

**Universidad Nacional de Ingeniería**

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



**Análisis de los Esquemas de Refinación  
para la Maximización de Destilados Medios  
en la Refinería La Pampilla**

**Tesis para optar el título profesional de  
INGENIERO PETROQUIMICO**

**César Augusto Batalla Orosco**

**Promoción 79 - 1**

**LIMA - PERU**

**1982**

A mis queridos padres:

Rosa e Hildebrando.

Mi más profundo agradecimiento  
a todas las personas que cola-  
boraron en la elaboración de esta  
tesis y en especial a mi profesor  
y amigo Ing. Ernesto Barreda.

Agradezco a Petróleos del Perú por haberme brindado las facilidades necesarias para el estudio de la Refinería La Pampilla en la presente Tesis.

## INDICE

Pág.

i. RESUMEN	
ii. CONCLUSIONES Y OBSERVACIONES	
iii. RECOMENDACIONES	
CAPITULO I. ESQUEMA DE REFINACION EXISTENTE EN	
"RELAPA"	1
1.1 Antecedentes	1
1.2 Breve Historia	2
1.3 Capacidad de Refinación actual	4
1.3.1 Unidades de Destilación Primaria I y II	4
1.3.2 Unidad de Destilación al Vacío	6
1.3.3 Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)	7
1.4 Rendimientos de Destilados Medios	8
1.4.1 Unidades de Destilación Primaria I y II	9
1.4.2 Influencia de la Carga en el rendimiento de los Destilados Medios	12
1.4.3 Unidad de Destilación al Vacío	15
1.4.4 Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)	16
1.5 Mejoras Operativas en las Unidades existentes para maximizar los rendimientos de Destilados Medios	17
1.5.1 Antecedentes	17
1.5.2 Medidas tomadas	19
1.5.3 Incremento del rendimiento del Diesel en las Unidades de Destilación Primaria	21
1.5.4 Especificaciones: Petroperú-Itintec	22
1.5.5 Especificaciones características de los productos refinados en Relapa	25

1.5.6	Incremento de la producción de Diesel con LVGO	49
1.5.7	Mezcla de LCO (Aceite Cíclico Ligero) de FCC en el Pool de Diesel	55
1.5.8	Estabilidad a la oxidación del Diesel N° 2 en mezclas con LVGO y LCO	58
1.6	Esquemas de Refinación propuestos	61

## CAPITULO II. AMPLIACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO A 12 MBPD

2.1	Limitaciones de la Unidad	65
2.1.1	Horno	65
2.1.2	Columna	65
2.1.3	Variables del proceso	66
2.1.4	Variables de operación	66
2.2	Modificaciones posibles en la columna de Destilación al Vacío	67
2.2.1	Cálculo de la capacidad de vapor a través del Plato 14	67
2.2.2	Cálculo de los tiempos de residencia en los Platos Recolectores o Acumuladores 1 y 2 de la columna	70
2.2.3	Comparación de los Flujos de Diseño, actual y de ampliación	75

## CAPITULO III. INSTALACION DE UNA UNIDAD DE REDUCCION DE VISCOSIDAD (VISBREAKING)

3.1	Definición y comentarios	76
3.1.1	Calidad de la carga	77
3.1.2	Parámetros de diseño	77
3.1.3	Formación de Coque	79
3.1.4	Correlaciones de Visbreaking	80
3.2	Propiedades de los productos	81
3.2.1	Gasolina de Visbreaking	81
3.2.2	Gasóleo Ligero de Visbreaking	82

3.2.3	Gasoleo de Visbreaking como carga a FCC	82
3.3	Pruebas analíticas de control a la carga y su objetivo en una Planta Reductora de Viscosidad	83
3.3.1	Características del Residual de Vacío de Relapa	85
3.4	Posibles rendimientos de la Planta Reductora de Viscosidad a diferentes severidades	89
3.5	Métodos utilizados para evaluar rendimientos en una Planta Reductora de Viscosidad	91
3.5.1	Conversión total	91
3.5.2	Indice de Reducción de Viscosidad (IRV)	92
3.5.3	Indice de Reducción de Combustoleo (IRC)	93
3.6	Posibles esquemas de la utilización de la Unidad Reductora de Viscosidad	94
CAPITULO IV. AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO (FCC) A 8MBPD		95
4.1	Antecedentes	95
4.1.1	Reparaciones mayores del Sistema Reactor-Regenerador	95
4.1.2	Ventajas ofrecidas por el Promotor de Combustión sobre el Catalizador CBZ-1	98
4.2	Operación de la Unidad a Baja Presión	102
4.3	Uso de nuevos catalizadores para maximizar LCO	104
4.4	Avances y mejoras en los nuevos catalizadores	108
4.4.1	Tolerancia a los metales	108
4.4.2	Aumento del Octanaje de la Gasolina	110
4.4.3	Control de Emisiones de CO	115
4.4.4	Control de la Emisión de SO <sub>x</sub>	118

4.5	Familia de Catalizadores Super-D	121
-----	----------------------------------	-----

**CAPITULO V. ANALISIS TECNICO-ECONOMICO DE LOS ESQUEMAS DE REFINACION PROPUESTOS**

5.1	Introducción	127
5.2	Esquemas propuestos	127
5.2.1	Caso Base 1.- Usando Catalizador Super-D	127
5.2.2	Caso Base 2.- Usando Catalizador CBZ-1	128
5.3	Balances globales de los esquemas propuestos	129
5.4	Cálculo de la viscosidad del Diesel N° 2 y el residual N° 6 para los esquemas propuestos	143
5.5	Diagramas de Flujos Integrales	
5.6	Análisis económico de los esquemas propuestos	152
5.6.1	Ampliación de la Unidad de Vacío a 12 MBPD	152
5.6.2	Ampliación de la Unidad de FCC a 8 MBPD	156
5.6.3	Bases económicas para las nuevas unidades	160
5.6.4	Caso 1-A y 1-B	168
5.6.5	Caso 2-A y 2-B	176
5.6.6	Caso 3-A, 3-B y 3-C	183
5.6.7	Caso 4	194
5.6.8	Caso 5	198
5.6.9	Caso 6	202

**CAPITULO VI. OPTIMIZACION DEL PROCESO DE REFINACION DE LA AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA**

6.1	Introducción	206
-----	--------------	-----



6.2	Diseño del Programa	206
6.2.1	Tarjetas de control del sistema operativo de la computadora	207
6.2.2	Sentencias del MPS Control Language Program	208
6.2.3	Tarjetas de datos de entrada	209
6.3	Formulación de restricciones del rendimiento de productos	211
6.3.1	Destilación Primaria I	211
6.3.2	Destilación Primaria II	211
6.3.3	Destilación al Vacío I	212
6.3.4	Destilación al Vacío II	212
6.3.5	FCC-I	212
6.3.6	FCC-II	213
6.3.7	Visbreaking	213
6.3.8	Unifining-Platforming	214
6.4	Restricciones por balance de cargas a las Unidades	214
6.5	Restricciones por capacidad de las Unidades	214
6.6	Restricciones por Viscosidad	215
6.7	Restricciones de GLP a FCC I y II	215
6.8	Restricciones de Vapor Reid en la gasolina	
	84	216
6.9	Restricción por producción de productos	216
6.10	Restricciones por demanda de productos	217
6.11	Lista de actividades	218
6.12	Diagrama de la Matriz Base	
6.13	Resultados del Programa	221

## ANEXOS

1. Metodología empleada para el Cálculo de los Factores de Descuento
2. Economic Indicators
3. Viscosity Blending Values
4. Costos típicos de Inversión y Servicios (UOP)

5. Cuadro de precios al consumidor en los países con Empresas miembros de Arpel
6. Gráficos
7. Listado del Programa

## BIBLIOGRAFIA

## 1. RESUMEN

El presente estudio analiza en primer lugar el esquema actual de la Refinería y el porcentaje de la producción de destilados medios, las mejoras operativas existentes para maximizar los destilados medios y hasta qué punto es factible hacerlas sin modificar el actual esquema; sin embargo, estas mejoras operativas fueron las medidas inmediatas que se tuvieron que hacer y se continuarán haciendo en la Refinería "La Pampilla" debido a un aumento considerable de la demanda de los destilados medios, en especial el Diesel N° 2 en los últimos años.

Estas mejoras operativas dependen principalmente de la flexibilidad del Esquema de Refinación que se tenga, entendiéndose por flexibilidad a la capacidad de disminuir la producción de un producto para aumentar la de otro, en este caso la gasolina por tener una demanda menor que los Destilados Medios fue la que disminuyó y el corte Kero/Turbo y Diesel aumentaron.

Esto se hizo primeramente bajando el punto final de las gasolinas en las Unidades hasta los límites permisibles de operación y/o de especificación, con lo cual el porcentaje de gasolina que no se producía pasaba a formar parte de los más pesados, en este caso los destilados medios.

También se elevó el punto final del Diesel al máximo ganando de esta manera una parte de Diesel que se perdía en el pool de residuales.

Se suprimió la producción de nafta pesada en la Unidad de Destilación Primaria I, para aumentar el corte de

kero/turbo.

En la Unidad de Destilación al Vacío se modificaron las condiciones de operación para producir un gasoleo liviano con especificación de Diesel, parte del LCO (a ceite cíclico ligero) de la Unidad de FCC se envía al pool de Diesel, aumentando la producción de Diesel.

Todas estas medidas sin embargo, sirven para solucionar el problema actualmente y en algunos casos por paradas de planta imprevistas es difícil satisfacer la demanda, para lo cual el segundo punto tratado es la ampliación de la Unidad de Vacío de 10 a 12 MBPD, sin modificar sustancialmente el diseño principal en la columna, para lo que se analizó principalmente las variables principales que limitan la capacidad de la unidad, es decir, la capacidad de vapor admisible en los platos 13 y 14 y la capacidad del horno.

El tercer punto es la ampliación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído a 8 MBPD, donde la limitante principal es la temperatura de la carga a la unidad, para aumentar la eficiencia y rendimiento de esta unidad.

Pero como se puede apreciar, la Refinería "La Pampilla" tiene la Unidad de Destilación Primaria II sin su respectiva unidad de destilación al vacío y además sin una unidad de conversión, y este es el cuarto punto, es decir solucionar la demanda de destilados medios a mediano plazo, implementando estas nuevas unidades al sistema ya existente, pero debido a que el crudo Selva produce residuales de alta viscosidad, se hace necesario el estudio de una unidad reductora de viscosidad para no tener problemas con la viscosidad de los residuales.

Como quinto punto es necesario hacer una evaluación económica de las ampliaciones; primeramente se hace la evaluación de las ampliaciones de vacío y FCC resultan do rentables, y en segundo lugar se hacen evaluaciones de las unidades nuevas de vacío, craqueo catalítico fluído (FCC) o Hydrocraquin y Visbreaking a diferentes capacidades para determinar cual es el esquema más rentable.

Finalmente al esquema de refinación más rentable se le optimiza mediante un programa de computación de la IBM 360 llamado "MPS" (Mathematical Program System) que resuelve matrices de programación lineal (PL); minimizado los costos de operación para todo el conjunto integrado, de unidades existentes, ampliadas y las nuevas unidades.

## 1. CONCLUSIONES Y OBSERVACIONES

1. Se ha tomado como base del estudio un crudo 100% Selva en un rango de 30 a 32° API para hacer la comparación de las mejoras operativas en la Refinería La Pampilla a partir del año 1977 que entró ya en pleno funcionamiento la Unidad de Destilación Primaria II.
2. Se deberá continuar produciendo gasolinas y naftas con el punto final de ebullición más bajo permisible por las especificaciones Petroperú-Itintec, es decir la gasolina de destilación primaria I cerca a 280°F, y la nafta cerca de 360°F, también la gasolina de destilación primaria II cerca a 325°F, para de esta manera seguir maximizando los destilados medios.
3. Se podría aumentar la producción del corte Turbo/Kero a expensas del diesel aumentando el punto final de estos productos hasta el máximo permisible, es decir el Turbo hasta 550°F y el Kerosene a 572°F.

Actualmente el Turbo tiene un punto final de 510° a 540°F en la Unidad de Destilación Primaria I y 460-505°F en la Unidad de Destilación Primaria II.

El Kerosene de Destilación Primaria II tiene un punto final de 480° a 530°F, esto se puede hacer si la carga es totalmente Crudo Selva, pues el Turbo y Kero son bastante estables a la oxidación y la degradación y no son muy ácidos, en cambio los crudo LCT y HCT son inestables y presentan en algunos casos un color verdoso y debido a su alta acidez se tiene que neutralizar con soda y luego separarla

en el precipitador electrostático elevando sus costos de operación.

4. Se maximizaría aún más la producción de Diesel aumentando el punto final, pues de manera indirecta, se limita el punto final a 725°F y las inspecciones realizadas muestran un promedio de 710°F y así se deberá continuar optimizando el fraccionamiento entre el Diesel y el AGO evitando la pérdida de Diesel en AGO, pues el AGO va al pool de Residuales y éstos se venden a menor precio que el Diesel.
5. Se puede observar que con la variación adecuada de las condiciones de operación el gasoleo liviano de vacío I (LVGO) sale con las especificaciones del Diesel por la cual este corte debe ir enteramente al pool de Diesel pues la viscosidad y el índice de cetano final no exceden las especificaciones, en cambio para la nueva unidad se tiene una corrida de prueba que muestra una mayor producción de LVGO sin embargo, el índice de cetano y la viscosidad son las limitantes, es por eso que los rendimientos proyectados son tomados prudentemente con el fin de mantener las especificaciones de Diesel y pueda también el Gasoleo ligero de vacío II (LVGO) al pool de Diesel sin necesidad de un tratamiento posterior.
6. En cuanto la mezcla de Aceite cíclico ligero (LCO) de FCC con el Diesel, tiene muchas más limitantes tales como el Número de cetano ( $\geq 45$ ), color, oxidación, viscosidad y azufre (%P), el color y la oxidación nos dan un máximo de 10% de LCO en el pool de Diesel pues el LCO contiene compuestos muy inestables sin embargo, con el tratamiento de un antioxidante adecuado se puede elevar considerablemente

el % de LCO en el Diesel.

En cuanto al Número de Cetano, éste permite un máximo de 20% de LCO en el pool de Diesel, con lo cual se deduce que con un tratamiento adecuado anti-oxidante se podría elevar en un 20% en volumen la producción del Diesel, lo cual económicamente resulta bastante atractivo.

7. La capacidad de vapor a través del plato 14 es la limitante principal para aumentar la capacidad de la Unidad de Destilación al Vacío, pues tiene una capacidad de vapor máxima, pero aumentando la capacidad de la unidad a 12 MBPD, la capacidad de vapor no supera a ésta, por lo que se puede aumentar la carga a la Columna de Destilación al Vacío sin mayores modificaciones en la columna.
8. Debido a el revamping de la Unidad de Vacío a 12 MBPD, se necesita un nuevo horno para que funcione conjuntamente con el horno 11-H2 y disminuir la severidad a la cual está trabajando este horno, pues tiene más de 13 años y su eficiencia ha disminuido en los últimos años.
9. Debido a la alta viscosidad que tiene el Crudo Reducido de Destilación Primaria II se deduce que el Residual de Vacío de este crudo reducido, tendrá una viscosidad mayor de 1000 SSF a 122°F, lo cual representa un problema en las mezclas, en el pool de residuales, por lo cual se considera la incorporación de una unidad reductora de viscosidad para solucionar dicho problema.
10. La carga a la unidad Reductora de Viscosidad (Vis-breaking) deberá tener un bajo contenido de Asfal-



tenos, pues la presencia de éstos limita las condiciones de operación y aumenta la severidad de la unidad.

11. El incremento de la severidad de la Viscoreducción es producido por el aumento de temperatura en los hornos, dando como resultado un aumento en la formación de coque en los hornos, lo cual originaría paradas extras para el correspondiente decoquificado.
12. Las propiedades de la Nafta y/o Gasolina de Viscoreducción son las típicas de las Gasolinas obtenidas en un proceso de craqueo térmico, por lo cual requieren un proceso de endulzamiento, para poder mezclarlos en el pool de gasolinas. Sin embargo, el actual crudo Selva contiene poco azufre < 1% peso.
13. Las gasolinas de Visbreaking, son altamente susceptibles a la reformación catalítica, lo cual nos indica que podría formar parte de la carga de unifying-platforming.
14. La Gasolina de Visbreaking es muy corrosiva e inestable a la formación de Gomas, por su alto contenido de olefinas, sin embargo, su carácter corrosivo se puede mejorar mediante un tratamiento con sosa y su inestabilidad se volvería despreciable, al mezclarse con la producción total de la refinería.
15. El Gasoleo Ligero o Fuel-Oil de Visbreaking esperado, tendrá una gravedad °API de 30-33 y un Número de Cetano de 40-47 y una viscosidad de 34 SSU a 100°F pero inestable a la oxidación; como se puede

apreciar el único problema radica en su inestabilidad a la oxidación, fácilmente remediable mediante un adecuado antioxidante.

16. La Unidad de Viscosreducción (Visbreaking) produce además un gasoleo pesado que podría tener buenas características como para poder ser utilizado como carga a la nueva unidad de FCC con un catalizador adecuado.

17. De acuerdo a las condiciones de operación la unidad modificada de FCC debe tener una carga fresca con la temperatura igual a 410°F, sin embargo, debido a que no existe un horno de precalentamiento la temperatura es menor lo cual implica:

- Un mayor régimen de circulación del catalizador para mantener el rendimiento y una conversión adecuada.
- Limita el régimen de carga fresca a menos de 7 MBPD.
- El principal problema que se tiene al querer maximizar el LCO, es que el catalizador deberá tener poca actividad, comparado con los otros; el CBZ-4 es el que ha sido diseñado para maximizar el LCO, pues permite una buena mantención de la selectividad y limita la cantidad de coque y también permite aumentar la carga fresca hacia el reactor.

También aumenta la producción de HCO y Slurry, sin embargo, aumentando el reciclo podemos maximizar el LCO, pero limitados por el aumento de co que y gas.

Sumado a esto viene la tendencia actual de dise-

ño de los catalizadores a maximizar la producción de la selectividad y la producción de Gasolina y minimizar la producción de gases tóxicos debido al gran control del medio ambiente, por lo que la familia CBZ de la Davison está siendo desplazada por la nueva familia de catalizadores Super-D Extra y que con el transcurso del tiempo volverá obsoleta a la familia de catalizadores CBZ pues ofrece muchas ventajas.

19. Según el análisis económico efectuado, las capacidades de las unidades del esquema más rentables son:

Unidad de Destilación al Vacío II	33 MBPD
Unidad de Craqueo Catalítico - FCC-II	18 MBPD
Unidad de Visbreaking	18 MBPD

20. Debido al nivel inflacionario que atraviesa el país actualmente resulta una medida dudosa de la rentabilidad la Tasa Interna de Retorno (TIR), pues la inflación no es constante, en cambio el Valor Actual Neto (VAN), modificado por los factores de descuento (que es función de la tasa mínima de ganancia reducida, tasa de riesgo y la tasa de inflación) es una medida mucho más real y exacta.

Es por eso que se emplea este criterio en la evaluación económica.

21. El esquema de refinación en el cual se tiene una unidad de Hydrocraquin es mucho menos rentable debido a que es necesaria la instalación de una Planta de Hidrógeno que eleva considerablemente los Costos de inversión.

### iii. RECOMENDACIONES

1. Se recomienda la ampliación de la Unidad de Vacío de 11 a 12 MBPD, pues la limitante principal, la Capacidad Máxima de Vapor que tiene el plato 14 es mucho mayor que el Volumen Vaporizado en la Zona Flash para 12 MBPD; por lo tanto es factible esta ampliación sin modificaciones importantes en la columna y además es muy rentable económicamente.
2. Se recomienda la ampliación de la Unidad de FCC a 8 MBPD y la limitante principal es la temperatura de la carga fresca, que es demasiado baja; para aumentar esta temperatura es necesaria la compra de un horno de precalentamiento de 8 MBPD.
3. Para poder satisfacer y equilibrar la demanda de los Destilados Medios es necesaria la ampliación de la refinería La Pampilla con nuevas unidades y el esquema económicamente más rentable recomienda la inversión en:  
  
Una Unidad de Vacío de 33 MBPD  
Una Unidad de FCC de 18 MBPD  
Una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD.
4. Al aumentar la capacidad de la Unidad de Vacío a 12 MBPD el tiempo de permanencia del LVGO y HVGO en los acumuladores 1 y 2 respectivamente, disminuye y está muy próximo al tiempo de permanencia mínimo, para mantener el equilibrio termodinámico; sobre todo cuando se obtiene un LVGO con especificación de Diesel, por lo que se recomienda tener en cuenta esta limitante al variar las condicio-

nes de operación.

5. Se recomienda que el material de construcción de la nueva unidad de FCC sea diseñada para trabajar a severidades altas, es decir; para que trabaje con una temperatura de carga fresca mayor de 600°F; la temperatura del reactor mayor de 1000 °F y la temperatura del regenerador mayor de 1350°F, lo cual dará a esta unidad mayor flexibilidad; tanto en la carga, como en las condiciones de operación y los rendimientos de los productos.
  
6. Debido a que en un futuro no muy lejano, las cargas a FCC serán cada vez más pesadas es recomendable el uso de la familia de catalizadores Super-D, se debe hacer corridas de prueba con estos catalizadores, debido a que la tendencia actual hacia estos catalizadores viene precedida por las siguientes ventajas:
  - Excelente resistencia a la atricción (dureza y densidad).
  - Alta actividad.
  - Mayor rendimiento de productos líquidos.
  - Estabilidad hidrotérmica superior.
  - Incremento del rendimiento de Gasolina (\*)
  - Bajo rendimiento de Gas seco (H<sub>2</sub>).
  - Selectividad de Coque superior.
  - Excelente capacidad de agotamiento (bajas temperaturas de regeneración).
  - Mayor resistencia a los metales que cualquier otro catalizador comercial.

(\*) Debido a que la gasolina de FCC con el catalizador Super-D tiene un punto final de 430°F; esto se puede reducir hasta 380°F, obteniéndose así mayor producción de LCO.

- Alto rendimiento de Isobutano.
- Incremento en el potencial de alquilado.  
Permite utilizar hasta 50% de crudo reducido o 20% de residual de vacío en la carga fresca.

7. Aun con la ampliación de la refinería "La Pampilla" proyectada en este estudio, a partir del año 1985 se tendrá que importar no solo Petróleo Residual N° 6, sino que además se tendrá que importar en menor cantidad GLP y Destilados Medios y estas importaciones seguirán incrementándose cada año, por lo cual se recomienda hacer el estudio de una nueva refinería a nivel costa, proyectándose su capacidad para satisfacer las demandas hasta el año 2000; su construcción se haría por etapas; como una primera etapa, la construcción de una unidad de Destilación Primaria que empiece a funcionar como máximo en 1986.
8. Se recomienda que esta nueva refinería tenga una gran flexibilidad; para poder absorber las fluctuaciones que se pudiera tener en la futura demanda de estos productos y evitar de esta manera la importación.

## CAPITULO I

ESQUEMA DE REFINACION EXISTENTE EN "RELAPA"1 ANTECEDENTES

La revisión de la evolución de las ventas de Combustibles en los últimos años en el Perú, nos permitió ver una tasa promedio de 4.8% anual en el crecimiento de la demanda; independientemente de este crecimiento natural, la venta de Destilados Medios viene registrando un ritmo de crecimiento mucho mayor a partir del año 1974.

Esto es debido a la creciente escasez del Petróleo Crudo, aunado al incremento de su precio realizado por la OPEP en 1973, originando un cambio en la política de precios en el mercado, aumentándolos, especialmente a la Gasolina.

Además originó una profunda revisión de los planes energéticos. El Desarrollo de Tecnologías más completas, para el aprovechamiento integral de los Destilados y Productos Residuales de Petróleo.

Entre los años 1960-1974 la estructura de la demanda se mantuvo aproximadamente constante, en los siguientes porcentajes: Gasolina 33%, Destilados Medios 36% y Residuales 31%; sin embargo, a partir de 1974 se registró un aumento en la demanda de los Destilados Medios en contraste con la significativa reducción en la de gasolinas, habiéndose apreciado en el año 1979 la siguiente estructura: Gasolina 24%, Destilados Medios 44% y Residuales 32%.

Llamamos Destilados Medios a los cortes de Kerosene/Turbo y Diesel y que normalmente son obtenidos en las unidades de Destilación Primaria. La demanda de estos productos aumentó, especialmente el Diesel, dando como resultado que el precio del Diesel a nivel mundial se haya elevado notablemente y (en algunos países igualado o superado el precio de la gasolina).

La principal causa de esta situación es el perfeccionamiento del motor Diesel que tiene una mayor eficiencia que el motor gasolinero y además se suma a esto el fuerte encarecimiento de la gasolina, la que incentivó a un cambio gradual pero seguro hacia el motor Diesel. En el Perú este factor está incidiendo en mayor fuerza debido a la apreciable diferencia que se mantiene entre los precios de la Gasolina y el Diesel (S/. 240 y S/. 135 valor de venta).

Es sabido que las Refinerías de Petróleo cuentan con una relativa flexibilidad en cuanto a la fijación de sus condiciones de operación lo que permite variaciones del volumen de producción dentro de un cierto rango, dando preferencia a uno u otro producto; dando especial importancia al ahorro y mejor utilización de la energía, en el caso particular de PETROPERU, la demanda de Destilados Medios no podrá ser cubierta por la producción de las refinerías existentes con los esquemas actuales de procesamiento, tecnología en uso y especificaciones de productos vigentes, en el Perú en 1982.

## 1.2 BREVE HISTORIA

La Refinería La Pampilla, tal como la conocemos actualmente, ampliada su capacidad hasta 100 MB, ha si-



do sometida desde su arranque inicial, a varias modificaciones, mejoras y ampliaciones.

La inauguración oficial de La Pampilla se realizó el 17 de diciembre de 1967, aproximadamente dos años después de la firma del contrato (12 de octubre de 1965), de la Empresa Petrolera Fiscal (EPF), con la firma japonesa MARUBENI Ltda., Japan Gasoline Co., a quien le encargó la construcción, suministro de equipos y financiación de La Pampilla. La capacidad inicial de la Refinería fue de 20 MBPD, habiendo sido su costo de S/. 552 MM.

La Empresa Petrolera Fiscal (EPF) entró a integrar "Petróleos del Perú", el 24 de julio de 1969, merced al Decreto Ley N° 17753, y que crea esta Empresa Petrolera. En 1970 se realizó la primera ampliación para incrementar su capacidad a 30 MBPD, contándose para ello con los servicios de UOP y Japan Gasoline Co., el costo de esta primera ampliación fue aproximadamente de S/. 70 MM.

Durante 1973-1974, con personal de Pampilla, se hicieron estudios y la ejecución de las obras para aumentar la capacidad de la Refinería hasta 35-37 MBPD. El 24 de octubre de 1974 PETROPERU celebró un contrato con la firma TECHNIP (Francia) para una nueva ampliación de La Pampilla, con lo que se incrementa la capacidad a 100 MB/D. La terminación mecánica de esta obra se efectuó el 28 de noviembre de 1976, entrando en operación oficial el 24 de mayo de 1977.

Paralelamente a las obras de ampliación realizadas por TECHNIP, PETROPERU ejecutó parte del Proyecto de Ampliación. El costo total estimado para el Proyecto fue de aproximadamente S/. 4,800 MM.

La refinería La Pampilla se encuentra ubicada en el Distrito de Ventanilla, Provincia Constitucional del Callao, en el kilómetro 25 de la carretera Lima-Ventanilla

### .3 CAPACIDAD DE REFINACION ACTUAL

#### .3.1 UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA I y II

El Crudo procesado en los últimos 3 años se ha incrementado en un 54%, de 52.1 MB/DC (\*) en 1977 a 80.16 MB/DC en 1979, disminuyendo ligeramente en el año 1980.

En los siguientes cuadros estadísticos podemos apreciar la clase de crudo procesado, a partir de la Ampliación de La Pampilla (1977).

La Unidad de Destilación Primaria I tiene una capacidad de refinación de 35 MBPD y la Unidad de Destilación Primaria II de 65 MBPD. La Unidad de Destilación II, trabaja a máx. capacidad y se completa la carga total con la otra unidad, para cumplir con el Modelo Matemático (MORE).

(\*) MB/DC: Se obtiene de dividir el Crudo Total Acumulado durante el año o período, entre el tiempo en días transcurridos en ese año o período, sin importar el tiempo que no trabajó la unidad por paradas de planta y/o desperfectos.

## a) AÑO 1977.. CUADRO 1

CRUDO PROCESADO	U. DESTILACION I		U. DESTILACION II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Ecuatoriano	6.341	38.9	15.449	41.4	21.790	41.28
Venezolano	4.941	30.3	10.134	27.2	15.075	28.56
Selva	3.804	23.3	9.086	24.4	12.890	24.42
Belco	0.698	4.3	2.356	6.3	3.054	5.79
ONO	0.190	1.2	0.105	0.3	0.295	0.56
T O T A L	16.176	100.0	36.611	100.0	52.787	100.0

## b) AÑO 1978.. CUADRO 2

CRUDO PROCESADO	U. DESTILACION I		U. DESTILACION II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Selva	13.377	91.32	43.229	90.89	56.606	90.99
Belco	0.374	2.55	1.876	3.94	2.250	3.62
ONO	0.408	2.79	1.847	3.88	2.255	3.62
Venezolano	0.087	0.59	0.717	1.51	0.804	1.29
Ecuatoriano	0.001		0.018	0.04	0.019	0.03
T O T A L	14.648	100.0	47.557	100.0	62.205	100.0

## c) AÑO 1979.. CUADRO 3

CRUDO PROCESADO	U. DESTILACION I		U. DESTILACION II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Selva	17.884	85.8	59.569	96.6	77.453	93.89
ONO	1.135	5.4	1.059	1.7	2.194	2.66
Belco	0.258	1.2	0.632	1.0	0.890	1.08
Gasoleos	0.149	0.7			0.149	0.18
Reprocesado	1.425	6.9	0.377	0.7	1.802	2.18
T O T A L	20.653	100.0	61.366	100.0	82.49	100.0

## d) AÑO 1980. . CUADRO 4

CRUDO PROCESADO	U. DESTILACION I		U. DESTILACION II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
selva	17262.0	94.53	60166.3	97.8	77428	97.09
N.O.	663.3	3.63	1324.7	2.2	1988	2.49
elco	332.4	1.82			332.4	0.41
asoleos	2.3	0.01			2.3	0.01
T O T A L	18260	100.0	61491.0	100.0	79749.7	100.00

Como se observa, la carga a la Unidad de Destilación II debe ser máxima, ya que se obtiene un mejor fraccionamiento del crudo. No obstante, se debe procesar en la Unidad de Destilación I un flujo de carga que permita obtener el crudo reducido necesario para alimentar a la Unidad de Vacío, de no ser así se tendrá que completar la carga con Crudo Reducido de Destilación II ocasionando que el horno 11-H2 trabaje con mayor severidad para la transferencia calórica de la Unidad de Destilación II a planta de vacío y representa una limitación este horno, ya que tiene más de 12 años de servicios para subir la carga.

Además se debe observar que a partir de junio las cargas son 100% Crudo Selva.

1.3.2 UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

Esta Unidad de Vacío tiene como carga los crudos reducidos de Unidad de Destilación Primaria I y/o Unidad de Destilación Primaria II y cuya capacidad es de 10.8-11.0 MBPD, como máximo, sin embargo, esta capacidad es insuficiente, limitando las torres de des

tilación primaria.

En el siguiente cuadro apreciaremos las cargas procesadas por la unidad desde el año 1977.

CUADRO 5

CARGA (MB/DC)	AÑO
7.254	'77
8.926	'78
10.071	'79
8.284	'80

### 1.3.3 UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO (F.C.C.)

La unidad de FCC tiene una capacidad de 6.7-7.0 MBPD y la carga puede provenir del Aceite Cíclico Ligero (LVGO), Aceite Cíclico Pesado (HVG0), y el Gasóleo Pesado de Destilación Primaria (AGO). En el siguiente cuadro veremos el volumen craqueado por la unidad.

CUADRO 6

CARGA DE F.C.C.		AÑO
FRESCA (MB/DC)	TOTAL (MB/DC)	
5.749	6.274	'77
5.695	6.026	'78
6.124	6.329	'79
5.912	6.174	'80

#### 4 RENDIMIENTOS DE DESTILADOS MEDIOS

Se denomina Destilados Medios a aquellos derivados del petróleo que tienen un rango de Destilación comprendido entre 150°C-370°C (300°F-725°F), ASTM-D86.

En RELAPA normalmente se consideran como Destilados Medios a los siguientes productos:

CUADRO 7

Producto	Rango de P. Inicial	Ebullición (°F) P. Final
Turbo (jet-fuel)	300-330°	500
Kerosene	330	572
Diesel	360-412	725

En el período 77-79 la calidad del petróleo crudo ha variado bastante y, en 1977 se procesó un 23.3% de crudo selva y un 68.9% de crudo importado, en 1979 el crudo fue 100% nacional compuesto por 96.6% Crudo Selva y el resto de crudos Belco y ONO.

El Crudo de la Selva peruana por el hecho de provenir de diferentes zonas productoras presenta una variedad muy marcada en sus rendimientos. Inicialmente en 1977 el Crudo Selva (Pavayacu, Trompeteros, Capirona) procesado en RELAPA tenía un rango de °API entre 25°-28°, pero con la puesta en marcha del servicio del Ramal Norte del Oleoducto (Occidental Petroleum Company), se observó una variación en la calidad del crudo, presentando un °API entre 28-34°API. Este cambio favoreció el aumento de gasolina y de Destilados Medios.

En la Unidad de Destilación Primaria II de acuerdo a los objetivos de producción se cambia de operación

(Kerosene/Turbo); en Destilación Primaria I solo se produce Kerosene.

#### 1.4.1 UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA I y II

De acuerdo a los siguientes cuadros se podrá observar los cambios de producción de los Destilados en las Unidades Primarias I y II, debido al cambio de crudo y los esfuerzos por maximizar los Destilados Medios hechos en RELAPA.

CUADRO 8 1977

Productos	U. Destilación Primaria I		U. Destilación Primaria II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Gas	0.129	0.80	0.146	0.40	0.275	0.52
G.L.P.	0.097	0.60	0.439	1.20	0.536	1.01
Gasolina	1.472	9.10	5.675	15.50	7.237	13.71
Nafta	0.728	4.50			0.728	1.38
Turbo	1.456	9.00	3.771	10.30	5.227	9.90
Kerosene	0.129	0.80	0.073	0.20	0.202	0.38
Diesel	2.394	14.80	8.311	22.70	10.705	20.28
Total Dest. Medios	3.974	24.60	12.155	33.20	16.134	30.56
AGO	0.064	0.40	1.464	4.00	1.528	2.89
Crudo Reducido	9.447	58.40	16.109	44.00	25.556	48.41
Pérdidas	0.258	1.60	0.622	1.70	0.880	1.67
Crudo Procesado	16.176	100.00	36.611	100.00	52.787	100.00
Total	15.918	98.41	35.989	98.30	51.907	98.33

CUADRO 9 - 1978

Productos	U. Destilación Primaria I		U. Destilación Primaria II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Gas	0.138	0.94	0.053	0.11	0.191	0.31
G.L.P.	0.006	0.04	0.305	0.64	0.311	0.50
Gasolina	1.751	11.95	6.153	12.94	7.904	12.71
Nafta	0.240	1.64			0.240	0.39
Turbo	0.485	3.31	5.200	10.93	5.685	9.14
Kerosene	1.550	10.58	0.816	1.72	2.366	3.80
Diesel	1.915	13.07	10.638	22.37	12.553	20.18
Total Dest. Medios	3.950	26.96	16.654	35.02	20.604	33.12
AGO	<0.001		1.584	3.33	1.585	2.55
Crudo Reducido	8.452	57.70	22.303	46.90	30.775	49.44
Pérdidas	0.110	0.75	0.503	1.06	0.613	0.99
Crudo Procesado	14.648	100.00	47.557	100.00	62.205	100.00
Total	14.538	99.25	47.053	98.94	61.591	99.01

CUADRO 10 - 1979

Gas	0.209	1.01	0.014	0.02	0.223	0.27
G.L.P.			0.205	0.33	0.205	0.25
Gasolina	2.404	11.57	9.851	16.05	12.255	14.92
Nafta	1.028	4.95			1.028	1.25
Turbo	0.300	1.44	5.960	9.71	6.260	7.62
Kerosene	2.963	14.26	2.745	4.47	5.708	6.95
Diesel	2.569	12.37	14.869	24.23	17.438	21.23
Total Dest. Medios	5.832	28.07	23.574	38.41	29.406	35.80
AGO	0.072	0.35	2.250	3.67	2.322	2.83
Crudo Reducido	10.398	50.05	25.442	41.46	35.840	43.63
Pérdidas	0.833	4.01	0.032	0.05	0.865	1.05
Crudo Procesado	20.776	100.00	61.334	100.00	82.142	100.00
Total	19.943	95.99	23.574	99.96	81.277	99.89



CUADRO 11 1980

Productos	U. Destilación Primaria I		U. Destilación Primaria II		T O T A L	
	MB/DC	%	MB/DC	%	MB/DC	%
Gas	182.6	1.0	30.75	0.05	213.3	0.27
GLP			166.0	0.27	166.0	0.21
Gasolina	2187.5	11.98	9340.5	15.19	11528.0	14.45
Nafta	346.9	1.9			346.9	0.43
Turbo	164.3	0.9	6309.0	10.26	6473.3	8.12
Kerosene	2647.7	14.5	3093.0	5.03	5740.7	7.2
Diesel	2501.6	13.7	13946.2	22.68	16447.8	20.62
Total Dest. Medios	5313.6	29.1	23348.2	37.97	28661.8	35.94
AGO	246.5	1.35	2029.2	3.3	2275.7	2.85
Crudo Reducido	8783.1	48.1	26195.2	42.6	34978.3	50.13
Pérdidas	913.0	5.0	381.2	0.62	1294.2	1.62
Total	17060.2	95.4	61109.7	99.4	78169.9	98.0
Crudo	18260	100.0	61491	100.0	79749	100.0

CUADRO 12 - RENDIMIENTOS DESTILADOS MEDIOS  
PRODUCCION TOTAL 77-80

	1 9 7 7			1 9 7 8		
	U.D. I %	U.D. II %	TOTAL %	U.D. I %	U.D. II %	TOTAL %
Turbo	9.0	10.3	9.9	3.3	10.9	9.14
Kero	0.8	0.2	0.38	10.6	1.7	3.80
Diesel	14.8	22.7	20.28	13.1	22.4	20.18
Total	24.6	33.2	30.56	27.0	35.0	33.12

	1 9 7 9			1 9 8 0		
	U.D. I %	U.D. II %	TOTAL %	U.D. I %	U.D. II %	TOTAL %
urbo	1.4	9.7	7.62	0.9	10.26	8.12
ero	14.3	4.5	6.95	14.5	5.03	7.2
iesel	12.4	24.2	21.23	13.7	22.68	20.62
total	28.1	38.4	35.8	29.1	37.97	35.94

Como se puede apreciar el porcentaje en la producción de Destilados Medios se ha ido incrementando desde 30.56% hasta 35.8% en 1979 y en 1980 (octubre) debido a la variación de la calidad de la carga y a las medidas para maximizar destilados medios se llega hasta 35.94.

