</u>	<u>HCT ONO</u>	<u>CRUDO SELVA</u>	<u>HCT ONO</u>
Gravedad API a 60°F	60.9	65.9	54.5	52.6
Azufre % peso	0.006	0.002	0.007	0.003
RVP a 100°F	7.5	9.0	-	-
RON Claro	50.6	70	35.6	50.0
RON 3 cc PTE	63.2	86.5	46.3	73.3
Rango de destilación °F (ASTM 86)	112/298	100/270	229/356	216/340
<u>KEROSENE</u>	<u>CRUDO SELVA</u>		<u>HCT ONO</u>	
GRAVEDAD API a 60°F	40.0		41.6	
Azufre total % peso	0.015		0.010	
Punto de Humo	22		23	
Punto congelamiento °F	-30		-38	
<u>DIESEL</u>	<u>CRUDO SELVA</u>		<u>HCT ONO</u>	
Gravedad	35.0		33.0	
Azufre total % peso	0.14		0.05	
Indice de Cetano	57.5		58.5	
Rango Destilación	375/730		415/730	
Punto Escurrimiento °F	20		40	
Nº de Neutralización mg KOH/g	0.14		0.30	
<u>CRUDO REDUCIDO</u>	<u>CRUDO SELVA</u>		<u>HCT ONO</u>	
Gravedad API a 60°F	15.7		22.0	
Azufre total % peso	0.80		0.18	
Punto Escurrimiento, °F	75		80	
Viscosidad SSf a 122 °F	700		42	
Residuo Carbón Conradson, % peso	12.3		3.7	

II - 1.3- El petróleo de Corrientes y Shiviayacu

El crudo de la selva norte es de una calidad notoriamente diferente al del noroeste. Así tenemos que dos de sus crudos actualmente en refinación son el crudo de Corrientes y el crudo de Shiviayacu que pueden considerarse típicos con las siguientes características:

~~Crudo~~ Corrientes 25.5 API
~~Crudo~~ Shiviayacu 23.6 API

Siendo ambos de base intermedia, el primero de tendencia parafínica; el segundo es de tendencia nafténica.

El contenido de azufre es variable, pues el crudo Corrientes contiene 0.4% en peso mientras que el crudo Shiviayacu contiene 1.0% en peso.

El crudo Corrientes denota su tendencia parafínica por su factor de caracterización K_{UOP} 12.0, su CCR de 6.0%, y punto de fluidez de $-3^{\circ}C$.

El crudo Shiviayacu denota su tendencia nafténica por su factor de caracterización K_{UOP} 11.6, su CCR de 10.4%, y punto de fluidez de $-12^{\circ}C$.

El patrón de rendimientos de estos nuevos crudos descubiertos en la selva y su comparación con el correspondiente del crudo HCT se muestra a continuación :

	<u>ANALISIS TBP % VOL.</u>		
	<u>CORRIENTES</u>	<u>SHIVIYACU</u>	<u>HCT</u>
NAFTAS LIVIANAS	2.1	6.3	10.9
NAFTAS PESADAS	4.1	11.5	14.9
KEROSENE / TURBO	7.2	11.1	18.7
DIESEL	21.4	16.1	16.2
GASOLEOS DE VACIO	31.5	19.5	33.4
RESIDUOS DE VACIO	33.2	35.0	5.3
GAS Y PERDIDAS	0.5	0.5	0.6

Tomando el rendimiento ponderado del crudo de la selva por la destilación primaria obtendremos los siguientes rendimientos, los que se comparan con el patrón de rendimientos del crudo HCT.

	<u>SELVA</u>	<u>HCT</u>
GASOLINAS	9.7 %	25.8 %
KEROSENES	8.4	18.7
DIESEL	19.8	16.2
RESIDUALES	61.6	38.7
GAS Y PERDIDAS	<u>0.5</u> 100.0	<u>0.6</u> 100.0

En cuanto a gasolinas motor, el rendimiento es mucho menor, y con octanaje relativamente bajo.

Esta característica también se observa en el Kerosene, el rendimiento Diesel es ligeramente mayor y en Residual es marcadamente mayor que con el crudo HCT.

El patrón de producción final, incluyendo crudo de la selva y unidades de conversión existentes se manifiesta en la siguiente tabla :

	<u>PRODUCCION FINAL</u>
	% VOL.
G L P	3.2
GASOLINAS	29.3
KEROSENES	15.8
DIESEL	14.7
RESIDUALES	<u>37.0</u>
	100.0

A consecuencia pues de la inclusión del crudo de la selva, se hace más notoria la necesidad de proveer en el suministro mayores volúmenes de Kerosene y Diesel.

En las Tablas II-3 y II-4 presentamos las características de los crudos Corrientes y Shiviyaqu respectivamente.

TABLA - II-3.-

CRUDO CORRIENTES

	CORRIENTES									
	CRUDO	N A F T A S			KEROSENE	GASOLEOS		DESTILADOS PESADOS	RESIDUAL	
Rango TBP, °C		20- 100	100-180	180-250	180-380	250- 350	380-566	380	600	566
% Vol. producido		2.1	4.1	7.2	36.6	21.4	31.5	56.9	21.1	25.4
% Vol. total		2.4	6.5	13.7	43.1	35.1	74.6	100.0	100.0	100.0
Pto. congelac. °C				-55						
Gravedad API °	25.6	73.0	54.9	39.1	33.7	32.5		18.1	7.7	
Azufre (ppm)		8.	53.	270						
† wt %	0.40				0.18	0.16	0.41	0.57	0.58	
P.Humo, mm				21.5						
Nafténicos (wt %)			31.							
P. Fluidéz, °C	-3				-24	-21		21	50	
Aromáticos (wt %)			7.							
Vol. %				6.						
SSF (50° C)	26(37.8°C)						26			
Pen									30	

TABLA - II-4.-

	CRUDO		SHIVYACU			DESTILADOS PESADOS		RESIDUOS		
	CRUDO	N A F T A S		KEROSENE	GASOLEOS					
Rango TBP °C		20-100	100-180	180-250	180-380	250-350	380-566	400	580	566
% Vol. Producido		6.3	11.5	11.1	31.8	16.1	19.0	46.8	25.2	27.2
Total Vol.		6.8	18.3	29.4	50.1	45.5	72.3	100	100	100
Punto Congl. °C		-	-	-50	-	-	-	-	-	-
Gravedad API	23.6	72.1	52.7	39.1	30.2	28.5		8.6	1.3	
Azufre (ppm)	-	20	50							
(% Wt)	1.01			0.09	0.46	0.66	1.02	1.67	2.0	
Punto humo (mm)				19						
Nafténicos (wt %)			41.0							
Punto fluidez										
(°C)	-12				-18	-6		48	50	
Aromáticos (wt%)			18.0							
Vol. %				17						
SSF (50°C)	27(37.8°C)						33.			
Penetración, mm								0	0	

II - 1.4.- Procesamiento del crudo de la Selva en la Refinería de Talara.-

A continuación se exponen los efectos, en rendimientos y calidades de productos, de la inclusión de crudos Selva en la carga a la Refinería de Talara. Así como los problemas presentados a causa de su inclusión.

-Inclusión de 20% de crudo Selva en la carga a la Unidad de Destilación Primaria.-

En la Tabla II-5, se presenta una comparación de los rendimientos y calidad de productos obtenidos en la unidad primaria, con procesamiento de crudo ONO puro y con inclusión de 20% de crudo Selva. Como puede observarse, no hay mucha variación entre ambas alternativas, debido a que la calidad de los productos de ambos crudos son similares. La única variación está en los rendimientos.

Entre los problemas que se tuvieron podemos citar :

-Límite de capacidad en el sistema de fondos.-

Capacidad del sistema de fondos de 24.3 MB/D, lo que limitaba la carga de crudo a solo 57. MB/D con una inclusión de 20% de crudo Selva. Para cargas mayores, dicha inclusión tuvo que disminuirse para permitir una operación normal.

-Contaminación del Diesel por dosificación no uniforme.-

Como consecuencia de lo anterior y no ser constante la dosificación del crudo Selva en la carga, se motivaron subidas intempestivas del nivel de los fondos, contaminando el corte de Diesel a un color oscuro y determinando su degradación a slop seco.

-Menor fraccionamiento en el fondo de la torre.

Del mismo modo como consecuencia del aumento en el porcentaje de fondos, el fraccionamiento en el fondo de la torre disminuyó, esto se puede notar al comparar los puntos finales y recobrados a 675 °F del Diesel.

Como consecuencia de estos problemas se procedió a ensayar con menores inclusiones del crudo Selva, llegándose a determinar que con una inclusión de 10% no se tiene ninguna clase de problemas para cualquier nivel de carga.

Para inclusiones de crudo Selva mayores a 20% se provee los siguientes resultados :

INCLUSION	<u>30 %</u>	<u>40 %</u>	<u>50 %</u>
CARGA MAXIMA MB/D	52.7	48.7	45.5
RENDIMIENTOS :			
GAS + PERDIDAS	1.0	1.0	1.0
NAFTA LIVIANA	11.1	9.9	8.8
NAFTA PESADA	7.3	6.8	6.4
KEROSENE	23.5	22.0	20.5
DIESEL	11.0	10.6	10.2
CRUDO REDUCIDO	<u>46.1</u> 100.0	<u>49.7</u> 100.1	<u>53.1</u> 100.0

TABLA II - 5

	<u>OND PURO</u>	<u>20% CRUDO SELVA</u>
Gravedad del Crudo °API	35.9	33.4
Régimen de carga B/Hr.	60,120	56,160
<u>Rendimientos de Productos %</u>		
Nafta Liviana	14.5	12.2
Nafta Pesada	8.7	6.6
Kerosene	28.0	25.0
Diesel Liviano	12.3	13.2
Fondos	35.5	42.0
Pérdida y Gas	1.0	1.0
<u>Calidad de los Productos</u>		
Nafta Liviana : Gravedad	65.9	64.8
RVP	9.0	8.6
PIE/PFE	96/270	100/298
Nafta Pesada : Gravedad	52.3	51.8
PIE/PFE	216/340	230/340
Kerosene : Gravedad	40.1	40.2
PIE/PFE	302/554	308/546
% a 392 °F	24	21
Diesel : Gravedad	32.0	32.0
PIE/PFE	449/716	410/702
% a 675 °F	90	90
Crudo Reducido: Gravedad	22	21.5
Visc.SSf a 122	42	63.
Punto de Fluidéz + 80		+ 80
Azufre Total	0.18	0.32

II - 2.- El gas natural en el Noroeste Peruano

II - 1.2.- Introducción.-

La explotación del gas natural producido en los campos del Noroeste Peruano por parte de la empresa estatal Petróleos del Perú, ha cobrado auge a partir del año 1975, año en que nace la Industria Petroquímica en el Perú con la puesta en marcha del complejo de Fertilizantes y de la Planta de Negro de Humo.

Anteriormente el gas natural se le usaba exclusivamente para operaciones de producción (inyección en los reservorios, gas lift y combustible).

El gas sobrante que no tenía uso se lo arrojaba al aire.

La importancia del gas natural aumenta cada día que pasa por su doble característica: materia prima y combustible; por lo que los esfuerzos a nivel mundial para obtener el máximo aprovechamiento y mínimas pérdidas, son prioritarios. En Operaciones Noroeste el Complejo de Fertilizantes ha permitido dar uso industrial a 34,000 MPC/D de gas natural.

II - 2.2.- Tipos de gas natural en el Noroeste.-

En el Noroeste Peruano existen dos fuentes principales de gas natural : Pozos netamente gasíferos y Baterías de producción de crudo. Los primeros entregan normalmente gas seco que está compuesto sólo de metano (97%) y de etano (3%). Los reservorios de gas seco (gas de pozos) normalmente están a presiones superiores a 600 psig (40 atm). Las Baterías de producción de crudo permiten la separación del gas asociado. Este gas está enriquecido por hidrocarburos pesados tales como el propano, butano, etc., su recolección requiere de sistemas de transferencia y compresión, puesto

que las presiones de operación en las citadas baterías son del orden de 30 psig (2 atm.).

Un aspecto importante sobre la calidad del gas natural tanto del proveniente de pozos como del de baterías es que no cuentan con la presencia de azufre o halógenos ni de hidrocarburos no saturados.

A continuación se muestran análisis típicos de los tipos de gas en referencia :

TABLA II - 6

	<u>GAS SECO DE POZOS</u>	<u>GAS ASOCIADO DE BATERÍAS</u>
Metano	97.0	88.0
Etano	2.0	4.0
Propano	-	3.0
Propileno	-	-
Butano	-	2.0
Butilenos	-	-
Pentano	-	1.0
Pentanos	-	-
Hexano	-	2.0
Azufre	-	-
Halógenos	-	-
Oxígeno	-	-
CO ₂	-	-
TOTAL :	100.0	100.0

II - 2.3.- Sistemas existentes para la recolección del gas natural - en Talara.-

En el Noroeste Peruano se produce gas natural en las áreas pertenecientes a la Empresa Petróleos del Perú directamente operados por ésta (Costa) y en las áreas operadas por la Contratista Belco (Zócalo).

El gas natural separado del crudo en las Baterías de producción es enviado a unidades de compresión para su transferencia a las Plantas de Tratamiento o Sistemas de G.L. Para tal fin se cuenta con 30,000 HP instalados en los campos de Petróleos del Perú, aparte de los 6,400 HP de compresores instalados por Belco en playa y plataformas para el sistema de recolección.

Aproximadamente son 2,000 los pozos involucrados, 95 las baterías, 129 los compresores comprometidos con la recolección de gas en Petróleos del Perú.

II - 2.4.- Tratamiento y usos del gas natural

Como ya se indicó anteriormente las principales razones por las que se mete a tratamiento el gas natural es para obtener un gas seco que cumple con las especificaciones requeridas para ser usado como combustible o como gas de materia prima para la manufactura de amoníaco.

Los métodos empleados para tal fin son :

- El de "Absorción en Kerosene (42 API) empleando refrigeración mecánica" y;
- El de "Absorción a Presión de 500 psig".

Se cuenta con tres plantas de Absorción :

Planta Pariñas con una capacidad para procesar 40,000 MPC/D,

Planta Pozo 25,000 MPC/D y Planta Lagunitos 14,000 MPC/D.

Las dos primeras plantas disponen de sistemas de refrigeración mecánica de propano y de butano respectivamente y la última opera a temperatura ambiente y 500 psig.

II - 2.5.- Requerimientos y disponibilidad futura del gas natural en el Noroeste.-

El hecho de contar con gas natural que actualmente se arroja al aire (al rededor de 60 MMPC/D) principalmente en el Zócalo es base para la implementación de nuevos proyectos petroquímicos.

Además la investigación se está orientando a la búsqueda de nuevas reservas por gas, que está cobrando importancia debido a la instalación de la Planta de Fertilizantes. Anteriormente todo estaba dirigido hacia la explotación de petróleo crudo. Esto significa que en el futuro se efectuarán esfuerzos técnicos y económicos a fin de recolectar el mayor volumen de gas del que actualmente se pierde para obtener los respectivos beneficios de ahorro de energía y de evitar pérdidas de fuentes energéticas y a explotar los campos del Noroeste Peruano por gas natural.

II - 3.- El Hidrógeno : Métodos de obtención.-

El hidrógeno originado por la descomposición de los hidrocarburos, se obtiene por los tres siguientes métodos :

-Oxidación parcial

-Reformación al vapor

-Tratamiento autotérmico.

II - 3.1.- Oxidación parcial.-

Este tipo de procedimiento permite el tratamiento de cargas muy variadas desde metano hasta combustibles pesados. El producto contiene hidrógeno a 96% en volumen y el contenido de óxidos de carbono puede ser tan bajo como 5 ppm. Los procesos de oxidación parcial son generalmente **térmicos** y utilizan dos quemadores (Texaco, Shell); otros utilizan **masas de contacto** del cual el efecto catalítico es dado por las diferentes patentes (Onia-Gegi, Montecatini, Koppers-Totzek). Sin embargo las altas temperaturas utilizadas y el peligro de la deposición de carbón sobre la masa de contacto no favorecen la utilización de esas técnicas.

El esquema de los procesos de oxidación parcial comprende :

- Un quemador en el cual se inyecta junto con los hidrocarburos el oxígeno y el vapor de agua.
- Una sección de recuperación de calorías contenidas en el efluente gaseoso del reactor, ya sea por contacto directo o por medio de una caldereta.
- Una sección de eliminación de negro de humo por lavado o filtración.

Las condiciones de operación en los quemadores varían de 14-20 atm. y 950-1400°C. Dependiendo de la materia prima cargada y de las condiciones de operación, el gas que sale de la sección de eliminación de negro de humo tiene las siguientes composiciones aproximadas :

		100-150 PSIG	250-300 PSIG
		1900°F	1175°F
Metano	%	2.5	16
H ₂	%	65.0	48
CO	%	31.5	26
CO ₂	%	0.5	9
N ₂	%	0.5	0.5
H ₂ S	ppm.	2.0	2
COS	ppm.	2.0	2

Presentamos a continuación algunos consumos típicos requeridos por este proceso :

	Por TM de NH_3
Residual N ^o 6	830 Kg.
Nitrógeno	2030 m ³
Energía eléctrica	1700 Kwh
Agua de enfriamiento	320 m ³
Obra de mano	1.2 h-h

En la Figura II-1, presentamos la secuencia del proceso de oxidación parcial del Residual.

Así mismo en la Figura II-2, presentamos el diagrama de flujo de una planta de producción de hidrógeno por oxidación parcial del Residual.

II - 3.2.- Reformación al vapor.-

Este tipo de procedimiento permite el tratamiento de hidrocarburos saturados en fase gaseosa (metano, etano, gases licuados y nafta).

Las condiciones de operación varían de acuerdo a la naturaleza de la carga y al producto deseado. La pureza del hidrógeno obtenido puede ser tan alta como 99% en volumen con 10 ppm. o menos de óxidos de carbono. Las impurezas pueden clasificarse en variables, como el metano y fijas como el gas inerte en la alimentación, el nitrógeno.

En la Tabla II-7, presentamos los productos obtenidos de diversas operaciones de reformación al vapor bajo diferentes condiciones (carga, tempe-

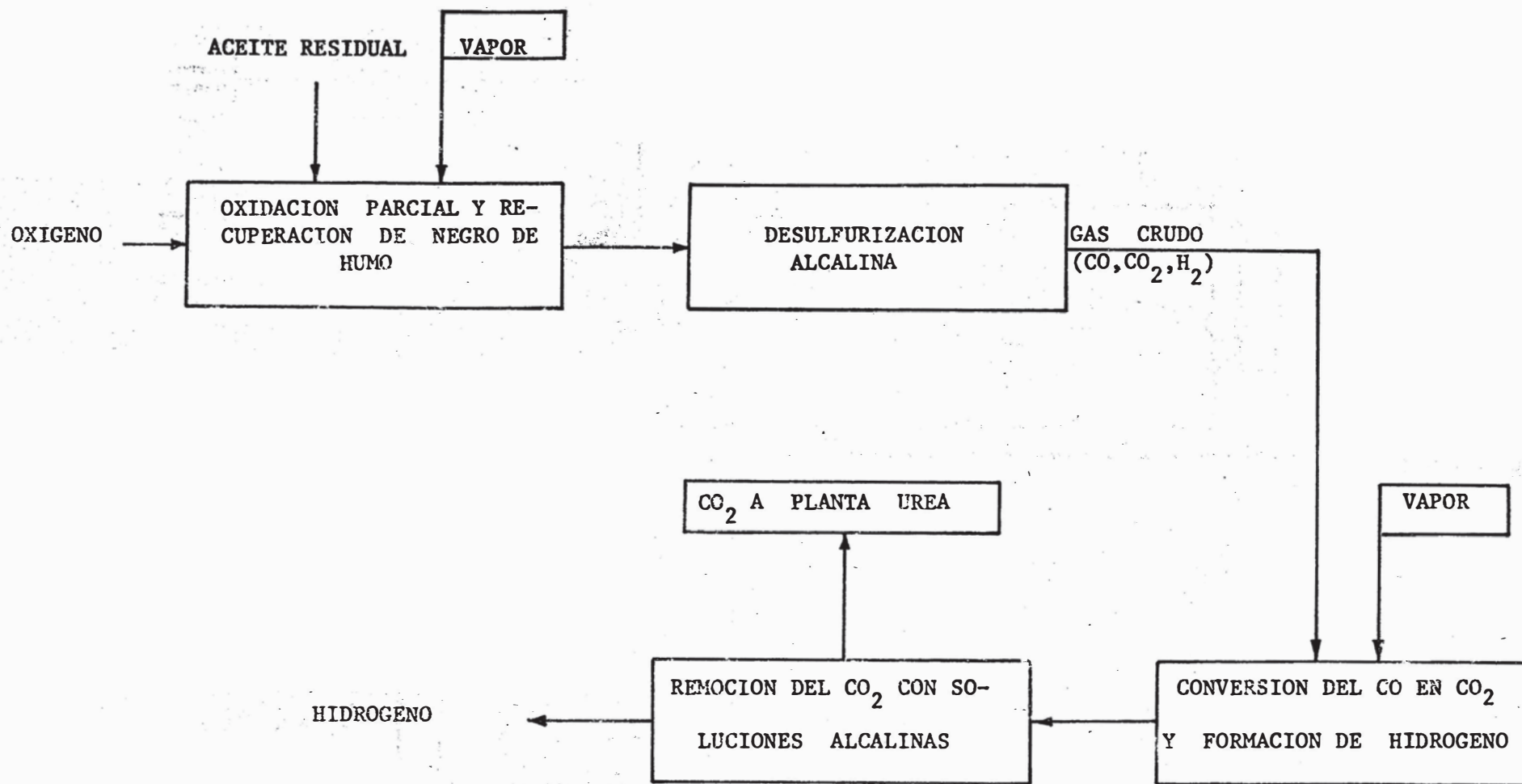


FIG. II-1.- DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE OXIDACION PARCIAL DE RESIDUAL.-