Se debe tener en cuenta que el AGO se emplea en pequeña proporción para la producción del Diesel ya que es muy pesado, es preferible utilizarlo como carga a F.C.C.

#### 1.4.2 INFLUENCIA DE LA CARGA EN EL RENDIMIENTO DE LOS DESTILADOS MEDIOS

En los siguientes cuadros estadísticos apreciaremos los cambios en los rendimientos de los productos y sobre todo en los Destilados Medios.

CUADRO 13 - INFLUENCIA DEL CRUDO SELVA (100% vol) SOBRE LOS DESTILADOS MEDIOS EN LA UNIDAD DE DESTILACION I

°API	28.2	31.1	31.9	32.7
PRODUCTOS				
Gasolina	8.6	8.3	8.9	11.5
Nafta	4.0	6.5	7.3	5.0
Kerosene	16.3	16.5	16.8	20.0
Diesel	8.7	9.0	10.8	9.9
D. Medios	25.0	25.5	27.6	29.9
AGO	2.3	3.0	2.9	2.8
C. Reducido	60.1	56.7	53.3	50.8

CUADRO 14 - INFLUENCIA DEL CRUDO SELVA (100% vol) SOBRE LOS DESTILADOS MEDIOS ASI COMO EL TIPO DE OPERACION EN LA UNIDAD DE DESTILACION II

°API	28.2		31.1		31.9		32.7	
PRODUCTOS	TIPO OPERAC.		TIPO OPERAC.		TIPO OPERAC.		TIPO OPERAC.	
	TURBO	KERO	TURBO	KERO	TURBO	KERO	TURBO	KERO
LPG	0.4	0.3	0.4	0.4	0.3	0.4	0.4	0.4
Gasolina	13.1	10.7	17.2	16.3	16.6	16.7	16.7	17.8
Kerosene	-	16.0	-	21.0	-	18.8	-	22.9
Turbo	10.2	-	12.7	-	12.4	-	15.4	-
Diesel	24.1	19.5	25.7	16.1	27.1	18.4	27.3	16.9
D. Medios	34.3	35.6	38.4	37.1	39.5	37.2	42.7	39.8
AGO	3.4	4.5	3.5	3.3	4.4	4.3	4.6	4.4
C. Reducido	48.8	49.0	40.5	42.9	39.2	41.4	35.6	37.6

INFLUENCIA DEL CRUDO ONO EN LOS RENDIMIENTOS CON  
CRUDO SELVA

El año 1979 se refina un crudo 100% nacional, obteniéndose en promedio un 94.3% Crudo Selva y el resto de ONO y Belco.

a) Análisis del Crudo Selva con Crudo HCT-ONO en la Unidad de Destilación II

Composición: HCT-ONO 22.3%  
Selva 77.7% → °API Promedio: 33.2

Productos	Rendimientos (%)
LPG	0.4
Gasolina	16.6
Turbo	16.7
Diesel	26.6
D. Medios	43.3
AGO	3.7
C. Reducido	35.0
Pérdidas	1.0

Este tipo de crudo es bueno por su buena Calidad y Rendimiento en los Destilados Medios. Sin embargo, para poder procesarlo en la U. Destilación II, tenemos que mezclarlo con crudo Selva hasta una proporción de 40% HCT-ONO.

b) Análisis del Crudo Selva con Crudo LCT-ONO en la Unidad de Destilación II

Composición: LCT-ONO 44% %  
HCT-C. Blanco 14.7% → °API Promedio: 34  
Selva 41.3%

Productos	Rendimientos
GLP	0.4
Gasolina	19.8
Kerosene	16.8
Diesel	25.3
D. Medios	42.1
AGO	3.6
C. Reducido	33.6
Pérdidas	0.5

El corte Kero/Turbo del crudo LCT-ONO tiene la particularidad de contener hidrocarburos de propiedades inestables con el tiempo. Este corte presenta una variación de su color entre claro y brillante a un color verdoso.

Esta propiedad lo hace inadecuado para producir Turbo-Combustible por la estricta especificación en la calidad de este producto. El colorante agregado al Kerosene doméstico hace la venta de este producto y no siendo apto como Kerosene Industrial ya que por especificación, este debe ser claro y brillante. Asimismo, el corte Kero/Turbo presenta una alta acidez que es neutralizada con soda y separada en el precipitador electrostático con los otros tipos de crudo Selva y HCT debido a la baja acidez del Kero es innecesario el tratamiento cáustico de este corte.

#### 1.4.3 UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

La Unidad de Destilación al Vacío produce un Gasóleo Ligero de Vacío (GLV) o en inglés Light Vacuum Gasoil (LVGO), además un Gasóleo Pesado de Vacío (GPV) o High Vacuum Gasoil (HVG0) y el residual de

vacío; actualmente un cierto porcentaje del LVGO (GLV) se mezcla en el pool de Diesel conjuntamente con el Aceite Cíclico Ligero (ACL) de FCC.

El siguiente cuadro nos indica la cantidad de LVGO agregado al pool de Diesel en los últimos tiempos:

CUADRO 15

A Ñ O	1977		1 9 7 8		1 9 7 9		1 9 8 0	
	B/DC	%	B/DC	%	B/DC	%	B/DC	%
LVGO	-	-	374.5	3.0	486.5	2.79	816.3	4.96
Total Diesel	-	-	12244.0	100.0	17572.9	100.0	16464.3	100.0

Para la maximización del Diesel se hizo las pruebas de laboratorio y se calculó una cantidad de 1500 B/D de LVGO al pool de Diesel sin que sobrepase las especificaciones límites, solo influye en la destilación ASTM del Diesel-2 haciéndolo más pesado.

#### 1.4.4 UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO (F.C.C.)

Actualmente se está enviando el Aceite Cíclico Ligero (ACL) de FCC o Light Ciclic Oil (LCO) al pool de Diesel, se puede usar hasta un máximo de 15% del LCO en el pool de Diesel sin que la mezcla total salga fuera de especificación, aproximadamente 900 B/D.

CUADRO 16 - CANTIDAD DE LVGO AGREGADO AL DIESEL EN LOS  
ULTIMOS AÑOS

AÑO	1977		1978		1979		1980	
	B/DC	%	B/DC	%	B/DC	%	B/DC	%
ICO	-	-	488.04	3.89	624.4	3.58	617.08	3.74
Diesel	-	-	12244.0	100.0	17572.9	100.0	16464.3	100.0

1.5 MEJORAS OPERATIVAS EN LAS UNIDADES EXISTENTES PARA  
MAXIMIZAR RENDIMIENTOS DE DESTILADOS MEDIOS

1.5.1 ANTECEDENTES

Para hacer el estudio de las mejoras operativas tomadas en la refinería se tomaron en cuenta los siguientes puntos:

El estudio se hace a partir del año 1977 en que entra en funcionamiento la Unidad de Destilación Primaria II.

- Como actualmente el crudo procesado proviene en su totalidad de la Selva y tiene un rango de 29-32°API se hará una comparación de las especificaciones del crudo procesado desde el año 1977 en adelante con el siguiente crudo base del estudio.

CUADRO 17 - CRUDO BASE DEL ESTUDIO

ESPECIFICACIONES	R A N G O	
	Mínimo	Máximo
Tipo de Crudo		
Gravedad °API a 60°F	30.0	32.0
Viscosidad SSU a 100°F	54	80
Viscosidad SSU a 130°F	45	62
Azufre Total % P	-	0.5
Sales Lb/MB	-	10.0
Presión de Vapor REID (Kg/cm <sup>2</sup> )	2.3	2.8
Agua y Sedimentos % Vol	-	1.0
Vanadio ppm	-	36
Punto de Escurrecimiento (°F)	0	
Agua Libre % vol	-	0.5
Factor de Caracterización (KUOP)	11.5	12.5
Base Crudo	Intermedia	

- Comparando las especificaciones de cada uno de los productos de las unidades por años teniendo en cuenta el crudo base dentro del rango 30-32°API que es lo que resulta decisivo para la comparación de dichas especificaciones y así hacer notar todas las medidas tomadas y que puedan tomarse con el fin de maximizar los destilados medios en la Pampilla.

INCREMENTO DEL RENDIMIENTO DEL CORTE KEROSENE-TURBO EN LAS UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA

Desde el año 1977 PETROPERU tomó medidas para maximizar los Destilados Medios en especial el Kerosene que muestra un fuerte incremento en la demanda so-



bre todo como Kerosene doméstico que se vende a aproximadamente 7 \$/Bbl y el precio de importación del Turbo Combustible es 40 \$/Bbl lo cual originaría un déficit para la Empresa.

En el caso del Kerosene, que es un corte de especificaciones difíciles de obtener en las unidades de Destilación Primaria, se tiene que orientar el consumo de otros combustibles como Lpg, Residuales y Gasolina en la construcción de aparatos domésticos que usen Kerosene.

#### .5.2 MEDIDAS TOMADAS

- Reducir el punto final de la Gasolina y Nafta de Destilación Primaria I así como la Gasolina de Destilación II al mínimo compatible con las especificaciones del Kerosene y/o Turbo. Generalmente se obtenían Gasolinas con el punto final entre 340-350°F y Naftas con punto final entre 390-400°F, puesto que la refinería estaba orientada a la máxima producción de Gasolinas, sin embargo, bajo estas condiciones de operación se generaban excedentes de gasolina, por lo cual desde 1977 hasta la actualidad el punto final de la gasolina de Destilación Primaria está en el rango de 280-290°F (ver Gráficos 1, 2 y 5) la Gasolina de Destilación Primaria II entre 325-335°F, y la Nafta de Destilación Primaria I entre 360-380°F, lo cual indica con claridad que se están maximizando los Destilados Medios, y deberá continuarse con dicha medida.
- Actualmente en la Pampilla no se produce el corte de Nafta pesada en la Unidad de Destilación Prima

ria I lo cual origina un aumento en la producción del corte Turbo/Kerosene sin embargo, este aumento es más significativo en la producción del Diesel.

Según las especificaciones de PETROPERU-ITINTEC el punto final del Turbo A-1 puede ser de 550°F, en los últimos años el punto final del Turbo de Destilación Primaria I está en el rango de 510-540°F y el Turbo de Destilación Primaria II está en el rango de 460-505°F lo cual nos da una posibilidad de aumentarla hasta 550°F sin embargo, esto depende de la demanda del Diesel el cual tiene un mayor incremento en la demanda. Así mismo al 50% recuperado el Turbo A-1 tiene como máximo 450°F y el Turbo de Destilación Primaria II está en el rango de 420-430°F y el Turbo de Destilación Primaria II está en el rango de 390-410°F que reafirma lo anterior.

En cuanto al Kerosene según las especificaciones de PETROPERU-ITINTEC el punto final como máximo es de 572°F y a partir de 1977 el rango del punto final del Kerosene está entre 480-530°F, lo cual nos permitiría poder aumentar la producción de Kerosene pero así como el Turbo, la producción de Kerosene también depende de la demanda del Diesel.

En general la reducción del punto final de la Gasolina y Nafta de Destilación Primaria I y la Gasolina de Destilación Primaria II es la solución para aumentar la producción del corte Kero/Turbo puesto que se aumenta el rango de los Destilados Medios y se puede maximizar el corte Kero/Turbo o el Diesel.

### 5.3 INCREMENTO DEL RENDIMIENTO DEL DIESEL EN LAS UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA

Desde el año 1977 con el objeto de maximizar los Destilados Medios se amplió el rango de temperaturas, mientras que se reducían los puntos finales de las Naftas se aumentó al máximo punto final del Diesel permitido por las especificaciones PETROPERU-ITINTEC.

- Según estas especificaciones tenemos que para un 90% recuperado lo máximo es de 675°F, lo cual permitió aumentar la producción del Diesel puesto que lo normal estaba en el rango de 650-660°F.
- Aparte de esto de manera indirecta se limita el punto final a 725°F y las inspecciones realizadas en los últimos años indican un promedio de 710°F y se podría aumentar aún más la producción del Diesel manteniendo el punto final a 725°F.
- Optimizar el fraccionamiento entre el Diesel y el AGO con el objeto de evitar la pérdida de Diesel en el producto más pesado como el AGO, ya que aparte de bajar la producción de Diesel, se pierden ingresos para la empresa puesto que el AGO entra al pool de Residuales que se vende a menor precio que el Diesel.

Como resultado de estas medidas en febrero de 1978 se incrementó la producción de Turbo combustible al bajar el punto final de las Naftas y el Diesel aumentó hasta 700 B/D aumentándose el punto final del Diesel, lo cual indica que la medida tomada dio buenos resultados.

Los siguientes cuadros y gráficos ilustrarán las conclusiones y observaciones, puesto que muestran los cambios y modificaciones en las determinaciones de cada producto con el fin de maximizar los Destilados Medios desde el año 1977.

#### 1.5.4 ESPECIFICACIONES PETROPERU-ITINTEC

CUADRO 18 - PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DE LA GASOLINA  
(PETROPERU - ITINTEC)

DESTILADOS PRUEBAS	GASOLINA 95		GASOLINA 84	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Color		Azul		Amarillo
RVP, Lb/Pulg <sup>2</sup>		10		10
Relación V/L a 140°F		20		20
Est. Oxidación Minutos	240		240	
Corrosión Lám. Cobre		1		1
Goma existente		5		5
Azufre Total % P		0.2		0.2
Plomo ml TEL/Galón		4.0		4.0
Gr TEL/Galón		4.23		4.23
10% Recuperado °F		158		158
50% "		284		284
90% "		392		392
Punto Final		430		430
P	96		96	
Residuo % vol.		2		2

CUADRO 19 - PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DEL TURBO Y KEROSENE (PETROPERU - ITINTEC)

DESTILADOS PRUEBAS	TURBO B		TURBO A-1		KEROSENE	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
" API a 60°F	45	57	40	51	-	-
Apariencia	c/b		c/b		c/b	
Color Saybolt	+22		+14		+15	
RVP, Lb/Pulg <sup>2</sup>	2	3				
Punto Inflamación °F			103	150	110	
Punto Congelación °F		-72		-58		
Viscosidad Cst a 0°F				6		
Viscosidad Cst a 30°F				15		
Azufre Total % P		0.2		0.2		0.25
Mercaptanos % P		0.003		0.001		
Aromáticos % vol		20		20		
Olefinas % vol		5		5		
N.M. mg KOH/Gm		0.015		0.1		
API x Punto Anilina	5250		5250			
Cal. Neto Comb. BTU/Lb	18400		18400			
Corrosión Lam. Cobre		1		1		3
Goma Existente		7		7		
Goma Potencial		14		14		
Destilación °F						
10% Recuperado		Report.		400		392
20% "		290		Report.		
50% "		370		450		
90% "		470				
95% "		Report.		Report.		
Punto Final		Report.		550		572
Residuo % Vol.		1.5		1.5		
Pérdidas % Vol.		1.5		1.5		
Prueba de Combustión						
16 hr. mg/Kg						35

**CUADRO 20 - PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DEL DIESEL Y  
RESIDUAL (PETROPERU - ITINTEC)**

Destilados Pruebas	Diesel Nº 1		Diesel Nº 2		Petróleo Ind. Residual Nº 5		Petróleo Ind. Residual Nº 6	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Color ASTM		2		3		-		-
Punto Inflamación °F	115		125		130		150	
Viscosidad Cinemática a 100°F en Cst	1.4	2.5						
Viscosidad en SSU a 100°F			32	45	150			
Viscosidad en SSF a 122°F						40	45	300
Carbono Conradson % Peso						14		
Carbono Conradson en 10% Fondos % Peso		0.15		0.35				
Estado Oxidación mg/100 ml				2.5				
Agua y Sedimentos % Volumen		Trazas		0.10		1.0		2.0
Asfaltenas % Peso		0.01		0.02		0.10		
Punto Fluidéz °F		+10		+40		+45		+80
Índice Cetano	45		45					
Vanadio ppm								180
Zufre Total % Peso		0.3		1.0		2.0		3.0
Sedimentos por Extracción % Peso						0.25		
Corrosión Lam. Cobre		3		3				
Destilación °F								
Punto Inicial	320							
10% Recuperado		Report.						
90% Recuperado		550		675				
Punto Final				725				
Arrastre Cáustico		Nulo						

1.5.5 ESPECIFICACIONES CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTOS REFINADOS EN RELAPA

CUADRO 21 - ESPECIFICACIONES CARACTERISTICAS DE LA GASOLINA DE DESTILACION PRIMARIA I

	<u>FECHA</u>									
	8-6-77	2-7-77	31-7-77	31-8-77	18-9-77	17-10-77	16-11-77	20-1-78	20-2-78	
<b>DETERMINACION</b>										
°API Crudo	30.1	30.7	30.7	30.1	30.2	29.7	31.3	29.8	30.7	
°API Gasolina	64.9	68.2	67.3	70.1	66.0	68.7	68.8	67.1	64.4	
Color			C/B	C/B	C/B	C/B	C/B	C/B		
<b>Destilación ASTM</b>										
Punto Inicial °F	118	96	98	80	86	86	94	96	112	
5%	152	122	126	112	122	124	124	126	148	
10%	172	138	142	130	142	140	140	140	160	
20%	180	158	162	152	166	162	162	164	176	
50%	210	198	204	196	206	202	202	206	204	
90%	260	248	250	218	254	256	270	250	238	
95%	270	260	262	266	268	290	284	264	246	
Punto Final	300	270	302	280	304	294	302	294	268	
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	99.0	98.0	95.5	98.0	97.5	98.0	
% Residuo	0.7	0.7	0.5	0.7	0.7	0.5	1.3	0.8	0.7	
% Pérdidas	1.3	1.3	1.5	0.3	1.3	4.0	0.7	0.7	1.3	

continúa..

Continuación...

<u>FECHA</u>	21-03-78	20-07-78	20-10-78	24-11-78	30-12-78	06-05-79	16-06-79	27-07-79
<u>DETERMINACION</u>								
°API Crudo	30.3	30.3	30.8	31.1	31.3	31.7	31.5	30.9
°API Gasolina	65.3	65.4	65.0	63.3	65.3	69.0	67.4	66.4
Color		C/B	C/B	C/B	C/B	OP		
Destilación ASTM								
Punto Inicial °F	100	94	100	114	132	100	106	114
5%	132	148	140	156	164	138	144	148
10%	144	166	158	174	174	152	158	160
20%	170	190	180	196	186	166	170	176
50%	204	228	218	238	210	194	204	204
90%	244	276	274	296	246	230	244	244
95%	256	288	294	310	258	240	254	254
Punto Final	284	310	330	322	282	270	280	286
% Recobrado	98.0	98.0	98.5	97.5	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	0.7	0.7	1.1	1.0	1.0	0.7	0.7	0.7
% Pérdidas	1.3	1.3	0.4	1.5	1.0	1.3	1.3	1.3

continúa...



Continuación...

<b>DETERMINACION</b>	<b>FECHA</b> 10-10-79	24-09-79	11-08-80	18-08-80	28-08-80	31-08-80	04-09-80	23-09-80
°API Crudo	31.5	31.2	31.0	31.1	30.8	31.3	29.9	31.0
°API Gasolina	62.4	67.4	69.0	69.6	68.7	69.5	68.9	70.7
Color			C/B	C/B	OP	C/B	OP	
<b>Destilación ASTM</b>								
Punto Inicial °F	120	106	100	94	98	100	98	86
5%	157	140	138	128	132	134	130	122
10%	172	154	152	144	148	148	146	130
20%	186	168	168	164	168	166	166	158
50%	210	198	200	198	198	200	200	194
90%	238	232	246	242	242	241	248	240
95%	248	242	260	252	252	252	260	258
Punto Final	282	280	296	290	290	298	274	286
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.6	0.7	0.7
% Pérdidas	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.4	1.3	1.3

**CUADRO 22 - ESPECIFICACIONES CARACTERISTICAS DE LA NAFTA DE DESTILACION PRIMARIA I**

<b>FECHA</b>	<b>08-06-77</b>	<b>02-07-77</b>	<b>31-07-77</b>	<b>31-08-77</b>	<b>18-09-77</b>	<b>17-10-77</b>	<b>16-11-77</b>	<b>20-01-78</b>
<b>DETERMINACION</b>								
°API Crudo	30.1	30.7	30.7	30.1	30.2	29.7	31.3	29.8
°API Nafta	51.9	52.4	51.8	52.6	53.0	51.8	52.8	52.7
Color	C/B			C/B	OP	OP	OP	C/B
Dest. ASTM								
Punto Inicial °F	188	208	224	210	218	218	220	240
5%	248	248	262	244	250	254	250	260
10%	262	260	272	256	260	262	260	266
20%	276	272	280	266	266	274	270	274
50%	304	296	296	292	280	298	294	290
90%	348	340	326	336	320	346	340	328
95%	366	358	340	354	346	366	356	342
Punto Final	406	390	364	376	384	400	394	368
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.0	1.2
% Pérdidas	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	1.0	0.8

Continúa...

Continuación...

FECHA	20-02-78	21-02-78	20-10-78	30-12-78	06-06-79	16-06-79	27-07-79	10-10-79
DETERMINACION								
°API Crudo	30.7	30.3	30.8	31.3	31.7	31.5	30.9	31.5
°API Nafta	51.3	49.4	51.5	52.4	54.2	53.8	55.1	51.6
Color			C/B	C/E	C/B			
Dest. ASTM								
Punto Inicial °F	256	244	270	272	250	248	216	248
5%	266	270	286	286	264	266	252	260
10%	270	280	290	290	268	270	258	264
20%	276	292	295	296	272	274	268	270
50%	292	316	312	308	286	290	288	284
90%	332	368	350	346	317	328	320	318
95%	354	392	368	364	330	342	332	332
Punto Final	384	420	398	398	360	374	356	336
% Recobrado	98.0	98.0	98.5	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
% Pérdidas	0.8	0.8	0.3	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8

Continúa...



CUADRO 23 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DEL TURBO DE DESTILACION PRIMARIA I

FECHA	08-06-77	08-07-77	31-07-77	31-08-77	18-09-77	17-11-77	20-01-78	20-02-78
<u>DETERMINACION</u>								
°API Crudo	30.1	30.7	30.7	30.1	30.2	29.7	29.8	30.7
°API Turbo	43.8	43.4	44.4	42.1	43.0	40.5	43.5	37.7
Pto. Inflamación °F	116	118	116	114	86	132	103	144
Color	C/B			OP	OP	OP		C/B
Destilación ASTM								
Punto Inicial	310	316	318	314	256	320	290	355
5%	344	342	344	344	288	356	314	376
10%	350	352	352	366	310	366	324	388
20%	364	366	360	394	336	382	340	406
50%	402	400	390	410	402	420	388	452
90%	462	458	442	466	512	472	466	522
95%	478	476	458	484	536	486	480	544
Punto Final	500	512	478	500	560	500	496	556
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.4	1.3	1.4	1.5	1.4	1.4	1.4	1.4
% Pérdidas	0.6	0.7	0.6	0.5	0.6	0.6	0.6	0.6

Continúa...

Continuación...

FECHA	21-03-78	20-07-78	20-10-78	24-11-78	30-12-78	08-06-79	16-06-79	27-07-79
DETERMINACION								
°API Crudo	30.3	30.3	30.8	31.1	31.3	31.7	31.5	30.9
°API Turbo	38.0	41.7	44.2	40.0	40.7	42.7	42.7	44.7
Pto. Inflamación °F	145	130	107	139	143	126	125	117
Color		OP	OP	OP	OP	OP	C/B	-
Destilación ASTM								
Punto Inicial	352	320	298	330	344	330	334	316
5%	376	354	328	365	374	356	358	344
10%	388	366	342	376	384	364	368	354
20%	406	380	358	394	400	376	380	364
50%	448	436	400	460	452	416	420	392
90%	528	530	468	558	530	480	484	448
95%	556	550	484	580	546	490	496	460
Punto Final	568	564	502	594	562	510	514	478
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
‡ Residuo	1.4	1.4	1.3	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
‡ Pérdidas	0.6	0.6	0.7	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6

Continúa...



CUADRO 24 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DEL DIESEL N° 2 DE DESTILACION PRIMARIA I  
(1977 - 1980)

DETERMINACION	FECHA							
	08-06-77	08-07-77	31-07-77	31-08-77	18-09-77	17-11-77	16-11-77	16-11-77 D.P.
°API Crudo	30.1	30.7	30.7	30.1	30.2	29.7	31.3	31.3
°API Diesel	33.2	33.9	33.7	35.1	38.0	34.8	35.2	31.5
Pto. Inflamación °F	220	226	205	60	105	306	-	180
Color			0.5	0	0.5	OP	0.5	0.5
SSU a 100°F	41.7	41.6	42.5	35.6	34.8	45.3	37.7	50.3
Dest. ASTM								
Punto Inicial	410	396	416	388	280	318	378	496
5%	454	452	460	418	330	380	412	524
10%	474	476	480	446	358	400	426	540
20%	510	502	506	470	400	426	450	554
50%	566	562	568	504	486	482	516	600
90%	678	680	708	538	586	600	656	690
95%	708	720	748	572	616	636	692	734
Punto Final	722	732	760	580	648	646	714	748
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.8	1.8	1.8	1.7	1.8	1.8	1.8	1.8
% Périda	0.2	0.2	0.2	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2

Continúa...



Continuación...

DETERMINACION	FECHA							
	20-01-78	20-02-78	21-02-78	20-07-78	20-10-78	20-10-78 D.P.	24-11-78	30-12-78
°API Crudo	29.8	30.7	30.3	30.3	30.8	30.8	31.1	31.3
°API Diesel	38.8	31.7	30.9	42.1	31.5	33.1	25.7	29.5
Pto. Inflamación °F	120	130	225	124	210	198	166	176
Color	1.0				0.5	0.5	1.0	-
SSU a 100°F	35.5	45.7	50.5		40.3	42.7	40.8	40.6
Dest. ASTM								
Punto Inicial	294	316	444	440	425	404	380	406
5%	326	430	492	502	464	458	468	456
10%	344	476	516	534	478	494	486	476
20%	372	524	542	562	498	520	510	500
50%	464	588	606	606	550	580	560	560
90%	632	672	694	664	684	698	710	664
95%	692	700	720	678	726	732	736	682
Punto Final	712	720	744	686	740	738	740	694
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.6	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7	1.8	1.8
% Pérdida	0.4	0.2	0.2	0.2	0.3	0.3	0.2	0.2

Continúa...

Continuación...

DETERMINACION	FECHA	30-12-78	08-06-79	16-06-79	27-07-79	24-09-79	10-10-79	10-10-79	11-08-80
	D.P.	D.P.						D.P.	
°API Crudo		31.3	31.7	31.5	30.9	31.2	31.5	31.5	31.0
°API Diesel		32.8	28.8	38.5	35.3	28.2	31.5	33.9	30.1
Pto. Inflamación °F		175	-	-	-	220	178	-	190
Color		-	0.5	-	0.5	0.5	-	-	1.5
SSU a 100°F		46.5	40.2	34.9	42.8	43.9	33.9	45.2	38.6
Dest. ASTM									
Punto Inicial		374	422	336	328	466	386	488	400
5%		480	466	370	408	494	448	518	446
10%		518	486	388	452	510	476	532	464
20%		554	504	408	492	526	502	546	488
50%		606	548	474	540	578	548	582	538
90%		670	667	646	618	690	626	640	644
95%		686	708	696	640	730	648	660	688
Punto Final		696	730	722	656	746	672	674	710
% Recobrado		98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo		1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
% Pérdida		0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2

Continúa...

Continuación...

DETERMINACION	FECHA		18-08-80		28-08-80		02-09-80		05-09-80		23-09-80
	11-08-80	18-08-80	18-08-80	28-08-80	28-08-80	02-09-80	02-09-80	05-09-80	23-09-80		
	D.P.		D.P.		D.P.		D.P.				
°API Crudo	31.0	31.4	31.4	30.8	30.8	31.3	31.3	31.2	31.0		
°API Diesel	33.1	33.1	35.3	32.9	33.8	31.9	33.5	31.4	33.1		
Pto. Inflamación °F	250	164	160	-	-	170	210	208	152		
Color	0.5	0	0	0.5	0.0	0.5	0.0	1.5	0.5		
SSU a 100°F	44.8	38.8	39.4	37.8	43.0	38.8	43.4	41.8	36.8		
Dest. ASTM											
Punto Inicial	466	384	366	350	412	374	436	430	336		
5%	504	436	434	402	480	434	486	464	394		
10%	522	462	464	428	506	438	510	484	427		
20%	546	492	497	460	534	490	536	510	466		
50%	592	534	546	518	582	550	584	562	524		
90%	656	626	638	624	656	640	658	690	638		
95%	676	654	662	658	674	668	678	740	674		
Punto Final	686	678	668	688	688	698	698	760	692		
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0		
% Residuo	1.7	1.8	1.8	1.7	1.7	1.8	1.8	1.8	1.8		
% Pérdida	0.3	0.2	0.2	0.3	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2		

CUADRO 25 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DE LA GASOLINA DE DESTILACION PRIMARIA II

FECHA	02-07-77	17-07-77	01-08-77	12-08-77	25-09-77	27-10-77	22-11-77	09-01-78	17-02-78
DETERMINACION									
°API Crudo	31.0	30.8	31.0	30.8	30.2	29.7	30.5	31.0	30.7
°API Gasolina	59.8	62	61.0	62.0	59.8	62.4	62.2	60.9	59.3
Color	C/B	C/B	C/B	OP	C/B	C/B	C/B	C/B	C/B
Dest. ASTM									
Punto Inicial	114	112	118	88	126	118	102	122	136
5%	152	146	144	114	160	146	136	160	170
10%	170	158	168	134	172	160	154	174	184
20%	194	172	188	164	188	180	180	194	200
50%	240	220	220	226	228	236	232	236	238
90%	308	288	288	296	286	308	304	302	298
95%	322	302	304	316	300	318	322	316	310
Punto Final	342	316	338	338	330	328	338	350	348
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	97.5	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	0.6	0.7	0.7	0.6	0.7	0.7	0.7	0.5	0.6
% Pérdidas	1.4	1.3	1.3	1.9	1.3	1.3	1.3	1.5	1.4

Continúa...

Continuación...

FECHA	23-04-78	05-05-78	21-07-78	09-10-78	14-10-78	22-11-78	29-12-78	18-06-79
DETERMINACION								
°API Crudo	30.0	31.0	30.2	30.7	30.8	31.0	30.9	30.4
°API Gasolina	61.8	61.9	62.4	62.2	62.2	60.9	63.1	64.0
Color		C/B				C/B	C/B	
Dest. ASTM								
Punto Inicial	184	128	126	126	120	156	138	110
5%	172	168	166	162	156	186	170	148
10%	186	182	180	176	170	196	182	166
20%	200	198	196	192	192	208	196	188
50%	238	240	236	236	236	246	230	232
90%	298	300	294	298	300	304	284	288
95%	310	312	308	314	314	318	296	300
Punto Final	348	332	322	340	358	334	324	320
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	0.6	0.7	0.7	0.7	0.5	0.7	0.7	1.0
% Pérdidas	1.4	1.3	1.3	1.3	1.5	1.3	1.3	1.0

Continúa...

Continuación...

FECHA	30-06-79	26-09-79	20-10-79	03-10-79	27-09-79	05-08-80	06-08-80	13-08-80
DETERMINACION								
°API Crudo	30.4	31.1	30.7	30.2	30.5	30.8	31.0	31.1
°API Gasolina	63.0	60.5	62.9	63.3	62.1	64.3	64.0	64.6
Color		C/B	C/B		C/B	C/B	C/B	C/B
Dest. ASTM								
Punto Inicial	116	130	116	102	114	118	130	120
5%	156	162	158	140	154	158	160	154
10%	170	178	172	158	170	171	174	168
20%	192	196	190	188	188	188	190	184
50%	236	238	236	232	232	230	229	222
90%	296	296	300	294	292	284	290	282
95%	308	308	314	308	304	298	304	296
Punto Final	334	328	346	348	328	328	322	326
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.5	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	0.7	0.8	0.7	0.5	0.7	0.7	0.8	0.7
% Pérdidas	1.3	1.2	1.3	1.5	1.3	1.3	1.2	1.3

CUADRO 26 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DEL TURBO DE DESTILACION PRIMARIA 11

FECHA	02-07-77	01-08-77	12-08-77	27-10-77	22-11-77	09-01-78	17-02-78
<b>DETERMINACION</b>							
°API Crudo	31.0	31.0	30.8	29.7	30.5	31.0	30.7
°API Turbo	41.4	42.5	42.7	42.8	41.0	41.8	41.5
Pto. Inflamación °F	118	120	110	122	112	124	114
Color	C/B	C/B	C/B	OP	C/B	L/A	C/B
<b>Destilación ASTM</b>							
Punto Inicial	322	306	314	318	300	322	312
5%	354	336	340	348	336	352	342
10%	366	346	356	360	352	362	356
20%	382	358	372	374	374	376	374
50%	416	392	412	406	416	406	412
90%	466	450	482	444	476	446	468
95%	480	464	496	460	490	458	480
Punto Final	488	478	510	486	504	482	490
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.2	1.4
% Pérdidas	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6	0.8	0.6

Continúa...





CUADRO 27 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DEL KEROSENE DE DESTILACION II

FECHA	25-09-77	09-01-78	19-01-78	17-02-78	23-04-78	05-05-78	14-10-78	29-12-78
<b>DETERMINACION</b>								
°API Crudo	30.2	31.0	31.0	30.7	30.0	31.0	30.8	30.9
°API Kerosene	41.9	41.7	40.5	41.5	42.2	43.7	43.7	45.2
Pto. Inflamación °F	112	118	126	114	122	119	122	116
Color	C/B	OP	OP	C/B	C/B	C/B	OP	OP
Dest. ASTM								
Punto Inicial	320	328	330	316	314	312	324	318
5%	344	354	362	342	346	344	348	340
10%	354	364	374	354	360	354	356	350
20%	366	378	394	374	376	368	372	360
50%	400	408	432	412	416	400	402	386
90%	454	448	488	464	480	448	450	434
95%	464	458	500	478	494	458	460	444
Punto Final	478	472	512	492	506	470	484	456
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.3	1.4
% Pérdidas	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6	0.6	0.7	0.6

Continúa...

Continuación...

FECHA	30-06-79	26-03-79	20-09-79	03-10-79	06-08-80	13-08-80	02-09-80
<b>DETERMINACION</b>							
°API Crudo	30.4	31.1	30.7	30.2	31.0	31.1	30.8
°API Kerosene	44.5	42.3	41.3	42.3	41.6	42.1	44.5
Pto. Inflamación °F	120	117	119	116	117	116	118
Color	OP	OP	C/B	C/B	C/B	OP	OP
Dest. ASTM							
Punto Inicial	316	322	316	314	330	314	330
5%	348	354	352	348	358	348	350
10%	356	364	370	360	370	362	360
20%	368	380	392	376	390	382	372
50%	396	412	446	420	440	432	402
90%	442	464	522	486	524	518	454
95%	450	474	534	494	542	538	464
Punto Final	462	492	550	508	550	560	482
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.4	1.5	1.4	1.5	1.4	1.5	1.4
% Pérdidas	0.6	0.5	0.6	0.5	0.6	0.5	0.6

CUADRO 28 - DETERMINACIONES CARACTERISTICAS DEL DIESEL N° 2 DE DESTILACION PRIMARIA 11

FECHA	02-07-77	17-07-77	20-07-77	01-08-77	12-08-77	25-09-77	27-10-77	22-11-77
<b>DETERMINACION</b>								
°API Crudo	31.0	29.3	29.3	31.0	30.8	30.2	29.7	30.5
°API Diesel	31.8	34.8	32.4	32.5	32.8	32.2	32.0	32.7
Pto. Inflamación °F	245	-	-	-	-	-	-	112
Color	0.5	0.5	2.0	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
SSU a 100°F	46.8	-	-	45.8	41.7	44.1	46	44.6
<b>Destilación ASTM</b>								
Punto Inicial °F	480	416	416	384	442	410	404	408
5%	514	448	470	466	484	480	474	456
10%	528	466	492	500	510	508	510	496
20%	544	484	522	530	538	532	580	528
50%	592	534	584	584	588	578	610	576
90%	684	630	706	670	674	652	680	654
95%	704	650	738	688	694	672	702	674
Punto Final	712	662	744	702	704	680	720	682
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.8	1.8	1.8	1.6	1.8	1.8	1.8	1.8
% Pérdidas	0.2	0.2	0.2	0.4	0.2	0.2	0.2	0.2

Continúa...

Continuación...

FECHA	09-01-78	07-02-78	23-04-78	05-05-78	21-07-78	09-10-78	14-10-78
<b>DETERMINACION</b>							
°API Crudo	31.0	30.7	30.0	31.0	30.2	30.7	30.8
°API Diesel	34.8	32.7	32.8	33.3	33.3	33.4	33.6
Pto. Inflamación °F	-	-	-	-	225	-	-
Color	0.5	0.5	-	0.5	0.5	0	0.5
SSU a 100°F	43.8	44.5	43.2	42.5	42.8	45.0	40.8
<b>Destilación ASTM</b>							
Punto Inicial °F	416	440	428	462	452	434	426
5%	444	488	480	502	484	488	470
10%	464	512	504	518	502	512	496
20%	482	532	532	534	522	534	522
50%	524	582	586	574	568	580	572
90%	604	662	684	660	670	672	670
95%	624	680	710	678	700	694	698
Punto Final	634	700	722	692	706	702	706
% Recuperado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo	1.7	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.6
% Pérdidas	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.4

Continúa...

Continuación...

	FECHA	22-11-78	29-12-78	06-06-79	30-06-79	26-09-79	27-09-79	03-10-79
<b>DETERMINACION</b>								
°API Crudo		31.0	30.9	30.4	30.4	31.1	30.5	30.2
°API Diesel		33.2	34.0	33.9	33.5	33.2	32.9	32.9
Pto. Inflamación °F		-	-	-	-	-	-	-
Color		0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	-
SSU a 100°F		44	42.6	-	43	42.8	42.0	45.0
<b>Destilación ASTM</b>								
Punto Inicial °F		402	430	416	398	390	360	366
5%		476	480	464	468	472	460	476
10%		504	500	488	496	504	494	512
20%		534	520	514	522	532	522	542
50%		586	566	562	574	580	570	590
90%		702	656	666	676	668	670	672
95%		732	676	692	702	692	694	694
Punto Final		736	690	700	712	706	702	704
% Recuperado		98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
% Residuo		1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.7
% Pérdidas		0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3

Continúa...



### .5.6 INCREMENTO DE LA PRODUCCION DE DIESEL CON LVGO

Actualmente en la refinería La Pampilla se envía toda la producción de LVGO (Gasóleo Liviano de Vacío), al pool de Diesel debido a que se le obtiene con especificaciones dentro del rango de las especificaciones Diesel.

Sin embargo, se puede observar que Crudo Reducido de Destilación Primaria I tiene una mejor producción de LVGO con especificación Diesel que el crudo reducido de Destilación Primaria II.

Los siguientes cuadros obtenidos en el laboratorio lo demuestran.

Las pruebas se hicieron en un equipo TBP.

Condiciones de Operación: Relación de Reflujo 1/1

Presión de Operación:

5 mm Hg

#### CUADRO 29 - CARACTERISTICAS DE LOS CRUDOS REDUCIDOS

	Unidad Dest. Prim. I	Unidad Dest. Prim. II
Gravedad específica	0.9407	0.9562
Punto de Escurrimiento °F	+55	+55
Viscosidad cinemática (Cst.)		
a 100°F	186.9	1237.4
a 210°F	14.5	36.5
Azufre % peso	0.49	0.53
Carbón Conradson % Peso	4.11	9.31
Punto de Inflamación °F	145	315
Asfaltos % Peso	5.26	5.70
Contenido de Níquel ppm	-	-
Contenido de Vanadio ppm	33	29
Nº de Neutralización mgr KOH/gr.	2.61	4.1

Como se puede observar muy claramente el Crudo Reducido de Destilación Primaria I es menos viscoso que el Crudo Reducido de Destilación II, en cambio el contenido de asfaltos no es muy diferente, no así el punto de inflamación.

CUADRO 30 - DESTILACION TBP DEL CRUDO REDUCIDO DE LA UNIDAD DE DESTILACION I

Rango TBP a 760 mm Hg (°F)	% Volumen del Corte	% Volumen acumulado	Gravedad Específica 15/4°C referida al Crudo Reducido
390 - 430	0.5	0.5	0.7889
430 - 469	0.75	1.25	0.8097
469 - 508	0.63	1.88	0.8200
508 - 547	1.75	3.63	0.8386
547 - 585	1.70	5.33	0.8506
585 - 623	2.16	7.49	0.8589
623 - 658	1.59	9.08	0.8583
658 - 695	4.54	13.62	0.8631
695 - 732	4.28	17.90	0.8803
732 - 767	4.63	22.53	0.8843
767 - 803	5.03	27.56	0.8852
803 - 838	5.83	33.39	0.8860
838 - 841	1.20	34.59	0.8953



CUADRO 31 - DESTILACION TBP DEL CRUDO REDUCIDO DE LA  
UNIDAD DE DESTILACION II

Rango TBP a 760 mm Hg (°F)	% Volumen del Corte	% Volumen Acumulado	Gravedad Específica 15/4°C referida al Crudo Reducido
PI - 610	1.08	1.08	0.845
610 - 678	1.49	2.57	0.864
678 - 716	1.20	3.77	0.868
716 - 733	1.25	5.02	0.877
733 - 750	1.25	6.27	0.885
750 - 759	1.25	7.52	0.887
759 - 775	1.25	8.77	0.888
775 - 788	1.25	10.02	0.889
788 - 803	1.43	11.45	0.889
803 - 806	1.25	12.70	0.889
806 - 816	1.43	14.73	0.891
816 - 833	1.31	15.44	0.895

CUADRO 32 - DESTILACION ASTM D-1160 DEL CRUDO REDUCIDO

Unidad de Destilación Primaria I			Unid. de Dest. Primaria II		
% Vol. Acumulado ref. al C. Reduc.	Temperatura °F		% Volumen Acumulado	Temperatura °F	
	2 mm Hg	760 mm Hg		2 mm Hg	760 mm Hg
0	152	441	0	218	520
5	260	573	5	358	696
10	308	634	10	412	762
20	378	721	20	470	832
30	426	779	30	518	889
40	469	831	40	559	937
50	522	894	50	602	987
60	612	998	60	636	1025

CUADRO 33 - CARACTERISTICAS DEL GASOLEO LIVIANO DE VACIO (LVGO), OBTENIDO A PARTIR DE LOS CRUDOS REDUCIDOS

	Dest. Prim. I	Dest. Prim. II	Espec. Mínimo	Diesel 2 Máximo
Punto TBP °F	390-803	520-775		
Rendimiento % Vol, sobre el Crudo Reducido	27.56	8.77		
Color ASTM	0.5	0.5		
Punto de Inflamación °F	225	245	125	
Viscosidad SSU a 100°F	45.3	45.8	32	45
Carbón C. % Peso, 10% Fondos	0.13	0.16		0.35
Estabilidad a la Oxidación mg/100 ml				2.5
Agua y Sedimentos % Vol	0.0	0.0	0.1	
Cenizas % Peso	-	-		0.02
Punto de Fluides °F	+20	+25		+40
Indice de Cetano	54.5	51.5	45	
Azufre Total % Peso	0.21	0.16		1.0
Corrosión Lámina de Cobre	1a	1a		3.0
Destilación:				
30% Recuperado °F	673	652		675
Punto Final ° F	693	665		725

Como se puede observar el % LVGO de Destilación Primaria II es alto y está dentro de las especificaciones del Diesel N° 2 y por lo tanto puede ir al pool de Diesel sin mayor problema, en cambio el LVGO de Destilación Primaria II solo es de  $\approx 9\%$  pero también está dentro de las especificaciones del Diesel, sin embargo, el Número de Cetano está en los límites.

CUADRO 34 - UNIDAD DE VACIO: CORRIDA DE PRUEBA

Fecha y Hora	PRODUCCION Y PORCENTAJE EN VOLUMEN						RESULTADOS DE LABORATORIO					
	LVGO (BPD)	% Vol.	HVGO (BPD)	% Vol.	Residual de Vacío (BPD)	% Vol.	LVGO + HVGO % Peso Carbón	SSF a 122°F Crudo Reducido Dest. I	SSF a 122°F Crudo Reducido Dest. II	SSF a 122°F Mezcla C. Reducido Dest. I y II	SSF a 210°F Residual de Vacío	Punto Penetración Residual de Vacío 85/100
8-2-80												
17.00	1470	13.92	4772	45.19	4318	40.89		78.3			229	285
19.00	1470	13.92	5069	48.00	4021	38.08					236	289
23.00	1433	13.57	5069	48.00	4058	38.43						
9-2-80												
1.00	1176	11.14	5267	49.88	4117	38.99			231		359	
3.00	956	9.05	5267	49.88	4337	41.07					377	205
7.00	1360	12.88	5366	50.31	3834	36.31			284		340	
11.00	1507	14.27	4772	45.19	4281	40.59		45.5			246	
15.00	1507	20.93	3485	48.40	2208	30.67			260		287	
19.00	1379	19.15	2445	33.96	3376	46.89		142.1	236	150.6	284	
23.00	1479	20.47	2000	27.78	3730	51.81			242		284	196
10-2-80												
3.00	1470	20.42	2000	27.78	3730	51.51			179	165	409	185
7.00	1470	20.42	2000	27.78	3730	51.81					608	
11.00	1470	20.76	2000	28.25	3610	50.97	0.8				842	108
15.00	1470	20.76	2693	38.04	2917	41.20						
19.00	1516	14.52	3183	30.49	5741	54.99			259		629	124
23.00	1362	12.89	4641	43.95	4597	43.16	0.8		322	138	591	150

CUADRO 35

Fecha y Hora	CARGA DE CRUDO REDUCIDO EN (BPD)			TEMPERATURAS EN LOS PLATOS DE VACIO (°F)						R E F L U J O S (BPD)		
	Dest. I	Dest. II	Carga Total	<u>Zona de Vapor</u> 2	Tope	LVGO	HVGO	Resid.	Salida E-27	LVGO	HVGO	Malla
8-2-80												
17.00	5560	5000	10560									
19.00	5560	5000	10560	662	162	228	482	632		12600	5000	640
23.00	5560	5000	10560	675	156	227	492	642		12600	5040	640
9-2-80												
1.00	5560	5000	10560									
3.00	5560	5000	10560	675	162	238	498	642		12880	5040	640
7.00	5560	5000	10560	680	155	234	504	648		12600	4340	640
11.00	5560	5000	10560	677	133	711	452	615		11200	3640	640
15.00	2200	5000	7200	673	130	208	468	610		9520	2520	640
19.00	2200	5000	7200	675	125	204	483	625	275	7700	2520	640
23.00	2200	5000	7200	675	160	290	550	620	335	7700	2380	640
10-2-80												
3.00	2200	5000	7200	678	168	300	556	620	304	7000	2380	320
7.00	2200	5000	7200	679	172	304	560	621	321	7280	2340	320
11.00	2080	5000	7080	675	151	285	545	620	218	7280	2940	320
15.00	2080	5000	7080	675	135	233	495	642	219	7000	3500	320
19.00	5540	5000	10440	676	144	240	518	655	240	10080	5040	320
23.00	5560	5000	10560	678	168	222	508	640	250	6510	5740	320

#### .5.7 MEZCLA DE LCO (ACEITE CICLICO LIGERO) DE FCC EN EL POOL DE DIESEL

Las diferencias de precio de los Destilados Medios y de los residuales en los últimos años, han orientado las operaciones de refinación en la dirección de maximizar la producción de los primeros a expensas de los segundos, pero siempre respetando las especificaciones de los productos terminados.

Una de las operaciones que permite tal maximización es la adición de LCO al pool de Diesel.

El Aceite Cíclico Ligero (LCO), es el diluyente ideal de los combustibles residuales de alto contenido de azufre, ya que es el componente con la más baja relación de viscosidad/contenido de azufre en la refinería y esto permite minimizar el volumen total de Combustibles Residuales y evitar la concesión de indeseables.

Por ser el Aceite Cíclico Ligero producto de una de integración (craqueo) catalítica, presenta una com posición rica en aromáticos aunque también contiene hidrocarburos no saturados susceptibles a sufrir oxidación o descomposición por lo cual algunas de sus propiedades cambian con el tiempo.

Se debe hacer notar que las propiedades que presenta el LCO son de carácter variable, dependiendo del tipo de carga y del modo de operación de la unidad de Craqueo Catalítico y que solamente es factible controlar en el rango de ebullición de la misma. Sin embargo, en algunos casos esto podría no resultar económico, bajar demasiado el Punto Final de la Gasolina de FCC con el fin de aumentar el rango de

LCO ya que a las temperaturas mas altas de ebullición se encuentran algunos cortes susceptibles al plomo tetraetílico el cual es demasiado caro, por lo que se incrementa el costo operativo de la Gasolina.

#### ALTERNATIVAS PARA EL USO DEL ACEITE CICLICO LIGERO

1. Incorporarlo al pool de Combustibles Residuales.
2. Incorporarlos al pool de Destilados Medios, obviamente la segunda alternativa es más atractiva desde el punto de vista económico ya que permite maximizar los Destilados Medios y evitar así su importación.

#### INCORPORACION DEL ACEITE CICLICO LIGERO (LCO) EN EL POOL DE DIESEL

Las propiedades críticas que limitan la incorporación del Aceite Cíclico Ligero en el pool son:

- Número de Cetano, que debe ser mayor o igual a 45
- Color
- Oxidación
- Porcentaje de Azufre
- Viscosidad.

CUADRO 36 - MEZCLA DE DIESEL CON ACEITE CICLICO LIGERO  
(LCO)

Diesel	% Vol	100	-	95	90	80	60	50
Aceite Cíclico Ligero		-	100	5	10	20	40	50
°API a 60°C		33.0	20.6	32.3	31.7	30.4	27.8	26.6
Viscosidad a 100°F (SSU)		36	35.1	35.95	35.9	35.8	35.6	35.5
Azufre % Peso		-	0.5	0.03	0.05	0.11	0.21	0.26
Indice de Cetano (*)		53	17.1	52	49.3	45.8	35	30
Color ASTM		0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Insolubles mg/100 ml		0.45	4.65	0.50	0.91	1.3	2.4	2.8
Destilación ASTM								
P.I. °F		336	420	348	350	354	391	394
50%		524	500	523	522	521	520	518
90%		638	565	632	629	624	621	620
P.F.		692	621	687	683	678	676	674

(\*) Indice de Cetano Calculado.

Como se puede apreciar las propiedades más limitantes son las gomas presentes y el indice de cetano. En el siguiente gráfico se puede apreciar el máximo porcentaje de LCO teniendo como limitante el Indice de Cetano. (Gráfico ).

Con el actual Aceite Cíclico Ligero obtenido con el catalizador CBZ-1 lo máximo que se podría mezclar de él en el pool de Diesel es un 20% en volumen lo cual significa un incremento notable del Diesel, sin embargo, se debe tener en cuenta la formación de gomas por los compuestos inestables del LCO que se oxidan fácilmente. En La Pampilla se realizaron pruebas de estabilidad a la oxidación.

## 5.8 ESTABILIDAD A LA OXIDACION DEL DIESEL Nº 2 EN MEZ MEZCLAS CON LVGO y LCO

Cualquier combustible tiene contacto con aire, agua o la humedad ambiental, si el combustible tiene compuestos inestables como el LCO, el almacenamiento en presencia de aire y/o luz lo oxida, dando lugar a la formación de gomas y sedimentos.

Método Empleado.- ASTM D-2274-74, prueba de estabilidad a la oxidación, mide la tendencia de un combustible a depositar productos de descomposición en los componentes del sistema de combustible de los motores.

Este método consiste en pasar un flujo de oxígeno de 3 lt/hr a través de una muestra de 350 ml de combustible filtrado a 203°F (95°C) y por 16 horas continuas, luego se enfría y se determinan los sedimentos por filtración y las gomas quedan adheridas a la celda de oxidación. Los datos de precisión dados por el método que los resultados para un mismo operador, se consideran sospechosos, si para un rango de 0 a 1.0 mg/100 ml difieren en más de 0.3 mg/100 ml (30% error) de una muestra virgen.

Adicionalmente se realizó el método de alteración del color y se puede tomar como un índice de la estabilidad del combustible y se considera superior a aquel combustible que sufre menor degradación del color.

El Diesel 2 producido en La Pampilla se evaluó con 5 y 10% de LCO y tal como sale a la venta (con LVGO y LCO) los aditivos inhibidores a la oxidación se utilizaron en concentraciones recomendadas por <sup>ASTM</sup>



fabricantes y se añadieron primero al LCO y son:

Aditivo N° 1 (20 lb/MB); Aditivo N° 2 (3 lb/MB)

Aditivo N° 3 (0.25% vol.); Aditivo N° 4 (8 lb/MB)

Aditivo N° 4 (0.75% Peso).

CUADRO 37 - ESTABILIDAD A LA OXIDACION DE MEZCLAS DE DIESEL Nº 2 y LCO

Diesel Nº 2 % Vol	100	-	95	90	100	95	90	95	90	95	90	95	90	95	90
Aceite Cíclico Ligero % Vol	-	100	5	10	Diesel a venta (LVGO + LCO)	5	10	5	10	5	10	5	10	5	10
Aditivo Nº	-	-	-	-		1	1	2	2	3	3	4	4	5	5
Insolubles Filtrantes mg/100 ml	0.36	4.5	0.38	0.77	0.38	0.15	0.43	0.02	0.06	0.09	0.14	0.22	0.35	0.11	0.23
Insolubles Adherentes mg/100 ml	0.09	0.15	0.12	0.14	0.11	0.12	0.12	0.11	0.11	0.11	0.16	0.15	0.14	0.09	0.12
Insolubles Totales mg/100 ml	0.45	4.65	0.50	0.91	0.49	0.27	0.55	0.13	0.17	0.20	0.30	0.37	0.49	0.20	0.35
Color ASTM antes	0.5	1.0	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Color ASTM después	1.0	2.5	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	2.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Error Insolubles %	0	-	-5	-46	-4	+18	-10	+32	+28	+25	+15	+8	-4	+25	+10

(-) Significa que existe degradación del combustible (oxidación) máx. 30%

(+) Significa que el combustible ganó estabilidad a la oxidación con el aditivo.

Se nota claramente que cuando se agrega el 10% de LCO esta mezcla pasa del 30% máximo de error, pero agregando los aditivos se llega a superar la degradación, en cambio el Diesel con LVGO y LCO está dentro de los límites normales de oxidación. Si se quiere llegar al 20% de LCO agregado se tiene necesariamente que utilizar aditivos. Los mejores se obtienen con los aditivos Nº 3 y Nº 5.

## .6 ESQUEMAS DE REFINACION PROPUESTOS

### .6.1 INTRODUCCION

El principal problema es la capacidad de las Unidades de Vacío y FCC con respecto a las unidades de destilación produciéndose el problema de no poder maximizar la viscosidad del residual N° 6 debido a la falta de capacidad de Destilación al Vacío y las limitaciones en las torres de destilación, para maximizar la extracción del Diesel y aumentar la viscosidad del crudo reducido.

La viscosidad máxima del Petróleo Industrial N° 6 es de 300 SSF a 122°F (50°C) sin embargo, la viscosidad de este ha sido mucho menor desde la ampliación de La Pampilla.

#### CUADRO 38

Año	Viscosidad SSF a 122°F (50°C)
1977	274
1978	260
1979	252

Con lo cual se nota claramente que no se puede maximizar el Diesel si una parte de ellos se va como parte del Petróleo Residual N° 6 y viéndose necesariamente hacer los estudios de ampliación de la unidad de Vacío, con un nuevo horno y además ver la posibilidad de poner una nueva unidad para que trabaje con U. Destilación II, así como también ampliar la unidad de FCC y/o ver la posibilidad de tener una nueva unidad de FCC pero con parámetros de dise-

ño tendientes a maximizar los Destilados Medios tales como:

- Baja conversión  
Relación de carga combinada al máximo
- Uso de nuevos catalizadores.

Y como la viscosidad de los residuales especialmente de U. Destilación al Vacío II tendrán alta viscosidad se hará el estudio de la instalación de una Unidad Reductora de Viscosidad "Visbreaking".

#### .6.2 ANTECEDENTES

En la última reunión de expertos de ARPEL y otros eventos internacionales tales como el Simposium de FCC de 1979-1980 (UOP), considerando que el alto precio del crudo y la demanda de la Gasolina Diesel el nivel de contaminantes de muchos crudos extranjeros y requerimientos ambientales, entre otros todos ellos han contribuido a la necesidad de plantear esquemas de procesamiento en el que además de las unidades convencionales de destilación primaria, de vacío, se alternan unidades Reductoras de Viscosidad (Visbreaking), unidades adicionales de destilación al Vacío, proceso DEMEX, DEMEX-RCD UNIBON, incluso procesos de Hidrotratamiento de los cortes recuperables como Diesel, minimizando la producción de productos pesados.

Es interesante remarcar que como común denominador a todos estos esquemas se mantiene un adecuado equilibrio de la capacidad de las Unidades de Vacío y de la unidad de Craqueo Catalítico con relación al volumen de crudo procesado, es decir la capacidad de FCC es equivalente al 30-35% de la capacidad de las

unidades de Destilación Primaria y las nuevas Unidades de Vacío, Reductoras de Viscosidad, etc. son complementarias y adicionales para maximizar la producción de Destilados Medios sin aumentar el volumen de crudo procesado.

Un ejemplo comparativo muy consistente presentado en ARPEL, por PEMEX "Reducción de Residuales en el Proceso de Refinación de Crudo", debido a que consideran el procesamiento de 100 MBPD de un crudo de 33°API, con un rendimiento de 41.7% Vol de residuo primario y 45.3% de Residuo de Vacío, que son muy similares a los obtenidos en la Unidad de Destilación II de La Pampilla.

El ejemplo comparativo de la UOP, también es consistente la información ya que se analiza una refinería que procesa 100 MBPD de crudo de 29.8°API con un rendimiento de 44.7% Vol de Crudo Reducido.

En el año 1979 se tiene un 13% Vol de Crudo Reducido en Relapa y en 1980 un 50%.

#### CUADRO 39

Petróleo Crudo °API	29.8 (UOP)	33.0 (PEMEX)	33.0 (RELAPA)
Unidades de Procesamiento	MB/D	MB/D	MB/D
Destilación Primaria	100.0	100.0	100.0
Destilación al Vacío	45.0	42.0	11.0
Reductora de Viscosidad	25.0	20.0	
Cracking Catalítico	27.0	35.0	7.0

Como se nota en el cuadro mostrado se nota una falta de capacidad en las unidades de Destilación al Vacío, Craqueo Catalítico y una Reductora de Viscosidad.

sidad, por consiguiente el estudio de la tesis se centrará en determinar las capacidades necesarias de dichas unidades que se podrían adecuar al actual sistema de refinación y además un revamping o ampliación sin modificar sustancialmente el diseño original de las Unidades de Vacío y FCC.