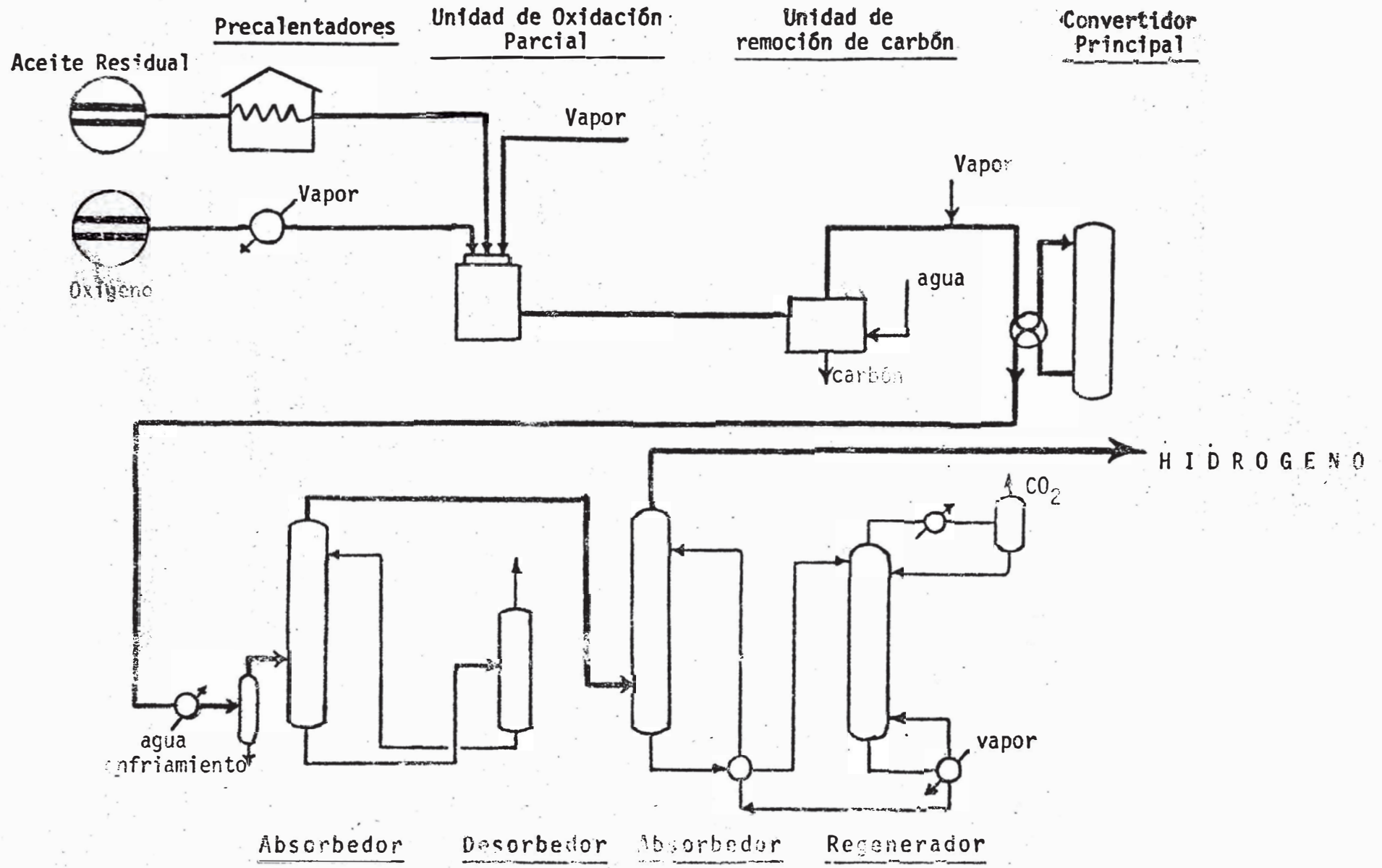


FIG. II-2.- PLANTA DE PRODUCCION DE HIDROGENO POR OXIDACION PARCIAL DEL RESIDUAL.-

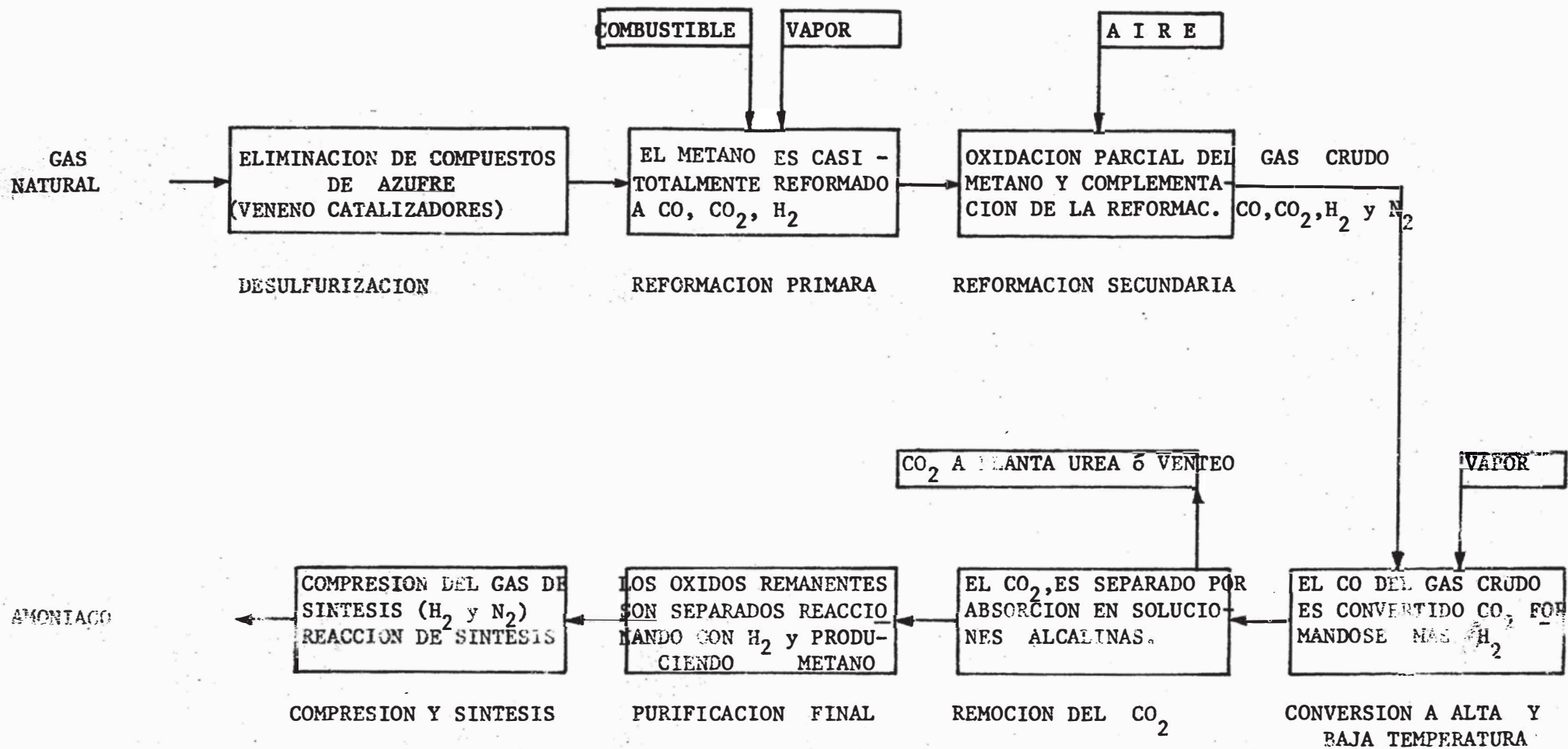


FIG. 11-3.- DIAGRAMA DEL FLUJO SIMPLIFICADO DE REFORMACION CATALITICA DE GAS NATURAL.-

a partir de varios procesos de tratamiento autotérmico.

TABLA II - 7

Condiciones de operación y productos de reformación al vapor :

C A R G A	METANO	METANO *	PROPANO	NAFTA	NAFTA	NAFTA
	99.5%	96%	98%	CH _{2.12}	CH _{2.10}	CH _{2.3}
Temp. a la salida del horno (°C)	790	820	790	685	760	800
Presión a la salida del horno (atm.)	21	32	21	31	16	3
Moles de vapor por carbono de carga	4	3.5	4	2	2.4	5.7
Producto % Vol de gas seco						
H ₂	77.45	69.30	73.73	43.40	63.70	74.00
CO	12.40	9.70	13.30	6.20	12.90	8.90
CO ₂	10.05	10.40	12.82	18.10	14.70	17.00
CH ₄	0.1	10.60	0.15	32.30	8.70	0.10
Vapor a la salida del horno/gas seco	0.579	0.768	0.660	0.710	0.447	1.040

* C₂H₆ : 3% , C₃H₈ : 1%

<u>CARGA</u>	<u>Combustión con Oxígeno</u>		<u>Combustión con Aire (Para N^o 3)</u>	
	<u>GAS NATURAL</u>	<u>GASOLINA</u>	<u>GAS NATURAL</u>	<u>GASOLINA</u>
H ₂	% 68.3	62.6	52.9	48.0
CO	% 20.3	16.4	14.6	15.0
CO ₂	% 10.5	20.6	9.8	16.0
CH ₄	% 0.4	0.1	0.3	0.1
N ₂	% 0.2	0.1	22.0	20.3
A	% 0.3	0.2	0.4	0.6

De ésta tabla y de las referentes a los dos procesos anteriores se puede ver que en el proceso de tratamiento autotérmico, la producción de hidrógeno es menor.

La elección entre los procesos de oxidación parcial y de reformación al vapor es cuestión de tecnología; pero el proceso de reformación es más ventajoso pues da más producción de hidrógeno, además en el proceso de oxidación hay cierta tendencia a dar monóxido de carbono.

Los tres procesos anteriormente expuestos se completan con las siguientes secciones :

- Una sección de conversión, donde, el monóxido de carbono reacciona con el vapor de agua para dar el dióxido de carbono é hidrógeno.
- Una sección de remoción del dióxido de carbono y regeneración del absorbedor.
- Un metanador, donde se elimina el remanente de dióxido y monóxido de carbono.

CAPITULO III - LOS PROCESOS DE HIDROCRACKING.-

III - I.- - CARACTERISTICAS GENERALES

III - 1.1.- - Características generales de las reacciones.-

Las reacciones de hidrocracking son numerosas y de variada aplicación. Aquí nos referiremos solamente de su aplicación al dominio del refino. Las reacciones de hidrocracking se caracterizan por la ruptura del enlace C - C; paralelamente se desarrollan las reacciones de saturación y eliminación de contaminantes.

Presentamos a continuación 5 tipos de reacciones de hidrocracking.

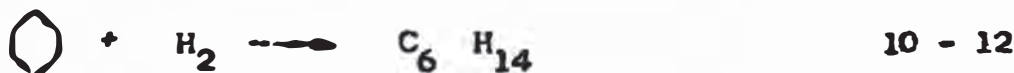
1.- Reacciones de Hidrocracking Simple : - ΔH (Kcal/mol)
ataque de un enlace C-C en una cadena.



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



3.- Reacciones de apertura de un ciclo:
ataque de un enlace C-C en un ciclo.

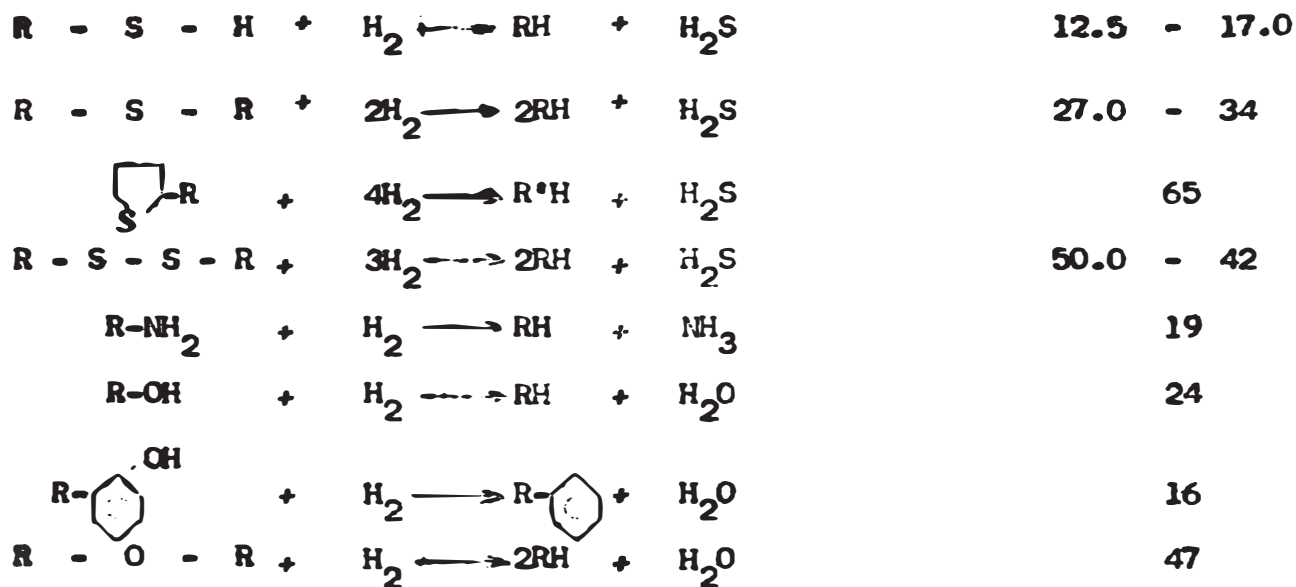


4.- Reacciones Secundarias : Las más importantes son la saturación de olefinas y aromáticos.



5.- Reacciones donde se eliminan contaminantes :

Hidrodesección de los compuestos sulfurados, nitrogenados y oxigenados.



III - 1.2.- Consideraciones Termodinámicas

Las reacciones de hidrocracking son exotérmicas, la exotermicidad varía con 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.

III - 1.3.- Consideraciones Cinéticas.-

Con respecto a la cinética de las reacciones nos referiremos a la velocidad y mecanismo de las reacciones.

De la velocidad de reacción como es de conocimiento diremos que ésta es -

función de la naturaleza química de los reactantes, de la concentración de los mismos y de la temperatura del reactor.

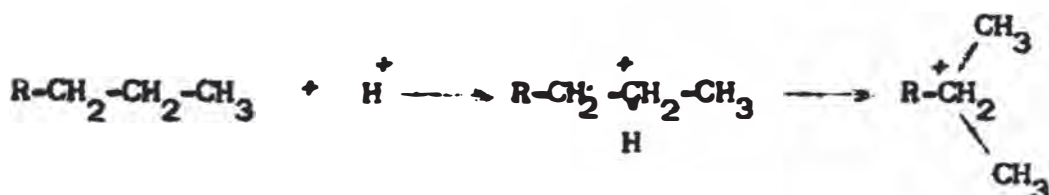
Del mecanismo de las reacciones diremos que las reacciones de hidrocracking se llevan a cabo a través del mecanismo del ión carbonio. Y así tenemos que :



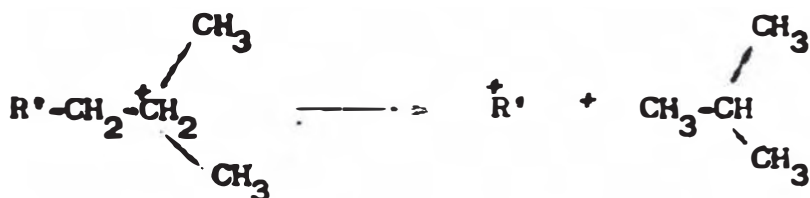
El par de electrones de un enlace C-C, cuando se produce la ruptura de éste, permanece sobre el núcleo de uno de los átomos, por lo que el otro átomo se carga de electricidad positiva.

Este tipo de ruptura sólo es posible en presencia de considerable energía, lo cual exige la presencia de donadores de protones H⁺, tales como los centros activos del catalizador. (catalizador ácido).

La constatación más importante del hidrocracking sobre el 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 así formado tiende entonces a estabilizarse nuevamente tratando de completar su octeto, lo que cae 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 a 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 la 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.

III - 1.4.- Catalizadores.-

Los catalizadores empleados en hidrocracking pueden ser de dos tipos principales :

- Metal/soporte ácido ;
- Oxido o Sulfuros/soporte ácido.

Los metales propuestos son metales nobles sobre todo platino o metales co

no el níquel o el cobalto. Los soportes utilizados son, generalmente, silico-alúminas, alúminas adicionadas de halógeno (concretamente F), ó tamices moleculares.

Los óxidos o sulfuros propuestos, son los de molibdeno, walfranio, níquel cobalto. El primer catalizador de este tipo utilizado industrialmente - fué el IG 6434, compuesto de sulfuro de walfranio sobre tierra tratada - con HF.

El hidrocracking se desarrolló particularmente utilizando catalizadores - de silico-aluminatos, teniendo soportada sobre ellos por lo menos un componente hidrogenante-deshidrogenante (dual function catalyst).

En donde el material de soporte tiene una actividad de craqueo y el componente soportado una actividad hidrogenante-deshidrogenante. La cantidad de componente hidrogenante puede variar entre el rango de 0.05 a 35% de - la composición total del catalizador.

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

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

El catalizador Zeolítico se caracteriza por su mayor resistencia 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. Como consecuencia de su estudio científico se espera el mejoramiento del 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, lo cual reduce el costo de inversiones.

III - 2.- Características de los Procesos Industriales.-

III - 2.1.- Características generales.-

Las operaciones de los procesos industriales de hidrocracking se llevan a cabo en reactores de lecho fijo. Esto debido a que los procesos que tratan cargas viscosas impiden la utilización de lechos fluidizados o aún de lechos móviles. Otra razón es que las altas presiones de operación hacen mucho más dificultosa la separación y mezcla del catalizador y del hidrocarburo, tornándose de esta manera mucho más ventajosa las operaciones en lecho fijo. Una excepción es el proceso H-OIL que opera con 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 comprendida por uno o dos reactores.

-La sección de fraccionamiento que puede comprender una o varias columnas (estabilización, fraccionamiento de los productos líquidos, separación de

los $C_3 - C_4$, etc.), la disposición de las columnas dependerá esencialmente de las cargas tratadas y del fin de la operación: producción de destilado medio, de gasolina, de L. P. G., etc.

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

Funcionan en una o dos etapas según la naturaleza de la carga y de los productos deseados. Siendo las principales variantes:

-Hidrocracking en una etapa

-Hidrocracking en dos etapas; estos pueden tener un circuito de recirculación común o independiente.

III - 2.2.- Hidrocracking en una etapa.-

El esquema de la Fig. III.1.- representa una unidad tipo de una etapa. La carga fresca mezclada con el gas de recirculación se precalienta por intercambio con el efluente del reactor, se mezcla a su vez con el producto de recirculación y luego se pasa al horno donde la mezcla se calienta hasta la temperatura de reacción.

Después de la conversión en el reactor, en donde se dispone el catalizador en lecho fijo, el efluente se enfría y se pasa a un separador de alta presión, en donde se separa el gas de recirculación y el producto líquido se envía a la sección de fraccionamiento.

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

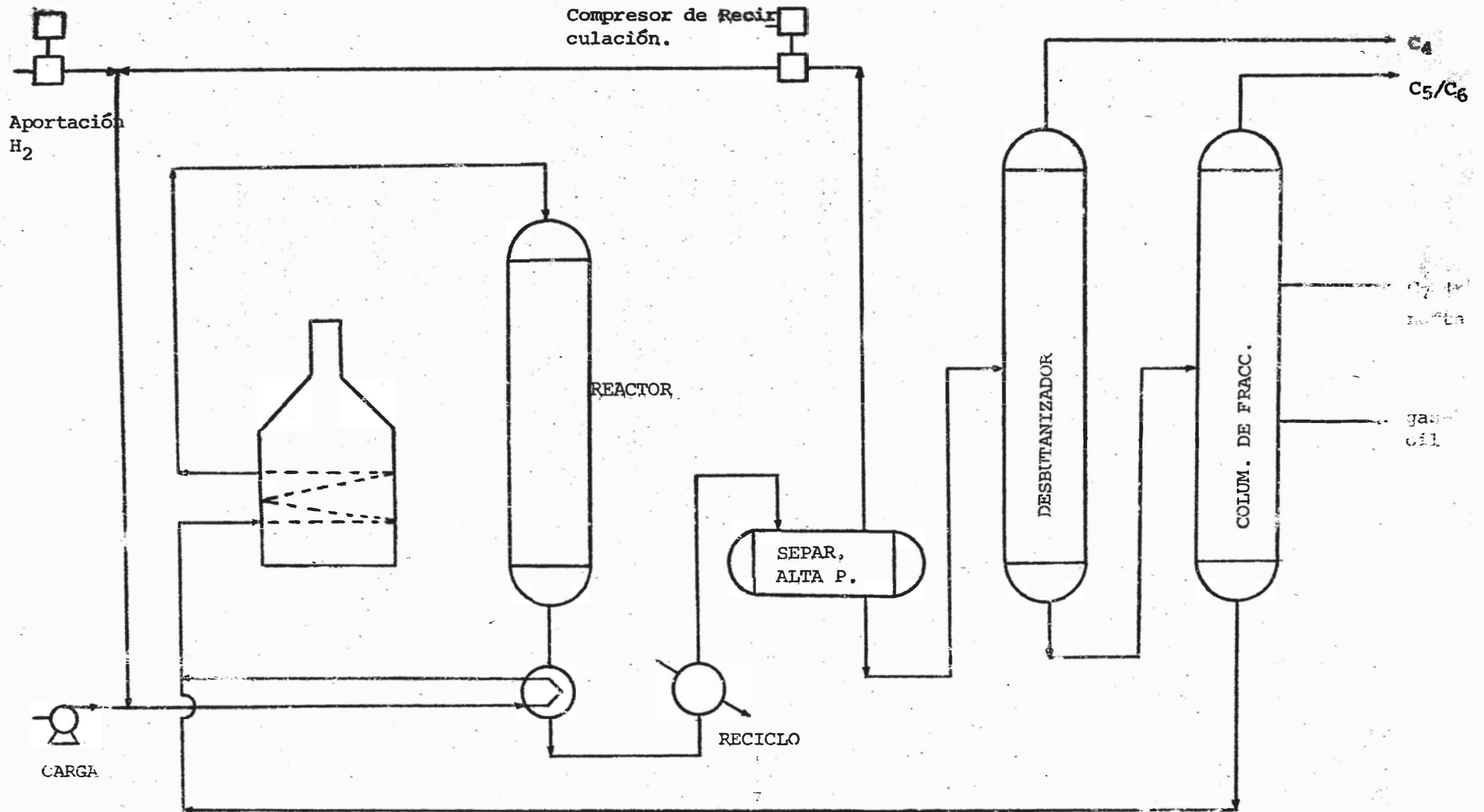


FIG. III-1.- ESQUEMA TIPO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING EN UNA ETAPA.-

numerosas variantes 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 nitrógeno y azufre.

III - 2.3.- Hidrocracking en dos etapas.-

El esquema de la Fig. III.2.- 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, pues, 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 Fig. III.3.- representa una unidad del tipo en dos etapas con reunión de los efluentes de los dos 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 columna fraccionadora se recicla también a la segunda etapa.