GRAFICO N°1

DESTILACION A S.T.M. DE LA  
GASOLINA DE DESTILACION PRIMARIA I

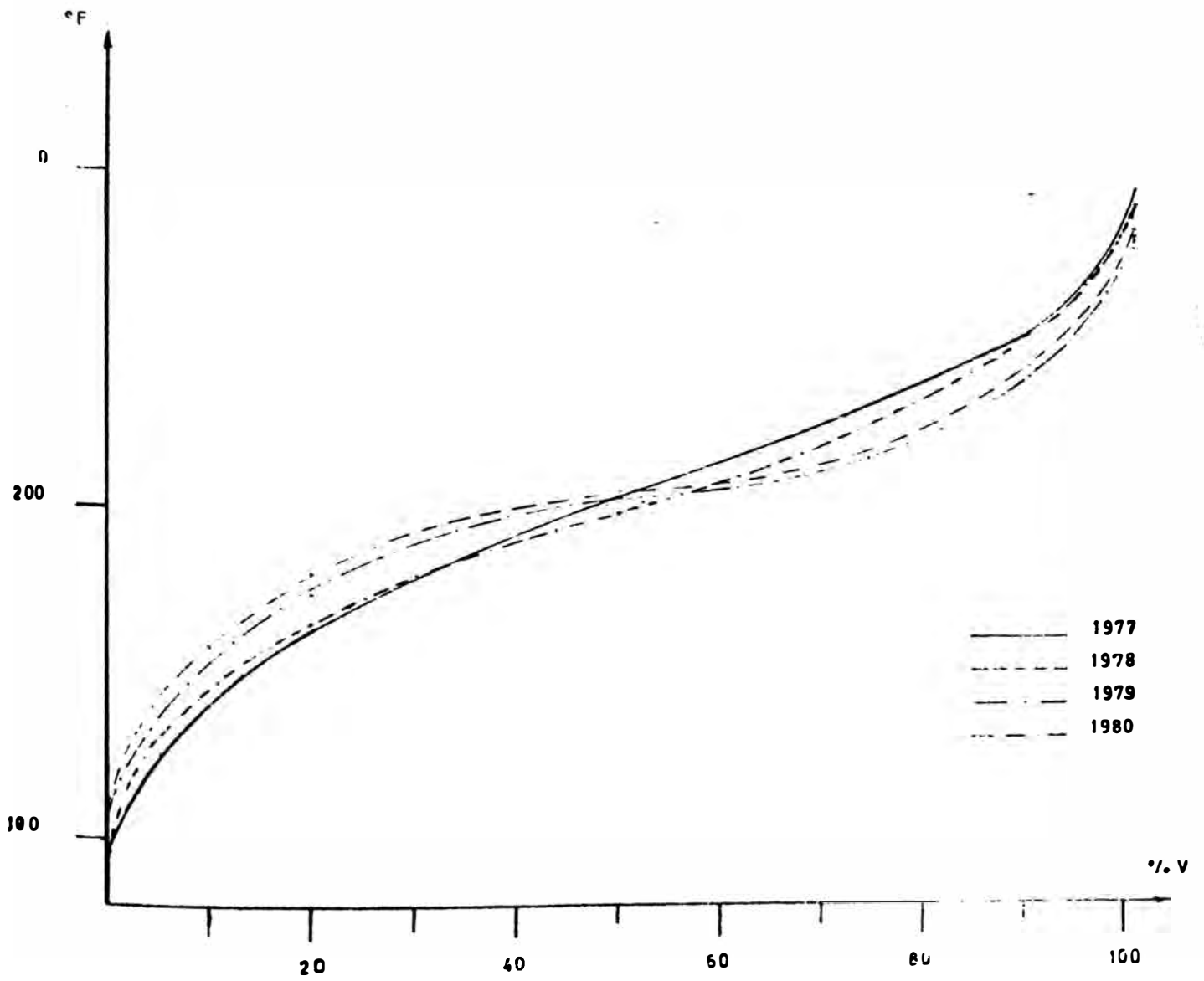


GRAFICO Nº2

DESTILACION A.S.T.M. DE LA  
NAFTA DE DESTILACION PRIMARIA

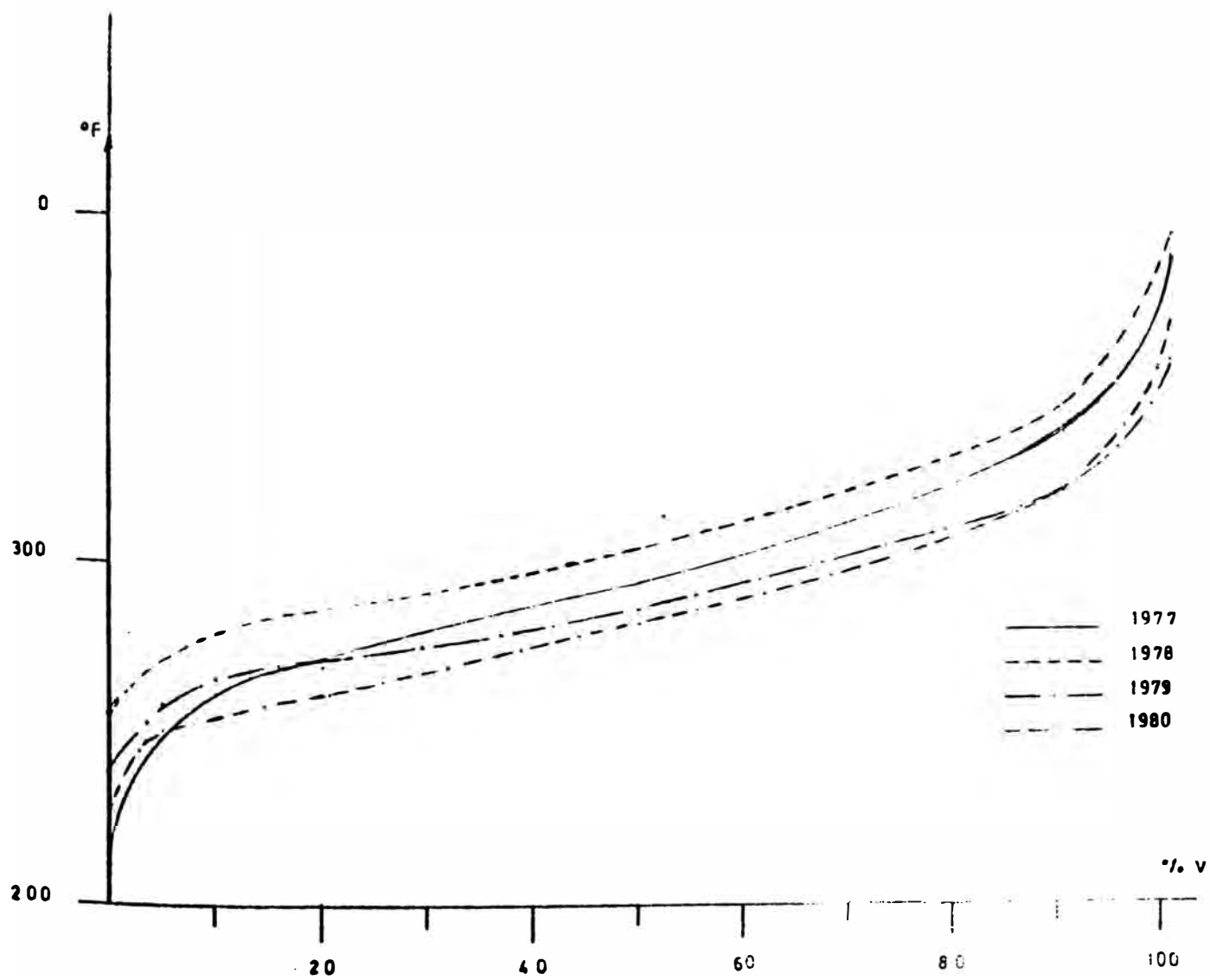




GRAFICO N°3

DESTILACION A.S.T.M. DEL  
TURBO DE DESTILACION PRIMARIA

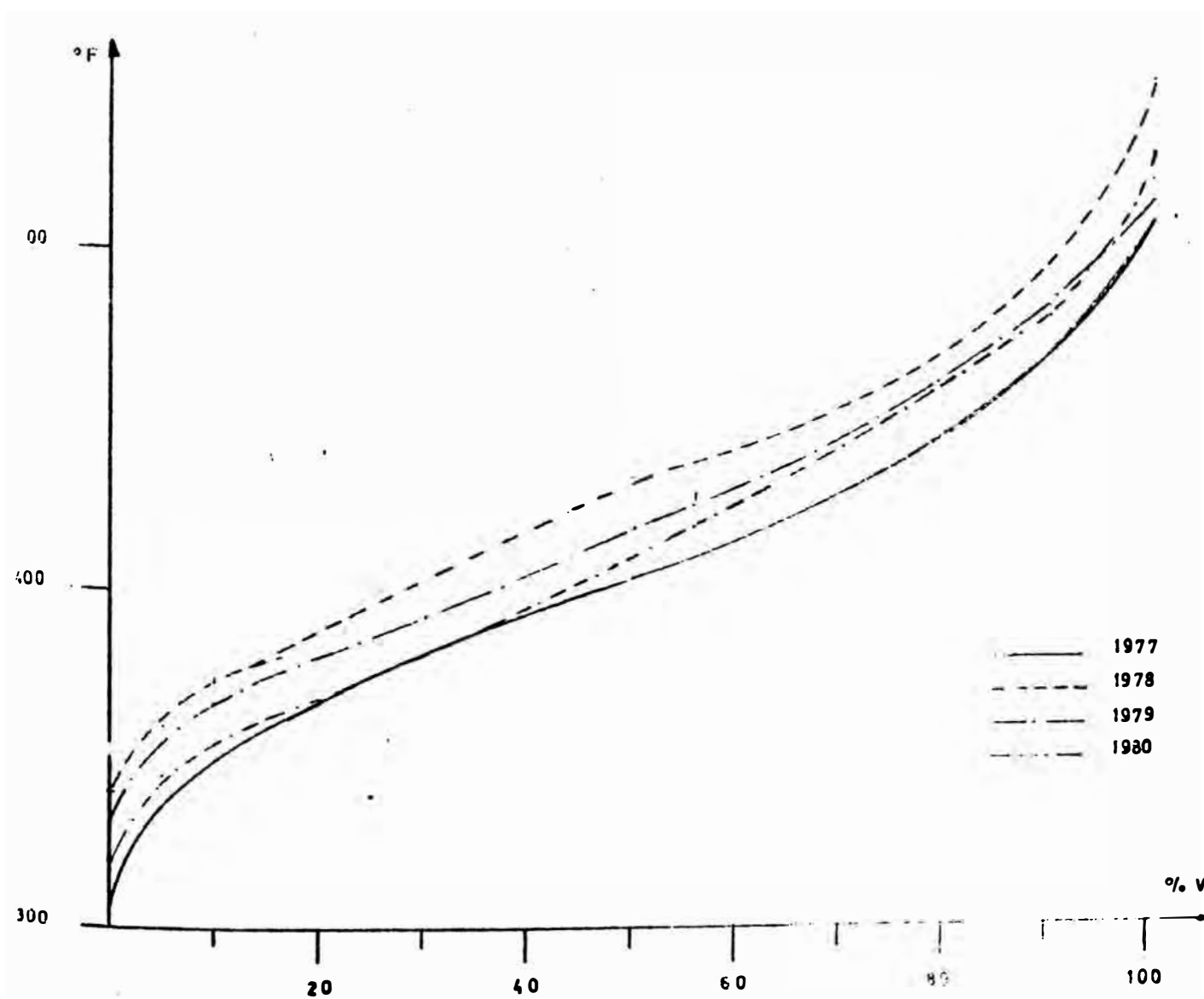


GRAFICO N° 4

DESTILACION A.S.T.M. DEL  
DIESEL DE DESTILACION PRIMARIA

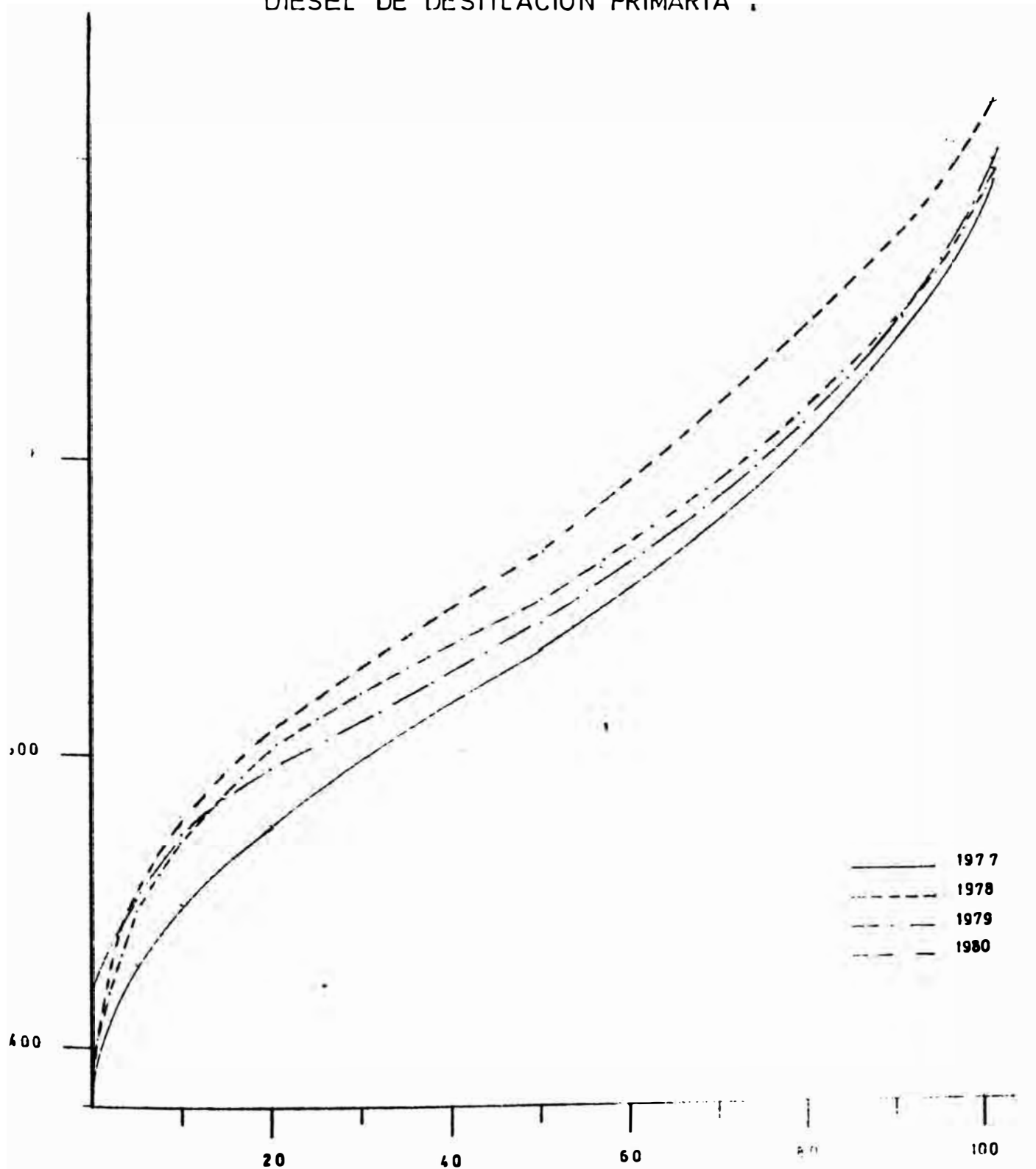


GRAFICO N° 5

DESTILACION A.S.T.M. DE LA  
GASOLINA DE DESTILACION PRIMARIA II

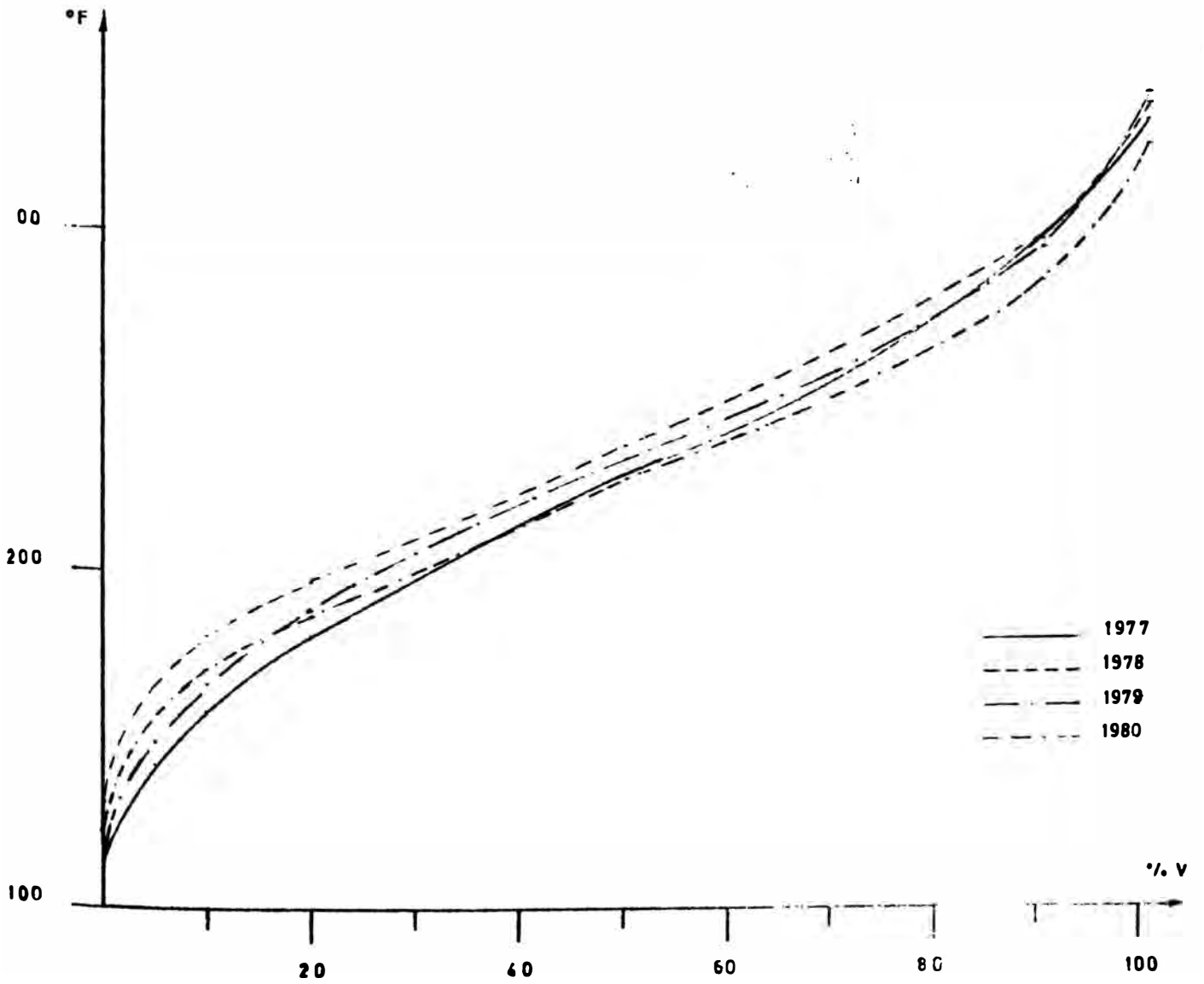


GRAFICO N° 6

DESTILACION A.S.T.M. DEL  
TURBO DE DESTILACION PRIMARIA II

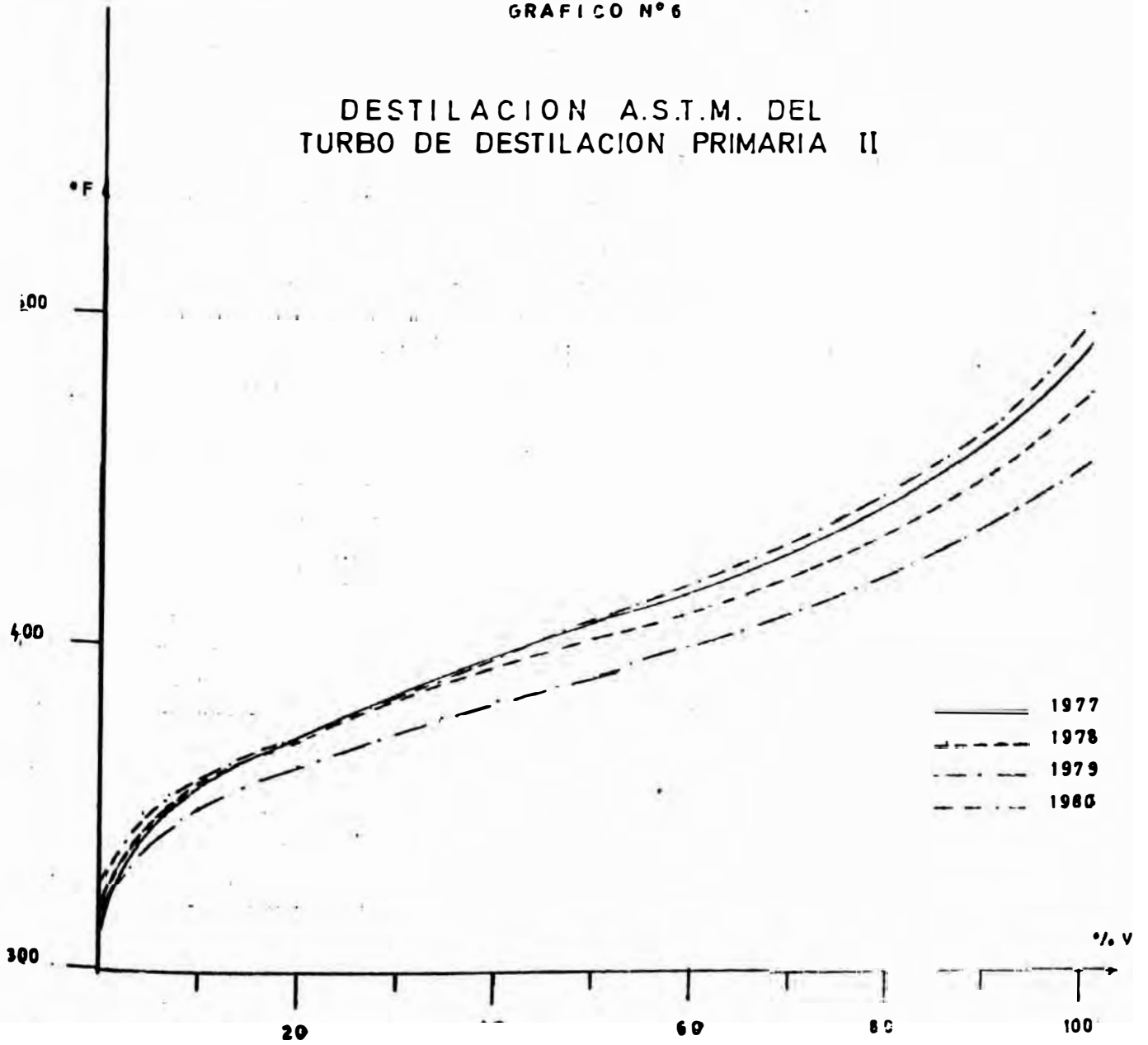


GRAFICO N° 7

DESTILACION A.S.T.M. DEL  
KEROSENE DE DESTILACION PRIMARIA II

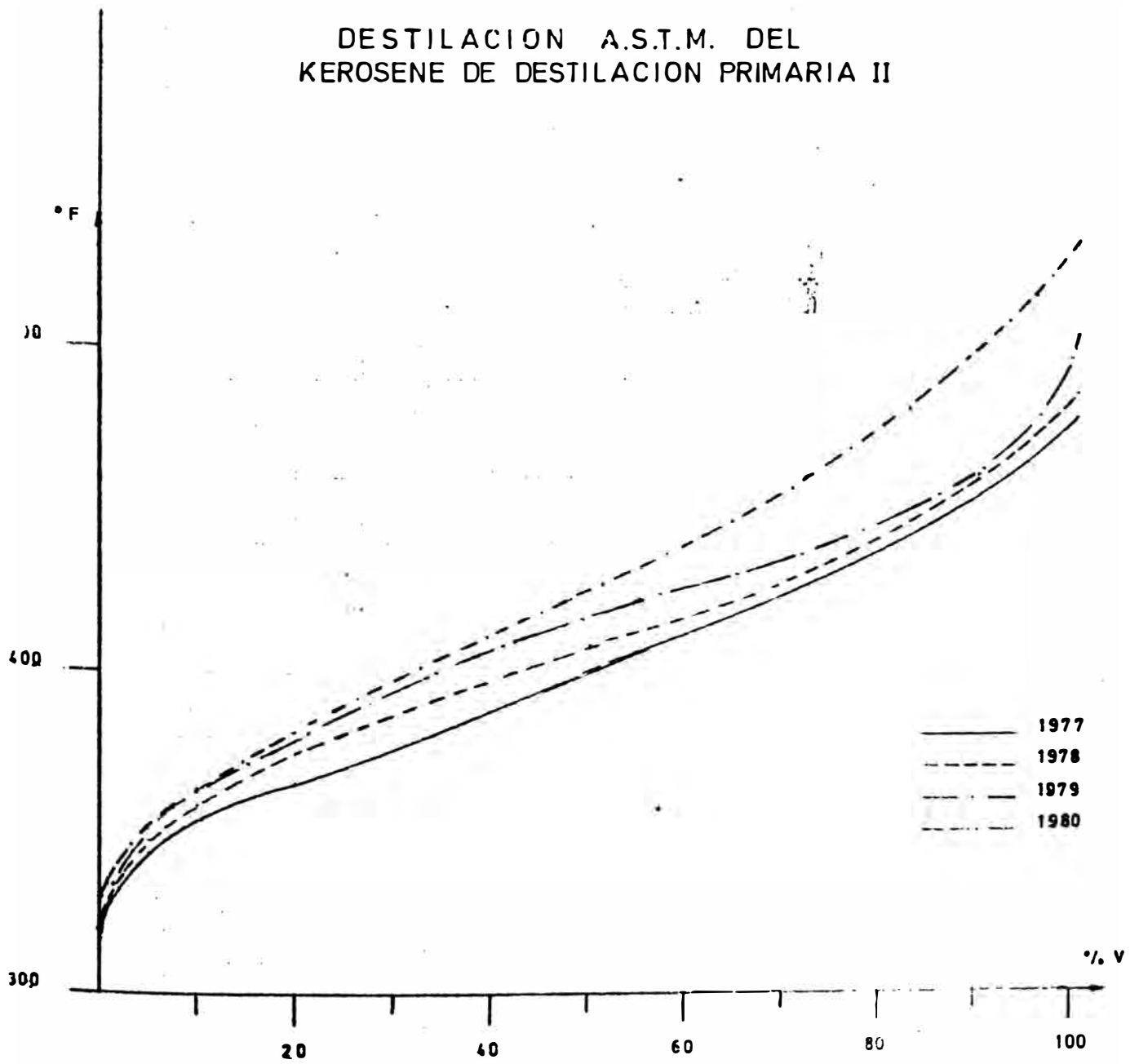
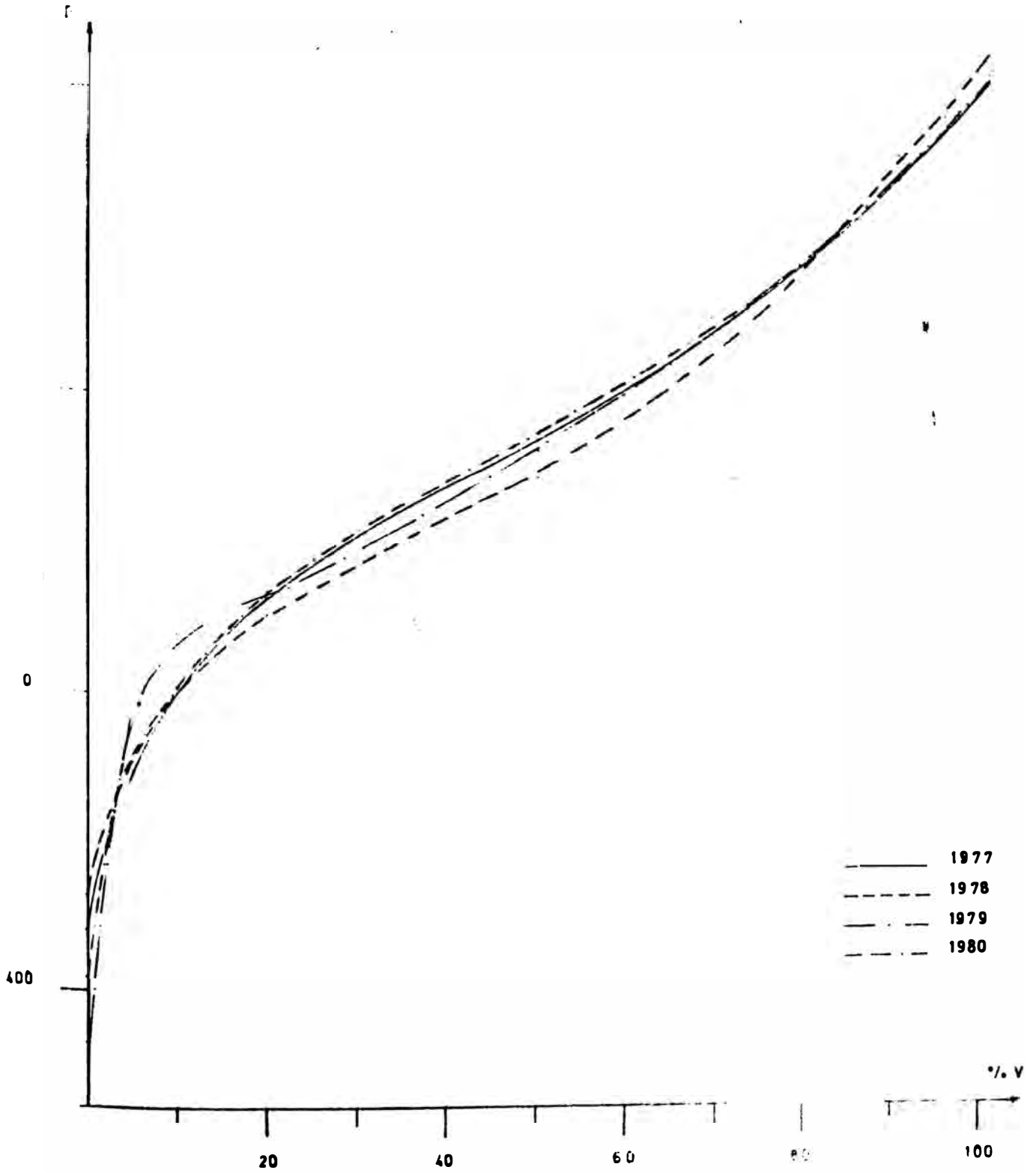
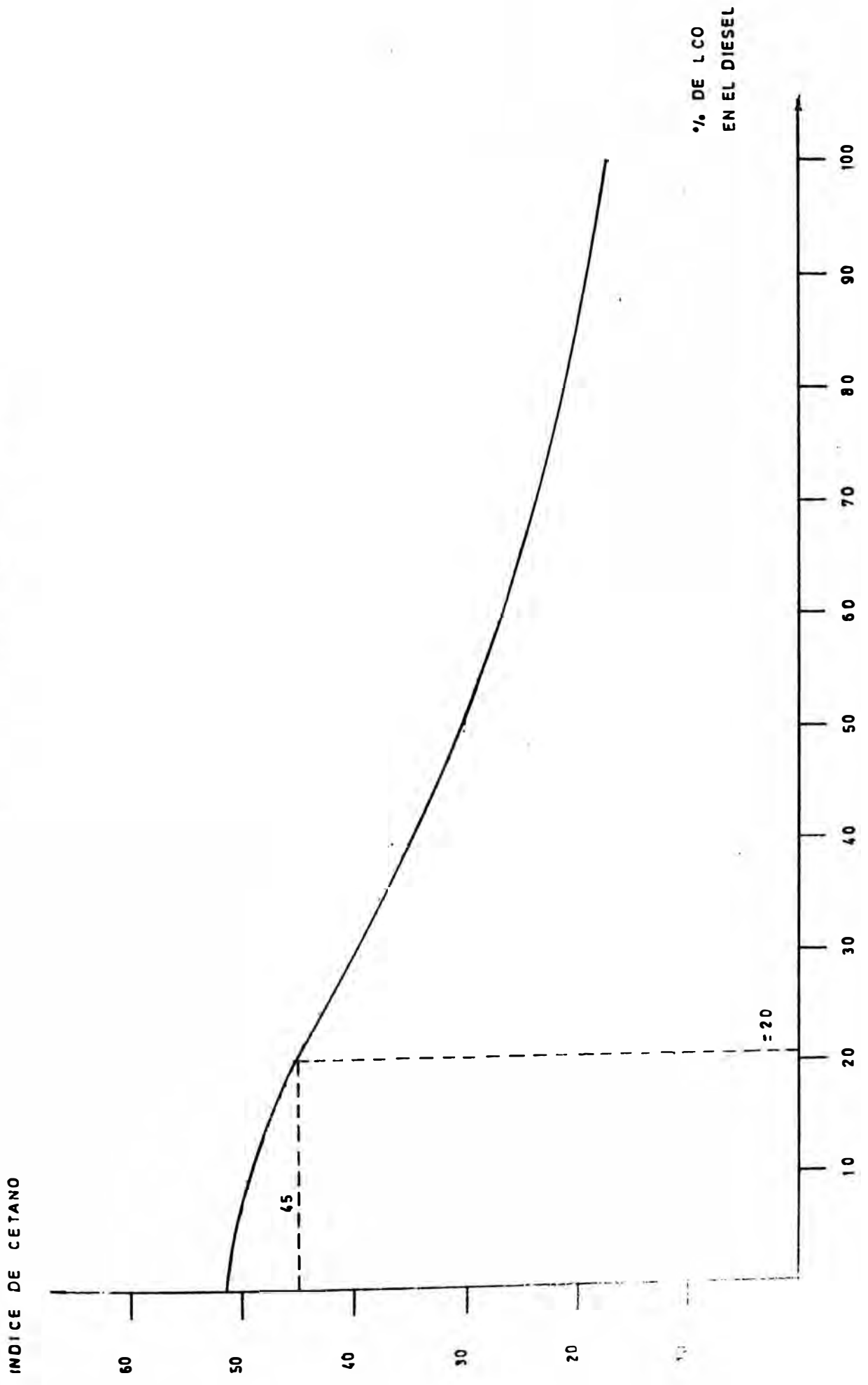


GRAFICO N° 8

DESTILACION A.S.T:M. DEL  
DIESEL DE DESTILACION PRIMARIA II



MEZCLA DE DIESEL CON L.C.O (GRAFICO Nº 7)



## CAPITULO II

AMPLIACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION  
AL VACIO A 12 MBPD2.1 LIMITACIONES DE LA UNIDAD2.1.1 HORNO

- La temperatura de calentamiento en el horno es una limitante principal, pues no se debe exceder de 680°F, ya que a esta temperatura se produce craqueo.
- La capacidad del Horno 11-H2; pues la capacidad de diseño es de 10 MBPD, pero aumentando la severidad en él se puede llegar a 11 MBPD, sin embargo, esta unidad ya tiene más de 13 años de funcionamiento y su eficiencia ha disminuido en los últimos años.

2.1.2 COLUMNA

- Temperatura de operación del horno
- Perfil de temperaturas de la columna
- El vacío existente en la zona de expansión
- Capacidad de vaporización de la carga admisible por los platos 13 y 14.
  - Caída de presión
  - Velocidad lineal superficial de los bombas los vaporizados
  - Altura de las campanas



- Altura de vertederos
- Altura de bajantes
- Volumen de los platos recolectores o acumuladores.

### 2.1.3 VARIABLES DEL PROCESO

- Calidad de la carga
- Tiempo de residencia de los productos en los platos recolectores para establecer un buen equilibrio termodinámico.

### 2.1.4 VARIABLES DE OPERACION

- Temperatura
- Presión
- Volumen de reflujos de condensadores de contacto.

Las limitantes principales en este caso son: el horno y la capacidad de vapor admisible por los platos 13 y 14.

El horno 11-H2, debido a el tiempo de servicios que tiene, produce paradas de la unidad fuera de las programadas, por lo cual es recomendable la compra de un horno gemelo para que el horno 11-H2 trabaje a menos severidad y menos carga y aumentando así su eficiencia y el tiempo total de parada de la unidad. Disminuiría debido a que uno de los hornos puede estar trabajando mientras el otro está en mantenimiento, lo cual alargará el tiempo de vida del horno 11-H2.

## 2.2 MODIFICACIONES POSIBLES EN LA COLUMNA DE DESTILACION AL VACIO

Aquí la otra limitante es la capacidad de vapor a través del plato 14, si la capacidad del plato es menor que la capacidad de vapor máxima, entonces la columna no requerirá mayores modificaciones.

### 2.2.1 CALCULO DE LA CAPACIDAD DE VAPOR A TRAVES DEL PLATO 14

Según los datos de diseño, los platos 13 y 14 son del tipo "Bubble Cup Tray", o sea plato de copas de burbujeo. Las copas de burbujeo tienen las ranuras rectangulares.

Para este tipo de platos, la fórmula para calcular la capacidad de vapor máxima es:

$$Q_{VM} = 15.06 A_f \sqrt{H_f (\rho_l - \rho_v) / \rho_v}$$

donde:

$A$  = Superficie Total de ranuras

$\rho_l$  = Densidad del líquido

$\rho_v$  = Densidad del vapor

además  $A_f = c H_f N_f N_c$

$c$  = Ancho de cada ranura

$H_f$  = Altura de las ranuras

$N_f$  = Número de ranuras de cada campana

$N_c$  = Número de campanas del plato.

Del Gráfico 10:

El número de campanas en la cuarta parte es:

$$5 \times 6 + 3 + 4 + 5 = 42$$

El total de campanas es = 168  $\rightarrow$   $N_c = 168$

Para una Capacidad de 12 MBPD de la Unidad de Vacío  
obteniendo un LVGO con especificación de Diesel

1) Cálculo de  $\rho_l$  y  $\rho_v$ :

En la Zona Flash:

Temp = 680°F    P = 75 mm Hg

LVGO = 1800 Bbl/día, 32°API, M  $\approx$  260.0 lb/mol-lb

HVGO = 5820 Bbl/día, 25°API, M  $\approx$  346.8 lb/mol-lb

Residual de Vacío = 4380 Bbl/día

o sea el 63.5% Vol Vaporizado.

LVGO:    32°API = 302.7 lb/Bbl

$$\frac{1800 \text{ Bbl} \times 302.7 \text{ lb} \times \text{Día} \times 1 \text{ hr}}{\text{Día} \quad \text{Bbl} \quad 24 \text{ hr} \quad 3600 \text{ seg}}$$

LVGO = 6.306 lb/seg

HVGO:    25°API = 316.2 lb/Bbl

$$\frac{5820 \text{ Bbl} \times 316.2 \text{ lb} \times \text{Día} \times 1 \text{ hr}}{\text{Día} \quad \text{Bbl} \quad 24 \text{ hr} \quad 3600 \text{ seg}}$$

HVGO = 21.299 lb/seg

Total de Moles:

$$\text{LVGO} = \frac{6.306 \text{ lb/seg}}{260.6 \text{ lb/mol-lb}} = 0.0242 \text{ mol-lb/seg}$$

$$\text{HVGO} = \frac{21.299 \text{ lb/seg}}{346.8 \text{ lb/mol-lb}} = 0.0614 \text{ mol-lb/seg}$$

$$\text{Total} = 0.0856 \text{ mol-lb/seg.}$$

2) Cálculo del Volumen Ocupado: y  $\rho_v$

$$\text{Condiciones: } P = 75 \text{ mm Hg abs} = 1.451 \text{ PSIA}$$

$$T = 680^\circ\text{F} = 1140^\circ\text{R}$$

$$V_v = \frac{0.0856 \text{ mol-lb}}{\text{seg}} \times \frac{10.73 \text{ PSIA}}{\text{mol-lb-}^\circ\text{R}} \times \frac{\text{pie}^3}{1.451 \text{ PSIA}} \times 1140^\circ\text{R}$$

$$V_v = 721.624 \text{ pie}^3/\text{seg} = 20'434,116.4 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

$$\therefore \rho_v = \frac{(6.306 + 21.299)}{721.624} = 0.0382 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_v = 0.0328 \text{ lb/pie}^3$$

3) Cálculo de  $\rho_1$ :

$$\text{LVGO: } ^\circ\text{API} = 32 \rightarrow \rho_{60^\circ\text{F}} = 53.91 \text{ lb/pie}^3 \quad k = 11.85$$

$$\text{a } 680^\circ\text{F} \quad \rho_{\text{LVGO}} = 38.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{HVGO: } ^\circ\text{API} = 25 \rightarrow \rho_{60^\circ\text{F}} = 56.32 \text{ lb/pie}^3 \quad k = 11.85$$

$$\text{a } 680^\circ\text{F} \quad \rho_{\text{HVGO}} = 42.2 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_1 = 0.236 (38.5) + 0.764 (42.2) = 41.327 \text{ lb/pie}^3$$

$$\therefore \rho_1 = 41.327 \text{ lb/pie}^3$$

Con todos los datos encontrados calculamos el caudal máximo de vapor a través del plato 14

$$A_f = 1.4 (5.1) (20) (168) = 23950.4 \text{ cm}^2$$

$$Q_{VM} = 15.06 (23990.4) \sqrt{5.1 (41.327 - 0.0328)} 70.0328$$

$$Q_{VM} = 28'950,439.1 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

+  $Q_{VM} > 20'434,116.4 \text{ cm}^3/\text{seg}$  que es el volumen Vaporizado en la Zona Flash para 12 MBPD, esto significa que SI SE PUEDE ELEVAR LA CAPACIDAD A 12 MBPD SIN MAYORES MODIFICACIONES EN LA COLUMNA.

## 2.2.2 CALCULO DE LOS TIEMPOS DE RESIDENCIA EN LOS PLATOS<sup>o</sup> RECOLECTORES O ACUMULADORES 1 y 2 DE LA COLUMNA DE VACIO

### BASES

- El LVGO permanecerá 2.5 minutos como mínimo en el acumulador N° 1 para mantener un buen equilibrio Termodinámico y Térmico en esta parte de la columna, mientras que el HVGO deberá permanecer 4 minutos en el Acumulador N° 2.
- El reflujo inferior, circulante (SLOP WAX), tiene por finalidad mantener un nivel adecuado de producto condensado en los platos de campana 13 y 14 para un perfecto burbujeo de los vapores ascendentes del Crudo Reducido Vaporizado por lo cual el flujo de 640 BPD se considera invariable.
- El Tiempo de Residencia o mejor dicho de Permanencia del LVGO en el Acumulador N° 1 es el resultado de dividir el volumen del Acumulador entre el flujo total de LVGO que ingresa al Acumulador N° 1.
- Igualmente el Tiempo de Residencia del acumulador

No 2 es el resultado de dividir el volumen del Acumulador N° 2 entre el flujo total de LVGO que ingresa al Acumulador.

El Acumulador N° 1 tiene una capacidad máxima de 1,300 galones pero siempre se deja una altura libre en el acumulador para mayor flexibilidad de la operación y no rebase el LVGO dicho acumulador, produciéndose el inundamiento del plato inferior. Este volumen es de 200 galones.

Volumen Máximo de Operación: 1300 galones  
= 30.95 barriles

Volumen Normal de Operación: 1100 galones  
= 26.2 barriles

El Acumulador N° 2 tiene una capacidad máxima de 2,000 galones, pero al dejar una altura libre para mayor flexibilidad de operación, la capacidad normal es de aproximadamente 400 galones menos.

Volumen Máximo de Operación = 2000 galones  
= 47.62 barriles

Volumen Normal de Operación = 1600 galones  
= 38.1 barriles

CUADRO 40 - DATOS DE DISEÑO

Capacidad: 10,000 BPF

	GPM	EPD
LVGO (Flujos) a Stock	50	1714.3
Reflujo	200	6587.1
Flujo Total del Acumulador N° 1	250	8291.4

Cálculo del Tiempo de Residencia

## Operación Normal

Volumen del Acumulador N° 1 = 1100 Gal.

Flujo Total del Acumulador N° 1 = 250 Gal/min.

$$\theta_{RN1} = \frac{1100 \text{ Gal}}{250 \text{ Gal/min}}$$

$$\theta_{RN1} = 4.4 \text{ min.}$$

## Operación a Máxima Capacidad

Volumen del Acumulador N° 1: Máximo = 1300 Gal.

Flujo Total del Acumulador N° 1 = 250 Gal.

$$\theta_{RM1} = \frac{1300 \text{ Gal}}{250 \text{ Gal/min}}$$

$$\theta_{RM1} = 5.2 \text{ min.}$$

CUADRO 41

HVGO (flujos)	GPM	BPD
A Stock	97	3325.7
Reflujo Superior	171	5862.9
Reflujo Inferior	20	685.7
Flujo Total del Acumulador N° 2	288	9874.3

Cálculo del Tiempo de Residencia

## Operación Normal

Volumen del Acumulador N° 2 = 1600 Gal.

Flujo Total del Acumulador N° 2 = 288 Gal/min.

$$\theta_{RN2} = \frac{1600 \text{ gal}}{288 \text{ gal/min}}$$

$$\theta_{RN2} = 5.55 \text{ min}$$

Operación a Máxima Capacidad

Volumen del Acumulador N° 2 Máximo = 2000 gal.

Flujo Total del Acumulador N° 2 = 288 gal/min.

$$\theta_{RM2} = \frac{2000 \text{ gal}}{288 \text{ gal/min}}$$

$$\theta_{RM2} = 6.94 \text{ min.}$$

Teniendo como base este cálculo podemos hallar los Tiempos de Residencia para 8 MBPD, 11 MBPD y 12 MBPD de carga que es lo que se busca hallar finalmente. Los datos de 8 y 11 MBPD son datos de operación y el de 12 MBPD es el Proyectado.