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

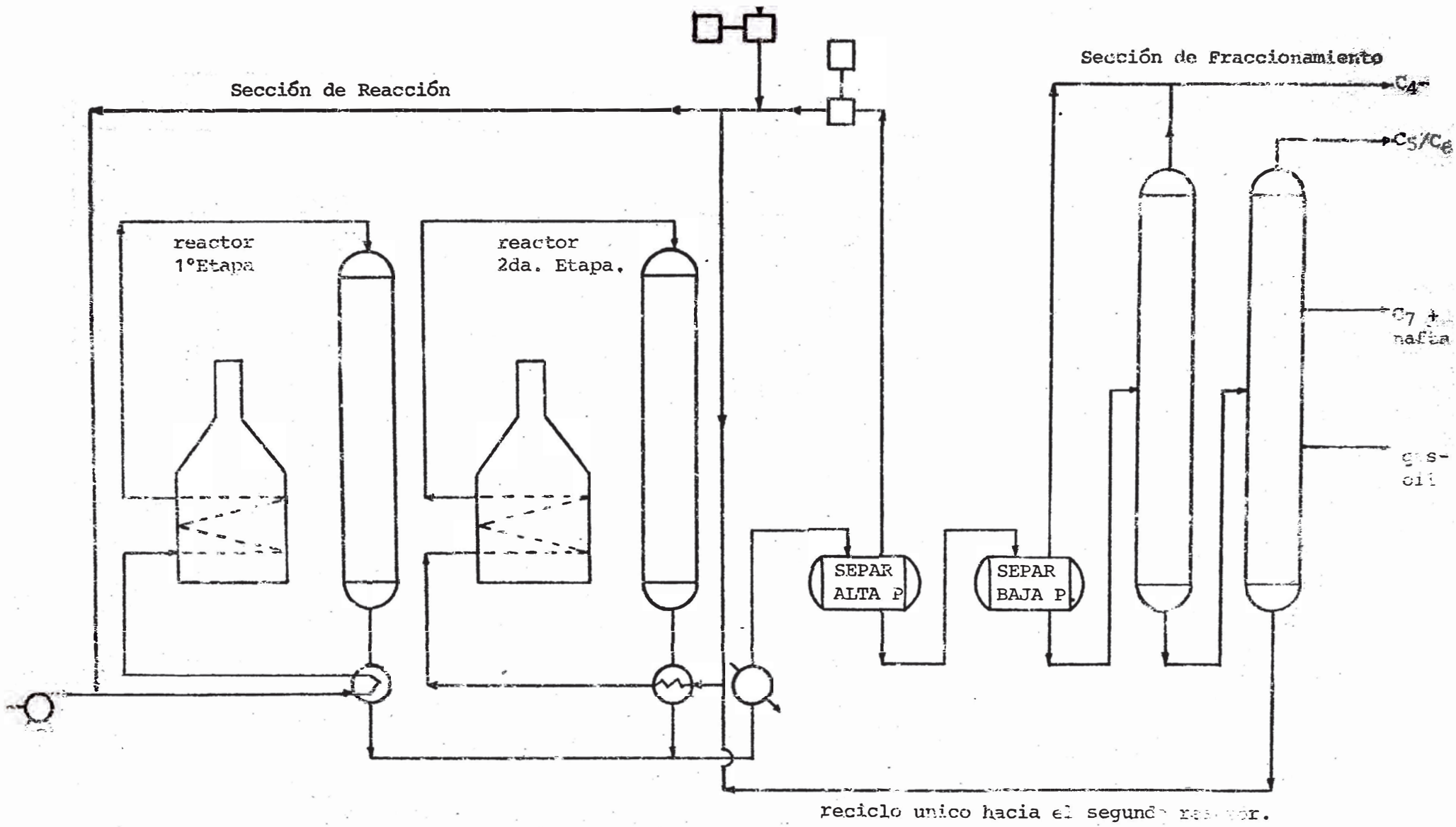


FIG. III-2.- ESQUEMA TÍPICO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING EN DOS ETAPAS CON CIRCUITO DE RECIRCULACIÓN

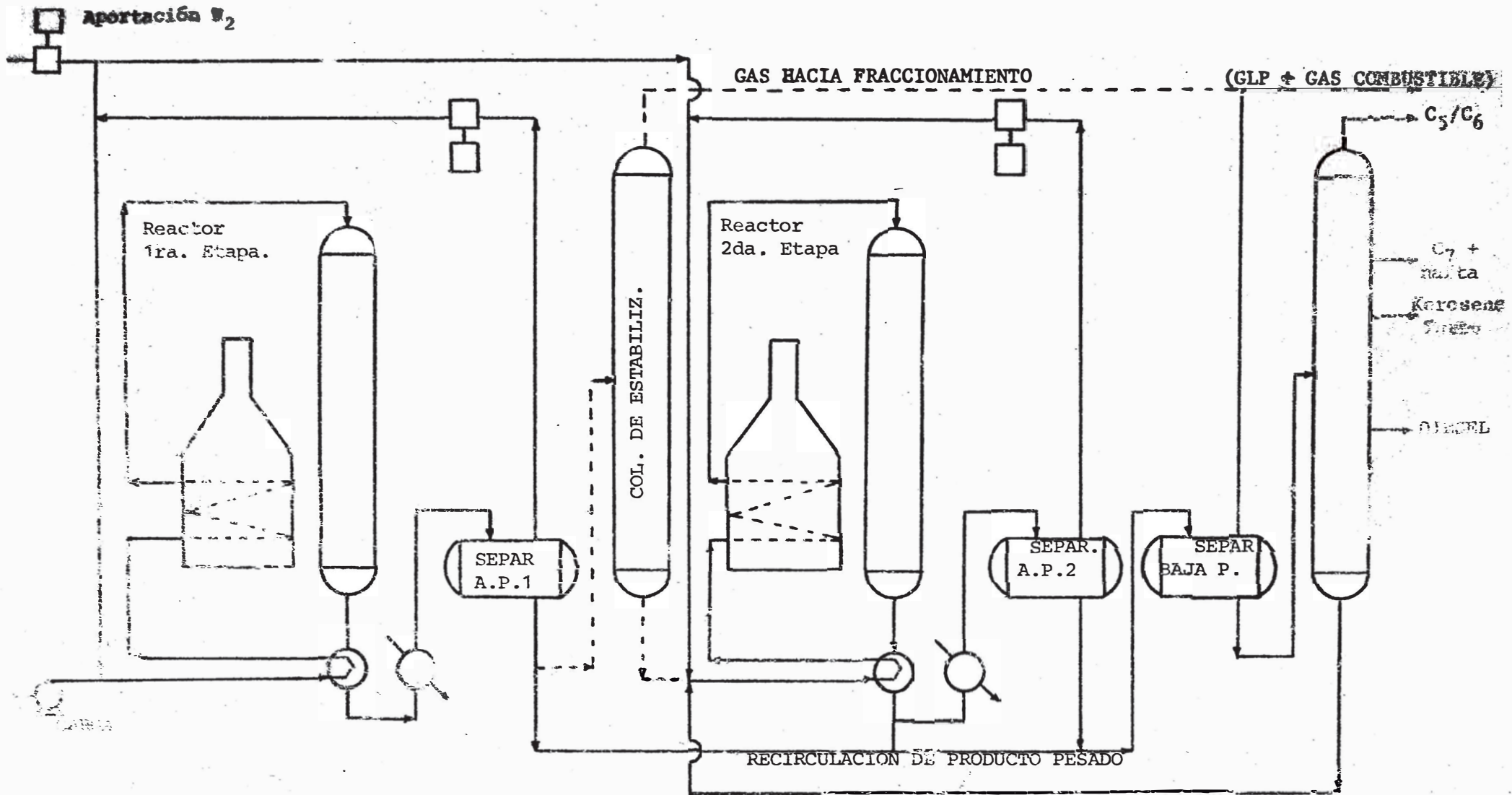


Fig. 1.1. - ESQUEMA TIPO DE UNA UNIDAD DE HIDROCRACKING EN DOS ETAPAS CON DOS CIRCULOS DE RECIRCULACION INTERMEDIOS.

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

La ventaja de los procesos de dos etapas sobre los de una etapa, 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 etapa trabaja esencialmente de sulfurando y desnitrificando, el hidrocracking está limitado en ella a un bloqueo de la acidez del catalizador por los derivados nitrogenados de la carga. En la segunda etapa utiliza catalizador más activo, que permite alcanzar conversiones elevadas; este catalizador es mucho más sensible al envenenamiento, pero como trabaja únicamente con productos de recirculación no existe ningún problema ya que estos productos se hallan purificados.

CAPITULO IV - PROCESOS INDUSTRIALES ACTUALES DE HIDROCRACKING, 2

IV-I - H-G, - Hidrocracking

Licencia : Gulf Research Development Co., and ~~Mowbray~~ Div. of Air Products and Chemicals Inc.

Aplicación : Para convertir gasoleos ligeros y pesados en productos de menor punto de ebullición y más valiosos, mejorando sustancialmente la eficiencia global y la flexibilidad de la refinería.

Carga : Gasoleos vírgenes ligeros y pesados, catalíticos y térmicos.

Descripción : El proceso es disponible ya sea con una o dos etapas. En el proceso de dos etapas, la carga es pretratada a condiciones suaves de hidrocracking en la primera etapa, seguida de completamiento de hidrocracking en la segunda etapa.

La carga y un gas rico en hidrógeno son calentados en un horno y pasados al reactor de pre-tratamiento. En esta etapa los niveles de nitrógeno, azufre, y oxígeno contenidos son rebajados grandemente. Algo de hidrocracking de los hidrocarburos puede ocurrir dependiendo esto de las condiciones de diseño.

El efluente de la primera etapa es enfriado por intercambio de calor, y un gas de reciclo rico en hidrógeno es separado. El líquido separado es despojado de los no hidrocarburos é hidrocarburos ligeros y es bombeado a la segunda etapa.

El flujo de vapor a través de la segunda etapa es el mismo como en la pri-

mera etapa, con la excepción de que los fondos del separador de líquido son fraccionados para preparar los productos deseados y el producto no convertido es reciclado al reactor de hidrocracking (segunda etapa) para conversión completa. Si se desea, una parte de toda la corriente de reciclo puede ser retirada como un producto destilado medio de muy alta calidad.

Si se usa una planta de una etapa, el flujo de proceso es el mismo que para la segunda etapa de la planta de dos etapas. En general, la planta de dos etapas es preferida para conversión de aceites que tienen alto contenido de nitrógeno u aromáticos.

El gas de reciclo ya sea para la primera o segunda etapa puede ser tratado para remoción de materiales extraños y para rechazar los hidrocarburos ligeros. El último tiene como objetivo mejorar la presión parcial de hidrógeno, un factor mayor en la vida del catalizador.

El H-G Hidrocracking dá un rendimiento sobre una base de C_3 que varía entre 115 a 135% por volumen de alimentación fresca, dependiendo del grado de reducción de peso molecular o de la distribución deseada de producto a partir de una carga dada.

ECONOMIAS:

Inversión (Varía con la carga y productos deseados).

Base = 10,000 B PSD, aceite de horno a la planta de gasolina).

\$ por B PSD de capacidad 900 - 1050

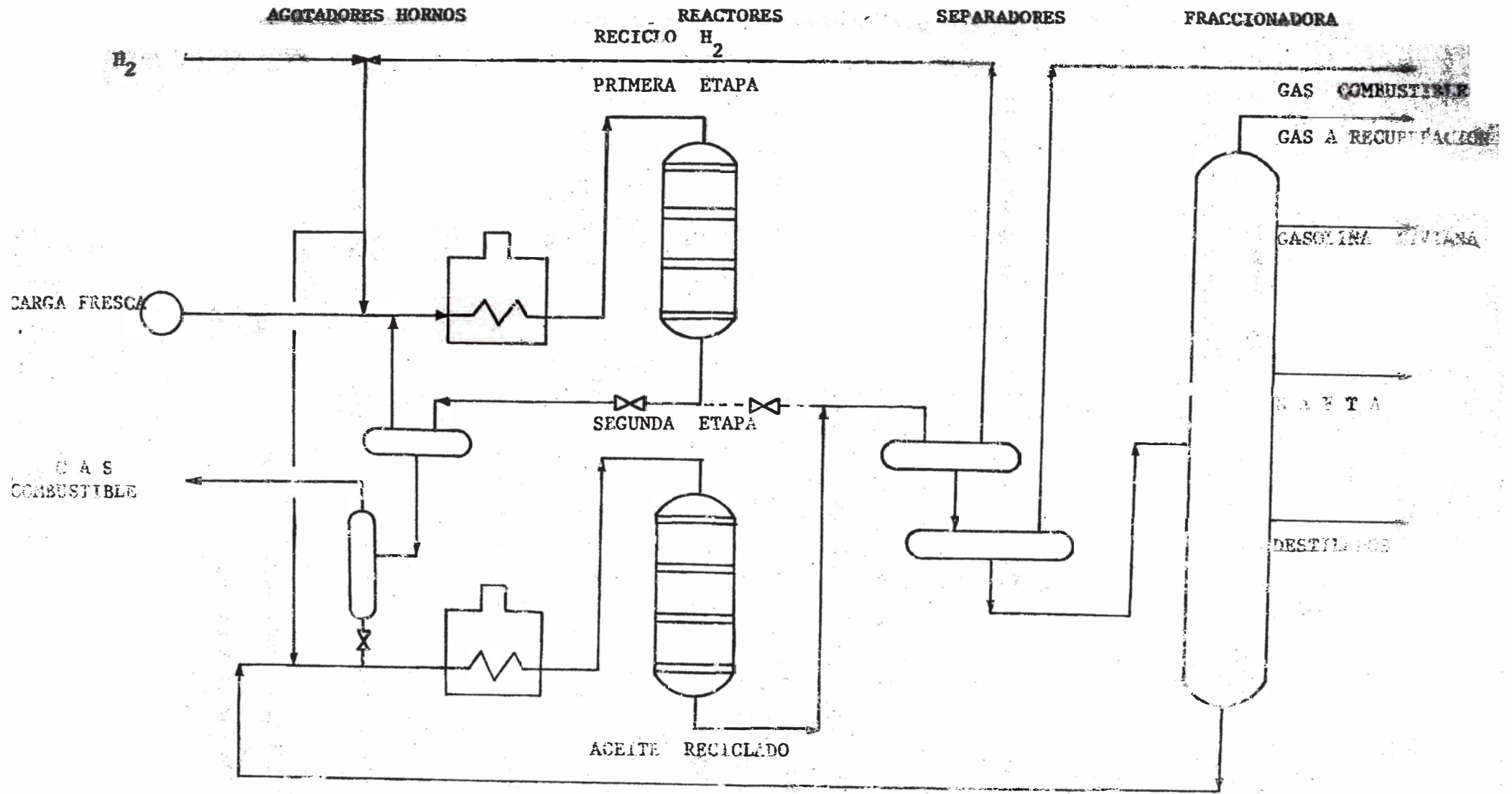


FIGURA IV-1.- PROCESO H-G HYDROCRACKING

Servicios * Por barril de carga

Electricidad, KWh

Una etapa (carga vírgen)	11
Dos etapas (carga FCC)	15
-Vapor, lb.	10
-Combustible, M BTU	250
-Agua de enfriamiento, gal.	600

El esquema de la Fig. IV-1 representa al proceso H-G Hydrocracking.

IV - 2.- Hycracking

Licencia : Exxon Research and Engineering Co.

Aplicación : Para producir gasolina de alta calidad, nafta química, incluyendo carga de craqueo con vapor y precursores BTX, turbo combustible y productos intermedios por hidrocracking catalítico de cualquier combinación de aceites vírgenes y craaqueados. Cargas típicas incluyen gasoleos vírgenes atmosféricos y de vacío, aceite de ciclo catalítico, aceite desasfaltado, gaseoleo de coke, gasoleo térmico y refinados parafínicos.

-Productos El desarrollo de nuevos catalizadores permite que -cargas pesadas hasta gasoleos de vacío sean completamente convertidos ya sea en naftas o productos altos de productos intermedios en la misma unidad por simple cambio en el punto de corte de la fraccionadora y en la temperatura de reacción.

El rendimiento de producto líquido es generalmente de 115 a 125 % en volúmen de la carga. Los porcentajes de gas seco son muy bajos.

Los productos líquidos C_4 / C_6 contienen un porcentaje de isoparafinas más alto que el equilibrio.

La nafta tiene un alto contenido de compuestos cíclicos y es una carga excelente para reformado catalítico para producción de gasolina y BTX. En muchos casos, la gasolina pesada puede ser mezclada directamente a la gasolina. Los productos intermedios tienen bajo contenido de azufre y aromáticos y exceden las especificaciones típicas de quemado.

Descripción : El proceso Hycracking es un hidrocracking catalítico de hecho fijo que usa un catalizador que tiene alta mantención de actividad en presencia de compuestos de nitrógeno y azufre. Varias configuraciones de proceso y sistemas catalíticos pueden ser combinados para producir la forma de producto y calidad óptima para un tipo particular de carga. El diagrama de flujo proporciona una operación de una etapa simple.

ECONOMIAS

Inversión (Base = límite de batería en el lugar)

\$ por BPSD de capacidad 400 - 1200

Servicios por barril de carga

-Electricidad, KWh 6 - 12

-Combustible, M BTU 100 - 200

-Agua de enfriamiento (elevación 40°F) gal. 100 - 250

-Costo de catalizador, centavos 3 - 8

Mantenimiento : por año, % de la inversión 3

El esquema de la Fig. IV-2.- representa al proceso Hycracking.

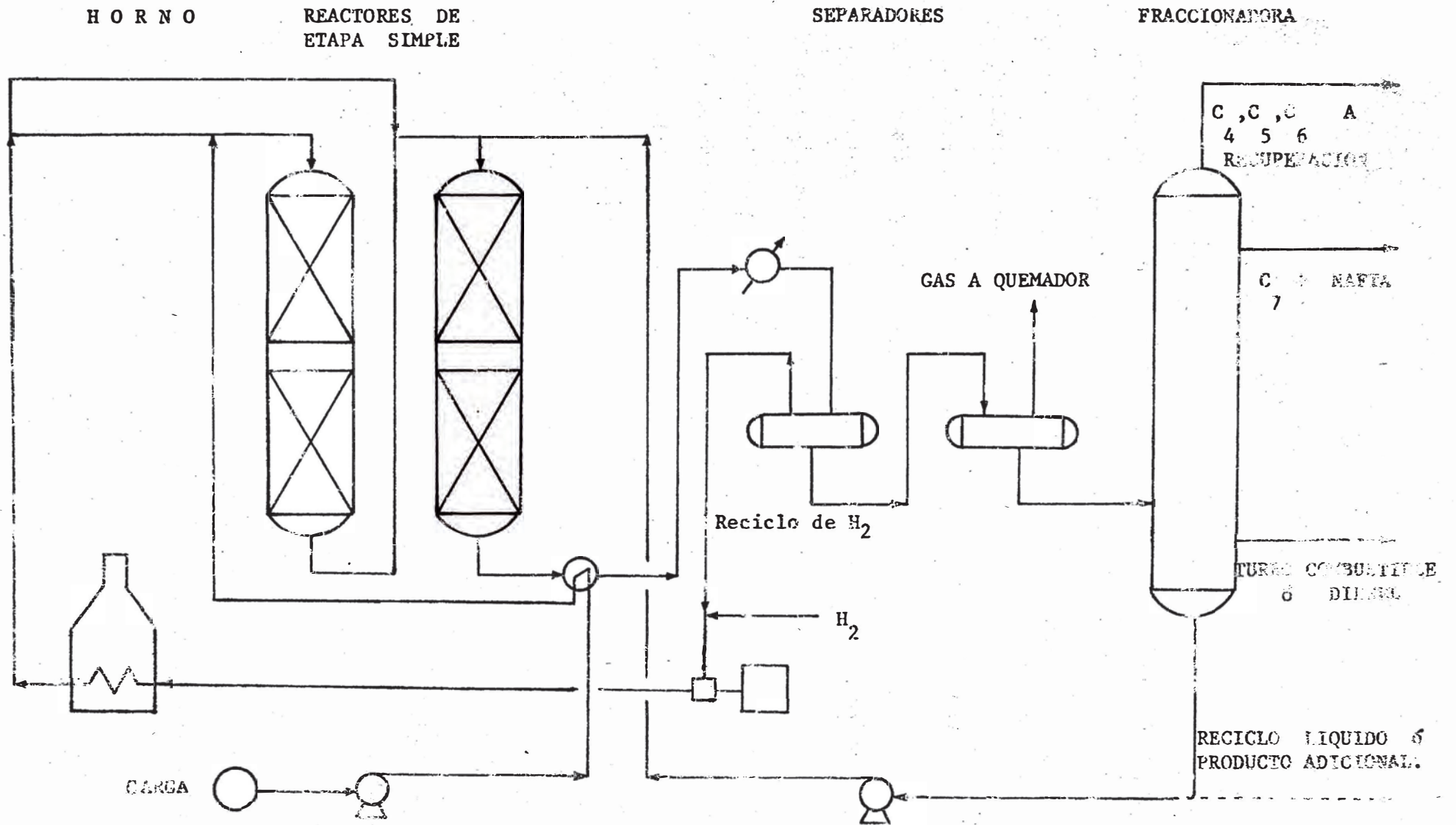


FIGURA XV-1.- PROCESO HYDROCRACKING.-

IV - 3.- BASF, I F P. Hydrocracking

- Licencia : Badische Anilin - Und Soda - Fabrik AG and Institut - Francais du Pétrole.
- Aplicación : conversión de cargas pesadas y ácidas en productos más valiosos de menor punto de ebullición.
- Carga : Naftas destilados medios, gasóleo vírgen y residuos de desasfaltados al vacío.
- Productos : LPG, naftas para productos petroquímicos, gasolina, turbo combustible y aceite diesel.
- Descripción : Operación simple o en dos etapas, combinado con varios catalizadores dá la mejor flexibilidad de operación.

A partir de gasóleo pesado de vacío y/o residuo de desasfaltado al vacío, se alcanza máximo destilado o turbo combustible en un proceso de etapa simple operando una vez hasta el final o con reciclo líquido, dependiendo principalmente de las características de la carga y de la calidad de los productos requeridos.

Comenzando de las cargas mencionadas, una cantidad máxima de gasolina o nafta para productos petroquímicos es producida en un proceso de dos etapas. En la primera etapa el Stock pesado es desulfurizado completamente, desnitrificado y craqueado parcialmente. En la segunda etapa el craqueo es completado hasta extinción.

Un arreglo de flujo en serie es permitido por el catalizador de la segunda etapa que es resistente al amoníaco, reciclándose la mayor parte de productos no convertidos dentro de la segunda sección de reacción.

Este es un alejamiento grande comparado con los esquemas antiguos con fraccionación intermedia. Otras características de este método son consumo mínimo de hidrógeno y uso máximo de los conceptos de ahorro de energía.

ECONOMIAS :

Inversión (Base = 21,000 BPSD, costo de ercción dentro de límites - de batería, excluyendo ameiras planta de gas).

\$ por BPSD de capacidad 1,240

Catalizador, inventario inicial, \$ por BPSD 76

Servicios : Por barril de carga.

-Electricidad (6,100 Kwh/h) Kwh 7

-Calor absorbido (21.5 x 10⁶ Kcal/h) M BTU 97.5

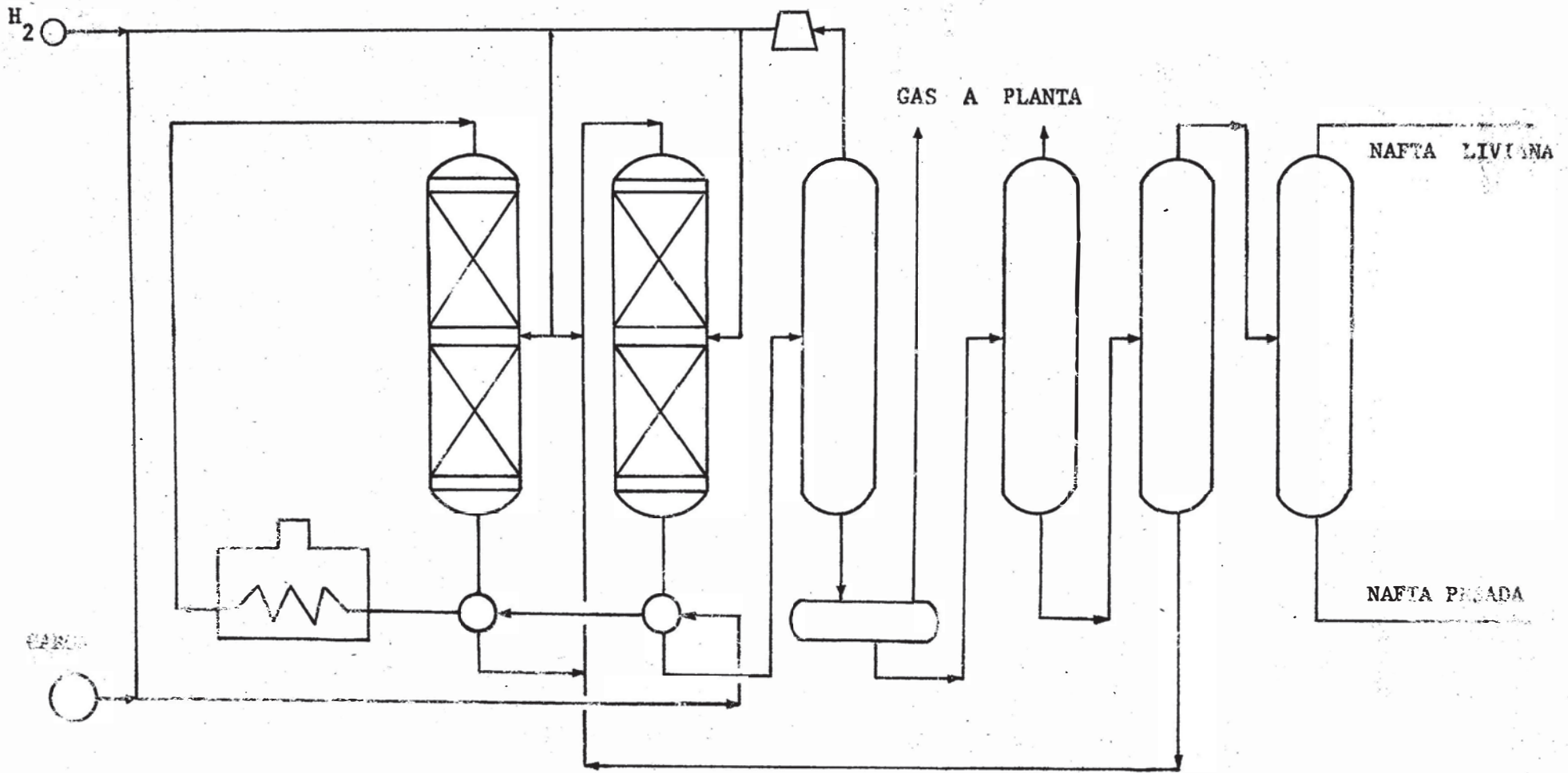
-Agua de enfriamiento (10°C de elevado) gal. 300.