**CUADRO 42**

CARGA A LA UNIDAD	10,000 BPD (Diseño)		8,000 BPD		11,000 BPD		12,000 BPD Proyectado	
	GPM	BPD	GPM	BPD	GPM	BPD	GPM	BPD
<b>LVGO (Flujos)</b>								
A Stock	50	1,714.3	42	1,440	47.6	1,632	52.5	1,800
Reflujo	200	6,857.1	359.3	12,320	351.2	12,040	374.5	12,840
Total Acumulador Nº 1	250	8,571.4	401.3	13,760	398.8	13,672	427.0	14,580
<b>Tiempos de Residencia</b>								
$\theta_{RN1}$ (MIN)	4.4	4.4	2.7	2.7	2.8	2.8	2.6	2.6
$\theta_{RM1}$ (MIN)	5.2	5.2	3.2	3.2	3.3	3.3	3.0	3.0
<b>HVGO (Flujos)</b>								
A Stock	97	3,325.7	115.5	3,960	150.1	5,148	169.7	5,820
Reflujo Superior	171	5,862.9	61.2	2,100	134.7	4,620	155.2	5,320
Reflujo Inferior	20	685.7	18.2	624	18.7	640	18.7	640
Total Acumulador Nº 2	288	9,874.3	194.9	6,684	303.5	10,408	343.6	11,780
<b>Tiempos de Residencia</b>								
$\theta_{RN2}$ (MIN)	5.6	5.6	8.2	8.2	5.3	5.3	4.7	4.7
$\theta_{RM2}$ (MIN)	6.9	6.9	10.3	10.3	6.6	6.6	5.8	5.8

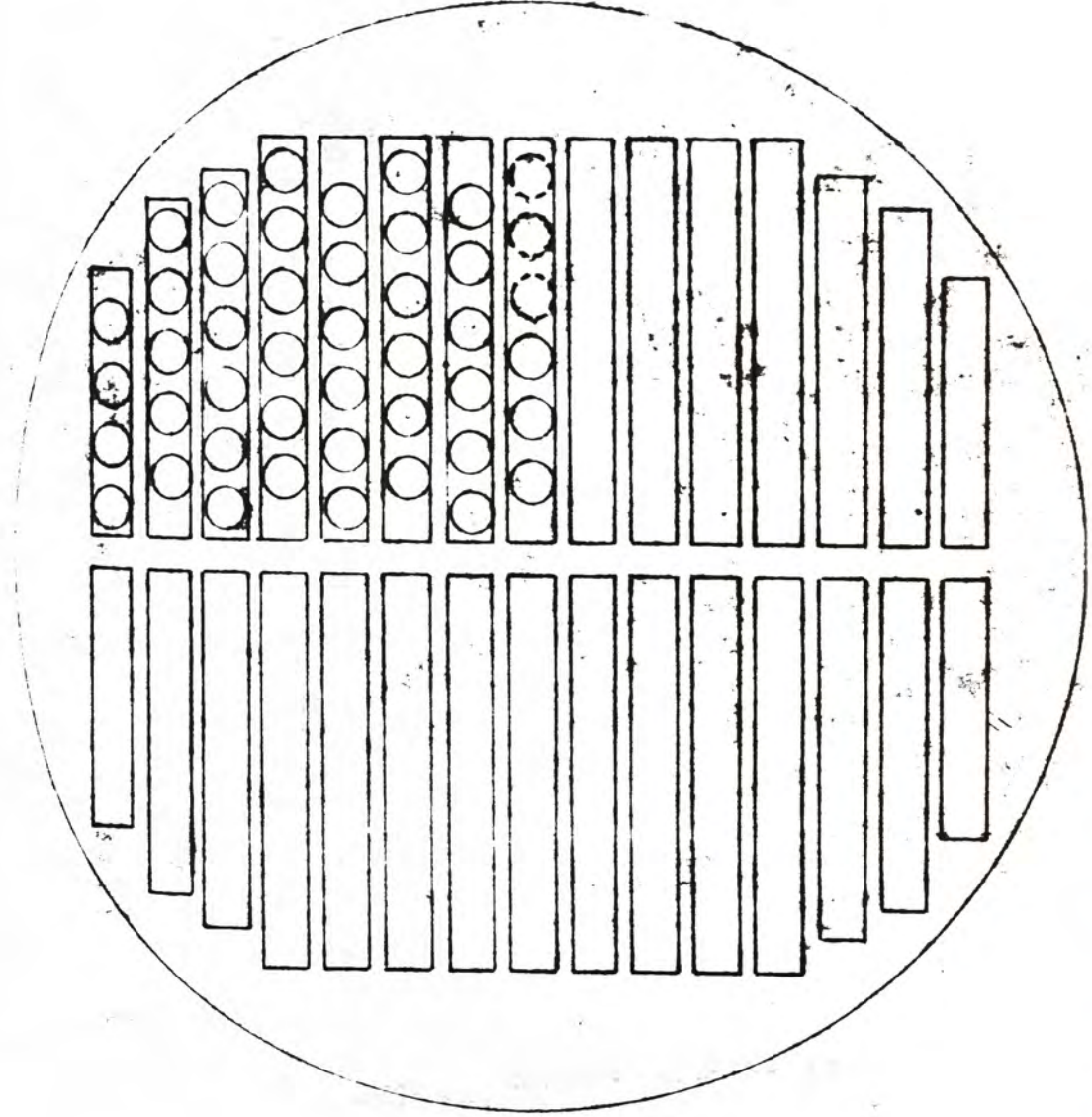
2.2.3 COMPARACION DE LOS FLUJOS DE DISEÑO, ACTUAL Y DE AMPLIACION

CUADRO 43

	D I S E Ñ O		A C T U A L		AMPLIACION	
	BPSD 60°F	Temp. °F	BPSD	Temp. 60°F	BPSD	Temp. 60°F
Crudo Reducido al horno de Vacío	9360	630	11026		12000	
Materiales en la Zona Flash	9360	700	11026	657	12000	680
LVGO	2400	700	1439	657	1800	680
HVGO	4800	700	5545	657	5820	680
Residual de Vacío	2100	700	4042	657	4380	680
HVGO Total	14168	480	10165	470	12870	475
HVGO Reflujo de Malla	560	480	640	470	686	475
HVGO Reflujo	9236	150	4620	203	7050	180
HVGO a Stock	4800	150	5545		5820	150
LVGO Total	11500	200	13292	214	12300	205
LVGO Reflujo	9024	100	11853	120	10500	105
LVGO a Stock	2400	150	1439		1800	150

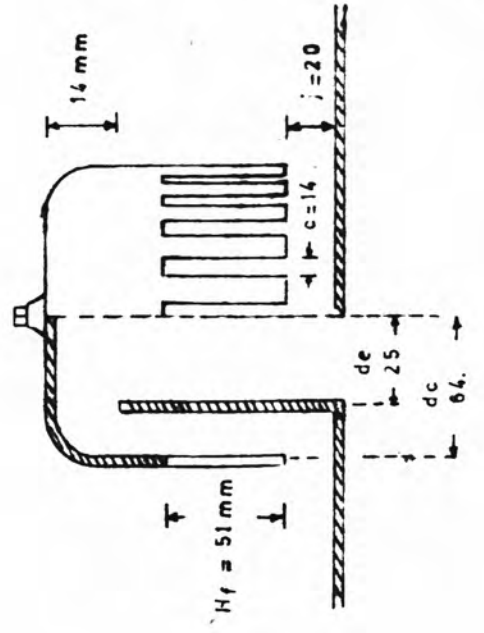
Como se puede apreciar el Enfriador (intercambiador de calor) del reflujo de LVGO no funciona adecuadamente, por lo que se requiere uno nuevo para poder aumentar la capacidad a 12 MBPD y no necesitar de una cantidad excesiva de reflujo de LVGO como actualmente se tiene.

GRAFICO N.º 104  
PLATO DE COPAS DE BURBUJEO



$N_c$  ( NUMERO DE COPAS DEL PLATO ) =  $2 \times ( 3 \times 4 + 5 \times 5 \times 6 ) = 100$

COPA DE BURBUJEO



$c = 1.4 \text{ cm}$   
 $H_f = 5.1 \text{ cm}$   
 $N_f = 20 \text{ ranuras}$

## CAPITULO III

INSTALACION DE UNA UNIDAD DE REDUCCION  
DE VISCOSIDAD (VISBREAKING)3.1 DEFINICION Y COMENTARIOS

El proceso de reducción de Viscosidad, es un craqueo o desintegración térmica moderada, mediante este proceso se convierten residuos pesados de alta viscosidad que no son útiles directamente como Residual # 6 en aceites de menor viscosidad, con el objeto de:

- Reducir o eliminar el costoso uso de diluentes.
- Producir productos más rentables que el Residual # 6.

Al igual que en todo proceso de desintegración térmica, este proceso genera gas, gasolina y gasóleos ligeros de mayor valor económico que la carga, también al reducirse la viscosidad y el volumen del residuo, obviamente se reduce el consumo de diluyentes y el volumen de Residual # 6 que es de menor precio. Como consecuencia de la generación de gasóleos ligeros durante este proceso, simultáneamente se obtiene la ventaja de una reducción en la temperatura de escurrimiento del residuo, pues estos gasóleos presentes actúan como diluentes.

En general, los residuos pesados de carga a plantas reductoras de viscosidad proceden de los fondos de una torre de destilación al vacío que ha sido alimentada con residuos atmosféricos. También pueden utilizarse otros residuos vírgenes pesados, que por su alta viscosidad lo justifiquen.

### 3.1.1 CALIDAD DE LA CARGA

De la calidad de la carga depende en gran parte el grado de conversión factible en el proceso, y, por consecuencia, la duración de la corrida.

Se consideran buenas cargas las de alto contenido de aceites pesados y bajo contenido de asfaltenos, ya que a la presencia de alto contenido de estos últimos se le atribuye que a severidades altas se generen residuos que no pasen la prueba NBTL (NAVY BOILER AND TURBINE LABORATORY) de estabilidad térmica que exigen algunos usuarios del Residual # 6. Esto limita en algunos casos el grado de severidad.

Los valores de asfaltenos insolubles en pentano de las cargas a plantas reductoras de viscosidad que fluctúan entre 2-12% para los de base parafínica y de 18-28% para los de base nafténica, recomendándose como mejores cargas las de menor contenido. Una prueba que correlaciona el contenido de asfaltenos con la calidad de la carga es la temperatura de ablandamiento de asfaltos, determinada por el método ASTM D-2398, a medida que sube el porcentaje de asfaltenos también sube proporcionalmente la temperatura de ablandamiento.

### 3.1.2 PARAMETROS DE DISEÑO

Variables de Operación.- Las principales variables en la reducción de viscosidad para el diseño son:

- Temperatura a la salida del horno
- Tiempo de residencia en el horno
- Presión en el horno
- Características de la carga.

Un incremento en cualquiera de las tres variables da como resultado un incremento en la severidad de la viscoreducción (VISBREAKING). Los estudios muestran que estas variables son intercambiables dentro de los límites razonables, esto es, para una severidad dada, el índice de rendimiento de gasolina, la distribución y calidad del producto son los mismos prescindiendo de la combinación de la temperatura, tiempo de residencia y presión usada para obtener esa severidad.

Temperatura y Tiempo de Residencia ( $t_p$ )..- Antiguamente cuando se deseaba obtener mayor rendimiento de gasolina con la reducción de viscosidad de los residuos, el rango de temperaturas estaba entre 842-878°F (450-470°C) y el tiempo de residencia era de varios minutos referidos a la carga líquida.

Actualmente la producción está orientada a la mayor producción de gasóleos. Luego para lograr esto las temperaturas se elevan al rango de 896-914°F (480-490°C) y el tiempo de residencia es más corto (pocos minutos).

#### CUADRO 44

Diseño	Antiguo	Actual
Tiempo de Residencia	Varios minutos	Pocos minutos
Temperatura, °F	842 - 878	896 - 914
Rendimientos, % Peso		
Gas y LPG	1,7	1,3
Gasolina	5,2	4,3
Gasóleos	7,5	15,9
Residuos	85,8	77,5

Presión..- Es otro importante parámetro para el diseño del viscoreductor. Actualmente la presión usada

llegar a ser de 50 atm (735 PSI) para la fase líqui da de la viscoreducción y de 7-20 atm (103-294 PSI) para un 20-40% vaporizado a la salida del horno, de pendiendo de la experiencia en el proceso y los ren dimientos de las cargas.

### 3.1.3 FORMACION DE COQUE

Un incremento en la severidad de la viscoreducción producido por un aumento de la temperatura en el horno da como resultado un incremento en los rendi mientos de los destilados, aumentando la conversión total del residual de vacío. Sin embargo, también se manifiesta un aumento en la formación de coque en el horno y el cual si trabaja a extremas severi dades tendría que parar para el correspondiente des coquificado.

Además los gasóleos producidos a condiciones seve ras son mucho más inestables con la prueba NBTL de estabilidad térmica.

La formación de coque se produce a altas severida des debido a que las resinas y aceites pesados que mantienen separados o dispersos a los consti tuyentes asfálticos son craqueados y los constitu yentes asfálticos separados se unen y forman depó sitos de coque en el serpentín del horno o duran te el test NBTL de estabilidad térmica.

- Conforme se incrementa el craqueo térmico la con centración de constituyentes reactivos altos en el horno. La alta concentración de reactivos re activos promueve una condensación de bravas. Estas moléculas son de cadena larga y mas.

les de poder dispersor que el material asfáltico original.

Estos dos fenómenos causados por la alta severidad hacen que el residuo craqueado sea inestable.

A suaves y moderadas severidades los depósitos de coque en el horno y los separadores son muy leves.

#### 3.1.4 CORRELACIONES DE VISBREAKING

Las correlaciones de los rendimientos de los productos están en función de los n-pentanos ( $n-C_5$ ) y los puntos de ablandamiento.

En todo caso la severidad se limita a un máximo en el cual los gasóleos y residuos son estables con la prueba NBTL de estabilidad térmica.

La sedimentación por extracción con benceno de los n-pentanos insolubles (o el punto de ablandamiento) da como resultado un incremento sustancial en el rendimiento de gasóleos, un pequeño incremento en la nafta y una disminución en los rendimientos de gasolina.

El contenido de sedimentos en la carga afecta la estabilidad térmica de los gasóleos de viscoreducción.

Las cargas con alto contenido de sedimentos producen bajos rendimientos de gasóleos, y la presencia de materiales asfálticos de alto peso molecular reduce el límite de severidad para obtener gasóleos estables



Con las correlaciones obtenidas es posible estimar las características con bastante confianza a partir de las propiedades de la carga. Estas correlaciones no son confiables si no se sabe el contenido de sedimentos de la carga.

También se obtiene una buena correlación usando el punto de ablandamiento como factor de caracterización de la carga, sin embargo, esta correlación no es tan exacta como el método usado de los insolubles del n-pentano y además estas correlaciones fueron desarrolladas solamente para residuales de vacío y por consiguiente no es aplicable para residuos atmosféricos.

### 3.2 PROPIEDADES DE LOS PRODUCTOS

#### 3.2.1 GASOLINA DE VISBREAKING

Las propiedades de la Nafta y la Gasolina de Viscosidad Reducción son las típicas características de las gasolinas obtenidas en un proceso de Craqueo Térmico.

La Gasolina podrá ser conveniente en la mayoría de los casos para mezclarlo en el pool de Gasolinas después de su endulzamiento. En general los números de octanos son medianamente bajos y de contenido de azufre en algunos casos alto, sin embargo, en nuestro caso tenemos solo 0.906% de azufre en la carga, y según las experiencias para bajos porcentajes de azufre en la carga el % de azufre es bajo y podrá estar entre 0.2 y 0.4 como máximo.

Las Gasolinas de Visbreaking son altamente suscepti-

bles a la Reformación Catalítica.

Como se puede apreciar esta Gasolina es altamente corrosiva y es muy inestable a la formación de gomas por su alto contenido de olefinas. Sin embargo, su carácter corrosivo se corrige con un tratamiento a base de sosa y su inestabilidad se volvería despreciable al mezclarse con la producción total de la refinería, el punto final de ebullición está entre 400-410°F.

### 3.2.2 GASOLEO LIGERO DE VISBREAKING

La viscoreducción produce cantidades significativas de Fuel-Oil N° 2 y Diesel N° 2 los cuales son de buena calidad, son inherentemente mejores que los combustibles para los hornos de Craqueo Catalítico desde el punto de vista de quemado.

Este Fuel-Oil sin tratar tiene una gravedad °API de 30-33 y un Número de Cetano de 40-47 y una Viscosidad de 34 SSU a 100°F; como se aprecia este corte puede ir a pool de Diesel pero teniendo siempre su inestabilidad a la oxidación lo cual se puede remediar mediante aditivos.

### 3.2.3 GASOLEO DE VISBREAKING COMO CARGA A FCC

Un sustancial rendimiento de una carga de Craqueo Catalítico de mediana calidad puede ser recuperado de los productos líquidos de Viscoreducción de Destilación al Vacío.

Se hizo una prueba con un Gasóleo de Viscoreducción.

el cual presentaba las siguientes características: una gravedad 18.1°API y un Factor de Caracterización de 11.5, un contenido de níquel de 0.2 ppm y un contenido de vanadio de 0.3 ppm y un residuo de carbón en peso de 1.45%.

Para evaluar las características de este gasóleo de viscoreducción se craquearon catalíticamente en una planta piloto un Gasóleo Virgen, un Gasóleo pesado a las mismas condiciones que el Gasóleo de Viscoreducción.

A las mismas condiciones de operación los rendimientos de Gasolina fueron intermedios para el Gasóleo de Viscoreducción entre el Gasóleo Virgen y el Gasóleo Pesado, así mismo los rendimientos de Gasóleo y la formación de Coque.

Estos resultados demuestran que este Gasóleo de Viscoreducción es un buen incremento para la carga de FCC y un buen sustituto del HVGO.

### 3.3 PRUEBAS ANALITICAS DE CONTROL A LA CARGA Y SU OBJETIVO EN UNA PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD

Peso Específico.- Se usa para balances de materiales y para correlación de resultados de otras pruebas.

Viscosidad SSF a 210°F.- Se usa para evaluaciones del proceso.

Penetración.- Mide consistencia de asfalto.

Las pruebas anteriores se complementan para definir la carga, en cuanto se refiere a su consistencia y su

rácter de ligera o pesada.

Para un mismo crudo, indica grado de agotamiento en el proceso anterior al de la planta reductora.

Sedimento por Centrifugación.- Indica el contenido de contaminantes sólidos detectables físicamente por centrifugación.

Sedimento por Extracción con Benceno.- Detecta cuantitativamente los contaminantes sólidos insolubles en benceno.

Asfaltenos en  $nC_5$  y  $nC_7$ .- Sirve para calificar la calidad de la carga para este proceso, pues según parece repetidas veces en las literaturas, estos asfaltenos pueden limitar el grado de severidad por afectar a la prueba de estabilidad térmica NBTL. Además indica que puede acortarse la duración de corridas.

Carbón Conradson, %.- Dato que da una orientación comparativa entre diferentes cargas en cuanto a la tendencia a la formación de coque y carbón durante el proceso.

Destilado a  $1000^{\circ}F$ .- Indica en este caso el grado de agotamiento en procesos anteriores y es útil para determinar el grado de conversión en el proceso de reducción de viscosidad al comparar el resultado de esta prueba en la carga con el del residuo de la planta.

3.3.1 CARACTERISTICAS DEL RESIDUAL DE VACIO DE RELAPACUADRO 45 - RESIDUAL DE VACIO - DATOS LABORATORIO RELAPA

P R U E B A S	METODO ASTM	CARGA LA PLANTA
Peso Específico a	D-1298	0.9854
Densidad °API	D-1298	12.1
Viscosidad SSF a 210°F	D-88	456 *
Agua y Sedimento, % Vol	D-1796	0.1
Sedimento Extracción por Benceno, % Peso	D-2317	0.098
Asfaltenos en (nC <sub>7</sub> ), % Peso	D-3279	14.5
Carbón Conradson, % Peso	D-524	5.11
Factor de Caracterización	UOP	10.0
Destilado a 1000°F, % Vol	D-1160	24.0
Azufre, %	D-2622	0.906
Temperatura de Inflamación °F	D-93	+ 350
Temperatura Escurrecimiento °F	D-97	+ 100

\* La Viscosidad del Residual de Vacío fue baja a fines de diciembre de 1980 y enero de 1981 por lo cual se tomó este residual de vacío para poder obtener los posibles rendimientos y la severidad a la que trabajaría la Unidad de Viscosidad.

De esta tabla los resultados más importantes para determinar las posibles características y rendimientos de la unidad Reductora de Viscosidad son:

Porcentaje en Peso de Asfaltenos.- Que en el residual de vacío es de 14.5% lo cual nos indica que la temperatura de ablandamiento será alta, o sea la unidad trabajará a severidad media o severidad alta, sin embargo, el principal problema de la Viscosidad es la Inestabilidad de los Fuel producidos si el Cracking Térmico es demasiado severo (o alta se-

veridad), notándose la formación de Asfaltenos, esto se debe principalmente a la presencia de asfaltenos en la carga a la Unidad de Viscosreducción, una sustancia amorfa de color oscuro la cual existe como un coloide altamente dispersado en el Fuel. El Cracking Severo podría destruir los balances de la solución de coloides y llevar a una formación de Asfaltenos.

Esta característica de la formación de Asfaltenos nos indica claramente que para un Residual de Vacío del Crudo 100% Selva, la severidad de la Planta de Visbreaking tendrá que ser media como máximo por el regular contenido de Asfaltenos (14.5%).

Antes generalmente entre las correlaciones de Craqueo Térmico se tomaba en cuenta como factor de caracterización la gravedad  $^{\circ}$ API para medir la susceptibilidad de viscosreducción de la carga sin embargo, esta relación es indirecta y no es muy confiable, sin embargo, se encontró que las susceptibilidades de Viscosreducción están relacionadas a los Normal Pentanos ( $n-C_5$ ) y los Normal Heptanos ( $n-C_7$ ) insolubles que nos da el porcentaje de Asfaltenos en la carga.

También el Punto de Ablandamiento por el método de la bola y anillo,  $^{\circ}$ F (Ring and Ball Softening Point) es una medida de la susceptibilidad a la Viscosreducción y está ligada directamente con los n-pentanos insolubles, los Stocks que tienen bajo punto de ablandamiento y bajos n-Pentanos y/o n-Heptanos muestran una buena susceptibilidad hacia la Viscosreducción.

Los residuales que tienen bajo punto de ablandamiento

to y bajos n-pentanos y/o n-heptanos insolubles con tienen una gran proporción de fuel-oil, y si consideramos al Residual de Vacío como una mezcla de Fuel-Oil Pesado y Asfaltenos, se observa que es el Fuel-Oil Pesado el que se Craquea a temperaturas no muy severas y produce aceites de baja viscosidad. A bajas y moderadas severidades los Asfaltenos no precipitan a través del horno.

#### SEDIMENTOS EXTRACCION POR BENCENO, PORCENTAJE EN PESO

Esta es otra correlación muy importante para saber aproximadamente los rendimientos de los productos como GLP, Gasolina, Fuel Oil Liviano y Residual de Visbreaking.

Las cargas de alto contenido de Sedimentos producen bajos rendimientos de Destilados, principalmente el de los Fuel-Oil, en el caso del Residual de Vacío, este contiene 0.098% lo cual nos indica que es un porcentaje alto, por consiguiente los rendimientos serán bajos.

Esta correlación además nos da los grados de severidad a los que trabajará la Planta Reductora de Viscosidad. Además, por el lado analítico, se observan incrementos de insolubles en Benceno y Sedimento. Precisamente en base a los niveles de insolubles en Benceno y Sedimento por centrífuga, relacionados a las manifestaciones anteriores que limitan la duración de las corridas, se establecen tres niveles de Severidad, para los cuales se fijaron los siguientes límites:

CUADRO 46

Grados de Severidad	L I M I T E S	
	Insolubles en Benceno, % Peso	Sedimento por Centrifugación % Volumen
Baja	0.02 MAX.	0.05 - 0.2
Media	0.02 a 0.3	0.2 - 1.0
Alta	0.3 a 1.0 +	1.0 - 4.0 +

Como se puede apreciar nuevamente el grado de severidad para la Planta Productora de Viscosidad que tenga como carga el Residual de Vacío será media.

De acuerdo al Porcentaje en Peso de Insolubles y el Grado de Severidad se pueden apreciar los posibles Rendimientos de la Planta Reductora de Viscosidad, en el cuadro 47, según estos posibles rendimientos se podría obtener hasta un 17.2% en volumen de Gasóleo Liviano que está dentro de las especificaciones del Diesel, con lo cual se maximizaría el Diesel N° 2 y a la vez se podría aumentar la producción del corte Turbo/Kerosene aumentándoles el Punto Final en las unidades de Destilación Primaria.

Como se puede observar los rendimientos de Gas, Gasolina y Gasóleo se incrementan a medida que se aumenta el Grado de Severidad. Es interesante apreciar la reducción progresiva de los Destilados a + 1000°F y simultáneamente el incremento de Gasóleo que puede ser utilizado como carga a Plantas Catalíticas.



### 3.4 POSIBLES RENDIMIENTOS DE LA PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD A DIFERENTES SEVERIDADES

CUADRO 47

Grado de Severidad Determinación	Severidad Baja				Severidad Media					Severidad Alta				
	0.0000	0.005	0.010	0.020	0.05	0.10	0.15	0.20	0.30	0.40	0.50	0.60	0.80	1.0
% Peso, Insolubles en Benceno	0.0000	0.005	0.010	0.020	0.05	0.10	0.15	0.20	0.30	0.40	0.50	0.60	0.80	1.0
Gas y LPG % Vol	3.0	3.1	6.0	5.8	5.5	5.4	5.0	5.2	5.0	5.0	5.0	6.0	7.0	8.7
Gasolina (400°F) % Vol.	4.0	4.2	3.4	3.8	4.2	4.8	6.7	8.0	9.5	9.8	10.0	12.0	14.0	15.0
Gasóleo Liviano (650°F) % Vol.	10.64	12.79	13.04	13.79	15.2	17.46	16.8	17.0	17.2	18.04	18.86	19.06	19.27	19.88
Gasóleo Pesado (1000°F) % Vol.	17.36	20.86	21.27	22.48	22.8	24.74	25.2	25.5	25.8	25.96	27.14	27.44	27.73	28.62
Residuo (+1000°F) % Vol.	68.0	62.05	60.49	58.13	57.13	51.9	50.3	49.5	45.6	44.3	42.0	40.0	38.0	37.0
Total % Vol.	103.0	103.0	104.2	104.0	104.0	104.3	104.9	105.2	103.1	103.1	103.0	104.5	106.0	109.2

CUADRO 49 - COMPARACION DE LAS CARACTERISTICAS DE LOS RESIDUOS ATMOSFERICOS RESIDUALES DE VACIO Y LOS RENDIMIENTOS DE UNA VISCOREDUCTORA

TIPO DE CRUDO	CRUDO DE TACHING		CRUDO ARABE LIGHT		CRUDO SELVA EN DESTILACION PRIMARIA I		CRUDO SELVA EN DESTILACION PRIMARIA II	
	Residuo Atmosfér.	Residual de Vacío	Residuo Atmosfér.	Residual de Vacío	Residuo Atmosférico	Residual de Vacío	Residuo Atmosfer.	Residual de Vacío
DETERMINACION								
% Peso/% Vol. del Crudo	69.4/66.6	41.7/38.52	48.1/43.89	20.5/17.54	55.75/51.29	27.9/18.72	46.2/41.89	22.06/18.82
°API	27.3	21.5	17.7	8.5	18.9	10.0	16.5	8.0
Sp-gr a 60°F	0.8911	0.9254	0.9484	1.0114	0.9407	1.000	0.9562	1.0143
% Peso de Azufre	0.15	0.19	3.0	4.4	0.49	0.8	0.53	0.906
Nitrógeno en Ppm	2100	3500	1900	4500	-	-	-	-
% Peso de Asfaltenos	4.4	7.6	1.8	4.3	5.26	14.	5.70	14.5
% Peso de Carbón	3.8	7.9	7.5	14.2	4.11	5.0	9.31	5.11
Vanadio en Ppm	1.1	1.9	26	66	33	-	29	-
Níquel en Ppm	5.0	9.3	10.0	24	Nulo	-	Nulo	-

VISCOREDUCCION DE LOS RESIDUOS DE VACIO

Rendimientos

% Peso/% Volumen

Gas y LPG	1.8/3.33	1.7/3.44	3.31/5.4	3.23/5.0
C <sub>5</sub> -400°F P.F. Gasolina	8.4/10.46	7.2/9.66	3.36/4.8	6.66/9.5
Gasóleos 650°F P.F.	12.6/13.63	12.4/14.67	15.26/17.46	15.04/17.2
Residuos de V.B. +650°F	77.2/72.58	78.7/72.23	78.07/76.64	75.07/71.4

### 3.5 MÉTODOS UTILIZADOS PARA EVALUAR LOS RENDIMIENTOS EN UNA PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD

Para evaluar los rendimientos de la Planta Reductora de Viscosidad se utilizan los siguientes métodos:

1. Conversión Total
2. Índice de Reducción de Viscosidad (IRV)
3. Índice de Reducción de Combustóleo (IRC)

#### 3.5.1 CONVERSION TOTAL

Se define convencionalmente para este proceso conversión total como la diferencia en volumen de la suma de la producción de gas (equivalente en líquido), Gasolina y el Destilado a 1000°F del residuo de la planta menos el destilado a 1000°F de la carga de la planta.

En el caso del Residual de Vacío el porcentaje Destilado hasta 1000°F fue de 24% y de acuerdo a la Se veridad se obtienen los siguientes rangos de Conversión Total.

CUADRO 50

Productos	Grado de Severidad		
	Baja	Media	Alta
Gas y LPG % Vol	3.0 - 5.8	5.5 - 5.0	5.0 - 8.7
Gasolina	4.0 - 3.8	4.2 - 9.5	9.8 - 15.0
Gasóleo Liviano	10.64 - 13.79	15.2 - 17.2	18.04 - 19.89
Gasóleo Pesado hasta 1000°F	17.36 - 22.48	22.8 - 25.8	25.96 - 28.62
Total Carga:	35.0 - 45.87	46.87 - 57.5	58.3 - 72.2
Dest. a 1000°F	24.0 - 24.0	24.0 - 24.0	24.0 - 24.0
Conversión Total	11.0 - 21.87	22.87 - 33.5	34.3 - 48.2

Aunque las condiciones de operación de temperatura y tiempos de residencia a diferentes temperaturas en los hornos son los que generan el grado de severidad, invariablemente se pueden detectar los efectos de alta severidad por análisis del residuo. Un alto grado de severidad se puede generar ya sea por altas temperaturas en el horno y cortos tiempos de residencia o por altos tiempos de residencia y bajas temperaturas.

Según el cuadro 50 se puede apreciar que la Conversión Total varía de 11.0% a 48.2% según la severidad a la que se trabaje, sin embargo, por razones de inestabilidad a la oxidación en los productos finales solo se podrá llegar a una conversión final de 33.5%, que es la máxima para una severidad media.

### 3.5.2 INDICE DE REDUCCION DE VISCOSIDAD (I.R.V.)

Este es un método que es muy utilizado en la Planta Reductora de Viscosidad de la Refinería 18 de Marzo, Atecapatzalco México, el cual sirve para determinar cuantitativamente el Grado de Reducción de Viscosidad. Se puede visualizar con facilidad el grado de Reducción de Viscosidad si se considera que el residuo de la planta estuviera formado por la mezcla de dos componentes básicos, uno con viscosidad de la carga y el otro con viscosidad de un diluyente seleccionado.

Como el Grado de Reducción de Viscosidad que tiene la Planta Reductora de Viscosidad se puede medir como si la planta generara un solo diluyente, la gráfica ASTM D-241 sección de mezclas, es muy útil. Para determinar en forma rápida el grado de reducción

que está logrando la planta, dicha refinería utiliza el siguiente sistema al cual denomina Índice de Reducción de Viscosidad (IRV).

Localizar en la gráfica ASTM D-341, tamaño 405 mm x 520 mm los puntos de viscosidad en segundos universal de la carga y residuo determinados a una misma temperatura y medir la distancia entre estos dos puntos. Las variaciones de esta distancia miden proporcionalmente aumentos o disminuciones de conversión de la carga a un equivalente de diluyente de referencia seleccionado según convenga.

Esta distancia en la ordenada de la gráfica se mide por conveniencia en centímetros, en realidad este método sirve para medir la cantidad de diluyente ahorrado por concepto de disminución del volumen de residuo con respecto a la carga. Esto generalmente para la preparación del Residual N° 6, que tiene un máximo de 300 SSF a 122°F, en otras palabras se necesita más diluyente para preparar una cantidad determinada de la carga de la Planta Reductora que el residuo que se obtiene de la Planta Reductora.

### 3.5.3 INDICE DE REDUCCION DE COMBUSTOLEO (IRC)

Este método, al igual que el anterior nos indica la cantidad de diluyente ahorrado pero en forma de Reducción de Combustóleo, o sea a menor Residual (Combustóleo) y de menor viscosidad se necesita menos diluyente.

Se define el IRC como:

$$\text{I.R.C.} = A - B \quad \text{donde:}$$

A = Volumen de Combustóleo de 300 SSF a 122°F elaborable a partir de 100 unidades de volumen de la carga a la planta.

B = Volumen de Combustóleo de 300 SSF a 122°F elaborable a partir del volumen de residuo de la planta correspondiente a 100 unidades de carga a la planta.

### 3.6 POSIBLES ESQUEMAS DE LA UTILIZACION DE LA UNIDAD REDUCTORA DE VISCOSIDAD

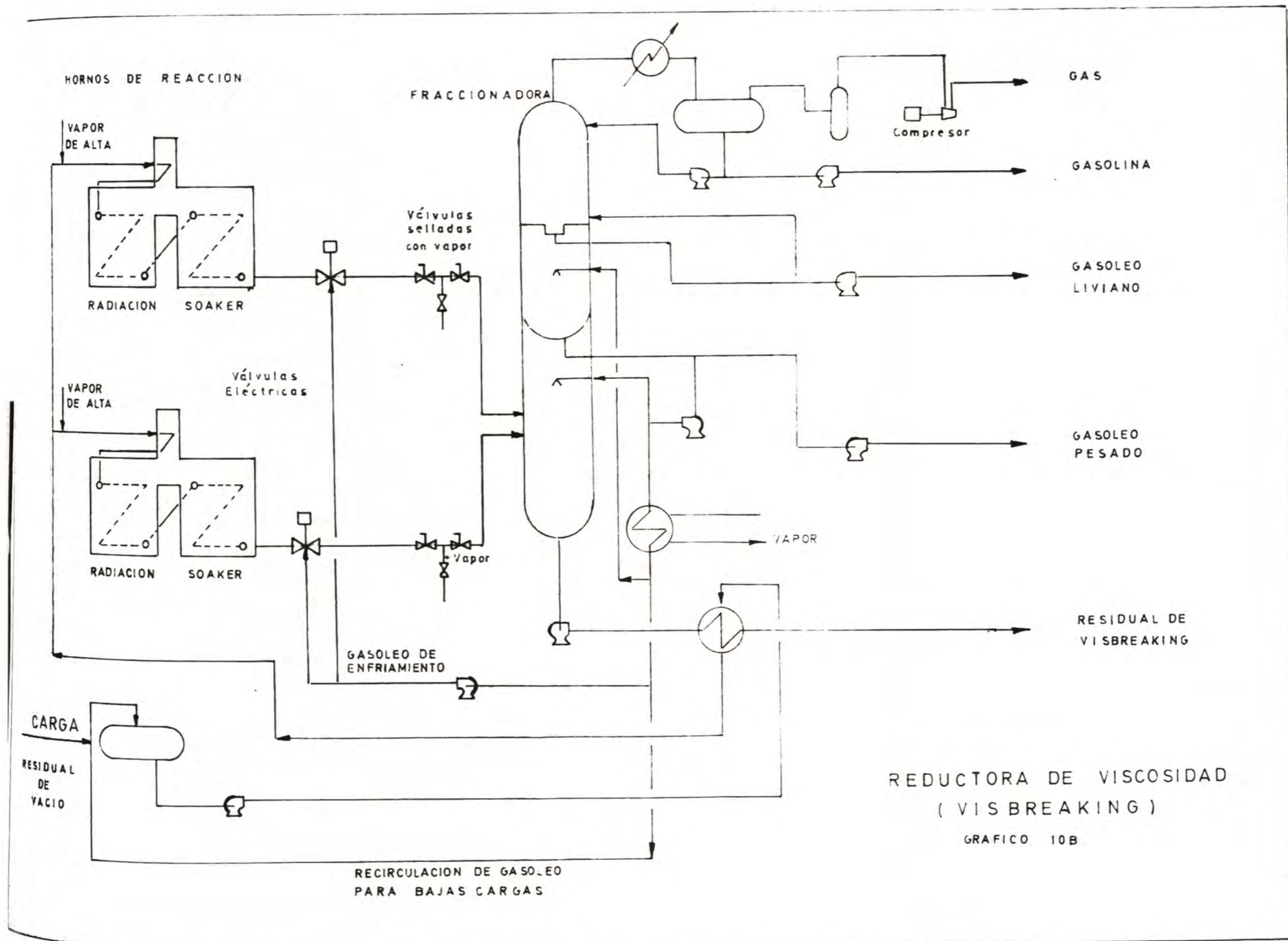
Generalmente los productos de la gasolina son:

Gas

Gasolina

Residuo (Gasóleo Liviano + Gasóleo Pesado + Residuo a + 1000°F)

Sin embargo, como el presente estudio tiene como finalidad Maximizar Destilados Medios el principal objetivo será extraer el Gasóleo Liviano (-650°F) que con tratamiento antioxidante puede aumentar la cantidad de Diesel N° 2. Además, cualquiera de los Gasóleos puede ser utilizado como carga a una unidad de Craqueo Catalítico (FCC) lo cual incrementaría a su vez la producción de LCO y Gasolina, lo cual es atractivo económicamente sin embargo, se debe tener en cuenta las especificaciones del Residual N° 6.



REDUCTORA DE VISCOSIDAD  
( VISBREAKING )

GRAFICO 10B

RECIRCULACION DE GASOLEO  
PARA BAJAS CARGAS

## CAPITULO IV

AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO  
FLUIDO (FCC)4.1 ANTECEDENTES

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluído tiene una capacidad de diseño inicial de 6670 BPD y está operando desde el 26 de diciembre de 1967.

Es una unidad Integral Reactor Regenerador modelo UOP "Stack" con el reactor elevado y regenerador presionado, esta unidad fue modificada a partir del 18 de mayo de 1976 durante 47 días, modernizándose el diseño del proceso y adecuándolo al sistema de "Riser Cracking" y mejorando los materiales de construcción del sistema Reactor-Regenerador.

4.1.1 REPARACIONES MAYORES DEL SISTEMA REACTOR-REGENERADOR

Cambio y mejora en la calidad de los materiales de los principales equipos del Sistema Reactor-Regenerador.

- 1° Cambio de la cámara plena y mejora del material de acero de baja aleación 5 Cr - 1/2 Mo a acero inoxidable 18 Cr- 8 Ni.
- 2° Cambio de ciclón del reactor, enlaminado interior del mismo con material antierosivo y modificación de la Pierna del Ciclón para facilitar el montaje de la extensión del Riser. Las meti



das del ciclón no han sido modificadas.

- 3° Cambio de la bajante del reactor y recubrimiento interior con material antierosivo, el diámetro interior se mantiene.
- 4° Cambio y modificación del Riser e instalación de material antierosivo en el interior.

Dos cambios fundamentales se han realizado en esta parte del equipo: Disminución del diámetro nominal de 30" a 24" y la extensión del Riser, dentro del reactor para adaptar el sistema de "Riser Cracking".