-Vapor de baja presión (2.5 Ton/h) lb. 6.3

-Catalizador (2.5 x 10⁶ FF/gr.) centavos 6.5

El esquema de la Fig. IV-3 representa al proceso BASF-IFP Hydrocra cking.

H O R N O P R I M E R R E A C T O R S E G U N D O R E A C T O R S E P A R A D O R E S



IV - 4.- Hydrocracking

-Licencia : BP Trading LTD.

-Aplicación : Para hacer productos con bajo contenido de azufre y propiedades mejoradas para su enfriamiento, predominando en el rango de ebullición de los destilados medios. El proceso convierte el gasóleo de vacío de bajo valor en gasolina, aceites diesel y en materiales químicos.

-Carga : Rango entero de destilados de cera (660 - 1022°F)

-Descripción : El proceso emplea un reactor de lecho fijo que contiene un catalizador regenerable y produce máximos destilados. Una conversión de 90% en peso de la carga a productos de punto de ebullición por debajo de 698°F es alcanzado de una vez a través de operación en una etapa simple.

El proceso también es capaz de una operación con 100% de conversión y recicló a extinción.

Las reacciones de conversión ocurren a temperaturas elevadas en presencia de un gas rico en hidrógeno. Como la reacción es altamente exotérmica se debe ver como inyectar gas recicló frío entre los lechos del catalizador para absorber el calor regenerado. El efluente de salida del reactor es separado en gas recicló y un hidrocarburo en fase líquida. El gas es elevado al compresor de gas de recicló y la porción líquida a la sección de recuperación de producto.

ECONOMIAS

-Inversión (Base = 15,000 BPSD, costo estimado de erección, materiales y labor directa. VK locación a Marzo 1976 incluyendo estabilización, pero excluyendo fraccionación de producto y carga inicial de catalizador).

\$ por BPSD de capacidad	705
-Servicios : por barril de carga	104
Combustible, M BTU	104
Electricidad, KWh	10.1
Agua de enfriamiento, gal.	82
Condensado, lb.	2.9
Costo de reemplazo de catalizador, centavos	3

Basado en una vida de 3 años.

El esquema de la Fig. IV-4 representa al proceso Hydrocracking.

REACTOR

COMPRESOR -
ALTA PRESION

COMPRESOR -
BAJA PRESION

ESTABILI
ZADORA. FRACCIO
NADORA

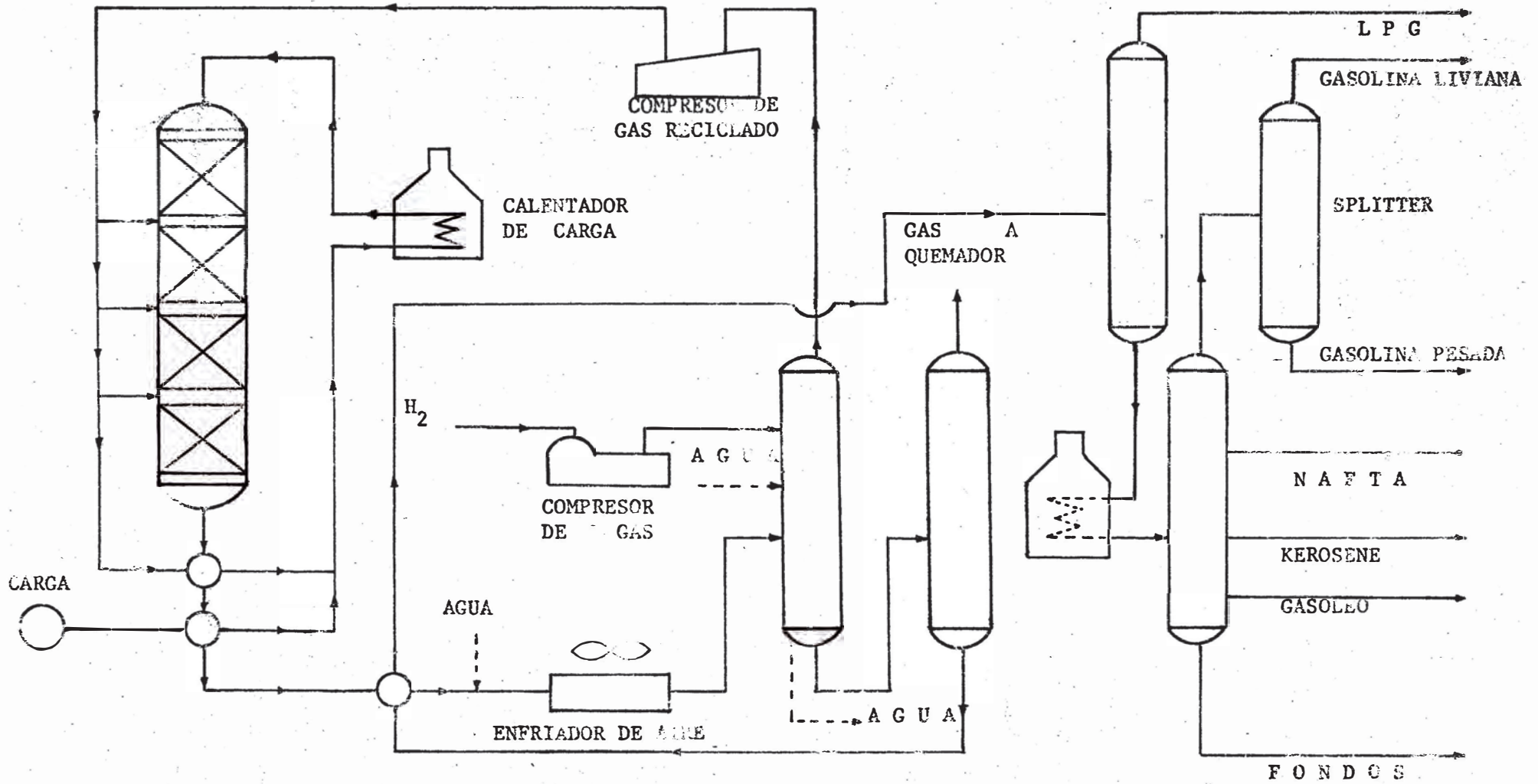


FIGURA IV-4.- PROCESO HIDROCRACKING.-

IV - 5.- Isocracking

-Licencia : Chevron Research Co.

-Aplicación : Para convertir cargas de hidrocarburos en amplio rango a productos más ligeros, limpios y valiosos.

-Carga : Cargas típicas son nafta, gasoleos ligeros y pesados, gasoleos craqueados y de coke y residuos desasfaltados.

-Productos : El refinador tiene amplia flexibilidad para hacer diferentes órdenes de productos que pueden enfatizar los blendstocks de gasolina de alto octano, turbo combustible, diesel de bajo azufre y bajo punto de inicio de congelamiento, LPG o blendstocks de fuel oil de bajo azufre. Los beneficios del hidrocracking se integran bien con el craqueo catalítico convencional.

El isocracking ofrece una nueva ruta a la producción de alta V-1 de aceites lubricantes.

-Descripción : El proceso de isocracking Chevron emplea un sistema catalizador de lecho fijo en un medio de hidrógeno reciclado bajo presión elevada.

El aparato más económico es el de una etapa, tipo mostrado. Una segunda etapa opcional permitirá conversión total a productos más ligeros.

Una amplia variedad de sistemas catalíticos está disponible para servir un amplio espectro de necesidades de hidrocracking. Aquí se consume poco hidrógeno.

Las temperaturas son moderadas y la presión es seleccionada para dar períodos cíclicos de operación deseada entre regeneración del catalizador, normalmente 1 a 2 años. La fraccionación del producto es ade-

cuada a la necesidad de cada refinera.

-Rendimientos : Los rendimientos líquidos son típicamente de 110 a 130 % en volumen C_4 y material más pesado. Sus características producciones de gas combustible muy baja de C_1 y C_2 y altos porcentajes de isoparafinas en fracciones C_4 , C_5 , y C_6 .

El esquema de la Fig. IV-5 representa al proceso Isocracking.

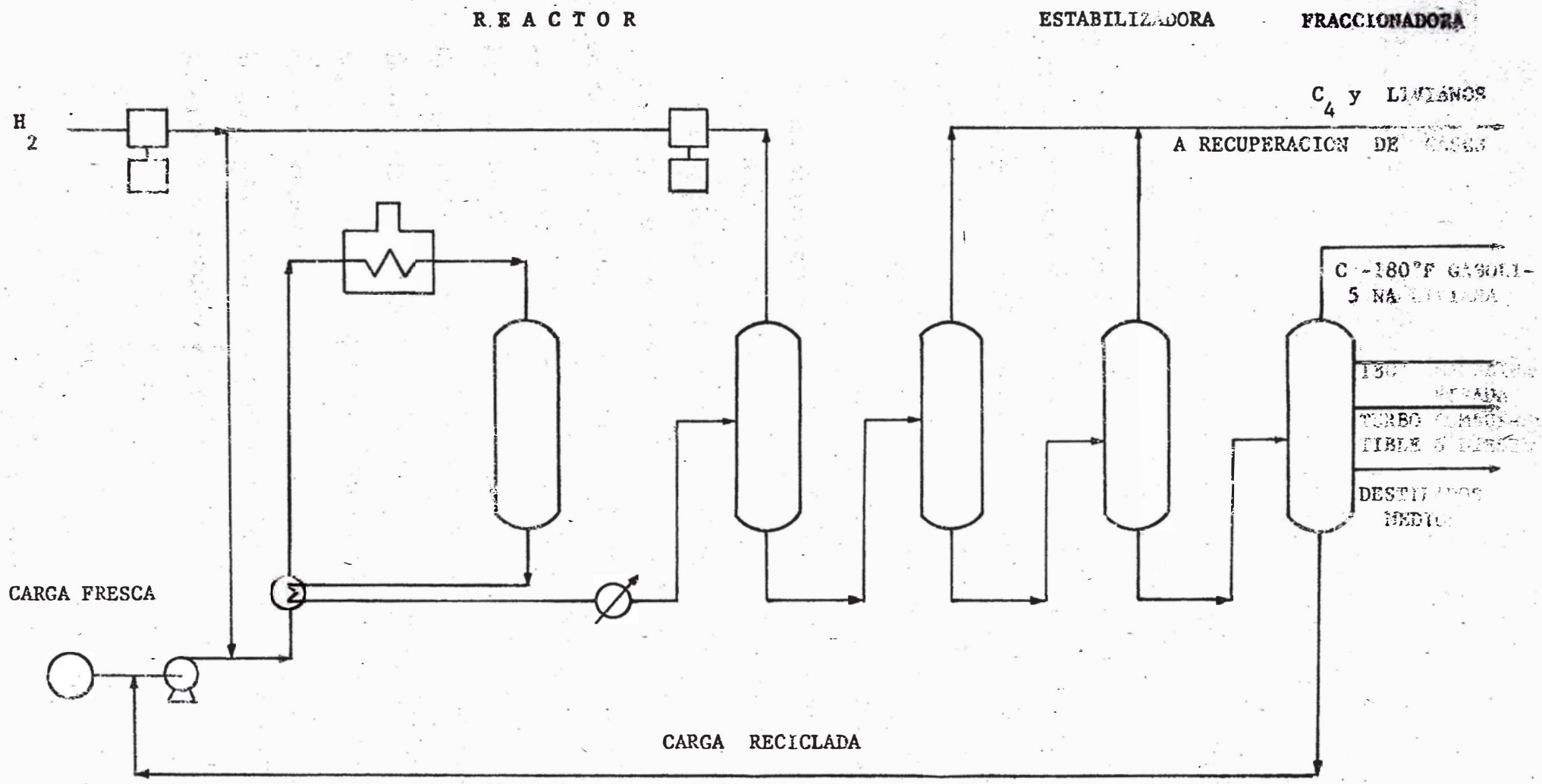


FIG. IV-5.- PROCESO ISOCRACKING.-

IV - 6.- Ultracracking

-Licencia : Standard Oil Co. (Indiana).

Aplicación : Para convertir un Stocks de carga en hidrocarburos - de amplio rango.

-Carga : Cargas típicas son destilados vírgenes, gasóleos de coke, Stocks cíclicos catalíticos ligeros y pesados.

-Productos : Gasolina, nafta para carga a reformación, turbo combustible, aceites de horno y otros productos valiosos.

-Descripción : El Ultracracking es un proceso de una o dos etapas que proporciona una simplicidad de operación que redunda en inversión significativa y ahorros en el costo de operación. El catalizador es altamente estable, multifuncional ya que puede desnitrogenar, saturar olifinas, desulfurizar, saturar aromáticos, así como hidrocraquear en una sola etapa. La velocidad de desactivación del catalizador es baja y se puede esperar una vida del catalizador de muchos años.

El flujo del proceso es como sigue : la carga fresca pasa a través de un filtro y aglutinante (co alescedor) para remoción de sólidos y agua atrapada yendo luego a través del intercambio de calor en la salida del reactor.

La carga caliente, acompañada de reciclo caliente de aceite y reciclo de gas caliente, fluye a través del reactor (es). La salida del reactor entrega calor a la carga fresca, al gas de reciclo y a la sección de fraccionación.

La inyección de agua dentro de la salida enfriada del reactor retira la mayoría de amoníaco y algo de sulfuro de hidrógeno.

ECONOMIAS

Típica para conversión 100% a nafta y productos más ligeros. La carga es una mezcla 70/30 en volúmen de HVGO y LVGO. Los productos son ligeros, nafta ligera y nafta pesada. La inversión es para capacidad de 20,000 a 40,000 BPSD.

Inversión (Enero 1976, US Gulf Coast)

\$ por BPSD de capacidad	1,000 - 1,400
Servicios : por barril de carga.	
-Electricidad, KWh	3.5
-Combustible, M BTU	300
-Agua de enfriamiento, gal.	650
-Agua de proceso, gal.	1.3
-Catalizador, \$	0.019
-Consumo de H ₂ , pies ³	1880

El esquema de la Fig. IV-6 representa al proceso Ultracracking.

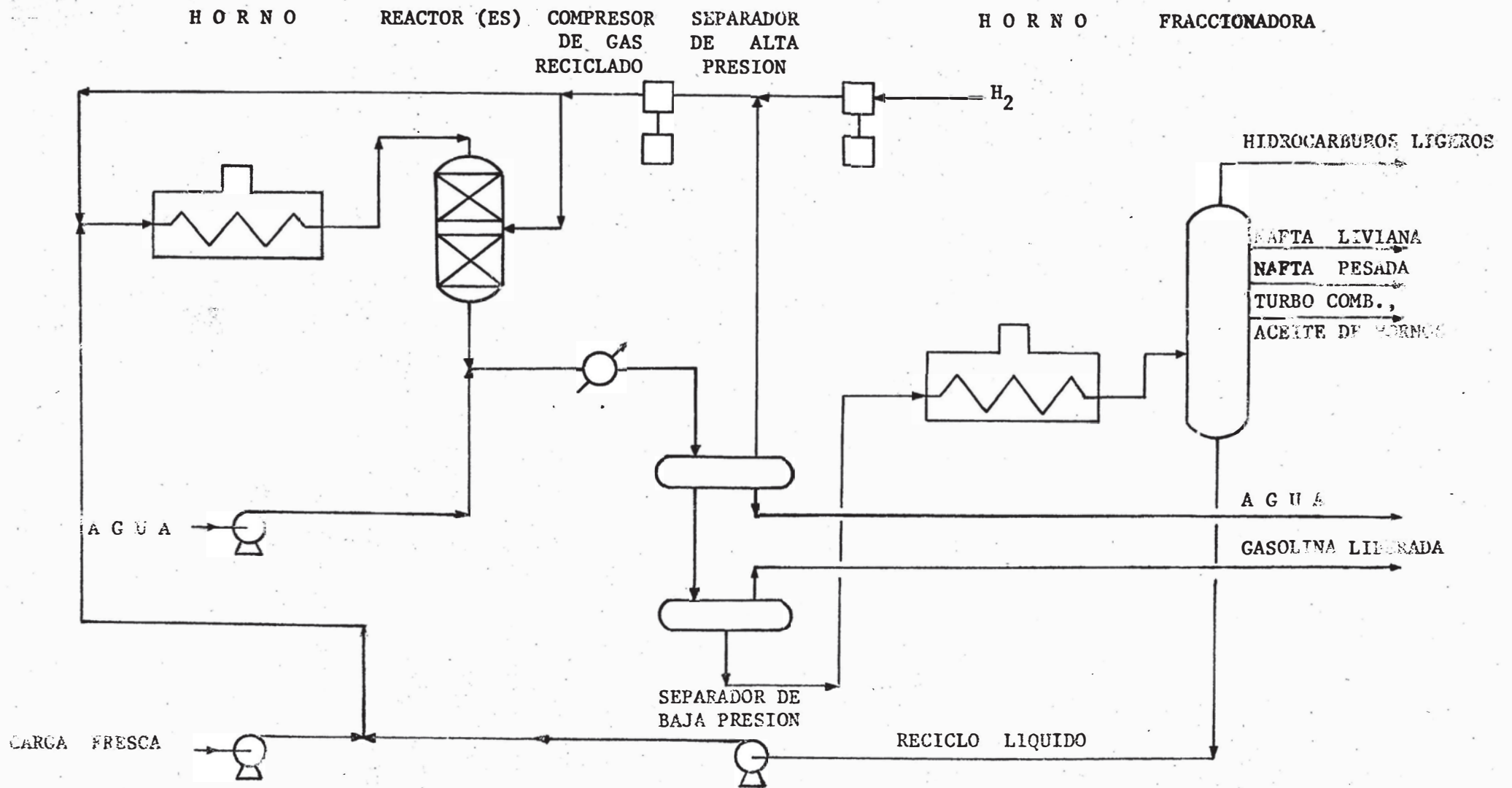


FIGURA IV-6.- PROCESO ULTRACRACKING.-

IV - 7.- Unicracking

- Licencia : Union Oil Co. de California
- Aplicación : Para hidrocraquear una amplia variedad de Stocks - de cargas.
- Productos : El Unicracking es un proceso catalítico de lecho fijo para creaquear una amplia variedad de Stocks de cargas desde naftas hasta gasóleos de coke. Los objetivos del proceso van desde la producción de LPG a partir de naftas, producción de nafta o gasolina petroquímica, destilados medios y Stocks de cargas para craqueo de alta calidad a partir de cargas muy pesadas.
- Descripción : La carga es combinada con gas de reciclo rico en hidrógeno caliente, contactada con un catalizador de hidrotratamiento para desulfurización y desnitrogenación parcial, y luego contactada con el catalizador de hidrocracking. Los catalizadores de Unicracking para una unidad específica son seleccionados a partir de familias de cada tipo de catalizador para optimizar los objetivos del proceso. Los catalizadores de hidrotratamiento tienen altas actividades y son fácilmente regenerados. Los catalizadores de hidrocracking están basados sobre soportes que contienen molecular-sieve, tienen ciclos de operación muy largos y son también fácilmente regenerados. El producto del reactor de hidrocracking es condensado, separado del gas de reciclo rico en hidrógeno y de los hidrocarburos gaseosos, y fraccionado en los productos deseados. El aceite no convertido es reciclado al reactor de hidrocracking.

ECONOMIAS

Inversión	:	\$	por BPSD de capacidad	500 - 1000
Servicios	:		Por barril de carga	
-Electricidad,		KWh		8 - 12
-Combustible,		M BTU		120 - 150
-Catalizador,		\$		0.02 - 0.06
Mantenimiento	:		Por año, % de la inversión	2 - 3.

El esquema de la Fig. IV-7 representa al proceso Unicracking.

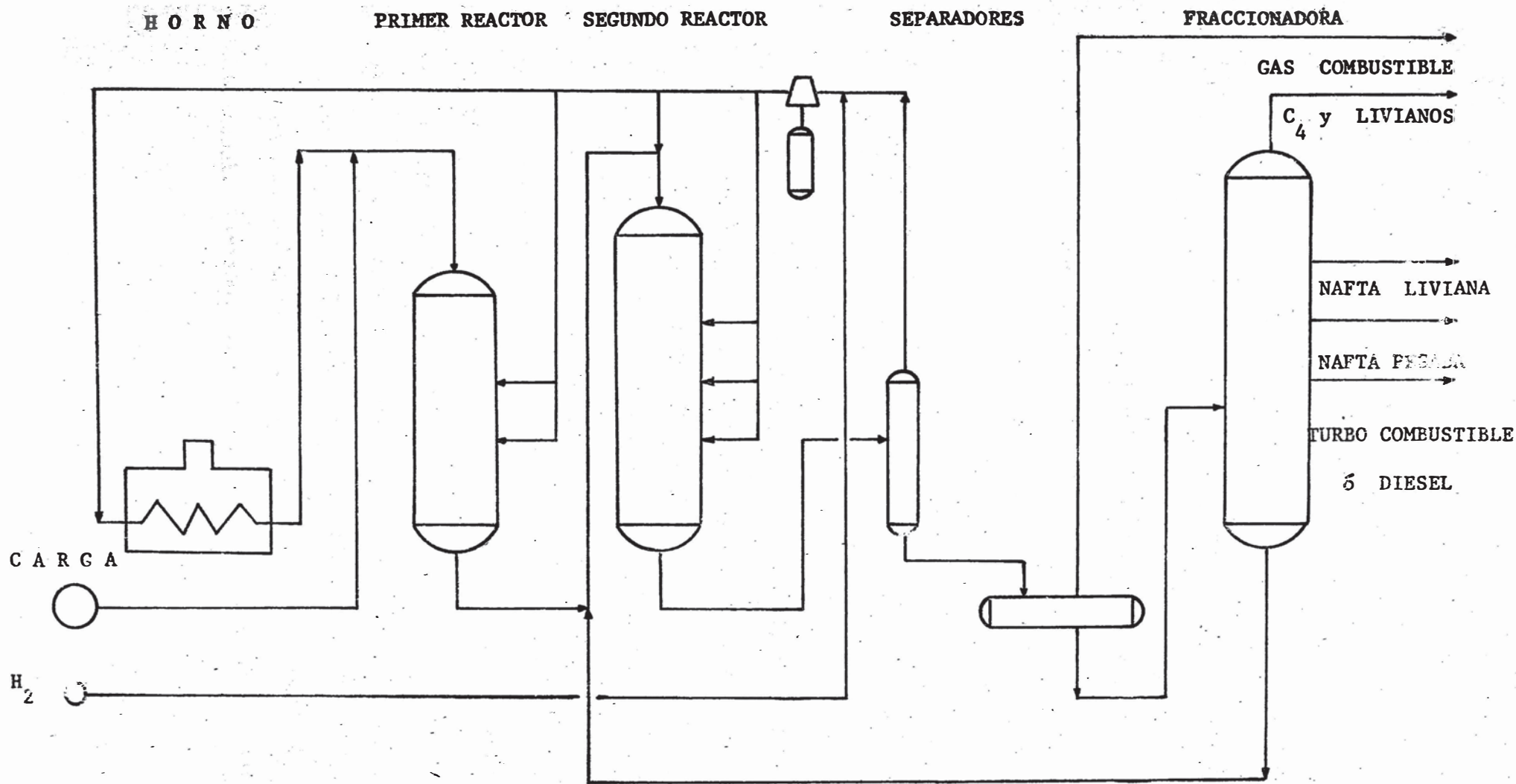


FIGURA IV-7.- PROCESO UNICRACKING.-

CAPITULO V - ESTUDIO DE MERCADO

V-1.- Introducción

Al iniciar el presente capítulo relacionado con el Estudio de Mercado nos referimos brevemente a los combustibles comerciales derivados del petróleo materia del estudio, como son : Gas licuado de petróleo (GLP). Gasolina, Turbo, Kerosene, Diesel y Residual.