- 5° Cambio del distribuidor de aire y mejora del material de 5 Cr - 1/2 Mo a acero inoxidable 18 Cr - 8 Ni.

Cambio y Mejora del Sistema de Control del Proceso.

Reubicación de las termocuplas del Reactor hasta las inmediaciones del tope del Riser.

Reubicación de la toma inferior del nivel de catalizador en el reactor hasta el nivel 104'6" del agotador.

Cambio en el Riser

La unidad de FCC en su Sistema de Reactor-Regenerador estaba provista de un Riser con 107 pies de longitud y 28" ID, actualmente el Riser es de 24" ID con una extensión dentro del Reactor, la cual es requerida para realizar todo el proceso de craqueo.

dentro del Riser. El nuevo Riser está provisto de un recubrimiento antierosivo de 3/4" de espesor.

La longitud total del nuevo Riser es de 124 pies y se tiene una velocidad de 31 pies/seg y un tiempo de residencia de 5 segundos, como máximo.

Como consecuencia de estas modificaciones, las principales variables de operación del Reactor Regenerador se mantendrán lo más constantes posibles como sigue:

#### CUADRO 51

Carga	7,000
RCC	1.10 - 1.20
Temperatura Carga Fresca	400 - 440°F
Presión Fraccionadora	8.0 psig
Temperatura Reactor	910 - 930°F
Presión Regenerador	22.0 psig
Nivel Reactor	65" H <sub>2</sub> O (*)
Venteo Manual Turbo Soplador	Cerrado

(\*) 0 el mínimo requerido para mantener el diferencial adecuado en la válvula deslizante del catalizador gastado.

Como la temperatura de la carga fresca es baja (400-410°F) se tiene que utilizar catalizadores muy activos, los cuales tienen promotores de combustión para favorecer la combustión completa del CO a CO<sub>2</sub> y mantener una temperatura del Reactor por encima de los 920°F con el fin de obtener mayor rendimiento de productos y una mayor conversión.

#### 4.1.2 VENTAJAS OFRECIDAS POR EL PROMOTOR DE COMBUSTION SOBRE EK CATALIZADOR CBZ-1

En 1976 la División de Investigación de la Davison presentó las ventajas del promotor de combustión, que fue descrito y sintetizado como sigue:

- El CO del gas de chimenea es reducido o eliminado.
- Los niveles de carbón sobre el catalizador regenerado (CRC) son reducidos lo cual aumenta la conversión y la selectividad.
- Una utilización más eficiente de la Energía (Calor) debido a la baja pérdida de Calor con los gases de chimenea y una reducción de las temperaturas de la Carga precalentada debido a que se utiliza la energía de la reacción  $CO \rightarrow CO_2$ .
- Reducir la reactivación del catalizador debido a la eliminación del utilizado en la antorcha de aceite y los ciclones de vapor de enfriamiento.
- Reducir el ciclón y la válvula deslizante usado debido a la reducción de los flujos recirculantes de catalizador.
- Baja pérdida de catalizador regenerado debido a la reducción de los requerimientos de aire.

Los beneficios anotados arriba son un resultado directo del calor liberado por la reacción de  $CO \rightarrow CO_2$  (de 10 a 160 BTU/lb de coque) y la alta temperatura de la fase densa del catalizador. El catalizador más caliente permite reducir las razones Catalizador/Aceite a una temperatura constante y reducir

los flujos de recirculación del catalizador, reducir la carga de coque al Regenerador y la recuperación de más cantidad de productos, sin embargo, la temperatura de la Carga precalentada es muy baja y la máxima capacidad de procesamiento de la unidad es de 7000 BPD sin un horno de precalentamiento, debido a que la carga está constituida por HVGO y AGO principalmente y no una carga combinada de LVGO y HVGO. La carga es menor y debido a problemas en la unidad, la carga actualmente es menor de 7000 BPD.

CUADRO 52 - CUADRO COMPARATIVO DE RENDIMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC CON CATALIZADOR DE ALTA ALUMINA, ZEOLITICO XZ-25 y CBZ-1 (Referidos a la Carga Total)

TIPO DE CATALIZADOR		ALTA ALUMINA			ZEOLITICO	XZ-25	CBZ-1
		Diseño Caso I	Diseño Caso II	Operación Promedio	Antes Riser Cracking	Con Riser Cracking	Con Riser Cracking
Carga Fresca	BPD	6,670	6,670	6,945	6,969	5,805	5,926
GLP Primaria	BPD	78	12	314	340	253	338
GLP Platforming	BPD	118	79	77	-	35	143
GAS Primaria	BPD	-	-	20	30	-	-
Carga Total	BPD	6,866	6,761	7,356	7,339	6,093	6,407
Carga Total	% Vol	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Gas	% Vol	-	-	6.2	5.7	6.3	4.08
GLP	% Vol	8.1 (C <sub>3</sub> )	8.9 (C <sub>3</sub> )	17.3	20.9	24.5	27.36
Butano	% Vol	13.2 (C <sub>4</sub> )	12.7 (C <sub>4</sub> )	2.2	4.0	11.0	7.71
Gasolina	% Vol	38.6	37.8	45.3	61.3	53.6	57.61
LCO	% Vol	24.3	24.7	21.0	9.7	9.8	14.41
HCO	% Vol	14.5	14.8	9.4	4.3	6.7	3.03
Aceite Clarificado	% Vol	4.8	4.9	4.8	6.0	5.4	3.64
Total de Productos	% Vol	103.5	103.8	106.2	111.9	117.3	117.84
Ganancia	% Vol	3.5	3.8	6.2	11.9	17.3	17.84
% Conversión	Vol	55	55	63	78.9	76.8	77.9
RON de Gasolina		-	-	91.7	89.7	91.2	90.1
PVR de Gasolina		-	-	9.1	8.4	10.1	7.7
Temp. del Reactor	°F	890	920	888	911	932	930
RCC		1.05	1.10	1.14	1.10	1.10	1.10
API de la carga		28.0	20.0	28.1	27.7	28.9	27.2
% Diesel		0.0	0.0	14.0	15.3	19.3	-
% AGO		-	-	-	-	-	19.0
Crudo % Vol Orto		-	-	37.0	1.8	-	-
Ecuador		-	-	27.9	50.8	77.0	-
Bolivia		-	-	14.6	2.6	-	-
Belco		-	-	11.7	25.9	-	-
Ceuta		-	-	-	-	15.9	-
Selva		-	-	-	-	-	100.0
Otros		-	-	8.8	18.9	7.1	-
Adición de Cat. TM/D		1.09	1.10	0.710	0.79	0.820	0.635

Como se puede apreciar la Carga Fresca en promedio **está** por debajo de la Carga de Diseño debido principalmente a la temperatura de precalentamiento de la Carga Fresca.

Según las nuevas condiciones de Diseño para la unidad modificada de FCC a Riser Cracking, la temperatura de la Carga Fresca debe estar por encima de los 410°F, sin embargo, el promedio indica una temperatura de 338°F y esto trae consigo las siguientes variaciones:

- 1º Mientras más baja sea la temperatura de precalentamiento de la carga fresca mayor será el Régimen de Recirculación de Catalizador para mantener el rendimiento de la Gasolina GLP y LCO y una Conversión de 78% Vol.
- 2º Al tener una baja temperatura la carga fresca, disminuye o limita el régimen de la carga Fresca, a menos de 7000 BPD.

La solución más adecuada para la ampliación a 8000 BPD, es la instalación de un Horno de Precalentamiento. Normalmente, las Unidades de Riser Cracking típicas poseen Hornos de Precalentamiento o Catalizadores Activos con una actividad superior a 80% Vol. de conversión en forma consistente, la temperatura de precalentamiento supera los 600°F y la temperatura del reactor es mayor de 950°F, obteniéndose así una disminución de los reciclos y en algunos casos se hacen cero, esta disminución del volumen de reciclos va acompañada de un aumento del régimen de carga que en el caso nuestro podrá ser de 8000 BPD obteniéndose así mayores rendimientos.

Observando el Cuadro 52 de rendimientos de los catalizadores utilizados en la unidad de Craqueo Catalítico Fluído, los rendimientos de Gasolina siempre van en aumento así como el GLP, en cambio el LCO ha disminuido, sin embargo, con el catalizador CBZ-1 se logra un incremento pero esto es más notorio debido a que actualmente se maximiza LCO y para esto se ha reducido el punto final de la Gasolina, lo cual da como resultado un aumento de la producción de LCO.

#### 4.2 OPERACION DE LA UNIDAD A BAJA PRESION

La presión del Regenerador a no dudarlo es tan solo una de las muchas variables que se tienen que controlar y poder utilizar para maximizar o minimizar algún producto, sin embargo, la presión en el Regenerador está directamente ligada con el régimen de Recirculación del catalizador (RRC o CRR) y también con la cantidad de carbón sobre el catalizador regenerado (CRC).

En el caso de la unidad de FCC el RRC es bajo 1.10 y el regenerador está presionado a 23 psig y esto debido a que la Velocidad de Quemado del Coque aumenta con el incremento en la Presión Parcial del Oxígeno. Además la Presión Parcial depende directamente de la Presión Absoluta, entonces un aumento de la Presión en el Regenerador permite que la regeneración se efectúe a un menor régimen de recirculación del catalizador (RRC) en comparación con los regeneradores de menor presión bajo ciertas condiciones.

Fundamentalmente la velocidad total del quemado de coque es una función tanto de la transferencia másica del oxígeno como de la cinética intrínseca de la re

ción carbón-oxígeno. Pasing estableció que la velocidad de reacción es:

$$R = \frac{P}{\frac{1}{K_D} + \frac{1}{K_R C_R}}$$

donde:

$R$  = Velocidad total de reacción en moles/hr/lb de catalizador.

$P$  = Presión Parcial del oxígeno. ATM.

$K_D$  = Coeficiente de transferencia de masa en moles/hr/atm/lb de Catalizador.

$K_R$  = Constante específica de velocidad de reacción en moles/hr/atm/lb de Catalizador.

$C_R$  = % de Carbón en el Catalizador.

Esta ecuación indica la relación de primer orden entre la velocidad de quemado, Presión Parcial del oxígeno y Carbón en el Catalizador. Es evidente que al variar la Presión del Regenerador se tendrá un mayor efecto en las unidades que funcionan con RRC alto a diferencia de las unidades que funcionan con RRC bajo.

La presión de Diseño del Regenerador constituye un compromiso entre los efectos positivos y negativos de una mayor o menor presión de operación. Con base en estas consideraciones la mayoría de las unidades se han limitado a un intervalo de presiones de regenerador relativamente limitado por el Diseño Mecánico. DEBIDO A ESTO LA PRESION DEL REGENERADOR NO SE CONSIDERA UNA VARIABLE DE OPERACION VERDADERAMENTE INDEPENDIENTE.



#### 4.3 USO DE NUEVOS CATALIZADORES PARA MAXIMIZAR L.C.O.

El principal problema que se tiene al querer maximizar el L.C.O. se debe generalmente a que la mayoría de los nuevos catalizadores se diseñan con el fin de maximizar los rendimientos de Gasolina, la Selectividad y disminuir los gases tóxicos que salen por la chimenea debido a el gran control de las normas para el cuidado del medio ambiente y también el incremento del octabaje de esta gasolina.

Además la serie de catalizadores CBZ de la Davison es y está siendo desplazado por la familia de la Davison Super-D, lo cual poco a poco volverá obsoleta a la familia CBZ y de los cuales el CBZ-4 es el catalizador indicado para maximizar L.C.O. puesto que el catalizador CBZ-4 fue diseñado para dar un máximo rendimiento de Light Cycle Oil (L.C.O.) y permitir así al refinero una buena mantención de la cantidad de coque y selectividad de gas y también aumentar la carga fresca hacia el reactor sin embargo, desafortunadamente el CBZ-4 también incrementa los rendimientos de H.C.O. y Slurry, pero incrementando el recicló se podría reducir estos rendimientos junto con un gran incremento del L.C.O.

Como reciclando podemos conseguir maximizar el rendimiento de LCO esto finalmente estará limitado por la habilidad del refinero para controlar el incremento de rendimientos de Coque y Gas.

Las Variables que afectan la producción del Propano son:

La calidad de la Carga.- En general las cargas físicas son las que favorecen los incrementos de

rendimientos de Propano.

La Actividad del Catalizador.- Los incrementos de la actividad del Catalizador incrementan también el rendimiento de propano, puesto que el propano es un producto de Craqueo Zeolítico y se opone al Craqueo Térmico

Por consiguiente, si queremos maximizar LCO lo primero que debemos hacer con respecto a los nuevos catalizadores es encontrar un catalizador de menor actividad lo cual se opone a las tendencias actuales.

Según las siguientes tablas se puede apreciar las características, propiedades y rendimientos de la familia de catalizadores CBZ y el catalizador XZ-25.

CUADRO 53 - PROPIEDADES TÍPICAS DEL CATALIZADOR FRESCO

C A T A L I Z A D O R	CBZ-1	CBZ-2	CBZ-3	CBZ-4	XZ-25
ANALISIS QUIMICO:					
% Peso Base Seca					
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	28.5	29.0	29.0	30.0	30.6
Na <sub>2</sub> O	0.75	0.5	0.6	0.4	0.11
SO <sub>4</sub>	0.60	0.4	0.6	0.3	-
Fe	0.1	0.1	0.1	0.1	0.11
T.V. (1500°F)	12.0	12.0	12.0	12.0	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-	65.7
ANALISIS FISICO:					
Area Superficial M <sup>2</sup> /gr	290	250	265	225	-
Volumen Poroso cc/gr	0.47	0.47	0.47	0.47	0.58
Densidad Aparente gr/cc	0.52	0.52	0.52	0.53	0.53
Indice de Desgaste Davison	37	30	23	25	-
Equilibrio Típico Microactividad	70	64	67	61	86

CUADRO 54 - COMPARACION DE RENDIMIENTOS DE LOS CATALIZADORES CBZ y XZ-25

CATALIZADOR	CBZ - 1		CBZ - 2		XZ - 25		CBZ - 4	
	% Peso	% Vol.	% Peso	% Vol.	% Peso	% Vol.	% Peso	% Vol.
Conversión		79.58		75.37		73.22		70.61
H <sub>2</sub>	0.07		0.07		0.06		0.06	
H <sub>2</sub> S	0.09		0.09		0.09		0.09	
C <sub>1</sub>	0.72		0.81		0.82		0.83	
C <sub>2</sub> <sup>=</sup>	1.10		0.91		0.83		0.74	
C <sub>2</sub>	0.32		0.38		0.39		0.40	
C <sub>3</sub> <sup>=</sup>	4.66	8.05	3.31	5.73	2.88	4.98	2.42	4.19
C <sub>3</sub>	1.76	3.12	1.74	3.10	1.70	3.02	1.63	2.90
C <sub>4</sub> <sup>=</sup>	4.69	6.97	4.65	6.92	4.52	6.72	4.31	6.41
iC <sub>4</sub>	4.81	7.71	4.18	6.71	3.89	6.24	3.54	5.67
nC <sub>4</sub>	1.39	2.15	1.05	1.62	0.93	1.44	0.81	1.25
C <sub>5</sub> <sup>=</sup>	3.26	4.50	4.19	5.78	4.50	6.21	4.85	6.61
iC <sub>5</sub>	5.57	8.05	4.23	6.11	3.67	5.31	3.01	4.34
nC <sub>5</sub>	0.54	0.78	0.43	0.63	0.39	0.56	0.33	0.47
C <sub>6</sub> <sup>-430°F</sup>	41.29	48.37	40.29	47.38	39.79	46.87	38.98	46.01
L.C.O.	16.32	15.40	17.64	16.80	17.49	16.75	18.05	17.35
H.C.O.	0.0	0.0	1.20	1.10	2.41	2.25	3.69	3.48
Aceite Clarificado	5.92	4.81	7.64	6.47	8.70	7.50	9.47	8.27
Coque	7.46	-	7.14	-	6.89	-	6.77	-
Total	99.97	109.81	99.95	108.35	99.95	107.85	99.98	106.95

CUADRO 55 - COMPARACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION Y CALIDAD DE PRODUCTOS

TIPO DE CATALIZADOR	CBZ-1	CBZ-2	XZ-25	CBZ-4
Condiciones de Operación				
Temperatura de la Carga			Igual para Todos	
Flujo de Carga BPD			Igual para Todos	
Razón de Reciclo	1.23	1.25	1.25	1.24
Temperatura del Reactor °F	920	920	920	920
CRR T/M	5.4	6.5	6.9	7.5
C/O	3.7	4.4	4.7	5.2
Inspección de Productos				
Gasolina				
°API	59.34	59.47	59.51	59.58
RVP	8.06	7.89	7.80	7.70
MON	89.0	88.5	88.2	87.90
RON	79.1	79.2	79.1	78.90
LCO: P.F. °F	524	524	524	524

#### 4.4 AVANCES Y MEJORAS EN LOS NUEVOS CATALIZADORES

##### 4.4.1 TOLERANCIA A LOS METALES

Actualmente la tendencia general en las Unidades de Craqueo Catalítico es procesar cargas pesadas y muchas contienen contaminantes metálicos, la concentración de estos contaminantes metálicos depende de la procedencia de la carga, el rango de ebullición y el grado de preprocesamiento.

Estos metales presentes en forma de pórpidos se depositan sobre el catalizador donde actúan en contra de la selectividad y en favor de las indeseables reacciones de deshidrogenación, incrementando la formación de gas y coque y además aceleran la pérdida de superficie y el contenido de zeolita en el catalizador.

Muchos estudios muestran que los catalizadores zeolíticos son menos susceptibles a la desactivación permanente por metales que el catalizador amorfo, además los contaminantes metálicos afectan al catalizador zeolítico reduciendo la selectividad probablemente debido al incremento de multiplicidad de sitios de craqueo activo comparado con el catalizador amorfo.

Diferentes catalizadores fueron desactivados permanentemente en diferentes grados debido a los contaminantes metálicos.

La actividad de deshidrogenación de los metales adsorbidos decae con los ciclos sucesivos de Reacción Regeneración.

La desactivación de metales a diferentes flujos con sucesivos ciclos de Reacción-Regeneración dependen del catalizador zeolítico usado.

Estos conceptos de contaminación de metales son las bases para el desarrollo de una familia de catalizadores llamados Residcat (Catalizadores de Residuales) los cuales son mucho más tolerantes a los metales que cualquier catalizador comercial.

La familia de catalizadores Residcat se basa en la matriz del catalizador de la Davison Super-D y a través de una combinación de la estructura de los poros, la composición de la matriz y el uso de zeolita altamente estable se alcanzan altos niveles de actividad y selectividad manteniendo niveles de metales arriba de 2% en peso de Níquel y Vanadio a una proporción de 2/1 entre el Vanadio y el Níquel, que equivalen aproximadamente a 6,700 ppm Ni y 13,300 ppm V.

Con el uso de procedimientos de laboratorio, en los cuales el catalizador es impregnado con Ni y V en una proporción de (2 V/Ni), vapor desactivado y análisis por hidroactividad, la familia Residcat puede ser comparada como se aprecia en el Gráfico 10. El más tolerante es el GRZ-1, manteniendo una buena actividad arriba de 20,000 ppm Ni + V. Sin embargo, debido a su costo el catalizador GRZ-1 debe ser escogido para niveles altos de metales y para bajos niveles de metales. Los Residcat 20 y 30 se recomiendan debido a su buena efectividad y bajo costo.

Debido a que la familia SUPER-D de la Davison es similar en muchas propiedades a los Residcat, en el Gráfico 11 se puede apreciar la comparación del ca-

talizador SUPER-D EXTRA con dos catalizadores competitivos donde el SUPER-D EXTRA, muestra mucho mejor selectividad de gas en el rango común de operación puesto que pocos refineros sobrepasan los 5000 ppm de contaminantes metálicos.

De interés particular es la tendencia particular a procesar cargas residuales las cuales contienen el ion sodio ( $\text{Na}^+$ ). Generalmente el  $\text{Na}^+$  es un resultado de una pobre operación de desalado o la contaminación con agua de mar. El ion Sodio sin embargo, es un serio veneno para el catalizador, puesto que no solo neutraliza los sitios de Craqueo Acido sino que acelera la saturación de la superficie del Catalizador. Aunque la nueva familia Residcat es resistente al  $\text{Na}^+$ , éste sigue siendo un contaminante muy serio y debe ser minimizado. Ver Gráfico 13.

#### 4.4.2 AUMENTO DEL OCTANAJE DE LA GASOLINA

Con la finalidad de eliminar el aditivo MMT del booster del octano, incrementar la performance y las demandas económicas en los futuros vehículos a motor, la Davison tiene cerca de 10 años de estudio de catalizadores los cuales fueron y son diseñados para aumentar catalíticamente el octanaje de la Gasolina bajo cualquier condición de operación y virtualmente con cualquier tipo de carga. Estos catalizadores actualmente están en el mercado con el nombre comercial de Octacat.

Debido a que el octanaje de la Gasolina es afectado por casi cualquier parámetro de operación en el proceso de cracking, el rango de variables de operación va desde la Severidad de la operación a los e-

fectos de los metales contaminantes y desde la composición de las cargas hasta el nivel de carbón en el Catalizador Regenerado.

Como puede apreciarse en el Gráfico 14, los cambios en la temperatura del reactor, el grado de conversión y el tipo de carga bajo ciertas condiciones preparadas, pueden hacer drásticos cambios en el número de octano de la Gasolina de FCC (de 4 a 6 RON). Adicionalmente el incremento de los metales contaminantes baja la presión parcial del hidrocarburo, incrementa la temperatura del regenerador, lo que incrementa el vapor del proceso elevando así más de 2 números el RON.

Sin embargo, aparte de estas variaciones en las variables de operación el Catalizador Octacat ha mostrado un incremento en el RON y el MON.

La composición del nuevo catalizador Octacat es comparado con el catalizador típico que existe en el mercado, el CBZ-1. En las unidades piloto de FCC de la Davison a una Severidad y Actividad constante. Se puede apreciar en los cuadros 56 y 57 los aumentos conseguidos en la calidad de la Gasolina.

- El octanaje de la Gasolina se incrementó de 2.0 a 3.3 RON y el MON de 0.7 a 1.5.
- Los rendimientos de las Olefinas, especialmente el  $C_4$  fueron incrementados sustancialmente. Este cambio fue obtenido sin incrementar los rendimientos de los hidrocarburos ligeros, representando un incremento en la relación olefinas/parafinas.
- La Selectividad de la Gasolina es alta.



La Selectividad de Coque y Gas seco se incrementó significativamente.

- La calidad de los Aceites Cíclicos no fue generalmente afectada o poco aumentada.

En los análisis de la Gasolina, en cuanto a las Parafinas, Olefinas, Aromáticos y punto de Anilina (relativo al contenido de Aromáticos) y el Número de Bromo (relativo al contenido de Olefinas) muestran que el incremento de octanaje es el resultado del incremento de contenido de Aromáticos y Olefinas en la Gasolina craqueada.

CUADRO 56 - DATOS DE PLANTA PILOTO DE FCC DE LA DAVISON

	OCTACAT II	CBZ-1
Conversión % Vol.	72.5	71.0
Rendimientos Referidos a la Carga Fresca (C.F.) Gases		
Hidrógeno % Peso	0.02	0.03
C <sub>1</sub> + C <sub>2</sub> % Peso	1.0	1.1
Total de C <sub>3</sub> % Vol.	7.0	7.3
C <sub>3</sub> <sup>=</sup> % Vol.	5.0	5.5
Total de C <sub>4</sub> % Vol.	10.1	9.1
C <sub>4</sub> % Vol.	5.0	3.8
iC <sub>4</sub> % Vol.	4.6	4.4
C <sub>5</sub> <sup>+</sup> Gasolina		
% Vol. C.F.	63.0	61.0
% Vol C <sub>5</sub> + Gasolina/Conversión	0.87	0.86
Número de Octano, sin Plomo		
RON	90.3	86.8
MON	78.5	76.6
Punto de Anilina, °F	82	90
Nº de Bromo	68	46
% Parafinas	36	51
% Olefinas	21	14
% Aromáticos	43	35
Light Cycle Oil (LCO)		
% Vol. C.F.	9.8	10.2
Densidad °API	20.5	19.5
Punto de Anilina °F	162	152
Coque, % Peso C.F.	4.2	5.2

Desactivación del Catalizador: 1520°F, 20% Vapor y 80% Aire.  
Presión Atmosférica durante 12 horas.

Condiciones de la Planta Piloto: 40 WHSV, Relación Catali-  
zador/Aceite = 4, Temperatura 920°F, Carga, Gasóleo del  
oeste de Texas.

CUADRO 57 - COMPARACION DEL OCTACAT CON UN CATALIZADOR ESTANDARD

	OCTACAT IIB	OCTACAT IIB-1	CATALIZADOR ESTANDARD
Conversión	+0.5	+1.5	Base
$C_4^=/iC_{11}$	0.9	0.9	0.75
Gasolina			
Selectividad	0.91	0.90	0.88
RON (sin Plomo)	+2.3	+4.0	Base
MON ( " " )	+0.8	+1.5	Base
Punto de Anilina, °F	90	90	93
Nº Bromo	44	48	39
Coque	-1.2	-0.6	Base

Desactivación del Catalizador: 1520°F, 20% Vapor y 80% Aire, Presión Atmosférica durante 12 horas.

Condiciones de la Planta Piloto: 40 WHSV, relación Catalizador/Aceite = 3, Temperatura 920°F, Carga Gasóleo del oeste de Texas.

Además los beneficios del Octanaje no están restringidos para una fracción particular de la Gasolina, como se puede observar en el Cuadro 58 de los datos obtenidos para los componentes ligeros (100-230°F) y pesados (230-430°F), los cuales muestran cambios significantes.

**CUADRO 58 - BENEFICIO DE OCTANAJE COMO UNA FUNCION DEL RANGO DE EBULLICION**

	OCTACAT II		CBZ - 1	
	100-230°F	230-430°F	100-230°F	230-430°F
Total Gasolina, % Vol.	42.4	57.6	40.4	59.6
RON (sin Plomo)	91.5	83.6	89.6	80.0
MON ( " " )	78.1	74.7	78.2	72.5
Nº Bromo	93	31	67	24
Punto de Anilina °F	118	75	127	80

Otro dato obtenido es el referente al rango de temperaturas de reacción, conversión permitida por un aumento de temperatura, los aumentos de Octanaje muestran una buena performance de 920° a 1000°F, esos datos muestran una tendencia a reducir los beneficios de Octanaje a Altas Temperaturas (RON = 3.5 a 920°F y 2.8 a 1000°F).

Los resultados comerciales son limitados sin embargo, los resultados son promisorios, en un ensayo comercial de Octacat los incrementos en la Gasolina son de 1.0 RON y 0.7 MON con solo 34% de catalizador Octacat en inventario. Este cambio fue llevado a cabo a condiciones de operación constantes y este resultado es consistente con el del laboratorio, en grandeciendo la predicción de 2.3 puntos de RON a 100% de efectividad de Octacat, esto se puede observar en los Gráficos 15 y 16.

#### 4.4.3 CONTROL DE EMISIONES DE CO

La oxidación de una parte de toda la emisión de CO

del Regenerador es ahora factible a través del uso de varias técnicas en el diseño del Regenerador y/o Promotores que aceleran la reacción  $\text{CO} \rightarrow \text{CO}_2$ , llamados Promotores de Combustión.

Un ejemplo de los cambios notados con el uso de un promotor de combustión en una operación convencional de Regeneración se muestra en el Cuadro 59 y el Gráfico 17. Estos datos fueron tomados directamente de una unidad comercial operando a temperaturas relativamente bajas ( $1156^\circ\text{F}$ ) en la Fase Densa del Regenerador (lecho) y altos niveles de Carbón en el Catalizador Regenerado (CRC = 0.55% Peso). Con la adición del Catalizador con aditivo de combustión de CO la temperatura de la fase densa del Regenerador se incrementa sustancialmente en  $140^\circ\text{F}$  con solo un pequeño incremento en la temperatura de los ciclones ( $30^\circ\text{F}$ ) y el gas de chimenea bajo su contenido de CO a 0.4%. Estos cambios fueron acompañados por mantenimiento del aire utilizado y la reducción de la carga de coque al Regenerador (4.5 a 3.1 en peso de rendimiento) resultado de la alta actividad del Catalizador Zeolítico (bajo CRC) y disminución de la Circulación del Catalizador de 15 ton/min a 9 ton/min.

**CUADRO 59 - COMPARACION DE UN CATALIZADOR CONVENCIONAL Y UN CATALIZADOR CON PROMOTOR DE OXIDACION DE CO**

	DHZ - 15	CCZ - 22
Tipo de Regeneración	Convencional	Max. Oxidación CO
CRC, % Peso	0.55	0.07
Carga Fresca, BPD	19,398	21,130
Reciclo, BPD	1,731	0
Carga Total, BPD	21,129	21,130
Conversión, % Vol.	73.7	72.0
Rendimientos		
H <sub>2</sub> , % Peso C.F.	0.02	0.02
H <sub>2</sub> S, % Peso C.F.	0.04	0.04
C <sub>1</sub> + C <sub>2</sub> , % Peso C.F.	1.7	1.8
C <sub>3</sub> , % Vol. C.F.	3.1	4.5
C <sub>3</sub> <sup>=</sup> , % Vol. C.F.	5.4	7.4
iC <sub>4</sub> , % Vol. C.F.	8.0	6.3
nC <sub>4</sub> , % Vol. C.F.	4.7	3.0
C <sub>4</sub> <sup>=</sup> , % Vol. C.F.	7.4	7.5
C <sub>5</sub> + Gasolina, % Vol. C.F.	59.5	59.6
LCO, % Vol. C.F.	19.0	19.9
HCO, % Vol. C.F.	7.3	8.1
Coque, % Vol. C.F.	4.5	3.1
Líquido Recuperado, % Vol.	114.2	116.3

Notar que el dramático cambio a baja relación Catalizador-Aceite (bajo flujo de Circulación de Catalizador) no reduce significativamente la conversión y un resultado directo de reducir el CRC (0.55 a 0.07 peso) va acompañado de una alta efectividad de la actividad del catalizador.

Con un catalizador zeolítico, el CRC afecta directamente la actividad del Craqueo Zeolítico, dando

mo resultado una significativa reducción en la efectiva actividad y selectividad, los gráficos 18 y 19 muestran que el CRC reduce drásticamente la actividad del catalizador (4%/0.1% peso coque). Este cambio en la actividad es un resultado directo de la reducción de la efectividad zeolítica.

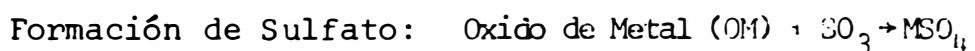
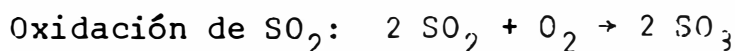
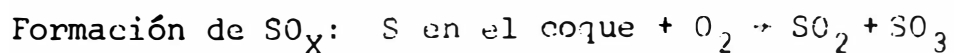
#### 4.4.4 CONTROL DE LA EMISION DE SO<sub>x</sub>

La reducción de las emisiones del Regenerador de óxidos de Azufre en los gases de chimenea es otro trabajo que puede ser efectivamente manejado en muchos casos por una composición especial del catalizador de craqueo.

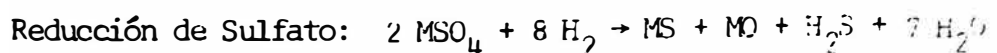
Mucho trabajo se ha realizado en el área del control de emisión de sulfuros de los gases de chimenea usando alcalinizador Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> para absorber el SO<sub>2</sub>. En 1973 se usó el Mg agregado al catalizador como absorbedor de SO<sub>2</sub>.

El mecanismo propuesto para la reducción de las emisiones de SO<sub>2</sub> con una composición especial puede ser ilustrada por las siguientes ecuaciones:

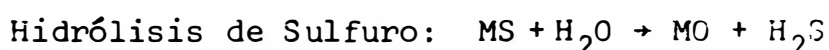
Regenerador:



Reactor:



Despojador:



Básicamente, el  $\text{SO}_2$  es oxidado a  $\text{SO}_3$  en el Regenerador, absorbido sobre la superficie del catalizador como sulfato ( $\text{SO}_4$ ), luego llevado al reactor donde es reducido en la reacción de craqueo a  $\text{H}_2\text{S}$ , existiendo el sistema con los productos craqueados.

La Davison tiene varios años de estudio para la reducción de emisiones de  $\text{SO}_x$ , sin embargo, hace poco tiempo que la industria comenzó a investigar el potencial de estos catalizadores para ayudar a disminuir y controlar la contaminación ambiental. El resultado de una reciente prueba comercial de la Davison Residcat 205 grado  $\text{SO}_x$  (en realidad es un catalizador multifuncional, diseñado para resistencia de metales particularmente en el control de la emisión de  $\text{SO}_x$ ), muestra una reducción de 38% de  $\text{SO}_x$  con solo 34% de catalizador en inventario. Este resultado es alentador para esta nueva serie de catalizadores.



**CUADRO 60 - COMPARACION DEL CATALIZADOR CBZ-1 CON EL SUPER D y EL SUPER D EXTRA (DATOS DE PLANTA PILOTO)**

	CBZ-1	SUPER D	SUPER D EXTRA
<b>Propiedades Físicas (Cat. Fresco)</b>			
Area Superficial m <sup>2</sup> /gr.	290	135	155
Volumen de Poros, cc/gr.	0.52	0.78	0.77
H/H	37/3.5	4/0.6	9/1.0
Conversión, % Vol.	73.0	74.0	82.0
<b>Rendimientos C.F.</b>			
Hidrógeno % Peso	0.03	0.02	0.03
C <sub>1</sub> + C <sub>2</sub> % Peso	1.5	1.1	1.6
Total C <sub>3</sub> % Vol.	8.8	7.3	9.9
C <sub>3</sub> % Vol.	6.4	5.8	7.1
Total C <sub>4</sub> % Vol.	9.7	10.5	12.2
C <sub>4</sub> = % Vol.	4.0	3.9	3.4
iC <sub>4</sub> % Vol.	4.6	5.7	7.8
C <sub>5</sub> + Gasolina % Vol.	61.0	64.5	69.5
C <sub>5</sub> + Gasolina/Conversión	0.84	0.87	0.85
<b>Número de Octano sin Plomo</b>			
RON	88.0	87.0	89.0
MON	77.4	76.8	78.0
Punto de Anilina, °F	90	92	85
Nº de Bromo	40	35	27
<b>Light Cycle Oil (LCO)</b>			
Rendimiento % Vol. C.F.	8.6	8.5	7.6
Gravedad ° API	17.5	17.0	13.4
Punto de Anilina, °F	80	79	49
Coque, % Peso, C.F.	5.2	4.4	5.1

**Desactivación del Catalizador**

para CBZ-1: a 1520°F, 12 horas, 20% vapor en el aire, o PLIC.

para SUPER D y SUPER-D EXTRA: 1350°F, 8 horas, 100% vapor y 10 PLIC.

**Condiciones de la Unidad Piloto**

40 WHSV, Relación Catalizador/Aceite = 4, 920°F y la carga Gasóleos Pesado del oeste de Texas.

## CONTROL DE EMISIONES PARTICULARES

La reducción de los finos en la emisión de los gases de chimenea ha sido de interés en la Industria Refinera y la Davison con el fin de reducir las emisiones investigó durante varios años desarrollando y produciendo la línea de catalizadores SUPER D. Esta familia de Catalizadores es fuerte y densa. Algunas características físicas típicas y de craqueo se pueden observar en el Cuadro 60, en la comparación del CBZ con el SUPER D y el SUPER D EXTRA.

Como se puede ver las densidades comparadas con la del CBZ-1 son significativamente altas (0.78 vs. 0.55 gr/cc). También se puede apreciar que el grado SUPER D tiene una buena actividad catalítica y selectividad hacia la Gasolina, Gas y Coque.

Otra familia de catalizadores para controlar las emisiones particulares es el CBZ-101 de la Davison. Estos catalizadores fueron diseñados para llevar a cabo actividades y selectividades de productos craqueados comparable al CBZ-1, pero con una densidad sustancialmente mayor y mejor trabajo, estos resultados se muestran en el Cuadro 61.

### 4.5 FAMILIA DE CATALIZADORES SUPER-D

El catalizador SUPER-D es el que actualmente tiene mayor acogida entre los nuevos Catalizadores y actualmente existen más de 80 unidades que lo utilizan, y sigue creciendo el número de pedidos. Esto no fue fá-cil puesto que tuvo que desplazar a la familia de los CBZ.

Los siguientes son los factores que originaron el éxito del catalizador SUPER-D:

- Excelente resistencia a la atricción (dureza y densidad).
- Actividad alta.
- Mayor Volumen de productos líquidos.
- Estabilidad Hidrotérmica superior.
- Incremento del rendimiento de Gasolina.
- Rendimiento bajo de Gas Seco ( $H_2$ ).
- Incremento en el potencial de alquilado.
- Alto rendimiento de Isobutano.
- Selectividad de Coque Superior.
- Excelente capacidad de agotamiento (Temp. de regenerador bajas).
- Mayor resistencia a los metales que cualquier catalizador comercial disponible.

**CUADRO 61 - COMPARACION DEL CATALIZADOR CBZ-1 y EL CBZ-101**

	CBZ-101	CBZ-1
<b>Propiedades Físicas del Catalizador Fresco</b>		
Area Superficial m <sup>2</sup> /gr	190	290
Vol. de Poros, cc/gr	0.72	0.52
DI/JI	22/1.8	37/3.5
Conversión, % Vol.	77.0	75.5
<b>Rendimientos C.F.</b>		
Hidrógeno % Peso	0.015	0,015
C <sub>1</sub> + C <sub>2</sub> % Peso	1.5	1.3
Total C <sub>3</sub> % Vol.	6.9	7.0
C <sub>3</sub> % Vol.	5.4	5.4
Total C <sub>4</sub> % Vol.	11.1	9.9
C <sub>4</sub> = % Vol.	3.8	3.1
iC <sub>4</sub> % Vol.	6.3	5.8
C <sub>5</sub> + Gasolina % Vol.	66.0	64.5
C <sub>5</sub> + Gasolina/Conversión	0.86	0.85
<b>Número de Octano sin Plomo</b>		
RON	88.9	88.8
MON	78.6	78.2
Punto de Anilina, °F	85	85
Nº de Bromo	24	29
<b>Light Cycle Oil (LCO)</b>		
Rendimiento, % Vol. C.F.	15.7	17.1
Gravedad °API	19.5	20.0
Punto de Anilina, °F	85	93
Coque, % Peso C.F.	4.7	5.3

**Desactivación del Catalizador: 1520°F, 12 horas, 20% vapor en el aire, a 0 PSIG.**

**Condiciones de Unidad Piloto: 40 WHSV, relación Catalizador/Aceite - 4, 920°F y la carga es de Refinerías de Costa Este.**

Como se ha observado, tanto en la planta piloto como en una gran variedad de operaciones comerciales, los catalizadores Super-D tienen una selectividad única que los diferencia de todos los otros catalizadores de Craqueo Fluído. La matriz de los Catalizadores SUPER-D tiene un Area Superficial baja, por lo cual la mayor parte del craqueo se realiza en la propia Zeolita esencialmente pura, por lo cual tienen una mayor selectividad hacia Gas y Coque que se origina del Craqueo de la Zeolita esencialmente pura. Asimismo la matriz actúa como receptora de los metales y hace que los metales contaminantes de deshidrogenación tal como el Ni, Cu y V sean mucho menos activos.

La evidencia de estos fenómenos son los bajos rendimientos de Hidrógeno y Gases ligeros así como de Coque y Altos rendimientos de líquido. El área superficial baja también contribuye al bajo rendimiento de Coque y alta recuperación de líquido debido a su alta capacidad de agotamiento.

Asimismo, la disminución en el rendimiento de Hidrógeno no resulta de un mayor grado de saturación de los productos. Esto es evidente en el incremento del rendimiento de Isobutano y en los rendimientos relativamente menores de insaturados ligeros.

En el Cuadro 62 se muestran las tendencias de rendimientos para el SUPER-D EXTRA comparado con el Catalizador de otra firma, el catalizador H (el Catalizador más popular de la competencia).

A una temperatura de reactor constante de 980°F el catalizador SUPER-D EXTRA manifiesta la selectividad descrita antes. El rendimiento de Gases Ligeros incluyendo el Hidrógeno es menor con el Catalizador SU-

PER-D EXTRA. El rendimiento de Isobutano fue superior mientras que los rendimientos tanto de Propileno como de Butileno fueron menores. En el mercado actual, donde aparentemente el Isobutano constituye el factor limitante en la manufactura del Alquilado, el mayor rendimiento de Isobutano habrá de originar una mayor producción de Alquilado, ya que el producto requerido para lograr el balance de alimentación de Alquilado para muchas operaciones es de hecho, el Isobutano. Con el catalizador SUPER-D EXTRA se obtuvo una ganancia mayor de 2.0% en volumen de la Carga Fresca en Gasolina y un aumento de casi 1.0% en volumen de la Carga Fresca en productos líquidos. A pesar de su mayor nivel de conversión, el rendimiento de Coque fue moderadamente inferior.

CUADRO 62 - RESULTADOS COMERCIALES EN UNIDADES FCC DAVISON vs. COMPETENCIA

		<u>DAVISON</u> SUPER-D EXTRA	<u>COMPETENCIA</u> H
C <sub>2</sub> y Ligeros	% Peso C.F.	3.2	4.0
Propano C <sub>3</sub>	% Vol. C.F.	3.5	3.3
Propileno C <sub>3</sub> <sup>=</sup>	% Vol. C.F.	7.8	8.8
Isobutano iC <sub>4</sub>	% Vol. C.F.	6.9	5.0
Butano Normal (nC <sub>4</sub> )	% Vol. C.F.	2.1	1.6
Butileno C <sub>4</sub> <sup>=</sup>	% Vol. C.F.	7.6	8.3
Gasolina C <sub>5</sub> <sup>+</sup>	% Vol. C.F.	61.8	59.6
LCO	% Vol. C.F.	17.3	19.4
HCO	% Vol. C.F.	2.9	3.0
Coque	% Peso C.F.	5.5	5.6
Recuperación Líquida	% Vol.	109.9	109.0
Conversión	% Vol.	79.8	77.6
Temp. Reactor	°F	980	980
Régimen de Alimentación		Base	Base + 2.7% Vol.
Temperatura de Regenerador		1246	1238

Actualmente se está operando gran cantidad de Unidades de Craqueo Catalítico con un % de Residual de Vacío en la carga para lo cual están utilizando el catalizador SUPER-D o SUPER-D EXTRA. Este último, por las propiedades antes mencionadas es de mayor preferencia, de igual modo se utiliza en mayor proporción con la carga el Residuo Atmosférico o Crudo Reducido.

Teniendo en cuenta que todos los Catalizadores en existencia Maximizan la Producción de Gasolina, la cual tiene un punto de ebullición de 430°F en promedio, como nuestro caso es el de maximizar LCO, reduciendo el punto final de la gasolina al rango de 385-390°F, el % en volumen del total de la Gasolina que pasaría a formar parte del Light Cycle Oil (LCO) sería aproximadamente de 10%.

Con esta operación y observando los rendimientos del SUPER-D y SUPER-D EXTRA, el que nos daría mayor producción de LCO sería el SUPER-D EXTRA, además mantendríamos la producción de Gasolina.

GRAFICO Nº 10

COMPARACION DE TOLERANCIA A LOS  
METALES

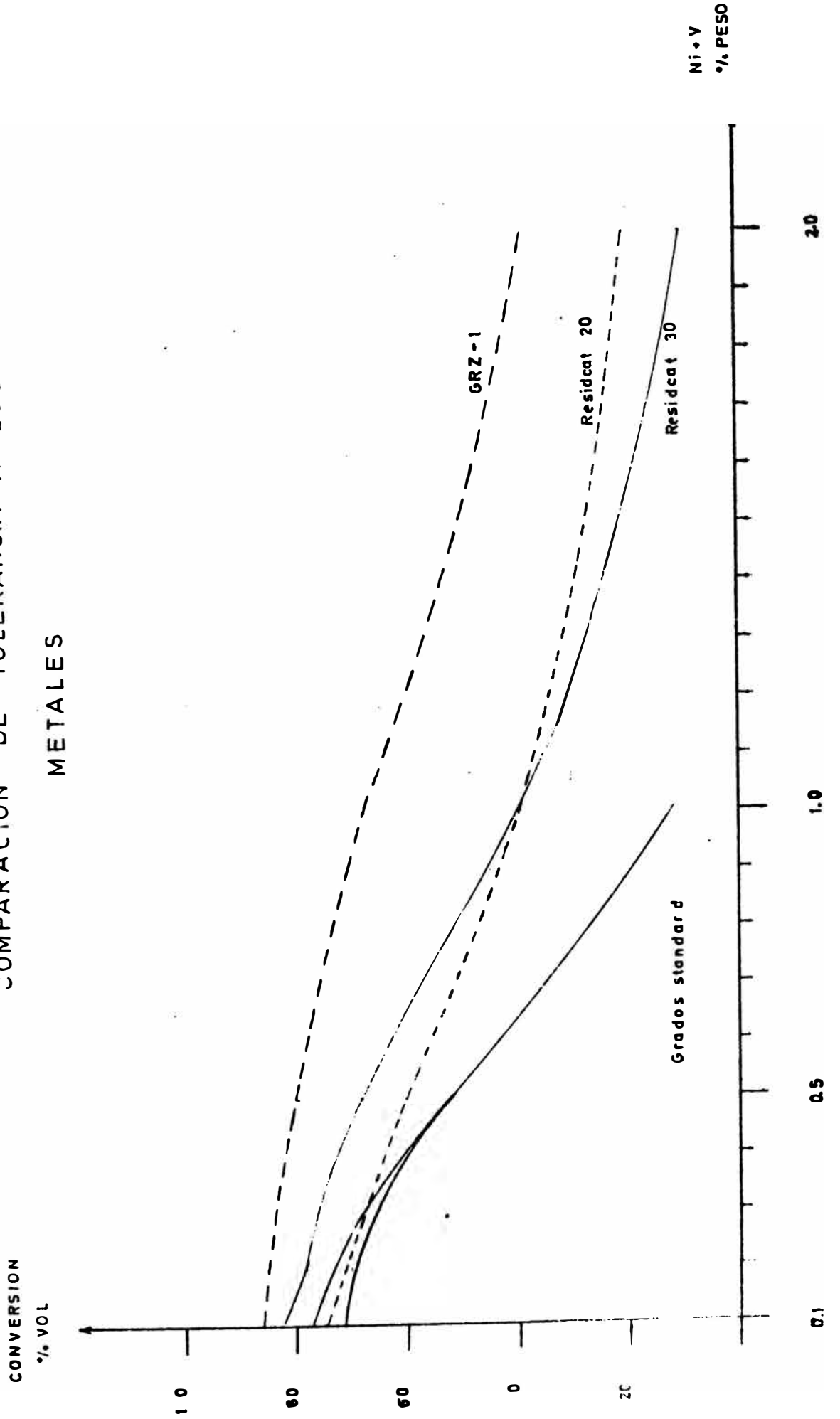




GRAFICO N° 11

MENOS GAS CON ALGUNOS CATALIZADORES

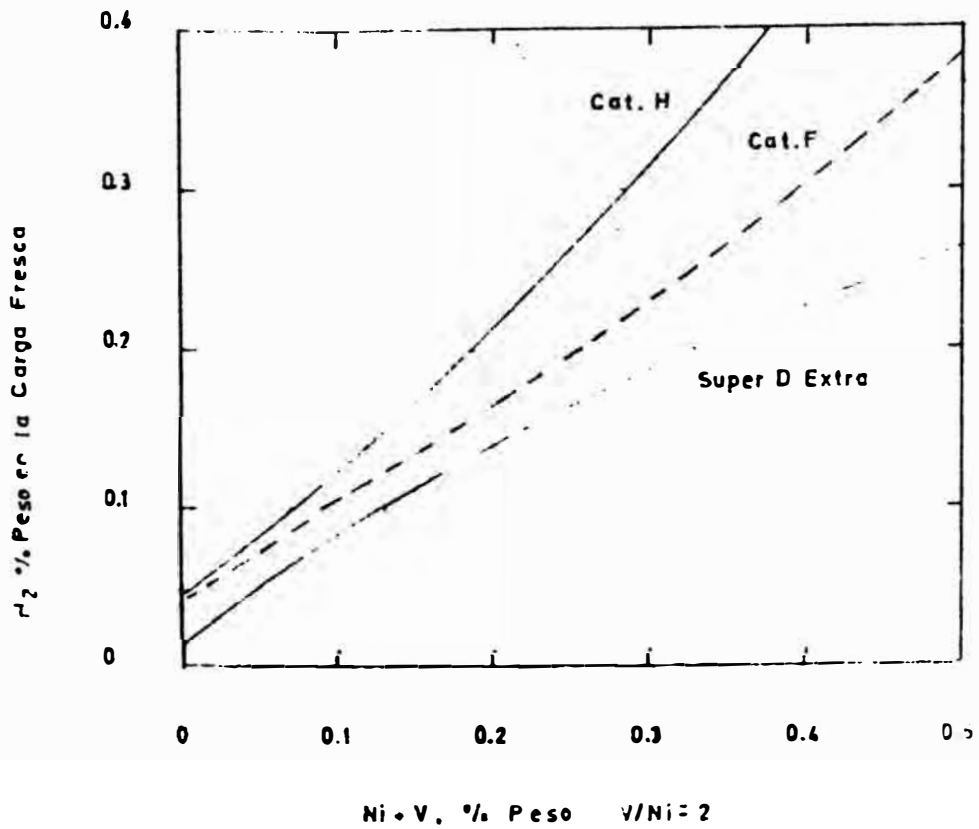
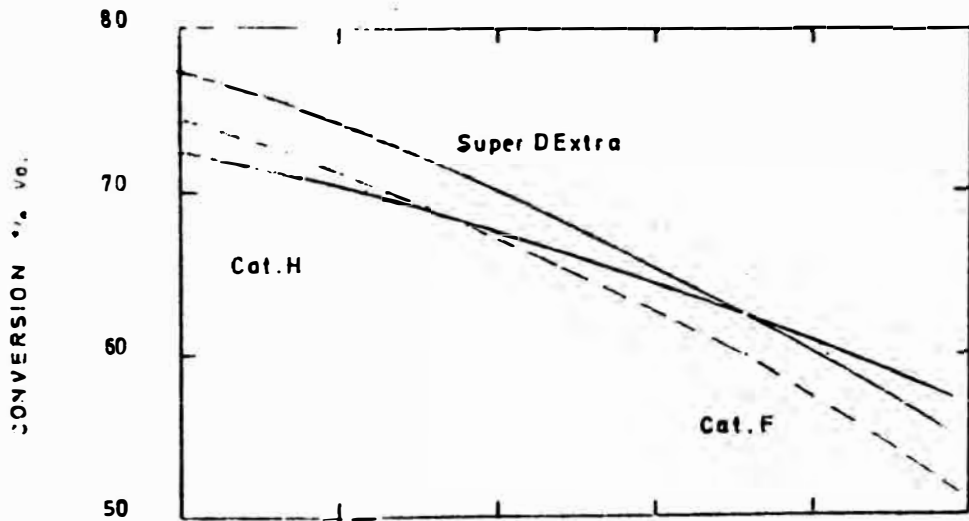


GRAFICO N° 12

CONTENIDO DE METALES ORIGINA  
MAYOR PRODUCCION DE GAS

Factor  
Microactividad del Gas

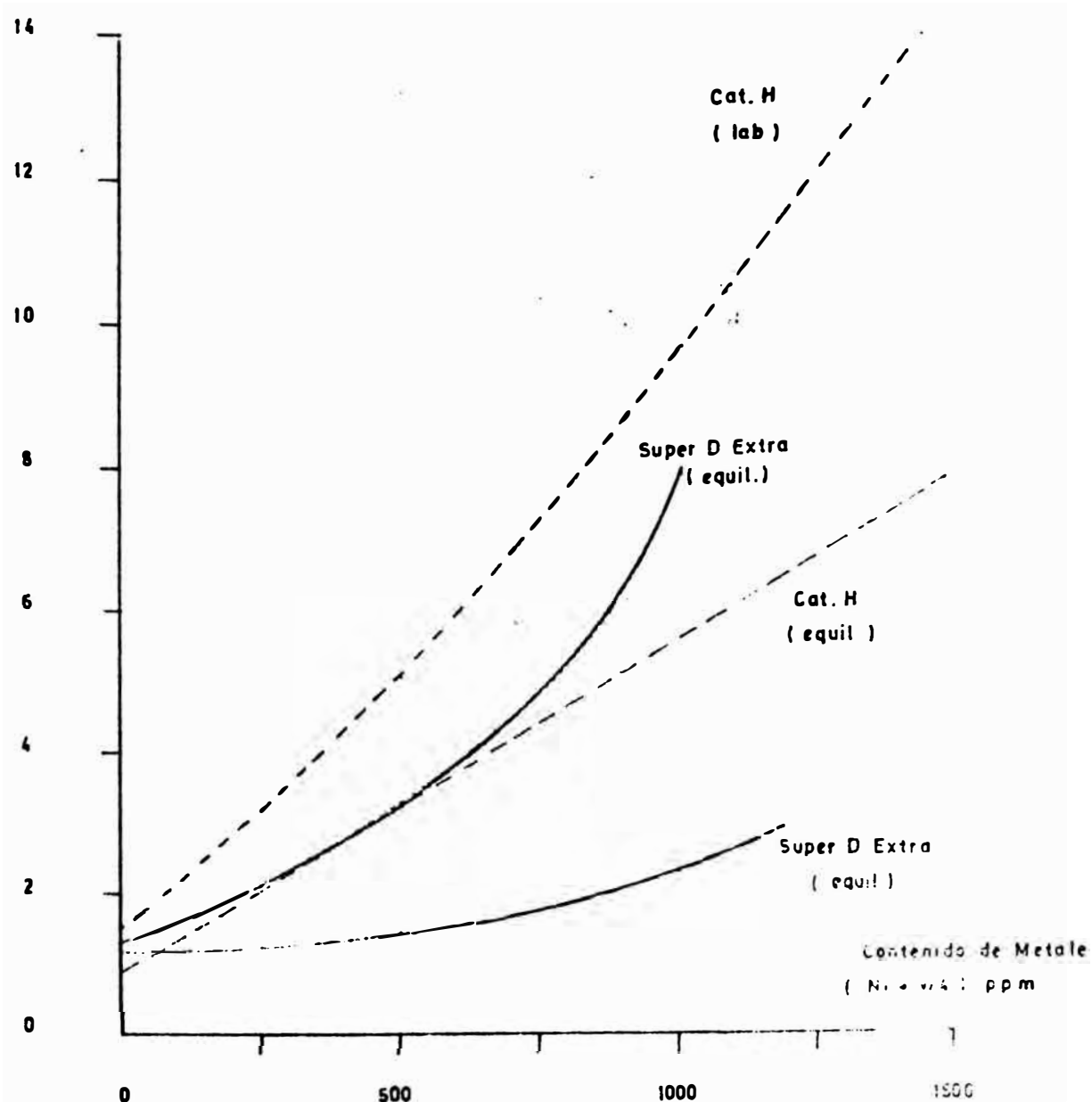


GRAFICO N°13

EL ION Na REDUCE LA ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR

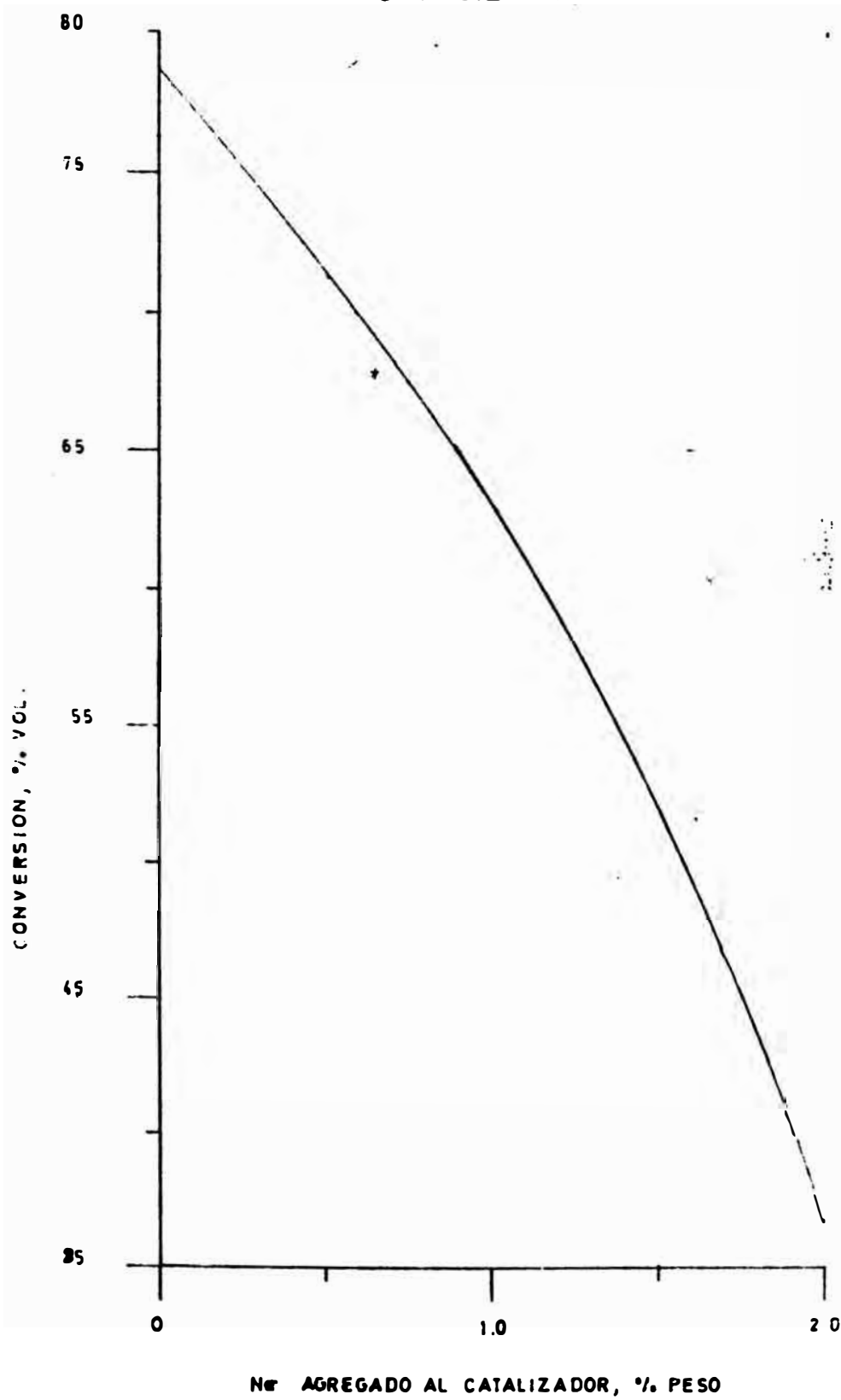


GRAFICO Nº 14

CAMBIOS EN EL OCTANAJE AL MODIFICAR LAS CONDICIONES DE OPERACION

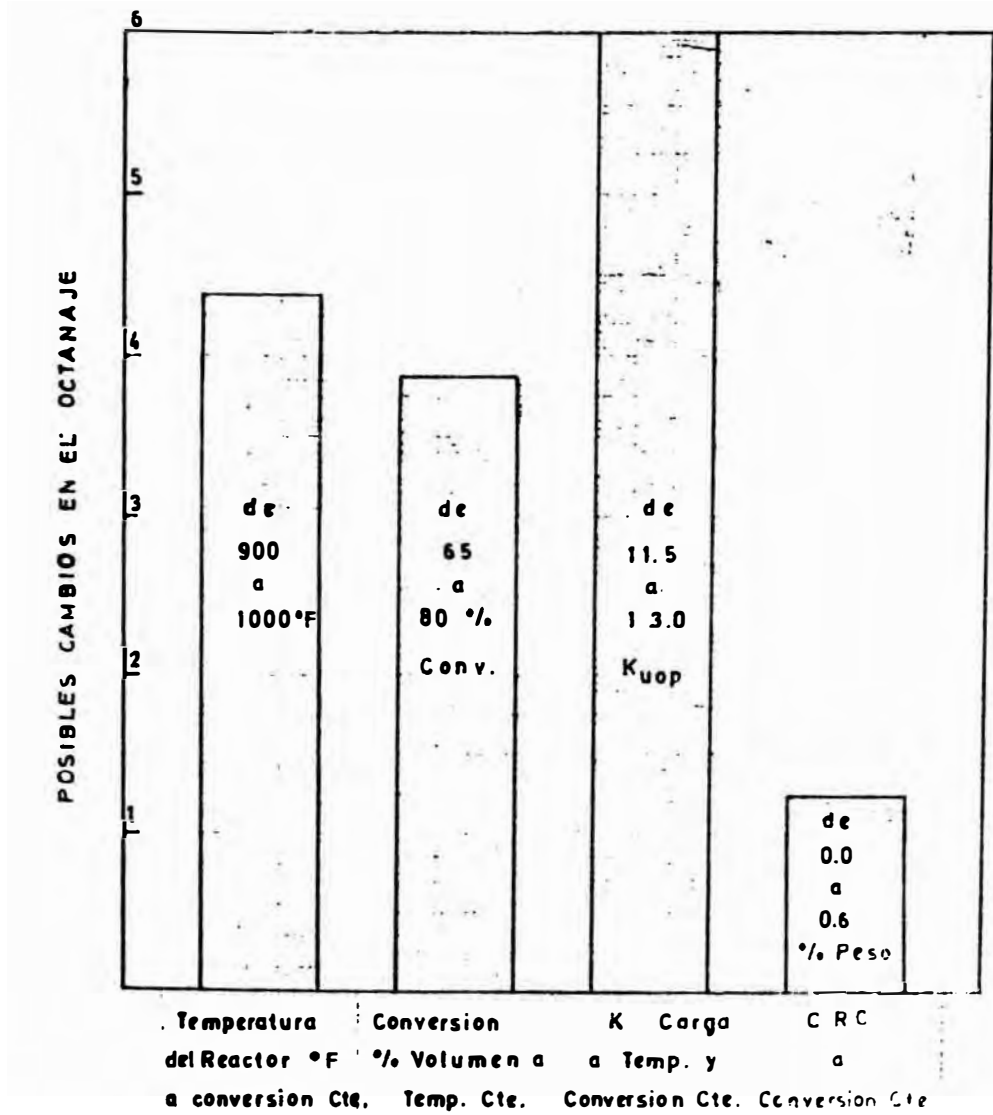


GRAFICO N° 15

INCREMENTO DEL RON EN LA GASOLINA

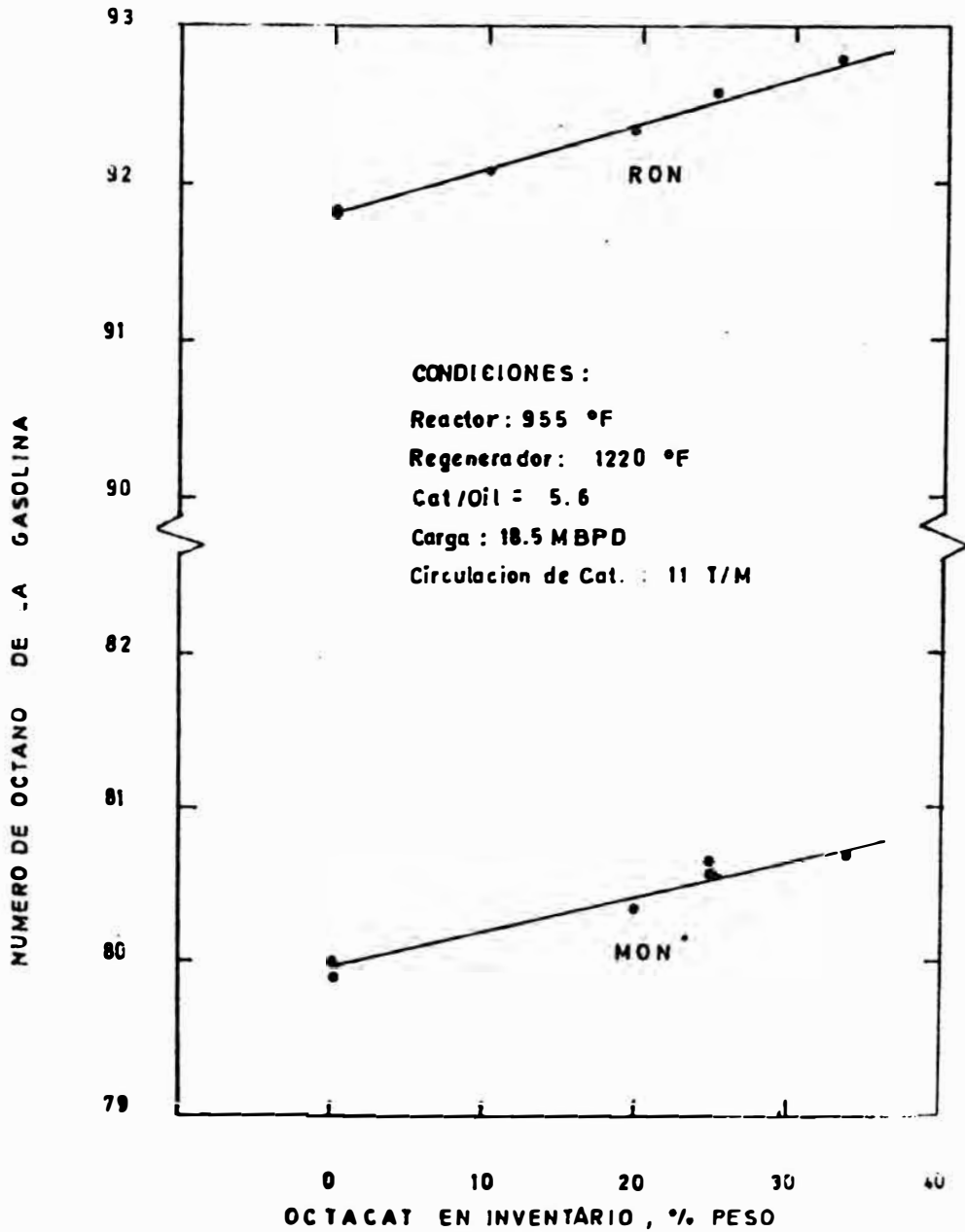


GRAFICO N° 16

OCTACAT II AGREGADO AL CBZ-1

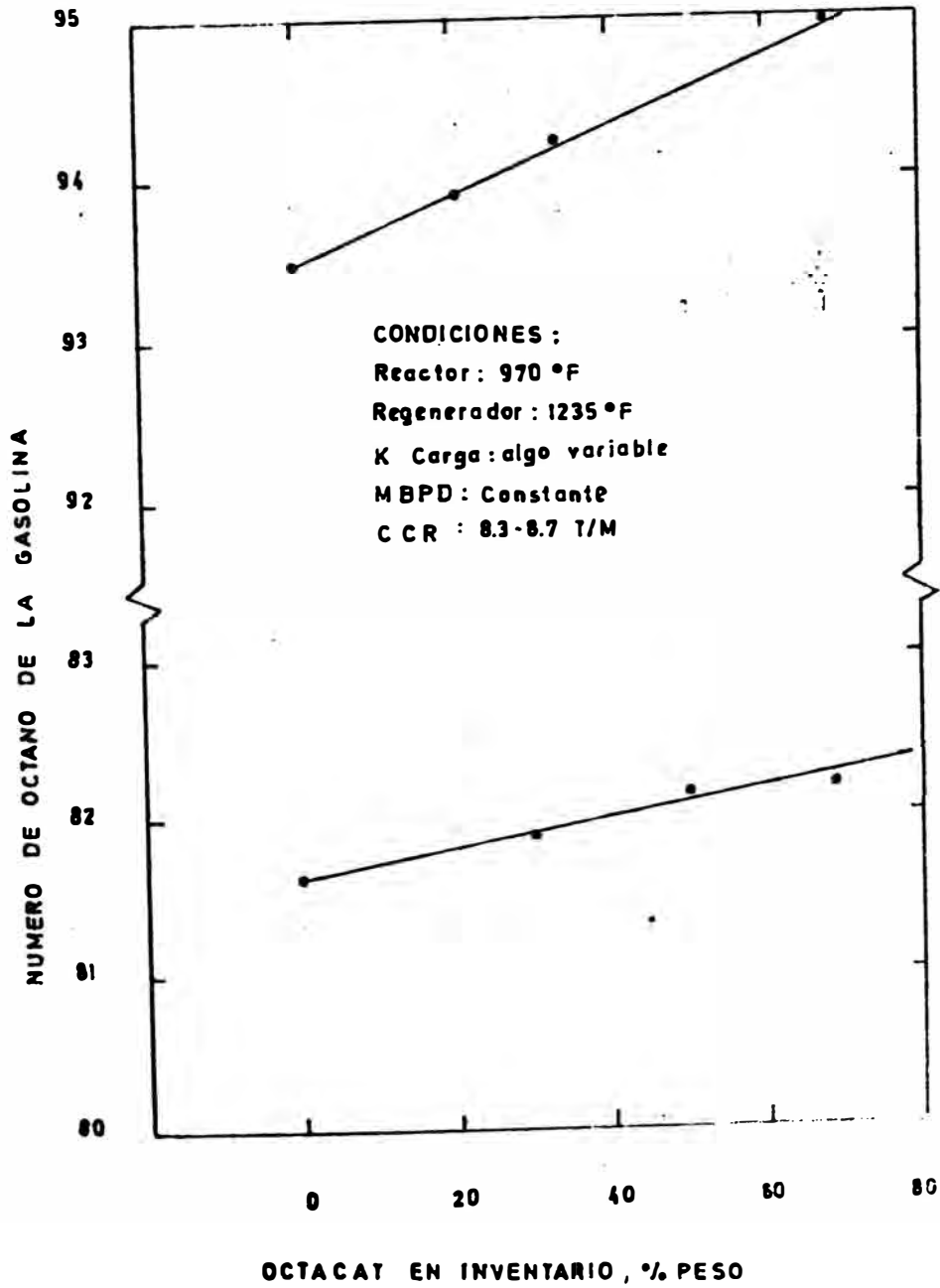


GRAFICO N° 18

EFFECTO DE LA VARIACION DEL CRC  
A CONSTANTE RAZON CAT/OIL = 4

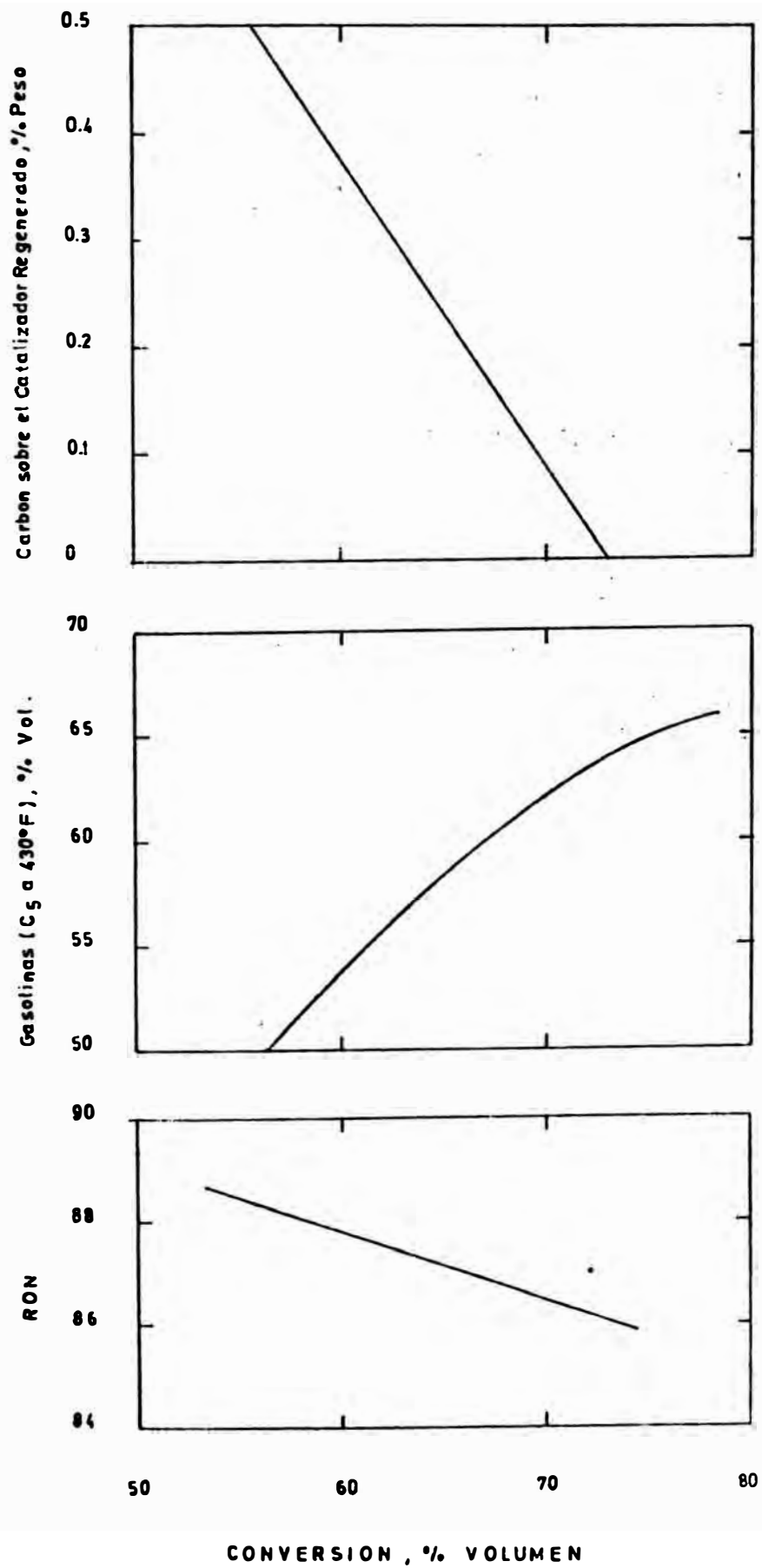
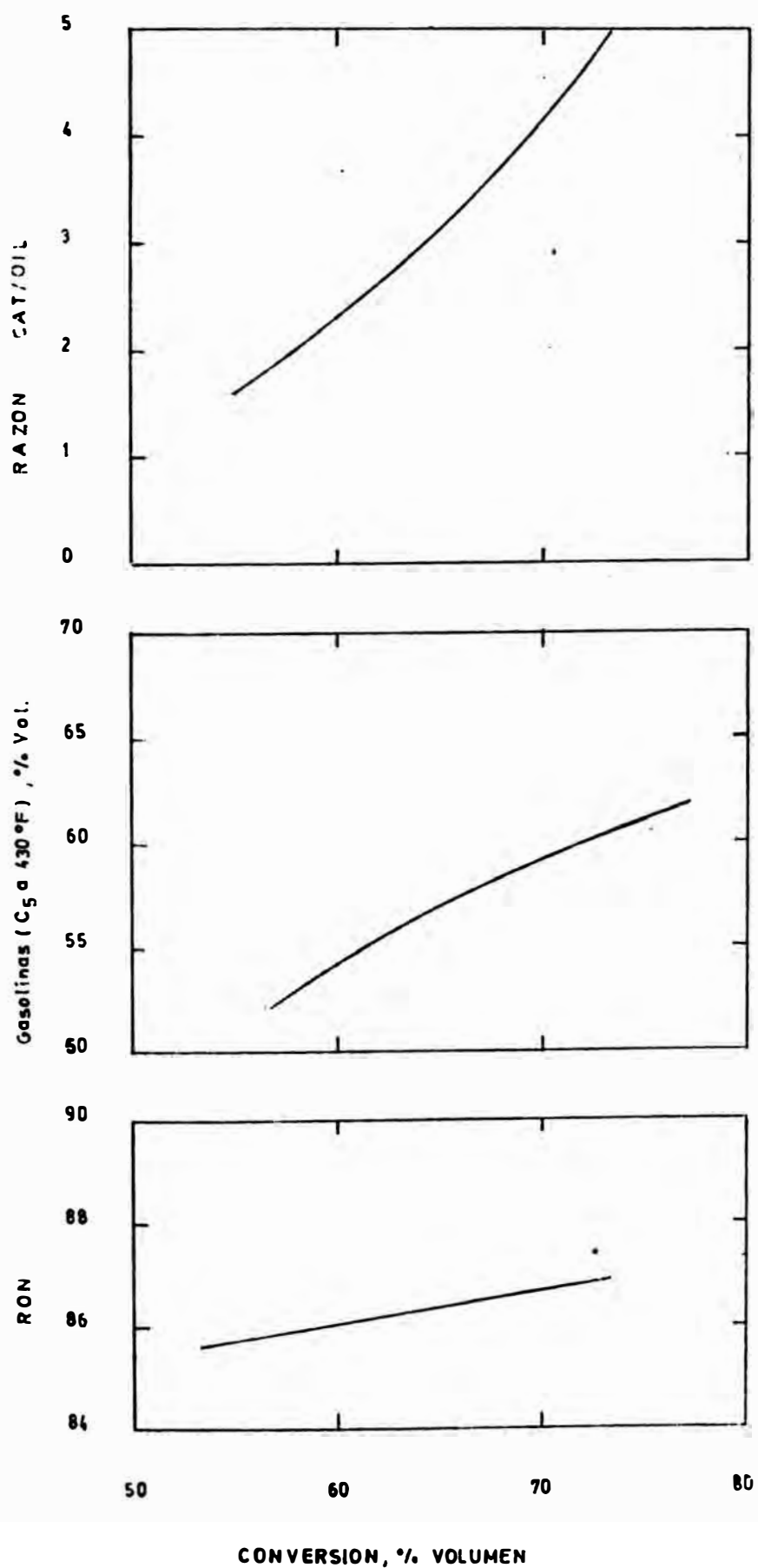


GRAFICO N° 19

EFFECTO DE LA VARIACION DE LA  
RAZON A CAT/OIL A CRC CONSTANTE





## CAPITULO V

ANALISIS TECNICO-ECONOMICO DE LOS ESQUEMAS  
DE REFINACION PROPUESTOS

5.1 INTRODUCCION

Como se puede apreciar se necesita una Nueva Unidad de Vacío, una Unidad de Visbreaking y una Unidad de Conversión que puede ser una unidad de Craqueo Catalítico (FCC) o una de Hidrocracking, se calculará las capacidades más convenientes económicamente.