-Gas licuado de petróleo (GLP).- Mezcla de propano y Butano (60% y 40% Vol. respectivamente), se usa como combustible doméstico é industrial. Es producido en refinería a través de destilación primaria, hidrocracking y FCC.

-Gasolina.- Mezcla de n- heptano é iso- octano, se usa como combustible para automóviles y camiones de poco tonelaje. Es producida a través de destilación primaria (45 y 48 octanos), hidrocracking, pirólisis, y FCC (94, 95 y 98 octanos).

Turbo.- Combustible para aviones de reacción, turbinas a gas y cohetes. En el Perú sólo es producido en la refinería La Pampilla a través de una Unidad Merox de tratamiento de Kerosene.

-Kerosene.- Combustible doméstico é industrial para cocinas, alumbrado, señalización y calefacción.- Es producido a través de destilación primaria é hidrocracking.-

-Diesel.- Combustible industrial para motores diesel. Es producido a través de destilación primaria, destilación al vacío, é hidrocracking.

-Residual.- Liviano.- Combustible para instalaciones de calefacción -

doméstica o instalaciones industriales de poca potencia.

Pesado.- Combustible para instalaciones de calefacción de gran potencia para centrales eléctricas, carburantes para grandes motores fijos o marinos, y para instalaciones industriales de gran potencia como las de la industria minera.

Tanto el residual liviano como el pesado son producidos a través de destilación primaria o destilación al vacío.

Asímismo de inmediato pasamos a mencionar todas las refinerías con que contamos actualmente, esto a nivel nacional, así como la capacidad de refinación de las mismas.-

			<u>C A P A C I D A D (B P D)</u>
Zona Costa	TALARA		66,000
	LA PAMPILLA (CALLAO)		102,000
Zona Oriente	LUIS F. DIAZ (IQUITOS)		1,400
	PU CALLPA		<u>2,700</u>
Capacidad total de Refinación			172,100 (B P D)

V-2.- Producción y reservas nacionales de petróleo.-

La producción nacional de petróleo hasta el año 1971 estuvo referida a la producción en el Noroeste Peruano, a partir de 1971, nuestra producción de petróleo se vio reforzada con el descubrimiento de los campos petrolíferos de Trompeteros, Capirona y Pavayacu en nuestra Selva Norte.

En la Tabla V-1 presentamos la producción nacional de petróleo desde -

el año 1965 hasta el año 1977 inclusive.

TABLA V-1.-

Producción Nacional de Petróleo crudo.-

Años	1965 - 1977	(Mil barriles)
1965		23,068
1966		23,027
1967		25,857
1968		27,056
1969		26,252
1970		26,269
1971		22,589
1972		23,644
1973		25,766
1974		28,230
1975		25,754
1976		27,965
1977		33,268

Esta producción viene dada por la Empresa Nacional de Petróleos del Perú a través de sus Operaciones en el Noroeste (ONO) y Operaciones Selva (OPS), y por los Contratistas Belco y Occidental en el Zócalo Continental y Selva Norte (Lote 1A) respectivamente.

En cuanto a la producción de petróleo crudo en el año 1978 diremos que la producción promedio del mes de Marzo fué de 140,000 B/D, la

cual se incrementó a 150,000 B/D en el mes de Abril. El aumento se debe a la expansión de las operaciones del Contratista Occidental Petroleum, que entregó en dicho lapso un volumen de 61,000 B/D, procedentes del Lote 1A de la Selva Norte (41,000 B/D a través del Ramal Norte y 16,000 B/D, por vía fluvial a través de los ríos Tigres, Magañón hacia la estación No 1 del Oleoducto Norperuano).

Los campos de petróleo del Perú, tanto del Noroeste como de la Selva contribuyeron con 60,100 B/D. El contratista Belco Petroleum, que opera en el Zócalo Continental, suministró volumen de 28,800 B/D.

Como se sabe, de acuerdo a los contratos con Belco y Occidental, el 50% de sus aportes pertenece a Petróleos del Perú, correspondiendo a la Empresa Estatal 105,000 B/D. del total nacional de 149,500 B/D.

Los campos selváticos de Petróleos del Perú - Pavayacu, Corrientes (Trompeteros) y Yanayacu- produjeron una media de 26,500 B/D, faltando incorporar al sistema productivo del campo de Capirona, donde se viene ejecutando instalaciones de bombeo y otros equipos.

Desde la primera quincena de Junio, el Ramal Norte del Oleoducto Norperuano transportará 80,000 B/D, de petróleo al entrar en servicio al sistema definitivo de bombeo, compuesto por dos turbo-bombes de 4,000 caballos de potencia cada una. El ramal Norte une los campos operados por el Contratista Occidental y la estación No 5 del Oleoducto Norperuano en un recorrido de 252 Km. a través de la Selva Norte, actualmente dicho ramal viene bombeando un promedio de 45,000 B/D, mediante un sistema provisional que fué computado en el mes de Febrero.

En la Tabla V-2 presentamos un pronóstico de Producción de Petróleo - para los años 1978-1988.

V-3.- Producción y Reservas de Gas natural en el Noroeste Peruano.

Como ya hemos visto en el Capítulo II, el gas natural en el Noroeste Peruano es producido a través de dos fuentes:

- De pozos netamente gasíferos (gas no asociado)
- De baterías de producción de crudo (gas asociado)

En la Tabla V-3 presentamos la producción nacional de gas natural desde el año 1965 hasta el año 1975.

TABLA - V-3.-

Producción Nacional de gas natural por zonas y total.
(Gas húmedo medido en separadores) (Mil pies cúbicos).

A Ñ O	C O S T A	ZOCALO CONTINENTAL	T O T A L
1965	63'258,162	1'662,440	65'245,602
1966	64'318,715	2'057,343	66'376,058
1967	63'255,764	5'105,047	68'360,811
1968	65'707,454	10'084,079	75'791,533
1969	61'750,697	15'398,278	77'148,975
1970	51'339,810	23'447,889	74'817,699
1971	43'992,651	23'922,077	67'914,728
1972	41'408,032	23'031,928	64'439,960
1973	37'853,571	26'151,976	64'005,367
1974	36'092,303	33'755,980	69'848,282
1975	36'768,400	28'190,992	64'959,392
1976			
1977			

Pronóstico de Producción de Petróleo 1978 - 1988 Total Perú MB/DC

	REAL 1° 1977	2° TRIM.	3°	4°	PROM. 1° 1978	2°	3°	4°	PROM. 1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988		
<u>C O S T A</u>																				
- OP. NO.																				
PROD.PRIMARIA	32.5	30.9	31.3	31.5	31.0	31.2	30.2	30.3	29.8	29.3	29.9	28.7	27.6	26.8	26.1	24.6	23.1	22.1	21.3	20.3
RECUP.SEC. (PDP)	0.2	0.3	0.4	0.4	0.4	0.3	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6	1.0	1.5	8.0	20.0	20.5	13.5	8.5	5.0	3.0
RECUP.SEC.(CONTR.)	-	-	-	0.2	0.6	0.2	1.9	4.4	7.0	7.8	5.3	7.9	14.7	25.3	36.1	35.6	29.3	24.1	19.2	12.2
TOTAL NOROESTE	32.7	31.2	31.7	32.1	32.0	31.7	32.7	35.3	37.4	37.7	35.8	37.6	43.8	60.1	82.2	80.7	65.9	54.7	45.5	35.5
<u>- OP. ZOCALO</u>																				
PDP/BELCO (Z-1)	0.1	0.3	-	0.4	0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	-	-	-
PDP/BELCO (Z-2)	28.5	30.3	28.2	28.0	28.0	28.6	28.5	29.0	29.3	29.2	29.0	28.0	26.3	24.1	21.2	19.2	18.8	17.9	16.9	16.0
TOTAL ZOCALO	28.6	30.6	28.2	28.4	28.4	28.9	28.8	29.3	29.6	29.5	29.3	28.2	26.5	24.3	21.3	19.3	18.9	17.9	16.9	16.0
TOTAL COSTA	61.3	61.8	59.9	60.5	60.4	60.6	61.5	64.6	67.0	67.2	65.1	65.8	70.3	84.4	103.5	100.0	84.8	72.6	62.4	51.5
<u>S E L V A</u>																				
- OP. SELVA	17.8	25.4	26.9	32.6	35.6	30.2	37.0	37.0	40.8	40.5	38.8	38.4	37.0	35.4	33.9	32.6	31.3	30.2	28.9	27.9
- OP. PUCALLPA	1.5	1.5	1.4	1.4	1.5	1.5	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.3	1.2	6.2	11.0	9.6	8.8	8.2	7.7	7.0
-PDP/OCCID.(1 A)	10.5	23.3	70.5	93.3	93.3	70.3	105.0	102.0	98.0	95.0	100.0	89.0	68.0	51.0	39.0	29.0	22.0	18.0	16.0	14.1
-PDP/OCCID.(1 B)	-	-	-	-	2.0	0.5	4.1	5.7	7.2	9.0	6.5	14.0	22.2	24.0	20.2	16.0	12.5	9.7	7.9	6.4
TOTAL SELVA	29.8	50.2	98.8	127.3	132.4	102.5	147.5	146.1	147.4	145.9	146.7	142.7	128.4	116.6	104.1	87.2	74.6	66.1	60.5	55.4
TOTAL PERU	91.1	112.0	158.7	187.8	192.8	163.1	209.0	210.7	214.4	213.1	211.8	208.5	198.7	201.0	207.6	187.8	159.4	138.7	122.9	106.9

-56-

* FUENTE : Pronóstico Volumétrico de largo alcance, Petróleos del Perú - 1978.-

La producción de gas natural de la zona costa corresponde a Petr6leos - del Per6, mientras que la producci6n de la zona Z6calo Continental co- rresponde a la contratista Belco Petroleum.

En la Tabla V-4 y V-5 presentamos un Pron6stico Volum6trico de gas aso- ciado y un Pron6stico Volum6trico de gas no asociado respectivamente.

V-4.- Producci6n y Demanda Nacional de combustibles comerciales deriva- dos del petr6leo.-

En las Tablas V-6 y V-7, presentamos la Producci6n y Demanda Nacional - de combustibles comerciales derivados del petr6leo respectivamente, es- to desde el a6o 1960 hasta el a6o 1977 inclusive.

V-5.- Pron6stico de Demanda Nacional de combustibles comerciales deriva- dos del Petr6leo.-

A partir de los datos de Demanda Nacional de combustibles comerciales - derivados del petr6leo, a6os 1960-1977 (Tabla V-7), comenzamos a grafi- car los diagramas de dispersi6n, esto para cada combustible, y ver como es la variaci6n de la demanda con respecto al tiempo en a6os, observan- do que el comportamiento de la variaci6n se asemeja a l6neas rectas.

Visto esto pasamos a ajustar dichas rectas, aplicando para ello el "m6- todo de ajuste de rectas por m6nimos cuadrados".-

Presentamos a continuaci6n un ejemplo completo del m6todo seguido hasta llegar a la correspondiente "recta de regresi6n".-

-C6lculo de la recta de regresi6n para el GLP

Disponemos los datos tal como se muestra en la Tabla V-8, obteni6ndose

TABLA - V-4.-

Pronóstico Volumétrico de gas natural asociado (MMPC/D)

	1 ^o	2 ^o	3 ^o	4 ^o	PROM.	1 ^o	2 ^o	3 ^o	4 ^o	PROM.	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	
	1976 TRIM				1977 TRIM.					1978										
<u>OP. NO.</u>																				
PETROPERU	66.3	63.5	64.0	63.0	63.0	61.0	61.0	60.0	60.0	60.0	59.0	61.0	69.0	71.0	66.0	62.0	57.0	54.0	50.0	
ZOCALO (BELCO)	78.9	95.0	90.0	84.0	89.0	90.0	90.0	86.0	82.0	87.0	87.0	82.0	76.0	69.0	60.0	56.0	53.0	50.0	47.0	
SUB-TOTAL	145.2	158.5	154.0	147.0	152.0	151.0	151.0	146.0	142.0	147.0	146.0	143.0	145.0	140.0	126.0	118.0	110.0	104.0	97.0	
<u>OP. SELVA</u>																				
PETROPERU	0.2	1.0	1.5	2.0	2.0	2.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	
OCCIDENTAL	2.1	1.5	3.0	3.0	4.0	3.0	3.0	13.0	19.0	19.0	14.0	18.0	18.0	17.0	16.0	15.0	14.0	13.0	13.0	
SUB-TOTAL	2.3	2.5	4.5	5.0	6.0	5.0	6.0	16.0	22.0	22.0	17.0	21.0	21.0	21.0	20.0	18.0	17.0	16.0	15.0	
TOTAL	147.5	161.0	158.5	152.0	158.0	157.0	157.0	166.0	168.0	168.0	164.0	167.0	164.0	166.0	160.0	144.0	135.0	126.0	119.0	112.0

* FUENTE : Pronóstico Volumétrico de largo alcance, Petróleos del Peru - 1978.-

TABLA - V-5.-

Pronóstico volumétrico de gas natural no asociado (MMPC/D)

	1°	2°	3°	4°	PROM. 1°	2°	3°	4°	PROM. 1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987			
	1976 TRIM.				1977 TRIM.				1978											
<u>OP. N. O.</u>																				
POZOS VIEJOS	7.2	6.3	6.0	6.0	6.0	6.5	7.0	7.0	7.0	7.0	5.5	5.0	4.5	4.0	3.5	2.5	2.0	2.0	2.0	
POZOS NUEVOS	-	-	-	-	-	1.5	2.0	2.0	2.0	2.0	3.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.5	8.0	8.0	9.0	
TOTAL	7.2	6.3	6.0	6.0	6.0	8.0	9.0	9.0	9.0	9.0	9.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	11.0	

-5-

* El programa de perforación por gas no asociado en ONO es exclusivamente para suministrar gas para materia prima al Complejo de Fertilizantes de Talara (7 MMPC/D).

* FUENTE : Pronóstico Volumétrico de largo alcance, Petróleos del Perú - 1978.-

como resultados los mostrados en la parte inferior de la tabla, esto -
es : $n = 17$

$$\sum X = 0, \quad \sum Y = -6.097363, \quad \sum X^2 = 408, \quad \text{y} \quad \sum XY = 31.589988.$$

Así mismo debe cumplirse que :

$$\sum Y = nb + m \sum X \quad (\text{I})$$

$$\sum XY = b \sum X + m \sum X^2 \quad (\text{II})$$

Reemplazando los valores hallados anteriormente, en las ecuaciones (I)
y (II) obtenemos los valores de "b" y "m", y así tenemos :

$$-6.097363 = 17b + m(0) \quad b = -0.3586684$$

$$31.589988 = b(0) + m(408) \quad m = 0.0774264$$

Finalmente la recta de regresión para el GLP viene dada por :

$$Y = b + mX$$

o sea :

$$Y = -0.3586684 + 0.0774264 X \quad (1)$$

en donde Y es el "Y" calculado y "X" está en años.

Ejemplo : Cálculo de pronóstico de Demanda Nacional de GLP para el año 1980.

De acuerdo a la disposición de los datos en la Tabla V-8, el Año Base será 1969, por lo tanto para 1980, $X = 11$.

$$Y = - 0.3586684 + 0.0774264 (11) = 0.4930220$$

como $Y = \log D$ $D = 10^Y$

luego: $D = 10^{0.493022} = 3.111871 \text{ MMB.}$

Procediendo de igual forma para los 5 combustibles restantes, obtenemos las Tablas V-9, V-10, V-11, V-12 y V-13, para la Gasolina, Kerosene, Turbo, Diesel y Residual respectivamente. Siendo sus rectas de regresión correspondientes las siguientes :

- $Y = 0.9777994 + 0.0205163 X \quad (2) \quad \text{Gasolina}$
- $Y = 0.5926098 + 0.0165304 X \quad (3) \quad \text{Kerosene}$
- $Y = 0.0596833 + 0.0522736 X \quad (4) \quad \text{Turbo}$
- $Y = 0.7800041 + 0.0213985 X \quad (5) \quad \text{Diesel}$
- $Y = 0.9626948 + 0.0195500 X \quad (6) \quad \text{Residual}$

Obtenidas las ecuaciones (1) al (6), las graficamos en papel semilogarítmico obteniendo el Gráfico V-1.

Así mismo, a partir de las ecuaciones (1) al (6), pasamos a calcular el Pronóstico de Demanda Nacional de combustibles comerciales derivados del petróleo para los años 1980, 1985 y 1990. Repetimos se tomará como Año Base 1969 para todos los casos, obteniéndose los siguientes resultados.

MB FIG.V-1 PRONOSTICO DE DEMANDA NACIONAL DE COMBUSTIBLES

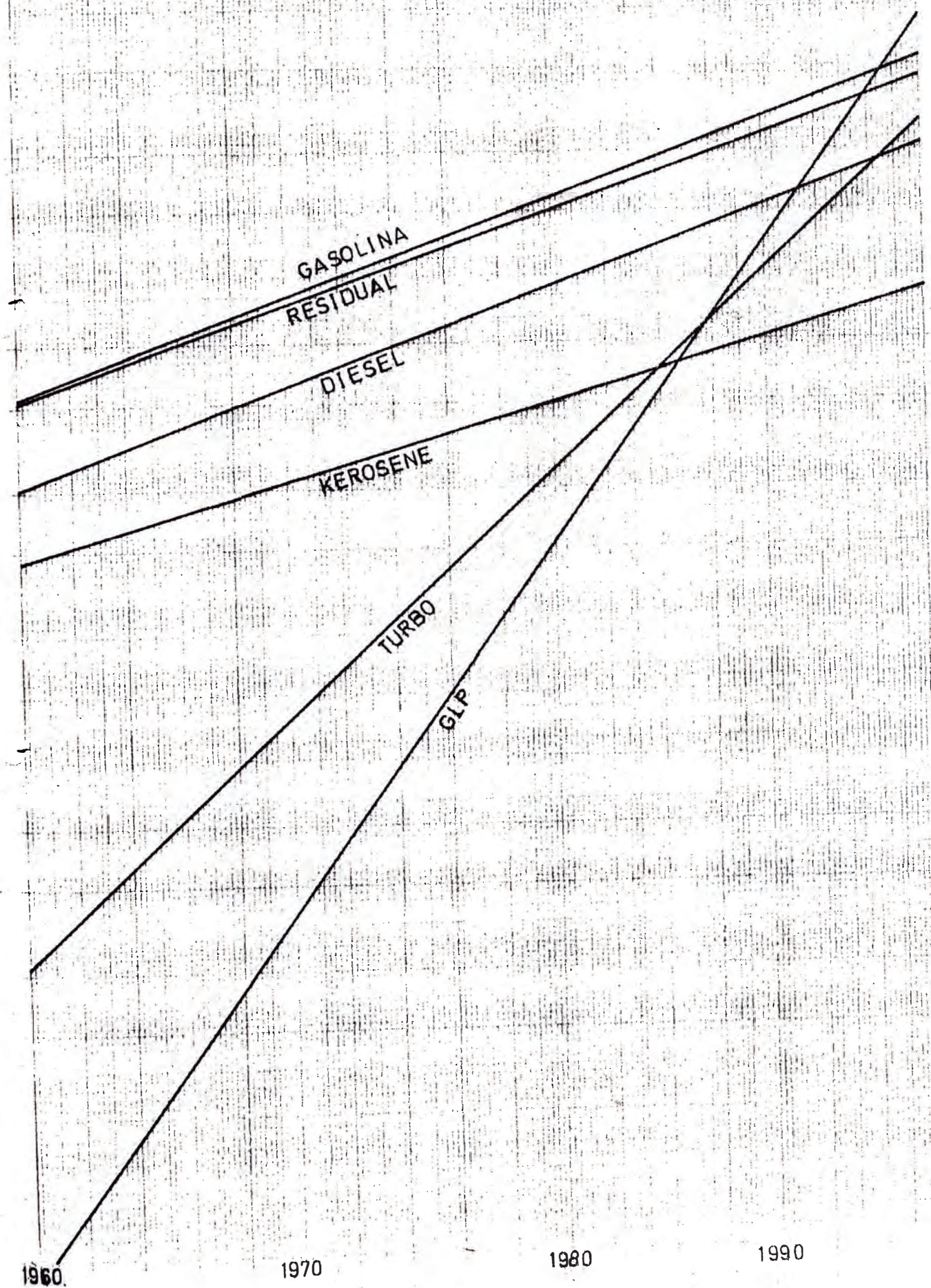


TABLA - V-6.-

Producción Nacional de Combustibles Comerciales

Años 1960 - 1977 (Mil barriles)

	<u>G L P</u>	<u>GASOLINA</u>	<u>KEROSENE</u>	<u>TURBO</u>	<u>DIESEL</u>	<u>RESIDUAL</u>
1960						
1961	94.058	4,930,764	3,059.764	329,640	5,477.461	2,410.123
1962	107.345	5,311.710	3,000.185	492.919	5,988.648	2,976.639
1963	135.857	5,689.026	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	307.836	8,815.762	3,433.703	1,025.234	5,897.141	5,775.646
1967	399.228	7,336.034	3,648.320	1,174.931	5,706.503	6,354.724
1968	585.366	9,553.998	3,885.313	1,322.188	6,541.437	8,144.462
1969	498.068	9,703.853	3,791.688	1,420.179	6,855.790	7,765.707
1970	630.534	9,488.908	3,962.837	1,535.699	6,761.143	7,764.671
1971	709.162	10,407.710	4,314.242	1,419.294	6,967.657	9,328.939
1972	779.689	10,896.938	4,427.462	1,512.792	6,680.356	9,528.474
1973	810.634	11,745.554	4,494.831	1,743.263	7,122.610	10,920.692
1974	765.602	11,812.163	4,596.356	1,915.041	7,324.796	12,773.455
1975	1,352.991	12,995.857	4,696.142	1,844.314	7,270.962	12,785.543
1976	1,091.000	12,336.000	4,990.000	1,629.000	7,711.000	13,194.000
1977	1,220.326	11,981.107	5,016.712	1,537.509	7,303.564	15,447.575

TABLA - V-7.-

Demanda Nacional de Combustibles Comerciales

Años 1960 - 1977 (Mil barriles)

	<u>G L P</u>	<u>GASOLINA</u>	<u>KEROSENE</u>	<u>TURBO</u>	<u>DIESEL</u>	<u>RESIDUAL</u>
1960	72.365	5,545.210	2,848.653	185.569	3,167.362	5,094.011
1961	91.593	5,866.562	2,953.170	328.013	3,425.626	5,165.718
1962	99.577	6,485.418	3,004.043	448.717	4,198.449	5,814.980
1963	122.785	6,661.253	3,031.524	451.762	4,573.058	6,532.070
1964	156.592	7,254.605	3,224.823	614.220	5,235.890	8,439.359
1965	218.489	8,150.816	3,312.602	746.922	4,996.589	7,803.640
1966	307.830	9,009.453	3,516.776	959.594	5,469.972	9,176.804
1967	393.521	9,604.828	3,691.014	1,123.370	5,397.597	9,782.800
1968	463.459	9,379.683	3,761.221	1,249.746	6,088.089	9,805.089
1969	507.793	9,250.613	3,884.516	1,572.642	6,214.972	9,619.579
1970	614.339	10,141.410	4,064.702	1,475.203	6,768.668	10,361.808
1971	716.823	10,786.308	4,263.671	1,405.902	6,390.687	10,506.632
1972	784.935	11,378.375	4,337.808	1,512.793	6,444.382	9,969.691
1973	933.701	12,218.421	4,560.945	1,801.366	6,718.871	10,160.835
1974	1,107.460	12,567.066	4,749.259	2,142.317	7,509.753	11,421.418
1975	1,234.372	13,235.785	4,939.761	2,324.595	8,101.140	11,557.000
1976	1,264.451	12,499.355	5,140.000	2,455.904	8,658.664	11,806.289
1977	1,303.000	11,153.000	5,268.000	2,315.000	9,053.000	12,346.000

TABLA - V-14.-

Pronóstico de la Demanda Nacional de Combustibles comerciales derivados del Petróleo - Años 1980 - 1990 (MMB/A)

	1 9 8 0	%	1 9 8 5	%	1 9 9 0	%
G L P	3.111871	5.68	7.588461	10.12	18.504860	17.17
Gasolina	15.976380	29.17	20.232980	26.97	25.623670	23.77
Kerosene	5.948997	10.86	7.196078	9.60	8.704579	8.10
Turbo	4.312135	7.87	7.871554	10.50	14.369060	13.33
Diesel	10.360650	18.92	13.255000	17.67	16.957910	15.73
Residual	15.057210	27.50	18.857940	25.14	23.618070	21.90
Total	54.767243		75.002013		107.778140	

Por otro lado sabemos que el pronóstico de demanda de cualquier combustible se determina de la siguiente manera :

a).- Se supone una Tasa de Crecimiento anual constante (TC), entonces - la variación de la demanda vendrá relacionada con TC por las siguientes ecuaciones :

$$D^0 = D^0 \quad (\text{Año Base})$$

$$D_1 = D^0 + D^0 (TC) = D^0 (1 + TC)^1 \quad (\text{1er. Año})$$

$$D_2 = D_1 + D_1 (TC) = D^0 (1 + TC)^2 \quad (\text{2do. Año})$$

$$D_3 = D_2 + D_2 (TC) = D^0 (1 + TC)^3 \quad (\text{3er. Año})$$

$$D_n = D_{n-1} + D_{n-1} (TC) = D^0 (1 + TC)^n \quad (\text{Enésimo Año}).$$

b).- Tomando logaritmos a la última relación tenemos :

$$\log D_n = \log D_0 + \log (1 + TC) \quad n \quad (I)$$

c).- Como sabemos que D_0 y TC son constantes, la ecuación (I) se puede expresar de la siguiente manera:

$$Y = b + mn \quad \text{ó} \quad Y = b + mX \quad (II)$$

d).- Graficando los datos estadísticos en papel semilogaritmo, se comprueba que efectivamente todos los datos se ajustan perfectamente a una línea recta.

Comparando la ecuación (II) con cada una de las ecuaciones (1) al (6), observamos que la Tasa de crecimiento de cada producto está relacionado con la pendiente de las rectas de la Fig. V-1.- mediante la relación siguiente :

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

despojando TC y calculando su %

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

en donde : m = pendiente de las rectas de la Fig. V-1.-

TC = Tasa de crecimiento anual.

Reemplazando los valores de las pendientes de las rectas cuyas ecuaciones son (1) al (6), obtenemos el % de TC para cada producto.

% TC	=	100	(10 ^{0.074264}	-1)	=	18.6489	(G L P)
% TC	=	100	(10 ^{0.0205163}	-1)	=	4.8375	(Gasolina)
% TC	=	100	(10 ^{0.0165304}	-1)	=	3.8796	(Kerosene)
% TC	=	100	(10 ^{0.0522736}	-1)	=	12.7907	(Turbo)
% TC	=	100	(10 ^{0.0213985}	-1)	=	5.0505	(Diesel)
% TC	=	100	(10 ^{0.01195500}	-1)	=	4.6004	(Residual)

Teniendo en cuenta que la TC está en relación con la demanda mediante la siguiente fórmula :

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

en donde :

D_o = Demanda en el año Base

D_n = Demanda después de transcurridos n años

n = 1, 2, 3,, n

Luego para calcular la Demanda Nacional de los combustibles comerciales derivados del petróleo, se emplearán las siguientes relaciones matemáticas :

$D_n = D_o (1 + 0.186489)^n$	=	$D_o (1.186489)^n$	(G L P)
$D_n = D_o (1 + 0.048373)^n$	=	$D_o (1.048373)^n$	(Gasolina)
$D_n = D_o (1 + 0.038796)^n$	=	$D_o (1.038796)^n$	(Kerosene)
$D_n = D_o (1 + 0.127907)^n$	=	$D_o (1.127907)^n$	(Turbo)
$D_n = D_o (1 + 0.050505)^n$	=	$D_o (1.050505)^n$	(Diesel)
$D_n = D_o (1 + 0.046004)^n$	=	$D_o (1.046004)^n$	(Residual)

Presentamos a continuación en la Tabla V-15 un Pronóstico de Demanda de combustibles derivados del petróleo, cuya fuente es el Pronóstico Volumétrico de Largo Alcance de Petróleos del Perú.

TABLA - V-8.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión del GLF

	D(MME/Año)	X	Y = log D	X ²	X Y
1960	D = 0.072365	-	-1.140471	-	-
1961	0.091593	-8	-1.038133	64	8.305104
1962	0.099577	-7	-1.001841	49	7.012887
1963	0.122765	-6	-0.910855	36	5.465130
1964	0.156592	-5	-0.895231	25	4.026155
1965	0.213489	-4	-0.660571	16	1.642284
1966	0.309830	-3	-0.508876	9	1.526628
1967	0.393521	-2	-0.405032	4	0.810064
1968	0.463459	-1	-0.333988	1	0.333988
1969	0.507793	0	-0.294313	0	0
1970	0.614339	1	-0.211592	1	-0.211592
1971	0.716823	2	-0.144588	4	-0.289176
1972	0.784935	3	-0.105166	9	-0.315498
1973	0.933701	4	-0.029792	16	-0.119168
1974	1.107460	5	0.044328	25	0.221640
1975	1.234372	6	0.091446	36	0.548676
1976	1.264451	7	0.101902	49	0.713314
1977	1.303000	8	0.114944	64	0.919552
n = 17		$\Sigma X = 0$	$\Sigma Y =$ -6.097363	$\Sigma X^2 = 408$	$\Sigma X Y =$ 31.589988

TABLA - V-9.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión de la GASOLINA.-

	D(MMB/Año)	X	Y = log _e D	X ²	X Y
1960	D ₀ = 5.545210	-	0.743918	-	-
1961	5.866562	-8	0.768384	64	-6.147072
1962	6.485418	-7	0.811938	49	-5.683566
1963	6.611253	-6	0.820284	36	-4.921704
1964	7.254605	-5	0.860614	25	-4.303070
1965	8.150816	-4	0.911201	16	-3.644804
1966	9.009453	-3	0.954690	9	-2.864097
1967	9.604828	-2	0.982490	4	-1.964980
1968	9.379683	-1	0.972188	1	-0.972188
1969	9.850613	0	0.993463	0	0
1970	10.141410	1	1.006098	1	1.006098
1971	10.706308	2	1.032873	4	2.065746
1972	11.378375	3	1.056080	9	3.168240
1973	12.218421	4	1.087015	16	4.348060
1974	12.567066	5	1.099234	25	5.496170
1975	13.235785	6	1.121750	36	6.730500
1976	12.499355	7	1.096838	49	7.678216
1977	11.153000	8	1.047392	64	8.379136
n = 17		Σ X = 0	Σ Y = 16.622591	Σ X ² = 408	Σ X Y 8.370685

TABLA - V-10.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión de KEROSENE

	D(MME/Año)	X	Y = log D	X ²	X Y
1960	D ₀ = 2.848653	-	0.454639	-	-
1961	2.953170	-8	0.470283	64	-3.762304
1962	3.004043	-7	0.477707	49	-3.343949
1963	3.031524	-6	0.481661	36	-2.889966
1964	3.224823	-5	0.508506	25	-2.542530
1965	3.312602	-4	0.520170	16	-2.080680
1966	3.516776	-3	0.546145	9	-1.638435
1967	3.691014	-2	0.567146	4	-1.134292
1968	3.761221	-1	0.575329	1	-0.575329
1969	3.884516	0	0.589337	0	0
1970	4.064702	1	0.609029	1	0.609029
1971	4.263671	2	0.629784	4	1.259568
1972	4.337809	3	0.637270	9	1.911819
1973	4.560945	4	0.659055	16	2.636220
1974	4.749250	5	0.676625	25	3.383125
1975	4.939761	6	0.693706	36	4.162236
1976	5.140000	7	0.710963	49	4.976741
1977	5.268090	8	0.721646	64	5.773168
n = 17		$\sum X = 0$	$\sum Y = 10.074367$	$\sum X^2 = 408$	$\sum X Y = 6.744412$

TABLA - V-11.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión del TURBO

	D(MMB/Año)	X	Y = log D	X ²	X	Y
1960	D ₀ = 0.185569	-	-0.731495	-	-	-
1961	0.328013	-8	-0.484109	64	3.372872	
1962	0.448717	-7	-0.348027	49	2.436189	
1963	0.451762	-6	-0.345090	36	2.070540	
1964	0.614220	-5	-0.211676	25	1.058380	
1965	0.746922	-4	-0.126725	16	0.596900	
1966	0.959594	-3	-0.017912	9	0.053736	
1967	1.123370	-2	0.050523	4	-0.101046	
1968	1.249746	-1	0.096822	1	-0.096822	
1969	1.572642	0	0.196630	0	0	
1970	1.475203	1	0.168852	1	0.168852	
1971	1.405902	2	0.147955	4	0.295910	
1972	1.512793	3	0.179779	9	0.539337	
1973	1.801306	4	0.255602	16	1.022408	
1974	2.142317	5	0.330884	25	1.654420	
1975	2.324595	6	0.366347	36	2.198082	
1976	2.455904	7	0.390211	49	2.731477	
1977	2.315000	8	0.364551	64	2.916408	
n = 17		∑ X = 0	∑ Y = 1.04617	∑ X ² = 408	∑ X Y =	21.327643

TABLA - V-12.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión del DIESEL

	D(MMB/Año)	X	Y = log D	X ²	X Y
1960	D ₀ = 3.167362	-	0.500698	-	-
1961	3.425626	-8	0.534740	64	-4.27792
1962	4.198449	-7	0.623089	49	-4.361623
1963	4.578058	-6	0.660682	36	-3.964092
1964	5.235890	-5	0.718991	25	-3.594955
1965	4.996589	-4	0.698674	16	-2.794696
1966	5.469972	-3	0.737985	9	-2.213955
1967	5.697597	-2	0.755692	4	-1.511384
1968	6.088089	-1	0.784481	1	-0.784481
1969	6.214972	0	0.793439	0	0
1970	6.768668	1	0.830503	1	0.830503
1971	6.390687	2	0.805548	4	1.611096
1972	6.444382	3	0.809182	9	2.427546
1973	6.718871	4	0.827296	16	3.309184
1974	7.509753	5	0.875626	25	4.378130
1975	8.101140	6	0.908546	36	5.451276
1976	8.685664	7	0.938803	49	6.571621
1977	9.053000	8	0.956793	64	7.654344
n = 17		$\sum X = 0$	$\sum Y = 13.260070$	$\sum X^2 = 408$	$\sum X Y = 8.730594$

TABLA - V-13.-

Disposición de los datos para el cálculo de la recta de regresión del RESIDUAL

	D(MMB/Año)	X	Y = log D	X ²	X Y
1960	D ₀ = 5.094011	-	0.707060	-	-
1961	5.165718	-8	0.713131	64	-5.705048
1962	5.814960	-7	0.764548	49	-5.351336
1963	6.532070	-6	0.815051	36	-4.890306
1964	8.439350	-5	0.926310	25	-4.631550
1965	7.303640	-4	0.892297	16	-3.569188
1966	9.176804	-3	0.962692	9	-2.888076
1967	9.782800	-2	0.990463	4	-1.980926
1968	9.805039	-1	0.991452	1	-0.991452
1969	9.619518	0	0.983156	0	0
1970	10.361808	1	1.015435	1	1.015435
1971	10.506632	2	1.021463	4	2.042926
1972	9.960691	3	0.998682	9	2.996046
1973	10.160835	4	1.006929	16	4.027716
1974	11.421418	5	1.057720	25	5.288600
1975	11.557000	6	1.062845	36	6.377070
1976	11.306289	7	1.072113	49	7.504791
1977	12.346000	8	1.091526	64	8.732208
n = 17		Σ X = 0	Σ Y = 16.365813	Σ X ² = 408	Σ X Y = 7.976410

TABLA - V-15.-

Pronóstico de Demanda de combustibles 1978 - 87 MB / A

	1 9 7 8	1 9 7 9	1 9 8 0	1 9 8 1	1 9 8 2	1 9 8 3	1 9 8 4	1 9 8 5	1 9 8 6	1 9 8 7
G L P	1,232.10	1,308.69	1,415.25	1,528.47	1,658.34	1,794.87	1,928.07	2,081.25	2,241.09	2,410.92
GASOLINA	9,953.37	10,083.24	10,316.34	10,559.43	10,945.71	11,368.62	11,808.18	12,370.95	12,953.70	13,613.04
KEROSENE	4,868.46	5,058.27	5,244.75	5,441.22	5,634.36	5,834.16	6,027.30	6,253.74	6,473.52	6,699.96
TURBO	2,054.61	2,051.28	2,127.87	2,231.10	2,334.33	2,447.55	2,557.44	2,690.64	2,820.51	2,960.37
DIESEL	8,591.40	8,931.06	9,573.75	10,269.72	11,222.10	12,211.11	12,963.69	13,726.26	14,538.78	15,557.76
RESIDUAL	12,880.44	13,246.74	13,882.77	14,595.39	15,394.59	16,360.29	17,279.37	18,338.31	19,713.60	20,722.59

* FUENTE : Pronóstico Volumétrico de largo alcance, Petróleos del Perú.-

V- 6.- Importación y Exportación de combustibles derivados del petróleo.-

En la Tabla V-15 presentamos la Importación y Exportación de combustibles comerciales derivados del petróleo correspondientes a los años 1974 - 1976.-

TABLA - V-15.-

Importaciones - (Barriles) .-

	1 9 7 4	1 9 7 5	1 9 7 6	1 9 7 7
PROPANO / BUTANO	344,973	48,340		36,000
NAFTA SIN TERMINAR	494,516	175,290		
GASOLINA MOTOR	126,453	283,989		49,000
GASOLINA AVIACION	181,636	100,599	91,000	114,000
GASOLINA / NAFTA			463,000	
KEROSENE INDUSTRI.	216,786	174,268		
KEROSENE / TURBO			977,000	1'523,000
TURBO COMB. A-1	341,340	953,937		
DIESEL	526,310	1'259,942	896,000	2'603,000
RESIDUAL	1'041,444	1'098.210	528,000	
OTROS *		189,660	304,000	150,000

* Comprende GLP y Bases lubricantes.-

EXPORTACIONES (BARRILES)

	1 9 7 4	1 9 7 5	1 9 7 6	1 9 7 7
PROPANO / BUTANO	1,863	104,149	7,000	16,000
GASOLINA			122,000	1'025,000
GASOLINA AVIACION		6,042	3,000	1,000
DIESEL	202,467		30,000	122,000
RESIDUAL	2'482,189			
PETROLEO INDUSTRI.*		1'812,028	1'240,000	2'369,000

* Incluye permuta de residuales.-

V - 7.- Déficit Nacional.-

Se entiende en forma general por Déficit de Producción de un producto, a la diferencia entre la Demanda y la Producción de dicho producto, es decir :

$$\text{DEFICIT DE PRODUCCION} = \text{DEMANDA} - \text{PRODUCCION}$$

Aplicando este concepto a los combustibles comerciales derivados del petróleo y teniendo en cuenta para ello las Tablas V-6 y V-7 de Producción y Demanda respectivamente, pasamos a deducir el Déficit Nacional de Producción a partir del año 1970 hasta el año 1977 inclusive, obteniendo la Tabla V-16.-

TABLA V-16.-

Déficit Nacional de combustibles comerciales derivados del petróleo.- Años 1970 - 1977 (mil barriles).-

	G L P	GASOLINA	KEROSENE	TURBO	DIESEL	RESIDUAL
1970	-	652.502	101.865	-	7.525	2,597.187
1971	7.661	378.598	-	-	-	1,177.693
1972	5.246	481.437	-	-	-	441.217
1973	123.067	472.867	66.064	58.103	-	-
1974	341.858	754.903	152.894	227.276	184.957	-
1975	-	239.928	243.619	480.281	830.178	-
1976	173.451	163.355	150.000	826.904	974.664	-
1977	82.674	-	251.288	777.491	1749.436	-

* En los espacios en blanco la Demanda fué cubierta.-

De inmediato pasamos a hacer un comentario a los resultados obtenidos en la Tabla V-16, esto para cada producto.

GLP- El incremento de la producción no ha sido con la misma velocidad con que ha crecido la demanda, ello es explicable por la prolongada maduración de los proyectos de inversión petrolera, en contraposición - con la fase creciente del ciclo económico y el relativo bienestar social manifestado en el período 1969-74.-

Si tenemos en cuenta que el GLP es un gas combustible de consumo - propiamente de clase media, es coherente que la demanda haya umentado en dicho período.

En el período a partir del año 1975, los precios tienden a subir - enormemente. Consecuente la demanda debe disminuir como notamos en los cuadros mostrados.

GASOLINA- El comportamiento es parecido al anterior, en el período - de crecimiento la demanda crece excesivamente gracias a los bajos precios en este período, a medida que estos van subiendo, la demanda disminuye relativamente.

Además, se suma a este efecto de precios y precisamente debido a ellos el cambio rápido de patrones de consumo hacia mayor demanda de Diesel.

KEROSENE- No obstante ser un producto de demanda netamente popular, - también sufre el incremento de precios a partir de 1975. Es así como la demanda relativa baja, durante el período 1975-76. Es más, como - dijimos anteriormente, puede explicarse la caída de la demanda relativa de GLP por la incapacidad económica de muchas personas que usaban

tal gas para uso doméstico, tales consumidores deben trasladar su consumo a kerosene, de este modo podemos explicar el nuevo incremento de la demanda de kerosene en 1977, aunque el dato no nos puede decir mucho al respecto.

TURBO- El problema del déficit de este combustible está más ligado a la producción que a la demanda, ya que su producción está limitada por la producción de kerosene,. Lo cual puede explicarse por la orientación hacia una mayor producción de kerosene acorde a su nivel de demanda , dejándose de lado consecuentemente la producción de Turbo.

DIESEL- Este es un producto básico para el transporte pesado, sobre todo usado por la red de camiones para el transporte de alimentos en todo el país.

Dos consideraciones al respecto :

a).- Los precios de éste, no han sido modificados como lo fueron los de la gasolina. Su movimiento fué más lento, quizá ello por lo indispensable del servicio.

b).- El carácter precisamente indispensable de este tipo de transporte que lo hace que siga, más o menos, demandar cantidades crecientes de combustible, a pesar de la subida de precios.

A ello, debemos añadir la creciente demanda de motores Diesel.-

RESIDUAL- La demanda de este producto ha sido cubierta satisfactoriamente, a tal punto que en los últimos cuatro años hemos comenzado a exportar dicho producto, como lo prueba la Tabla V-15.-

V-8 - Conclusiones del Estudio de Mercado

El presente Estudio de Mercado ha tenido por finalidad dos objetivos principales .

- a) - Ver el Déficit Nacional actual de producción de combustibles comerciales derivados del petróleo; y
- b).- De acuerdo al Déficit Nacional existente, seleccionar entre los procesos de Hidrocracking mostrados en el Capítulo IV, uno que tienda a elevar nuestra producción de combustibles con más déficit, tratando en lo posible satisfacer su demanda.

De lo primero, diremos, que teniendo en cuenta la Tabla V-16 los déficits de producción más notorios son los de Diesel, Turbo, Kerosene y GLP, en ese orden. Prueba de ello son las importaciones que se han hecho de estos combustibles, especialmente de los tres primeros, como se puede ver en la Tabla V-15

En cuanto a lo segundo, diremos, que teniendo en cuenta lo anteriormente expresado, el proceso de Hidrocracking que seleccionemos deberá estar orientado a la producción de Diesel, Kerosene y Turbo, esto teniendo en cuenta la flexibilidad de los procesos de Hidrocracking y tratando en lo posible de satisfacer su demanda.

CAPITULO VI - ELECCION DEL PROCESO.-

VI-1.- CONSIDERACIONES GENERALES

En términos generales el Capítulo referente a la Elección de un Proceso es tal vez uno de los más importantes en todo Estudio Técnico-Económico para la instalación de una Planta, pues al llegar a él convergen todas las consideraciones preliminares relacionadas al respecto - como son : Características y disponibilidad de la materia prima, estudio de mercado, características y disponibilidad de procesos industriales y finalmente la economía de los mismos.

En nuestro caso y sin apartarnos de lo anteriormente expresado trataremos en lo posible de elegir un proceso que se adecue más a nuestra necesidad y realidad, para lo cual haremos un análisis de las consideraciones más saltantes expuestas en los capítulos anteriores como son :

- Variación del patrón de producción de derivados del petróleo por inclusión del crudo de la Selva.
- Déficits de producción de Diesel, Kerosene y Turbo.
- Economía de los procesos de Hidrocracking.

VI- 2.- VARIACION DEL PATRON DE PRODUCCION DE DERIVADOS DE PETROLEO-POR INCLUSION DEL CRUDO DE LA SELVA.-

Tal como hemos visto en el Capítulo II relacionado con la materia prima, en nuestro territorio se producen dos tipos de crudo :

-Crudo HCT : Tendencia Parafínica 36^o API
-Crudo LCT : Tendencia Nafténica 32^o API

Producidos en el Noroeste a través de Petróleos del Perú y de la con
tratista Belco Petroleum Co.

-Crudo Corrientes : Tendencia Parafínica 25.5^o API
-Crudo Shiviyaçu : Tendencia Nafténica 23.6^o API

Producidos en nuestra Selva a través de Petróleos del Perú y de la -
Contratista Occidental Petroleum Co.

Hasta Mayo de 1977 el crudo que se procesaba tanto en la Refinería -
de Talara como en la Refinería de La Pampilla, era crudo proveniente
del Noroeste y de las importaciones, a partir de Junio de 1977 con la
llegada del primer cargamento del crudo Selva a la Refinería de La -
Pampilla, se inicia en nuestra patria una nueva etapa de producción -
de combustibles derivados del petróleo.

La inclusión del crudo Selva alteró pues el patrón de rendimientos -
de productos combustibles, manifiesto en excedentes de petróleos in-
dustriales y déficits de gasolina, kerosene y petróleo diesel.

A consecuencia pues de la inclusión del Crudo de la Selva, se hace -
más notoria la necesidad de proveer en el suministro mayores volúme-
nes de Kerosene, Turbo y Diesel.

Por otro lado, tenemos, de que hay problemas en cuanto se refiere al
procesamiento del crudo Selva en la Refinería de Talara, como se ha -
visto en el Capítulo II, el cual no puede ser procesado solo, sinó -

mezclado pero en un 10% con 90% de crudo HCT, ya que a mayores inclusiones se reduce la capacidad de procesamiento de la refinería.

En cuanto a la Refinería de La Pampilla de diseño diferente a la de Talara, no hay problemas para el procesamiento del crudo Selva.

Teniendo en cuenta pues la calidad del petróleo crudo de la Selva y la disponibilidad limitada actual de su producción, debemos recurrir como salida alterna a los procesos de conversión.

Entre estos, el cracking catalítico, es una solución al problema en parte, por cuanto se materializa en mayor producción de gasolina y GLP y un menor rendimiento de residuales, no habiendo alteración en destilados medios. Dentro del planteamiento de la refinación se hace indispensable la búsqueda de procesos como el Hidrocracking que utilizando destilados pesados como carga orienten su producción a kerosene y petróleo diesel, sin necesidad de procesar mayores cantidades de crudo.

Como consecuencia de lo anteriormente expuesto se concluye en la necesidad de recurrir a los procesos de Hidrocracking como alternativa al problema presente y dentro de estos al Proceso UNICRACKING de la Union Oil Co. de California (Página 49).

VI- 3.- DEFICIT DE PRODUCCION DE DIESEL, KEROSENE y TURBO.-

Teniendo en cuenta la Tabla V-16 de Déficit de Producción y de acuerdo a las conclusiones del Estudio de Mercado expuestas en el Capítulo V, los déficits de producción más notorios son los de Diesel, Kerosene

ne y Turbo.

Bajo esta premisa los procesos de Hidrocracking adquieren particular atención, de los siete procesos industriales actuales de Hidrocracking expuestos en el Capítulo IV el que más se orienta a la producción de destilados medios y dentro de estos el Diesel, Kerosene y Turbo es el proceso UNICRACKING de la Union Oil Co. de California, las siguientes consideraciones lo sustentan:

-El proceso UNICRACKING es suficientemente flexible, pudiendo orientarse a maximizar Kerosene/Turbo o Diesel. Si el caso fuera maximizar Diesel se podría aumentar el rendimiento conjunto de destilados medios al patrón de productos combustibles.

-La instalación de una planta del proceso UNICRACKING para la producción de Kerosene/Turbo o Diesel permitirá elevar la proporción de estos productos dentro del patrón de producción de combustible utilizando para ello como carga: gasóleo de vacío o destilado pesado. Cualitativamente esta carga de gasóleo de vacío es apropiada pues representa un 31.5% en Vol. en el Crudo Corrientes, lo cual asegura su disponibilidad volumétrica para este proceso, aparte de que tiene un bajo contenido de carbón Conradson, bajo contenido de azufre, baja aromaticidad y bajo contenido de metales, pudiéndose con facilidad seleccionar el rango óptimo del corte de gasóleos de vacío que sirva como carga.

-La calidad de los productos obtenidos en el proceso UNICRACKING es de excepcionales características, en cuanto a punto de humo, punto de congelamiento, estabilidad térmica del kerosene-turbo combustible, y en

cuanto a punto de fluidez, índice de cetano, del petróleo diesel.

VI-4.- ECONOMIA DE LOS PROCESOS DE HIDROCRACKING.-

En cuanto a la economía de los procesos de Hidrocracking diremos que si bien estos procesos son muy flexibles tanto para recibir diversidad de cargas así como para la producción de diversos productos, presentan el inconveniente de ser costosos en cuanto a inversión se refiere, las inversiones varían de acuerdo a la severidad del tratamiento que depende de la carga (punto de ebullición medio, contenido de insaturados, etc.) y del fin que se persiga que en nuestro caso es la obtención de Kerosene/Turbo y Diesel. Todo esto es debido a que se requiere construcción de equipo que opere a altas presiones y un apreciable número de intercambiadores de calor ya que las reacciones son exotérmicas, aparte que se requerirá un particular esfuerzo de entrenamiento para asimilar esta nueva tecnología.

Además, los procesos de Hidrocracking requieren de H_2 en cantidades apreciables, el cual tendría que provenir como subproducto de una planta petroquímica, o bien requerirá de la inversión adicional de una planta de H_2 . Estas consideraciones motivan ya una implementación de integración de productos y sub productos de la industria refinera del petróleo con la petroquímica.

Como se puede observar en el Capítulo IV la inversión de los procesos de Hidrocracking varía de 350-1400 \$ por barril de capacidad. Pero, además de la gran flexibilidad, como se verá más adelante, los procesos de Hidrocracking tienen la ventaja de ser rentables.

CAPITULO - VII - LOCALIZACION, CAPACIDAD y BALANCE DE MATERIA

VII-I.- LOCALIZACION DE LA PLANTA

En cuanto a la localización de la planta del proceso Unicracking tendremos en cuenta dos aspectos muy importantes

a).- Problemas en la Refinería de Talara para el procesamiento del crudo Selva.-

b).- Solución inmediata al déficit de Diesel, Kerosene y Turbo,-

Del primer aspecto diremos que tal como se ha visto en el capítulo II, el crudo de la Selva no puede ser procesado íntegramente en la Refinería de Talara, sino mezclado en un 10% Vol. con 90% Vol. de crudo HCT, ya que con inclusiones de 20%, 30%, 40% y 50%, trajo como consecuencia problemas tales como : Límite de capacidad en el Sistema de fondo, contaminación del Diesel por dosificación no uniforme y menor fraccionamiento en el fondo de la torre.

En consecuencia nuestra planta no puede ser instalada dentro del complejo refinero de Talara ya que no se podría aprovechar la gran producción actual del crudo Selva, cuya inclusión dió origen a la variación en el patrón de producción de combustibles derivados del petróleo.

Respecto al segundo aspecto diremos que tratándose de un problema presente como es el déficit de Diesel, Kerosene y Turbo, su solución debe ser inmediata, decimos esto pues la planta bien podría ser instalada dentro del complejo Petroquímico Integrado de Bayovar, pero teniendo en cuenta la crisis económica actual por la que atraviesa nuestro -

país el proyecto de Bayovar aún no puede hacerse realidad sino recién a partir de 1985. Es por eso que frente a estos dos aspectos no nos queda otra alternativa que instalar la planta del proceso Unicracking dentro del complejo refinero de la Refinería de La Pampilla y dentro de éste preferentemente al lado de la nueva unidad de destilación primaria con capacidad para procesar 65,000 B/D. de crudo, teniendo en cuenta además que esta nueva unidad sí ha sido diseñada para procesar crudos pesados como es el crudo Selva.

VII - 2.- CAPACIDAD DE LA PLANTA

En cuanto a la capacidad de la planta del proceso Unicracking, debemos tener en cuenta la producción y demanda de combustibles derivados del petróleo del año 1977 y sobre todo el déficit combinado de producción de destilados medios (Diesel, Kerosene), el cual fué del orden del 13.97 %, determinado a partir de

<u>AÑO 1977</u>	<u>PRODUCCION (MB)</u>	<u>DEMANDA (MB)</u>	<u>DEF.DE PRODUC.(MB)</u>
Kerosene	5,016.712	5,268.000	
Diesel	7,303.564	9,053.000	
Total Comb.	12,320.276	14,321.000	2,000.724

* 2,000.724 MB representa el 13.97% de déficit de producción.

Por otro lado como la planta será instalada dentro del complejo refinero de la Refinería de La Pampilla al lado de la nueva unidad de destilación primaria cuya capacidad de procesamiento es de 65,000 B/D, teniendo en cuenta esto y dos aspectos más como son el rendimiento del crudo Selva en una destilación atmosférica y el rendimiento del crudo-

reducido atmosférico a través de una unidad de vacío, obtenemos los siguientes resultados :

TABLA VII-1.-

Rendimiento del crudo Selva en una unidad de destilación atmosférica		P a r a 65,000 B/D
	% Vol.	B/D
GASOLINAS	9.7	6,305
KEROSENES	8.4	5,460
DIESEL	19.8	12,870
RESIDUALES	61.6	40,040
GAS Y PERDIDAS	<u>0.5</u>	<u>325</u>
	100.0 %	65,000 B/D

TABLA VII-2.-

Rendimiento del crudo reducido en unidad de destilación al vacío		P a r a 40,000 B/D
	% Vol.	B/D
LVGO	17.4	6,960.00
HVGO	42.6	17,040.00
RESIDUO DE VACIO	<u>40.0</u>	<u>16,000.00</u>
	100.0%	40,000.00

De las tablas anteriormente expuestas llegamos a la conclusión, que si la nueva unidad de destilación primaria opera a máxima capacidad, esto es 65,000 B/D, dispondremos de crudo reducido atmosférico para

una unidad de destilación al vacío de 40,000 B/D, de la cual obtendríamos 24,000 B/D (LVGO HVGO) y 16,000 Bbl/D de residuo al vacío.

De los 16,000 B/D de residuo de vacío tomaremos 1,000 B/D que sumados a los 24,000 B/D de gasóleos de vacío nos dan 25,000 B/D para carga de la planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking).

En conclusión nuestra planta de Hidrocracking tendrá una capacidad de 25,000 B/D.

A continuación presentamos los rendimientos en cuanto a productos se refiere del proceso Unicracking.

TABLA - VII-3.-

Rendimientos del proceso Unicracking (% Vol. sobre la carga).

	MAXIMA GASOLINA	MAXIMA NAFTA	MAXIMO TURBO	MAXIMO DEST.MEDIOS
C ₄ y Ligeros	16	18.4	6.3	3.3
Gasolina Liviana	33	35.5	15.7	6.6
Gasolina Pesada	75	75.0	34.6	6.9
Turbo	-	-	63.7	-
Diesel	-	-	-	95.8
TOTAL VOLUMEN	124	128.3	120.3	112.6
CONSUMO DE H₂				
PCS/Bbl.	2150	2160	1700	1480

* Cálculo del API de la carga a hidrocracking.

Para calcular la gravedad API promedio de la mezcla de gasóleos y residual de vacío, que servirá de carga a la planta de hidrocracking - Proceso Unicracking - , tendremos en cuenta las gravedades API y su volumen correspondiente de cada uno de los productos obtenidos de la Unidad de Vacío, tomando como base el crudo Corrientes obtenemos los siguientes resultados:

$$^{\circ}\text{API}_{\text{carga}} = \frac{^{\circ}\text{API}_{\text{LVGO}} (V_{\text{LVGO}}) + ^{\circ}\text{API}_{\text{HVGO}} (V_{\text{HVGO}}) + ^{\circ}\text{API}_{\text{R.de V.}} (V_{\text{R.de V}})}{V_{\text{LVGO}} + V_{\text{HVGO}} + V_{\text{R.de V}}}$$

$$^{\circ}\text{API}_{\text{carga}} = \frac{23.8 (6,960) + 22.5 (17,040) + 20.3 (1,000)}{6,960 + 17,040 + 1,000}$$

$$^{\circ}\text{API}_{\text{carga}} = 22.77$$

Teniendo en cuenta los rendimientos del proceso Unicracking presentados en la Tabla VII-3, pasamos a calcular los rendimientos para una planta con capacidad de 25,000 Bbl que opere a máximo Diesel y Turbo, obteniéndose los resultados mostrados en la Fig. VII-1.-

Asímismo en la Fig. VII-2, presentamos el diagrama de flujo completo del complejo refinero con la nueva Unidad de Vacío, Planta de H₂ y Planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking) indicándose así mismo el balance de materia respectivo; todo esto al lado de la Unidad de Destilación Primaria de 65,000 B/D de la Refinería de La Pampilla.

VII-3.- Balance de materia.-

Presentamos a continuación en la Tabla VII-4 un Balance de Demanda - V/S Producción, comparativo para los años 1980 y 1985 respectivamente, teniendo en cuenta que hemos supuesto que la planta de hidrocracking - arrancará en 1981 y estará operando a máxima capacidad en 1985.

De los resultados obtenidos podemos decir que si bien en 1980 la demanda Diesel, Turbo combustible y GLP no son satisfechas, no sucede - lo mismo en 1985 - con la planta de hidrocracking ya instaladas - se lo gra satisfacer notablemente la demanda de Diesel, Turbo combustible y gasolina, lográndose además un incremento en la producción de GLP.

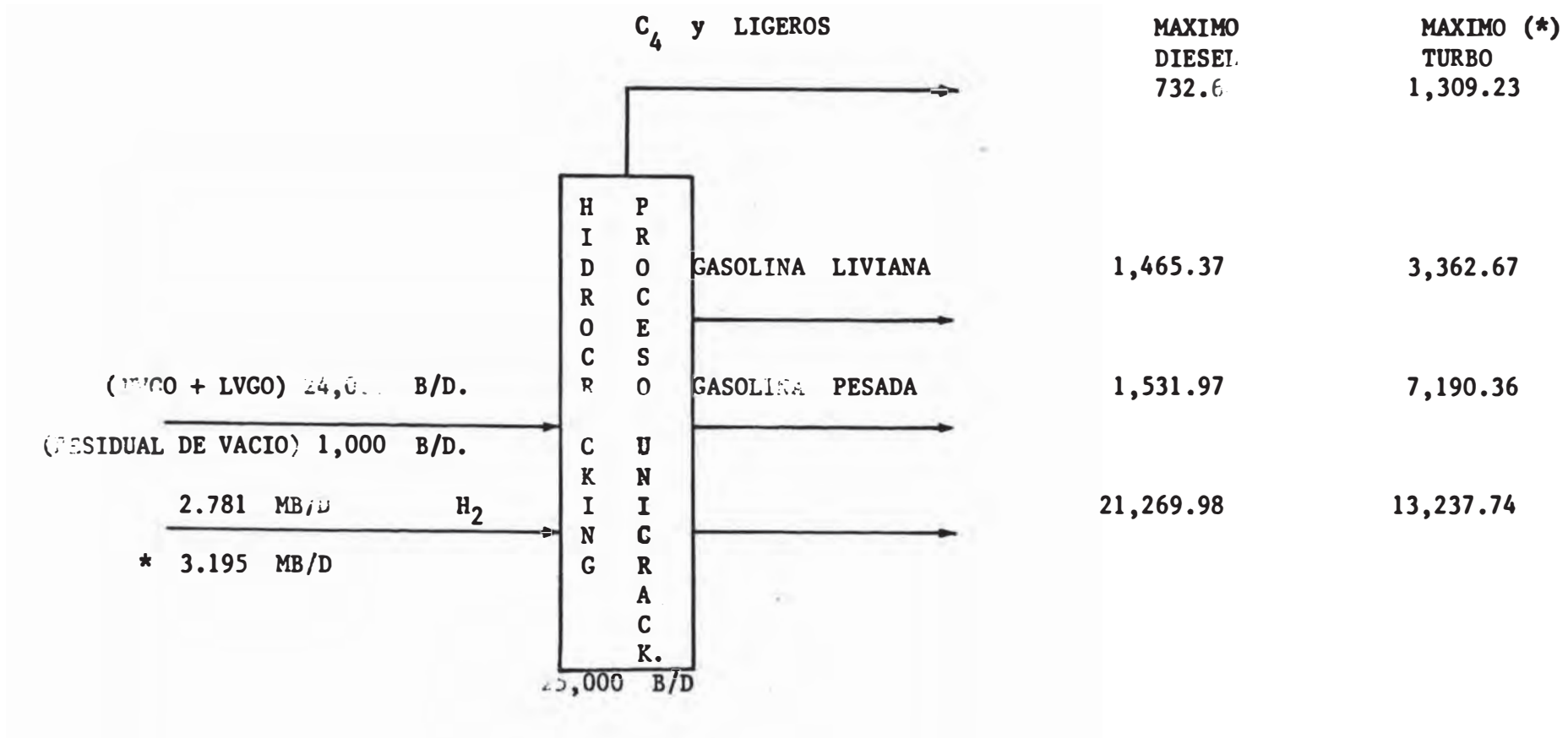


FIG. VII-I.- PROCESO UNIRACKING 25,000 B/D.-

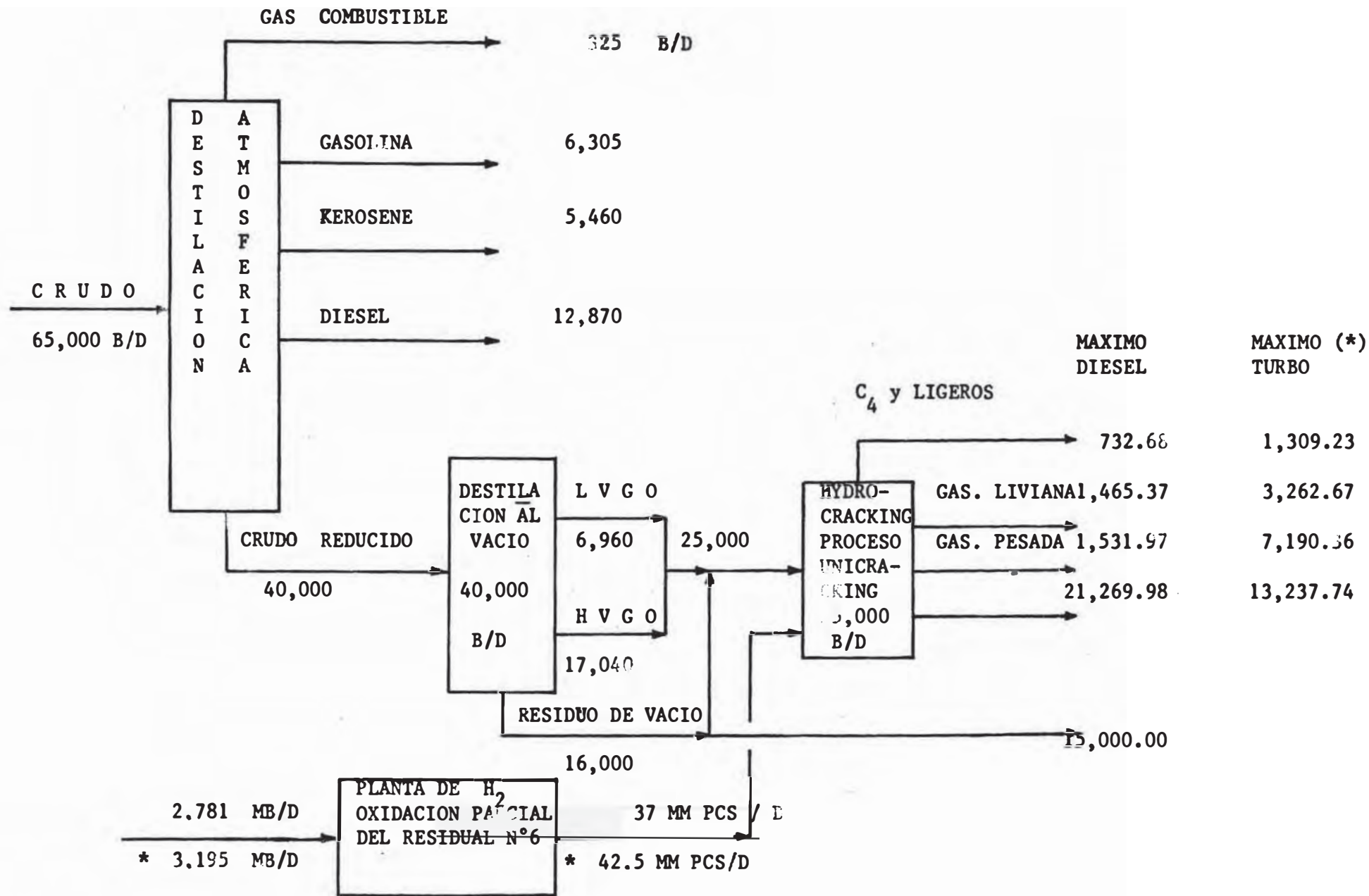


FIG. VII-2.- INSTALACION DE HYDROCRACKING EN LA REFINERIA DE LA PAMPILLA.-

TABLA - VII-4.-

Balance de Demanda V/S Producción de combustibles.- Años 1980 - 1985 MB/Año.-

	1980				1985				
	DEMANDA	P R O D U C C I O N			DEMANDA	P R O D U C C I O N			
		TALARA	P AMPILLA	-IQUITOS -P UCALLP A		TOTAL	TALA RA	PAMPILLA	-IQ ITOS - PUCALLP A
GLP	1,415.25	699.30	599.40	1,298.70	2,081.25	549.45	672.66 * 369.70		1,591.81
GASOLINAS	10,316.34	7,335.99	6,683.31	75.00 14,094.30	12,370.95	7,222.77	5,654.34 *2,430.00	80.00	15,387.11
KEROSENE	5,244.75	3,682.98	1,561.77	165.00 5,409.75	6,253.74	3,672.99	2,580.75	170.00	6,423.74
TURBO	2,127.87		1,991.34	1,991.34	2,690.64	226.44	932.40 *2,382.80		3,541.64
DIESEL	9,573.75	5,411.25	3,862.80	180.00 9,454.05	13,726.26	6,133.86	4,928.40 *3,892.40	185.00	15,139.66
RESIDUAL	13,882.77	2,257.74	5,704.28	565.00 18,527.02	18,338.31	2,570.76	14,555.43	575.00	17,701.19

-06-

* Corresponde a la producción anual con Hidrocracking ya instalado.-

CAPITULO VIII - EVALUACION ECONOMICA.-

VIII-1.- INTRODUCCION.-

Al iniciar el análisis económico respectivo para la instalación de la planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking), haremos referencia a diversas consideraciones de carácter económico que se tendrán en cuenta al respecto, asimismo se indicarán su fuente de información, dichas consideraciones son:

-Todos los costos de inversión serán estimados para el año 1980 considerado como año base, los costos de materia prima y precios de productos serán estimados para el año 1981. Se supone que la planta tendrá una duración de 10 años, entrará en funcionamiento en 1981 y en 1985 estará operando a máxima capacidad.

-Para los costos de inversión de la unidad de vacío, planta de hidrocracking y planta de H_2 , se utilizarán los Indices de Costo de Melsón los cuales se publican en la revista Oil and Gas Journal.

En la Tabla VIII-1, se muestra la proyección de éstos índices hasta el año 1980.

TABLA VIII-1.-

INDICES DE COSTO DE NELSON (1971 - 1980)

1971	406.0			
1972	438.5			
1973	468.0			
1974	522.7			
1975	575.5	*	Valores obtenidos a partir de	
1976	615.7		la recta de regresión	
1977	647.7		Y	2.362 0.0166 X
1978	670.3	*	X	en años. Año Base 1950.
1979	696.4	*		
1980	723.5	*		

-Los exponentes de capacidad a considerar son :

Destilación al vacío 0.60

Hidrocracking (incluyendo planta de H₂) 0.75

-Para estimar los costos de operación se utilizarán los siguientes -
datos :

Combustible, 9.6 US\$/MMi Kcal (2,4192/MMBTU)

Electricidad, 0.025 US\$/KW-h.

Agua de enfriamiento, 0.026US\$/m³ (1 US/10,000 gal.)

Agua para calderas, 0.390 US\$/Ton. (1.48US\$/1000 Gal.)

Vapor (alta presión), 8.9US\$/Ton. (4US\$/1000 lb).

Catalizador y productos químicos, 0.6-0.75 MMUS\$/año.

* Estimados a Enero de 1981 por Oil and Gas Journal, Abril 11 de 1978.

Los costos de operación serán escaladas a razón de 6% anual para los costos fijos (personal para operaciones de calor directo, administración y mantenimiento, supervisión y seguro). Los costos variables (combustible, electricidad, agua, vapor y productos químicos) serán escalados a razón de 5% anual.

-Valor económico del crudo reducido.- El valor de un barril de crudo reducido será considerado igual al valor de importación CIF de un barril de Residual No 6.

El precio de importación actual es de 12.0 US\$/Bbl. Debe asumirse un índice de escalamiento de precio de 6.5 % anual.

-Valor económico del residual No 6.- Su valor se establece en función de las unidades caloríficas (BTU). El precio de importación actual es de 12 US\$/Bbl.

Se asume un índice de escalamiento de precios de 6.5 %. anual.

-Precio de los productos refinados.- Se tendrán en cuenta los siguientes precios de los productos refinados

	Precio Año 1977 (US\$/Bbl.)
G L P	15.4
Gasolina Motor	16.0
Kerosene-Turbo	14.7
Diesel No 2.	14.0
Residual No 6.	12.3

Estos precios se tomaron del Oil and Gas Journal. Se asume un in-

cremento de precios compuesto de 7 % anual para los productos blancos y 5 % anual para los productos negros.

* Las tres últimas consideraciones anteriormente expuestas son datos utilizados por Petróleos del Perú para evaluaciones económicas de proyectos.

VIII- 2.- COSTO DE LAS PLANTAS.-

Teniendo en cuenta las consideraciones anteriormente expuestas pasamos a determinar el costo de la Unidad de Vacío, planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking) y de la planta de Hidrógeno.

-COSTO DE LA UNIDAD DE VACIO

Tal como se ha visto en el Capítulo VII, la capacidad de la Unidad de vacío sería de 40,000 B/D. esto teniendo en cuenta la capacidad de procesamiento de la nueva Unidad atmosférica de la Refinería La Pampilla (65,000 B/D) y del rendimiento del crudo Selva en dicha Unidad atmosférica. (crudo reducido 61.6 % Vol. 40,040 B/D.).

Para la inversión de la Unidad de Vacío para la producción de gasóleos (LVGO y HVGO) los cuales servirán como carga para la planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking), se utilizarán las correlaciones empíricas del Oil and Gas Journal, Febrero 25 de 1974 (Curvas Inversión V/S Capacidad).

Para la producción de gasóleos en unidades de vacío se requieren de 4 a 9 platos en la columna.

Los datos reportados se muestran en la Tabla VIII-2.-

TABLA VIII-2.-

Capacidad de Unidad de Vacío Carga : Crudo reducido atmosférico	Inversión en MMUS\$	
	4 platos	9 platos
10	1.43	2.30
20	2.15	3.10
30	2.70	4.00
40	3.15	4.80
50	3.60	5.50
70	4.40	6.80
100	5.50	8.50

Considerando 9 platos necesarios en la columna, y de acuerdo a lo anteriormente expuesto y teniendo en cuenta la correlación de índices de costo, la inversión de la Unidad de Vacío será:

$$I_{UN. DE VACIO} \quad 4.8 = \left(\frac{723.5}{468.0} \right) = 7.42 \text{ MMUS\$}$$

-COSTO DE LA PLANTA DE HIDROCRACKING

Las inversiones varían en función de la severidad del tratamiento, que depende de la carga (punto de ebullición medio, contenido de insaturados) y del fin perseguido en nuestro caso obtención de destilados medios (máximo Diesel y Turbo).

A continuación se indica el valor correspondiente al costo de la planta, establecido sobre la siguiente base: Capacidad, límite del perímetro de la unidad, compresión del hidrógeno incluido, fraccionamiento - incluido.

C A R G A	PRODUCTO	CAPACIDAD	*COSTO/BARRIL	COSTO TOTAL
Gasóleo de vacío	Diesel	25,000 Bls.	500-1,000\$US	25.000,000 \$US.

y en el año base 1980 : $I_{\text{PLANTA HIDROC.}} = 25 \frac{723.5}{615.7} = 29.38 \text{ MMUS\$}$

* Hydrocarbón Processing : Setiembre 1976.

A partir del costo antes mencionado, conviene tener en cuenta que nunca se dispone, en la práctica de H_2 necesario en cantidad suficiente, lo que obliga a considerar inversión adicional para la unidad de producción de H_2 .

-PLANTA DE HIDROGENO

La disponibilidad de H_2 representa un problema muy importante. Teóricamente se dispone del mismo a partir de los gases de reformado de nafta, pero no en cantidades suficientes. Ahora bien, la producción neta de hidrógeno de una unidad de reformado catalítico de nafta es, por término medio, de 0.9% wt. de la carga, lo que supone las necesidades de una unidad de hidrocracking unas cuatro veces más pequeña que la unidad de reformado.

En el caso de tratamiento de gasóleo de vacío (HVGO, LVGO) para la producción de destilados medios en una unidad de Unicracking el consumo de H_2 es de 1,480 PCS/Bbl. para operación a máximo Diesel y 1700 PCS/Bbl. para operación a máximo Turbo, es decir, para nuestra planta de 25,000 Bbl/D necesitaremos 42.5 MMPCS/D de H_2 químicamente puro como máximo.

En nuestro caso teniendo en cuenta que la planta sería instalada dentro del complejo refinero de la Refinería La Pampilla, no es posible la utilización del gas natural del Noroeste, debido a lo costoso que sería transportarlo teniendo en cuenta la distancia Talara-Ventanilla, teniendo en cuenta además que las actuales reservas de gas natural serán destinados para la actual y futura ampliación de la Planta de Fertilizantes de Talara.

Es por eso y tal como lo hemos expuesto en el Capítulo II otro método para la obtención de H_2 es a partir de la oxidación parcial del residual producto este del cual disponemos en cantidades suficientes, pues incluso como se puede ver en la Tabla V-15 estamos exportando actualmente. Los 42.5 MM PCS/D de H_2 que necesitamos para nuestra planta los obtendríamos a partir de la oxidación parcial de 3.194 MBPDC de Residual No. 6.

El costo de la planta de H_2 para la oxidación parcial del Residual No 6, lo obtenemos a partir de los siguientes datos:

TABLA - VIII-3.-

Capacidad de producción MM PCS/D de H ₂ de 95 %	Inversión 1973, MM US\$ (aprox.)	
	CARGA : C ₁	CARGA : Residual ó Nafta
10	2.5	3.3
20	3.7	4.8
30	4.6	6.0
50	6.4	8.4
70	8.0	10.5
100	10.0	13.0
200	16.0	21.0

Las plantas de oxidación parcial del residual cuestan ligeramente más -
que las que utilizan nafta como carga.

Como ~~se~~ observa en los datos anteriores, para una misma capacidad de -
producción de H₂ las plantas de oxidación parcial del residual cuestan -
de 30 a 35% más que aquellos que utilizan metano como materia prima.

Teniendo en cuenta las últimas consideraciones se puede decir que la -
inversión de la unidad productora de H₂ (42.5 MMPCS/D) será aproxima-
damente en 1980

$$I_{\text{Planta}_{\text{H}_2}} = 4.6 \times 1.35 \left(\frac{42.5}{30.0} \right)^{0.75} \left(\frac{723.5}{468.0} \right)$$

$$= 12.47 \text{ MMUS\$}$$

-COSTO DE OPERACION

De inmediato pasamos a calcular los costos referentes a los gastos de operación, considerando dentro de ellos :

-Consumo de servicios (combustible, electricidad, agua, vapor, etc.)

-Catalizador

-Mano de obra

-Mantenimiento

-Consumo de Servicios:

Varián en función de la naturaleza de la operación, en nuestro caso - obtención de destilados medios (máximo Diesel y Turbo) y de la naturaleza de la carga.

Por regla general son más elevados, cuanto más severa es la operación. Como quiera que las reacciones son fuertemente exotérmicas, el suministro de calor a la sección reactiva es reducido, siendo sólo importante durante el período de iniciación y de puesto en régimen de la unidad. La principal utilización de calor (vapor o fuel) se lleva a cabo en la sección de fraccionamiento de los productos.

El principal apartado del consumo eléctrico es el de los compresores (compresos de H_2 de aportación y de los gases de recirculación).

Presentamos a continuación la Tabla VIII-4 de consumo de servicios - que se asignan para la producción de destilados medios a partir de gases de vacío.

TABLA VIII - 4.-

Consumo de Servicios por barril de carga.- Año 1978.-

	DESTILACION AL		HIDROCRACKING	
	VACIO		(PROC. UNICRACKING)	
	UNID/Bbl	US\$	UNID/Bbl	US \$
Electricidad, Kw-h	0.46	0.0115	12	0.300
Combustible, MBTU	0.10	0.0003	150	0.363
Agua de enf., gal.	138.00	0.0138	550	0.055
Vapor de alta pr., lb.			8	0.032
Vapor de baja pr., lb.	27.00	0.1080		
Catalizador				0.060
Labor, hombre/Turno	3	0.0162	3	0.026
Supervisión, % Labor	100 %	0.0162	100 %	0.026
Mantenimiento, % Inv. An.	5 %	0.0247	5 %	0.157
		0.1907		1.019

La inversión total, es decir, considerando los costos de la unidad de Vacío, y Planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking), será :

	COSTO MM US\$ (1980)
Unidad de Vacío	7.42
Planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking)	<u>29.38</u>
Inversión Total	36.80

VIII - 3.- RENTABILIDAD DEL PROCESO

Al iniciar el análisis referente a la rentabilidad del proceso, debemos tener en cuenta que hemos supuesto que la planta de Hidrocracking (Proceso Unicracking) tendrá una duración de 10 años sin valor de rezago, y que entrará en funcionamiento en el año 1981. Considerando el volúmen de producción de la planta y los rendimientos respectivos pasamos a determinar el ingreso por ventas de productos, en el año 1981.

TABLA - VIII-5.-

Ingreso por ventas de productos, Año 1981 (MM US\$)

	Precio 1981 US \$/Bbl.	* Volúmen Anual 1981 Bbls.	Total US\$
G L P	20.1	369,741.84	7'431,810.9
GASOLINA	20.9	2'430,058.62	50'788,224.0
TURBO	19.2	2'382,793.20	45'749,629.0
DIESEL	18.3	3'892,406.30	71'231,035.0
RESIDUO DEL VACIO	14.9	4'995,000.00	74'425,500.0
			249'626,198.9

* Este volúmen corresponde a la producción de la planta operando 333 días al año, de los cuales 183 días (6 meses) opera máximo Diesel y 150 días (5 meses) opera a máximo Turbo.

Hemos elegido estos tiempos teniendo en cuenta que el déficit de producción es mayor para el Diesel respecto al Turbo y que la planta tendrá un mes de mantenimiento anual.

Para la determinación de la rentabilidad del proceso utilizaremos el método de la Tasa Interna de Retorno (TIR).

La TIR es ordinariamente expresada como un % anual.

La utilidad anual dividida por la inversión total representa la fracción de retorno y 100 veces esta fracción representa el % standar de retorno.

Asímismo, para determinar la rentabilidad del proceso debemos tener en cuenta aspectos tales como : Valor de materia prima, costos de operación, impuestos, depreciación y flujo de caja.

Las relaciones a utilizar para evaluar la TIR, son :

Utilidad Bruta = Valor de Ventas - Desembolsos

Utilidad Neta = Valor de Venta - Desembolsos - Impuestos

Desembolsos = Costo de materia prima + Costos de operación

+ Depreciación

Flujo de Caja = Utilidad Neta + Depreciación

Aplicando las relaciones anteriormente expuestas, pasamos a determinar el Flujo de Caja en el año 1981. Los costos de materia prima y los costos de operación han sido escaladas a 1981 por los índices de costos expuestos anteriormente. Obteniendo la Tabla VIII-6

TABLA - VIII - 6.-

Economía del Proceso Unicracking. Año 1981	
333 días de operación/año	MM US\$/Año
* INGRESOS	
-Valor de las ventas de productos	249'626,200
* EGRESOS	
-Materia Prima :	
Crudo reducido (Precio CIF 14.5 US\$/Bbl)	193'140,000
Hidrógeno para máximo Diesel (1.73 US\$/1,000 PCS)	11'713,830
Hidrógeno para máximo Turbo (1.73 US\$/1,000 PCS)	13'234,500
-Costos de Operación :	
Destilación al Vacío (0.223 US\$/Bbl.)	2'970,360
Hidrocracking (1.186 US\$/Bbl.)	9'873,450
-Otros Costos :	
Productos Químicos (TEL, reactivación del catalizador : 1,000 US\$/D)	333,000
Seguros é Impuestos (1% de la Inversión Total)	368,000
Gastos Generales y Administrativos (100% Labor)	432,234
Materiales y Suministros (1 % de Costos Fijos)	37,788
-Depreciación (lineal, 10 años)	3'680,000
* UTILIDAD BRUTA (Ingresos - Egresos)	13'838,042
* IMPUESTOS (50 % U.B.)	6'919,021
* UTILIDAD NETA (U.B. - Impuestos)	6'919,021
* DEPRECIACION (Lineal, 10 años)	3'680,000
* FLUJO DE CAJA (U.N. + Depreciación)	10'599,021

Asímismo, procediendo de igual manera como para el año 1981, obtenemos los Flujos de Caja hasta el año 1990 inclusive, los cuales son mostrados en la Tabla VIII-7.-

TABLA VIII - 7.-

Flujo de Caja 1981 - 1990	MM US\$/Año
1981	10.599
1982	11.235
1983	11.909
1984	12.623
1985	13.381
1986	14.184
1987	15.035
1988	15.937
1989	16.893
1990	17.907 + 5.520 = 23.427

Los 5.520 corresponden al capital de trabajo estimado (15% de la inversión total).

Obtenidos los Flujos de Caja correspondientes a los 10 años, pasamos a determinar la TIR a partir de la relación :

$$\text{VALOR ACTUAL} = -\text{INVERSION TOTAL} + \frac{10.599}{(1+i)^1} + \frac{11.235}{(1+i)^2} + \dots + \frac{23.427}{(1+i)^{10}}$$

$$\text{VALOR ACTUAL} = -36.8 + \frac{10.599}{(1+i)^1} + \frac{11.235}{(1+i)^2} + \dots + \frac{23.427}{(1+i)^{10}}$$

En donde $i = \text{TIR}$

El verdadero valor de la TIR será aquel que haga que el Valor Actual se haga cero, y para determinarlo se hacen tanteos dando valores a i , y así tenemos :

$$\text{Para } i = 0.30 \quad \text{V.A.} = -36.8 + 38.825854 = + 2.025854$$

$$\text{Para } i = 0.35 \quad \text{V.A.} = -36.8 + 33.567416 = -3.232584$$

Interpolando tenemos :

$$i = 0.30 + 0.05 \frac{2.025854}{5.258438} = 0.3192628 = 0.32$$

$$\text{TIR} = 32 \%$$

CAPITULO - IX - CONCLUSIONES

- 1.- El hidrocracking es un proceso de conversión que mediante el consumo de catalizador, presión, temperatura é hidrógeno, se logra convertir fracciones hidrocarbonadas de alto punto de ebullición y bajo precio en fracciones ligeras fuertemente revalorizadas.
- 2.- El hidrocracking es un proceso que ofrece la gran ventaja de ser muy flexible, tanto para tratar diversidad de cargas- desde gasolinas hasta crudos reducidos- así como para producir una gama de combustibles- desde propano hasta combustibles desulfurizados-.
- 3.- Las reacciones de hidrocracking son exotérminas, la exotermicidad varía con la naturaleza de las reacciones, pero podemos decir en general que es del orden de 12.0 Kcal/mol.
- 4.- El desarrollo del catalizador zeolítico ha proporcionado una ayuda para la adopción del proceso de hidrocracking por el aumento de la flexibilidad.
- 5.- Las operaciones de los procesos industriales de hidrocracking se - llevan a cabo en reactores de lecho fijo y funcionan en una o dos etapas según la naturaleza de la carga y de los productos deseados.
- 6.- Los productos obtenidos de los procesos de hidrocracking tienen una estructura química predominantemente parafínica, bajo contenido de aromáticos y nada de nafténicos.
- 7.- La inclusión del crudo de la Selva influye marcadamente en el patrón de producción de combustibles, manifestándose en un aumento de -

producción de petróleo residual, y una disminución de kerosene, turbo combustible, Diesel y gasolinas.

8.- A consecuencia pues de la inclusión del crudo de la Selva, se hace más notoria la necesidad de proveer en el suministro mayores volúmenes de kerosene, turbo combustible y Diesel.

9.- Se tiene problemas para el procesamiento del crudo de la Selva en la Refinería de Talara, cuando se mezcla más del 10 % Vol. de éste con crudo HCT del Noroeste.

10.- No pudiéndose obtener hidrógeno a partir del gas natural del Noroeste, ya que las reservas de éste han sido destinadas para la actual y futura ampliación de la Planta de Fertilizantes de Talara, se recomienda su obtención a partir del método por Oxidación Parcial del Petróleo Residual, teniendo en cuenta además que este combustible se está exportando actualmente.

-Ver Tabla V-15.-

11.- De acuerdo al Estudio de Mercado realizado se deduce que los déficits de producción más notorios de combustibles derivados del petróleo, son los de Diesel, Turbo combustible y Kerosene - Ver Tabla V-16. Así tenemos, que en el año 1977 el déficit combinado de producción de destilados medios -Diesel y Kerosene- fué del orden del 13.97%. Pruueba de ello son las importaciones que se han hecho de estos combustibles como se puede ver en la Tabla V-15.-

12.- Así mismo del Estudio de Mercado se deduce que existe un superavit de producción de petróleo Residual del cual se puede utilizar parte como carga a una Unidad de Vacío para la obtención de gasóleos, los cuales a su vez servirán de carga para la Planta de Hidrocracking.

13.- Los procesos de Craqueo Catalítico Fluido-FCC- no pueden competir con los de hidrocracking cuando la necesidad es de Kerosene, Turbo combustible y Diesel.

14.- Los procesos de Visbreaking o reducción de viscosidad no influyen en forma significativa en una mejora del balance de destilados medios.

15.- El hidrocracking es la solución técnica más apropiada para alcanzar el equilibrio producción-demanda de destilados medios con el mismo volumen de crudo procesado.

16.- El proceso UNICRACKING de la Union Oil Co. de California, es suficientemente flexible, pudiendo orientarse a maximizar Turbo combustible o Diesel. Si el caso fuera maximizar Diesel se podrá aumentar el rendimiento conjunto de destilados medios al patrón de productos combustibles.

17.- Asimismo el proceso Unicracking seleccionado, presenta la gran ventaja de trabajar en una sola etapa con la flexibilidad de los de dos etapas, utiliza un catalizador zeolítico con ciclos de operación muy largos y es también fácilmente regenerado; lo cual reduce los costos de inversión.

18.- Se recomienda la instalación de una Planta de Hidrocracking -Proceso Unicracking- de 25,000 B/D, dentro del complejo refinero de la Refinería de La Pampilla y al lado de la Unidad de Destilación Primaria de 65,000 B/D; la cual permitirá elevar la producción de GLP, Gasolinas, Turbo combustible y Diesel en : 369, 2,430, 2,382 y 3,892 MB/A respectivamente.

Dicha planta operará durante 333 días al año, de los cuales 183 días operará a máximo Diesel y 150 días a máximo Turbo, esto teniendo en cuenta que el déficit de Diesel es mayor. Para ello se requerirá de la instalación de una Unidad de Vacío de 40,000 B/D la cual nos proporcionará los gasóleos necesarios como carga.

19.- La calidad de los productos obtenidos en el proceso Unicracking es de excepcionales características en cuanto a punto de humo, punto de congelamiento y estabilidad térmica del Turbo combustible, y en cuanto a punto de fluidez, índice de cetano del petróleo Diesel.

20.- En cuanto a la evaluación económica, todos los costos de inversión han sido estimados para el año 1980 considerado como año base; los costos de materia prima y precios de productos han sido estimados para el año 1981. Se supone que la planta tendrá una duración de 10 años, entrará en funcionamiento en 1981 y estará operando a máxima capacidad en 1985.

21.- La inversión considerando solamente el costo de la Unidad de Vacío y la planta de hidrocracking -Proceso Unicracking- es del orden

de los 36.8 MMUS\$ en 1980, esto en Estados Unidos; instalada en el Perú representa una inversión adicional de 77% por los siguientes - conceptos: 15% por transporte y seguros, 42% por impuestos de aduana, 5% bienes y servicios y 15% por supervisión, montaje, arranque y otros.

22.- La TIR del proceso es del orden del 32% considerada aceptable si se tiene en cuenta que cuando las inversiones son en dólares, son aceptados proyectos con rentabilidad superior a 15%.

* * * * *

B I B L I O G R A F I A

- "PETROLEO, REFINO y TRATAMIENTO QUIMICO"
- Wuithier Pierre, Tomo I.-
- "HYDROCRACKING HANDBOOK"
- Hydrocarbón Processing 1969.-
- "TRABAJOS TECNICOS, Primer Congreso Andino de Petróleo, Noviembre 1977- Tomo III
- "HIDROGEN AND SYNTHESIS GAS PRODUCTION"
- Louisville, Kentucky, 1970.-
- "PARTIAL OXIDATION FOR SYNGAS AND FUEL"
- Strelzoff.- H.P. Diciembre 1974.-
- "PROCEDES DE PETROCHIMIE CARACTERISTIQUES TECHNIQUES ET ECONOMIQUES", Le Prince, Chauvel, Catry, L'Institut Francais Du Petrole, 1871.-
- "QUIMICA ORGANICA FUNDAMENTAL"
- Henry Rakoff, Mexico 1973.-
- "REFINING HANDBOOK ISSUE"
- H.P. Setiembre 1974 y 1976.-
- "BOLETIN OFICIAL DE LA DIRECCION GENERAL- DE HIDROCARBUROS".
- Año XXVI N° 26 1975 - Estadística Petrolera del Perú.-
- "MEMORIA 1976"
- Petróleos del Perú, 1977.-
- "PRONOSTICO VOLUMETRICO DE LARGO ALCANCE"
- Petróleos del Perú.- 1978.-
- "ELEMENTOS DE ESTADISTICA"
- Murray R. Spiegel.-
- "PRODUCE QUALITY AND QUANTITY JET FUEL WITH UNICRACKING-JHC".-
- R.P. Vaell.- API 1970, Division of Refining.

B I B L I O G R A F I A

- "UNICRACKING- JHC - HYDROCRACKING CATALISTS AND PROCESS-NEW -
ADVANCES".-

-J. W. Ward - API 1973, Division of Refining.-

- "TECHNICAL BULLETIN 5039, BECKMAN, R.

-VILLALOBOS.-

- "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS"

-Max S. Peters E. Klaus D. Timmerhaus, Chemical Engineering
Series.-

- "FACTIBILIDAD DEL HIDROCRACKING EN EL -
PERU".-

-Tesis de Bachiller, Moisés Alvarez L.,
Universidad Nacional de Ingeniería -
1974.-

- "HYDROCARBON PROCESSING".-

-Abril y Setiembre 1975.-

- "OIL AND GAS, JOURNAL"

-Marzo 25, 1974

-Abril 11, 1977

-Agosto 1, 1977

-Enero 9, 1978

* * * * *