Teniendo en cuenta el tipo de catalizador a usarse se toma como caso base a las unidades de destilación primaria actuales, la Unidad de Vacío ampliada a 12 MBPD y la unidad de FCC a 8 MBPD en pleno funcionamiento.

5.2 ESQUEMAS PROPUESTOS

Caso Base 1: Usando el Catalizador SUPER-D

Caso Base 2: Usando el Catalizador CBZ-1.

## 5.2.1 CASO BASE 1 Usando Catalizador SUPER-D

CASO 1-A:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 20 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 10 MBPD

CASO 1-B:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 20 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 11 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 12.58 MBPD

CASO 2-A:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

CASO 2-B:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

CASO 2-A:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

CASO 3-B:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

CASO 3-C:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD

5.2.2 CASO BASE 2: Usando el Catalizador CBZ-1CASO 4:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 15 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 15.45 MBPD

CASO 5:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 15 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 15.45 MBPD

CASO BASE 1: Usando Catalizador SUPER-D EN FCC-I.CASO 6:

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD  
Instalación de una Unidad de Hidrocracking de 18 MBPD  
Instalación de una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD.

En cada caso se han tomado los resultados a la MA  
YOR CAPACIDAD INSTALADA.

- Los siguientes cuadros muestran los Balances Globales en cada uno de los casos y esto es más perceptible en los Gráficos mostrados (20 a 27).
- Además se ha calculado la viscosidad final que tendrán el Diesel N° 2 y el Residual N° 6 para cada caso.

5.3 BALANES GLOBALES DE LOS ESQUEMAS

CUADRO 63 - BALANCE GLOBAL ACTUAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

P R O D U C T O S	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO		FCC		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	11.0	100.0	7.539	100.0	1.7	100.0	
Gas combustible	0.342	0.98					0.308	4.08	0.13	7.64	0.780
GLP (+)			0.40	0.62			2.063	27.36	0.14	8.23	2.064
(-)							-0.539	-7.1			
Butano (C <sub>4</sub> )							0.581	7.71			0.581
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.00	15.38			4.343	57.61	1.43	84.13	19.444
(-)									-0.601	-35.35	
Nafta	1.099	3.14							-1.099	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78							6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.966	7.64							7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07							20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56			-1.665	-22.09			0.946
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.180	41.81	-11.0	-100.0					34.13
LVGO					1.650	15.0					1.650
HVGO					5.335	48.5	-5.335	-70.81			
Residual de Vacío					4.015	36.5					4.015
LOO							1.086	14.41			1.086
HOO							0.228	3.03			0.228
Aceite Clarificado							0.274	3.64			0.274
Total Recuperado	34.39	98.26	64.912	99.86	11.0	100.0	8.884	117.84			100.646
Pérdidas (Ganancias)	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	(1.345)	(17.84)			(0.646)

**CUADRO 64 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA CON LA AMPLIACION DE VACIO Y FCC  
(CASO BASE 1)**

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO		FCC		REFORMING		TOTAL MBPD = %
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	
<b>Carga Total</b>	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	8.616	100.0	1.7	100.0	
<b>Gas Combustible</b>	0.342	0.98					0.363	4.21	0.13	7.64	0.835
<b>GLP (+)</b>			0.40	0.62			2.150	24.96	0.14	8.23	2.074
<b>(-)</b>							-0.616	-7.1			
<b>Butano (C<sub>4</sub>)</b>							0.740	8.59			0.740
<b>Gasolina (+)</b>	4.272	12.21	10.000	15.38			5.279	61.27	+1.43	84.13	20.380
<b>(-)</b>									-0.601	-35.35	
<b>Nafta</b>	1.099	3.14							-1.099	-64.65	
<b>Turbo</b>	2.307	6.59	4.407	6.78							6.714
<b>Kerosene</b>	2.800	8.00	4.966	7.64							7.766
<b>Diesel</b>	5.145	14.70	15.643	24.07							20.788
<b>AGO</b>	0.475	1.35	2.316	3.56			-2.18	-25.3			0.611
<b>Crudo Reducido</b>	17.95	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0					33.130
<b>LVGO</b>					1.80	15.0					1.800
<b>HVGO</b>					5.82	48.5	-5.82	-67.6			
<b>Residual al Vacío</b>					4.38	36.5					4.380
							1.375	15.96			1.375
<b>HCO</b>							0.253	2.94			0.253
<b>Aceite Clarificado</b>							0.395	4.58			0.395
<b>Total Recuperado</b>	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	10.556	122.51	1.7	100.0	101.241
<b>Pérdidas (Garancias)</b>	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	(1.939)	(22.51)	-	-	(1.241)

**CUADRO 65 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA CON AMPLIACION DE VACIO Y FCC**  
**(CASO BASE 2)**

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		FCC		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
<b>Carga Total</b>	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	8.616	100.0	1.7	100.0	
<b>Gas Combustible</b>	0.342	0.98					0.345	4.00	0.13	7.64	0.817
<b>GLP (+)</b>			0.40	0.62			2.240	26.0	0.14	8.23	2.164
<b>(-)</b>							-0.616	-7.1			
<b>Butano (C<sub>4</sub>)</b>							0.646	7.5			0.646
<b>Gasolina (+)</b>	4.272	12.21	10.000	15.38			5.057	58.7	1.43	84.13	20.158
<b>(-)</b>									-0.601	-35.35	
<b>Nafta</b>	1.099	3.14							-1.099	-64.65	
<b>Turbo</b>	2.307	6.59	4.407	6.78							6.714
<b>Kerosene</b>	2.800	8.00	4.966	7.64							7.766
<b>Diesel</b>	5.145	14.70	15.643	24.07							20.788
<b>AGO</b>	0.475	1.35	2.316	3.56			-2.18	-25.3			0.611
<b>Crudo Reducido</b>	17.95	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0					33.130
<b>LVGO</b>					1.80	15.0					1.80
					5.82	48.5	-5.82	-67.6			
<b>Residual de Vacío</b>					4.38	36.5					4.38
							1.326	15.4			1.326
<b>HCO</b>							0.267	3.1			0.267
<b>Aceite Clarificado</b>							0.302	3.5			0.302
<b>Total Recuperado</b>	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	10.183	118.19	1.7	100.0	100.869
<b>Pérdidas (Ganancias)</b>	00.61	1.74	0.088	0.14	-	-	(1.567)	(18.19)	-	-	(0.869)

CUADRO 66 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA AMPLIACION  
(CASO 1-A)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		CC - I		CC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	20.0	100.0	0.816	100.0	10.704	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.300	4.31	0.453	4.21	0.13	7.64	1.293
GLP (+)			0.40	0.62					0.150	14.96	2.607	24.96	0.14	8.23	3.397
(-)									-0.816	-7.1	-0.704	-7.1			
Butano (C <sub>4</sub> )									0.740	3.59	0.921	8.53			1.665
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.000	15.38					5.279	61.27	6.698	61.27	1.43	84.1	26.975
(-)													-0.601	-35.39	
Nafta	1.099	3.14											-1.099	-54.65	
Turbo	2.307	6.55	4.407	6.78											6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.966	7.64											7.765
Diesel	9.145	14.70	15.643	24.07											20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56											
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-20.0	-100.0							15.13
LNDR					1.8	15.0	2.901	14.5							4.76
LNDR					5.82	48.5	3.840	44.2	-8.02	-17.3	-8.840	-32.13			
Residuo de Vacío					4.35	35.5	8.200	41.0							12.55
Residuo									1.275	14.36	0.713	11.57			3.093
Residuo									0.283	2.34	0.316	2.94			0.599
Residuo Condensado									0.091	4.50	0.493	4.59			0.584
Residuo	34.290	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	20.0	100.0	10.351	120.51	13.187	122.61			104.213
Residuo	0.81	1.74	0.283	0.14	-	-	-	-	(1.239)	(12.61)	(0.423)	(2.61)			(4.210)

CUADRO 67 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA AMPLIACION  
(CASO 1-B)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		VISBREAKING		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	20.0	100.0	12.590	100.0	8.616	100.0	11.249	100.0	1.7	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.654	5.2	0.303	4.21	0.498	4.21	0.13	7.64	1.987
GLP (+)			0.40	0.82							2.150	24.96	2.955	24.96	0.14	8.23	4.189
(-)											-0.616	-7.1	-0.840	-7.1			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.740	8.59	1.017	9.59			1.757
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.00	15.38					1.195	9.5	5.279	61.27	7.255	61.27	1.43	94.1	28.830
(-)															-0.601	-35.35	
Nafta	1.574	4.49													-1.099	-54.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.996	7.64													7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07													20.788
AGO			2.316	3.56							-2.18	-25.3	-0.611	-5.16			
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-20.0	-100.0					-1.00	-8.45			12.13
LVGO					1.80	15.0	2.960	14.8									4.760
HVGO					5.82	48.5	8.840	44.2			-5.82	-67.6	-8.84	-74.66			
Residual de Vacio					4.38	36.5	8.200	41.0	-12.580	-100.0							
Gasoleo Ligero VS									2.164	17.2							2.164
Gasoleo Pesado VS									3.246	25.8			-0.549	-4.64			2.697
Residuo de VS									5.736	45.6							5.736
											1.375	15.96	1.89	15.96			3.265
											0.253	2.94	0.348	2.94			0.601
Gasoleo Clarificado											0.392	4.58	0.542	4.58			0.937
Gasoleo Recuperado	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	20.0	100.0	16.528	103.3	10.555	122.51	14.505	122.51	1.7	100.0	104.321
Perdidas (Demerencias)	0.61	1.74	0.083	0.14	-	-	-	-	(0.528)	(3.3)	(1.939)	(22.51)	2.665	(22.51)	-	-	(4.321)



**CUADRO 68 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA AMPLIACION  
(CASO 2-A)**

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MEPC	%	MEPC	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
<b>Carga Total</b>	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	27.0	100.0	8.616	100.0	19.473	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.363	4.21	0.812	4.21	0.13	7.64	1.647
GLP (+)			0.40	0.62					2.150	24.96	4.611	24.96	0.14	8.23	5.607
(-)									-0.616	-7.10	-1.278	-6.63			
Butano (C <sub>4</sub> )									0.740	8.59	1.656	8.59			2.396
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.000	15.38					5.279	61.27	11.812	61.27	1.43	84.1	32.192
(-)													-0.601	-35.35	
Nafta	1.099	3.14											-1.099	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78											6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.966	7.64											7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07											20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56					-2.18	-25.3	-0.611	-3.17			
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-27.0	-100.0			-5.455	-28.29			0.675
LVGO					1.8	15.0	3.996	14.8							5.796
HVGO					5.82	48.5	11.934	44.2	-5.82	-67.6	-11.934	-61.91			
Residual de Vacfo					4.38	36.5	11.070	41.0							15.450
LCO									1.375	15.96	3.077	15.96			4.452
HCO									0.153	2.94	0.555	2.94			0.819
Aceite Clarificado									0.395	4.58	0.633	4.58			1.276
Total Recuperado	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	27.0	100.0	10.555	122.51	24.895	122.51	1.7	100.0	
Pérdidas (Ganancias)	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	-	-	(1.935)	(22.51)	(5.617)	(22.51)	-	-	(5.580)

**CUADRO 69 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO 2-B)**

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		VISBREAKING		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	27.0	100.0	16.0	100.0	8.616	100.0	19.273	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.832	5.2	0.363	4.21	0.812	4.21	0.13	7.64	2.479
GLP (+)			0.40	0.62							2.150	24.96	4.811	24.96	0.14	8.23	5.607
(-)											-0.616	-7.1	-1.278	-6.63			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.740	8.59	1.656	8.59			2.396
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.0	15.38					1.620	9.5	5.279	61.27	11.812	61.27	1.43	84.1	33.712
(-)															-0.601	-35.35	
Nafta	1.099	3.14													-1.099	-64.55	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.930	8.00	4.966	7.64													7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07													20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56							-2.18	-25.3	-0.611	3.17			
Crudo Reducido	17.95	51.25	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-27.0	-100.0	-0.550	-3.44			-5.455	28.30			0.125
LVGO					1.30	15.0	3.996	14.8									5.796
HVGO					5.82	48.5	11.934	44.2			-5.82	-67.6	-11.934	-61.90			
Residual de Vacío					4.38	36.5	11.070	41.0	-18.450	-96.56							
Gasóleo Ligero VB									2.752	17.2							2.752
Gasóleo Pesado VB									4.128	25.8							4.128
Residuo de Va									7.296	45.6							7.296
											1.075	15.96	3.077	15.96			4.452
											0.353	2.94	0.556	2.94			0.819
Gasol. Identificado											0.195	4.58	0.883	4.58			1.278
Gasol. No Identificados	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	27.0	100.0	16.528	103.3	10.556	122.51	24.895	122.51	1.7	100.0	106.136
Gasol. No Identificados	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	-	-	(0.528)	(3.3)	(1.935)	(22.51)	(5.617)	(22.51)	-	-	(6.100)

CUADRO 70 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO 3-A)

	C. PRIMARIA I		C. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MSPD	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	33.0	100.0	6.815	100.0	19.275	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.363	4.21	0.312	4.21	0.13	7.64	1.547
GLP (+)			0.40	0.62					2.150	24.98	4.811	24.98	0.14	8.23	5.607
(-)									-0.515	-7.10	-1.278	-6.63			
Butano (C <sub>4</sub> )									0.740	8.59	1.656	8.59			2.396
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.000	15.38					5.279	61.27	11.812	61.27	1.43	84.1	32.192
(-)													-0.201	-35.35	
Nafta	1.099	3.14											-1.099	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78											6.714
Kerosene	1.800	5.00	4.566	7.64											7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07											20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.55					-2.18	-25.3	-0.611				
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.160	41.81	-12.0	-100.0	-33.0	-100.0			-0.130				
LHGO					1.8	15.0	4.834	14.8							6.664
HVGO					5.82	48.5	14.886	44.2	-5.82	-67.6	-14.886				
Residual de Vacío					4.38	36.5	13.930	41.0			-2.670				15.237
LCO									1.175	15.95	3.077	15.95			4.452
HCO									0.153	1.94	0.680	2.94			0.813
Residuo condensado									0.095	1.05	0.983	4.88			1.178
Residuo de proceso	24.09	68.26	34.812	59.26	12.0	100.0	22.0	100.0	10.835	128.81	19.617	122.61	1.70	100.0	105.880
Residuo (ganancias)	0.61	1.74	0.088	0.14	0	-	-	-	-1.939	(22.51)	(4.339)	(22.51)	-	-	(5.580)

CUADRO 71 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO B-B)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		VISCERALES		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	33.0	100.0	16.0	100.0	3.816	100	24.27	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.332	0.2	0.187	4.21	0.812	4.21	0.13	7.64	2.479
GLP (+)			0.40	0.62							2.180	24.96	4.311	24.96	0.14	8.23	5.607
GLP (-)											-0.816	-7.1	-1.278	-8.53			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.740	8.59	1.650	8.59			2.396
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.0	15.38					1.520	9.5	5.175	61.27	11.812	61.27	1.43	84.1	33.712
Gasolina (-)															-0.501	-35.35	
Nafta	1.099	3.14													-1.099	-84.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.966	7.64													7.766
Diesel	8.145	24.70	15.643	24.07													20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.55							-2.12	-25.3	-0.811	-8.135			
Crudo Reducido	17.95	51.29	27.180	41.81	12.0	-100.0	33.0	-100.0					-0.130	-0.67			
LVGO					1.30	15.0	4.884	14.8									6.684
HVGO					5.82	43.5	14.586	44.2			-5.82	-67.6	-14.508	-75.60			
Residual de vacfo					4.38	36.5	13.530	41.0	-16.0	-100.0			-1.010	-9.91			
Gasóleo Ligero VB									2.752	17.2							2.752
Gasóleo Pesado VB									4.128	25.8			-0.783	-3.96			3.335
Residuo de VB									7.296	45.6							7.296
LCO											1.575	15.96	3.077	15.96			4.452
HCO											0.283	2.54	0.560	2.94			0.819
Gasóleo Clasificado											0.005	4.58	0.333	4.30			1.278
Gasóleo Reciclado	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	33.0	100.0	16.526	100.0	10.880	122.51	24.555	122.51	1.7	100.0	136.108
Gas (bananotas)	0.61	1.71	0.033	0.14	-	-	-	-	(0.522)	(3.3)	(1.939)	(22.51)	(5.617)	(22.51)	-	-	(6.103)

CUADRO 72 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO 3-C)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. VACIO I		D. VACIO II		WISBREAKING		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	33.0	100.0	18.00	100.0	8.618	100.0	19.273	100.0	1.70	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.936	5.2	3.363	4.21	0.812	4.21	0.13	7.64	2.533
GLP (+)			0.40	0.62							2.150	24.96	4.611	24.96	0.14	8.23	5.607
(-)											-0.618	-7.10	-1.278	-6.63			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.740	8.59	1.656	8.59			2.396
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.0	15.38					1.710	9.5	5.279	61.27	11.312	61.27	1.43	84.1	33.902
(-)															-0.601	-35.35	
Nafta	1.059	3.14													-1.059	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.300	8.00	4.966	7.64													7.266
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07													20.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56							-2.18	-25.3	-0.611	-0.031			
Crudo Reducido	17.95	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-33.0	-100.0	-0.090	-0.5							0.040
LVGO					1.80	15.0	4.984	14.8									6.684
AVGO					5.32	48.5	14.526	44.2			-5.82	-67.5	-14.566	-43.7			
Residual de Vaso					4.38	36.5	13.530	41.0	-17.910	-99.5							
Gasóleo Ligero VB									3.096	17.2							3.096
Gasóleo Pesado VB									4.644	25.8			-2.803	-0.145			1.841
Residuo de VB									8.208	45.6							8.208
AVGO											1.375	15.96	3.077	15.96			4.452
AVGO											0.383	4.44	0.866	4.44			0.866
AVGO Clasificado											0.398	4.58	0.883	4.58			1.276
AVGO Recuperado	34.39	98.25	64.912	99.86	12.0	100.0	33.0	100.0	18.594	103.3	10.556	122.51	23.617	122.51	1.70	100.0	106.174
Perdidas (Garantías)	0.61	1.74	0.028	0.04	-	-	-	-	(0.594)	(3.3)	(1.939)	(22.51)	(4.330)	(22.51)	-	-	(6.174)

**CUADRO 73 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO 4)**

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. VACIO I		D. VACIO II		VISBREAKING		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	27.0	100.0	15.450	100.0	8.616	100.0	16.146	100.0	1.7	100.0	
Gas	0.342	0.980							0.803	5.2	0.345	4.0	0.646	4.0	0.13	7.64	2.266
GLP (+)			0.40	0.62							2.240	25.0	4.198	26.0	0.14	8.23	5.216
(-)											-0.616	-7.1	1.146	-7.1			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.646	7.5	1.211	7.5			1.857
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.0	15.38					1.468	9.5	6.057	58.7	9.478	58.7	1.43	84.12	31.104
(-)															-0.601	-35.35	
Nafta	1.099	3.14													-1.099	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.200	6.30	4.956	7.64													7.766
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07													20.788
AGU	0.475	1.35	2.316	3.56							-2.18	-25.3	-0.611	-3.72			
Crudo Reducido	17.95	51.29	27.180	41.81	-12.0	-100.0	-27.0	-100.0									6.13
LVDO					1.8	15.0	3.996	14.8									5.796
HVDO					5.82	48.5	11.934	44.2			-5.82	-67.6	-11.934	-73.91			
Residual de Vacío					4.38	36.5	11.070	41.0	-15.45	-100.0							
Gasóleo Ligero V8									2.657	17.2							2.657
Gasóleo Pesado V8									3.986	25.8			-2.455	-15.21			1.531
Residuo de V8									7.045	45.6							7.045
VCO											1.326	15.4	2.426	15.4			3.812
Gasolinas											0.267	3.1	0.500	3.1			0.767
Gasolinas Refinadas											0.302	3.5	0.565	3.5			0.867
Gasolinas Totales	34.39	98.26	64.912	99.86	12.0	100.0	27.0	100.0	15.959	103.3	10.183	118.19	11.064	118.19			104.316
Perdidas (Ganancias)	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	-	-	(0.509)	(3.3)	(1.567)	(18.19)	(2.938)	(18.19)			(4.316)

CUADRO 74 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASC 5)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. VACIO I		D. VACIO II		VIBBREAKING		FCC - I		FCC - II		REFORMING		TOTAL
	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD	%	MBPD = %
Carga Total	35.0	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	33.0	100.0	17.910	100.0	3.616	100.0	15.375	100.0	1.7	100.0	
Gas	0.342	0.98							0.931	5.2	0.348	4.0	0.375	4.0	0.13	7.64	2.523
GLP (+)			0.40	0.62							2.040	25.0	5.039	26.0	0.14	8.23	5.826
(-)											-0.510	-7.1	-1.375	-7.1			
Butano (C <sub>4</sub> )											0.648	7.5	1.453	7.5			2.099
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.0	15.38					1.701	9.5	5.057	58.7	11.374	58.7	1.42	84.13	33.232
(-)															-0.601	-35.35	
Nafta	1.099	3.14													-1.099	-64.65	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78													6.714
Kerosene	2.800	8.00	4.966	7.64													7.765
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07													23.788
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56													
Orudo Reducido	17.95	51.29	27.100	41.61	-12.0	-100.0	-33.0	-100.0									0.150
LVCO					1.80	15.0	4.884	14.8									6.684
HVCO					5.82	48.5	14.586	44.2									
Residual de Vacío					4.38	36.5	13.530	41.0	-17.910	-100.0							
Gasolina Ligera VS									3.080	17.2							3.080
Gasolina Pesada VS									4.621	25.8							4.621
Residuo de VS									3.156	17.6							3.156
LSO											1.325	15.4	2.930	15.4			4.309
LSO											0.267	3.1	0.630	3.1			0.630
LSO											0.302	3.5	0.678	3.5			0.980
LSO	14.39	59.28	14.312	59.36	12.0	100.0	33.0	100.0	18.449	103.0	10.103	110.19	22.901	113.17	1.7	100.0	104.983
LSO	0.61	1.74	0.088	0.14	-	-	-	-	(0.689)	(3.8)	(1.567)	(16.19)	(3.126)	(18.19)	-	-	(4.983)

CUADRO 75 - BALANCE GLOBAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
AMPLIACION (CASO 6)

	D. PRIMARIA I		D. PRIMARIA II		D. AL VACIO I		D. AL VACIO II		HIDROCRACKING		ISOMERIZACION		REFORMING		TOTAL			
	MSPD	%	MSPE	%	MSPD	%	MSPD	%	MSPE	%	MSPE	%	MSPE	%	MSPE			
Carga Total	35	100.0	65.0	100.0	12.0	100.0	33.0	100.0	18.0	100.0	10.0	100.0	1.7	100.0				
Gas Combustible	0.342	0.98							0.936	5.2	0.936	4.91		0.13	7.64	1.771		
GLP (+)			0.40	0.82							1.150	14.98	0.100	1.0	0.14	2.254		
(-)											-0.276	-7.1						
Butano (C <sub>4</sub> )											0.740	8.69	1.170	5.80		1.910		
Gasolina (+)	4.272	12.21	10.00	15.38					1.71	9.5	5.279	61.27	2.042	11.40	1.43	84.13	24.142	
(-)															-0.601	-35.35		
Nafta	1.099	3.14											5.138	32.7	-1.059	-64.65	5.898	
Turbo	2.307	6.59	4.407	6.78									2.700	16.0			9.414	
Kerosene	2.600	8.00	4.965	7.64									3.800	23.0			11.365	
Diesel	5.145	14.70	15.643	24.07									5.400	30.0			25.183	
AGO	0.475	1.35	2.316	3.56							-2.18	-25.3	-0.611	-3.394				
Crudo Reducido	17.950	51.29	27.130	41.81	-12.0	-100.0	-33.0	-100.0	-0.69	-0.3							0.04	
AVSO					1.30	15.0	4.884	14.8										6.684
AVFO					5.52	48.5	14.535	44.2			-5.82	-67.6	-14.385	-81.051				
Residuo de Vacio					4.38	36.5	13.530	41.0	-17.91	-99.5								
Gas de Vacio VL									3.036	17.2								3.036
Gas de Vacio VB									4.644	25.8			-2.803	-15.571				1.841
Gas de Vacio VC									8.207	45.6								8.207
Gas de Vacio VD											1.370	15.98						1.370
Gas de Vacio VE											0.240	2.34						0.240
Gas de Vacio VF											0.395	4.58						0.395
Gas de Vacio VG	34.390	98.23	64.912	99.912	12.0	100.0	33.0	100.0	18.594	103.3	10.555	122.51	25.933	110.6	1.7	100.0	108.438	
Gas de Vacio VH	0.510	0.75	-	0.383	-	-	-	-	(0.594)	(3.3)	(1.939)	(22.51)	(2.385)	(10.6)	-	-	(4.823)	



5.4 CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL DIESEL N° 2 Y RESIDUAL  
N° 6 PARA LOS ESQUEMAS PROPUESTOS

ESQUEMA ACTUAL DE LA PAMPILLA

CUADRO 76

DIESEL N° 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO D. VACIO	LCO DE FCC	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	1.650	1.086	23.524
SSU a 100°F	40	45	46	36	43.3
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.94	49.71	45.12
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	72.501	53.985	1061.406

CUADRO 77

PESIDUAL N° 6	HCO+AC FCC	AGO	C. REDUCIDO DEST. I	C. REDUCIDO DEST. II	RESIDUAL DE VACIO	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.502	0.946	6.950	27.180	4.015	39.593
SSU a 100°F	118					
SSF a 122°F		40	57	280		260
SSF a 210°F					700	
VBN a 122°F	36.15	26.76	25.18	19.37	7.8	19.606
(Vol.) x (VBN)	18.147	25.315	175.0	526.48	31.317	776.259

CASO BASE 1

CUADRO 78

DIESEL N° 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO D. VACIO	LCO FCC	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	1.800	1.375	23.963
SSU a 100°F	40	45	46	36	43.1
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.94	49.71	45.12
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	79.092	68.351	1061.363

CUADRO 79

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC	AGO	C. REDUCIDO DEST. I	C. REDUCIDO DEST. II	RESIDUAL DE VACIO	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.648	0.611	5.950	27.180	4.380	38.769
SSU a 100°F	118					
SSF a 122°F		40	57	280		256
SSF a 210°F					300	
VBN a 122°F	36.15	26.76	25.18	13.37	9.29	19.505
(Vol.) x (VBN)	23.425	16.350	149.321	526.420	40.000	756.766

CASO BASE 2

CUADRO 80

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO D. VACIO	LCO FCC	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	1.800	1.326	23.914
SSU a 100°F	40	45	46	30	161.2
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.94	47.71	45.158
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	79.092	65.015	1079.927

CUADRO 81

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC	AGO	C. REDUCIDO DEST. I	C. REDUCIDO DEST. II	RESIDUAL DE VACIO	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.563	0.611	5.950	27.180	4.380	38.690
SSU a 100°F	118					
SSF a 122°F		40	57	280		
SSF a 210°F					300	300
VBN a 122°F	36.15	26.76	25.18	13.37	9.29	19.486
(Vol.) x (VBN)	20.569	16.350	149.321	526.420	40.000	772.660

CASO 1-ACUADRO 82

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	4.760	3.093	28.641
SSU a 100°F	40	45	47	38	43
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	45.084
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	207.346	148.990	1291.256

CUADRO 83

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	C. RED. DEST. I	C. RED. DEST. II	RESIDUAL VACIO I	RESIDUAL VACIO II	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.648	0.809	5.95	7.180	4.38	8.200	27.167
SSU a 100°F	118	130					
SSF a 122°F			57	280			320 (*)
SSF a 210°F					300	1000	
VBN a 122°F	36.15	35.85	25.18	19.37	9.99	7.17	16.226
(Vol.) x (VBN)	23.425	29.003	149.821	139.076	40.690	58.798	440.809

(\*) Fuera de especificación, se necesita un diluyente para relajar la Viscosidad hasta 300 SSF a 122°F.

CASO 1-BCUADRO 84

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	CASO LEO LIGERO VR	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	4.760	3.265	2.104	30.977
SSU a 100°F	40	45	47	38	30	52.9
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.14	15.403
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.770	207.346	157.278	100.002	1207.542

CUADRO 85

RESIDUAL Nº 6	C. REDUCIDO DEST. I	C. REDUCIDO DEST. II	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO DE VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.950	7.180	0.648	0.890	2.697	5.736	23.101
SSU a 100°F			118	130	150		
SSF a 122°F	57	280					184
SSF a 210°F						+1600	
VBN a 122°F	25.18	19.37	36.15	35.85	35.46	6.7	20.705
(Vol.) x (VBN)	149.821	139.076	23.425	31.907	95.636	38.431	478.296

## CASO 2-A

CUADRO 86

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	5.796	4.452	31.036
SSU a 100°F	40	45	47	38	43.02
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	45.168
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	252.473	214.453	1401.486

CUADRO 87

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	C. RED. DEST. I	C. RED. DEST. II	RESIDUAL VACIO I	RESIDUAL VACIO II	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.648	1.449	0.495	0.180	4.380	11.070	18.222
SSU a 100°F	118	130					
SSF a 122°F			57	280			5800 (*)
SSF a 210°F					300	1000	
VBN a 122°F	36.15	35.85	25.18	19.37	9.29	7.17	11.601
(Vol.) x (VBN)	23.425	51.947	12.464	3.487	40.690	79.372	211.385

(\*) Fuera de especificación, se necesita un diluyente para rebajar la Viscosidad hasta 300 SSF a 122°F.

CASO 2-BCUADRO 88

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	GASOLEO LIGERO VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	5.796	4.452	2.752	33.788
SSU a 100°F	40	45	47	38	39	42.70
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.49	45.350
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	252.474	214.453	130.629	1532.276

CUADRO 89

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO DE VB	C. REDUCIDO DEST. I	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.648	1.449	4.128	7.296	0.125	13.646
SSU a 100°F	118	130	150			
SSF a 122°F					57	225
SSF a 210°F				+1600		
VBN a 122°F	36.15	35.85	35.46	6.7	25.18	20.063
(Vol.) x (VBN)	23.425	51.947	146.379	48.883	3.148	273.782

CASO 3-ACUADRO 90

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I	LVGO VACIO II	LCO FCC I y II	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	1.800	4.884	4.452	31.924
SSU a 100°F	40	45	47	47	38	43.03
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	43.56	48.17	45.124
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	78.468	212.747	214.453	1532.276

CUADRO 91

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	RESIDUAL VACIO I	RESIDUAL VACIO II	TOTAL
Volumen (MEPD)	0.648	1.449	1.707	13.350	17.334
SSU a 100°F	118	130			
SSF a 122°F					9850 (*)
SSF a 210°F			300	1000	
VBN a 122°F	36.15	35.85	9.29	7.17	10.492
(Vol.) x (VBN)	23.425	51.947	15.858	90.651	181.881

(\*) Fuera de especificación, se necesita un diluyente para rebajar la Viscosidad hasta 300 SSF a 122°F.

CASO 3-BCUADRO 92

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	GASOLEO LIGERO VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	6.684	4.452	2.752	34.676
SSU a 100°F	40	45	47	38	39	42.9
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.49	45.31
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	291.155	214.453	130.692	1571.22

CUADRO 93

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO DE VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.684	1.449	3.365	7.296	12.758
SSU a 100°F	118	130	150		
SSF a 122°F					240
SSF a 210°F				+1400	
VBN a 122°F	36.15	35.85	35.46	6.36	111.82
(Vol.) x (VBN)	23.425	51.947	119.323	46.177	240.872

CASO 3-C

CUADRO 94

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	GASOLEO LIGERO VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	6.694	4.452	3.096	35.020
SSU a 100°F	40	45	47	38	39	42.08
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.49	45.33
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	291.155	214.453	147.029	1587.557

CUADRO 95

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO VB	C. REDUCIDO DEST. I	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.648	1.449	1.841	8.208	0.04	12.186
SSU a 100°F	118	130	150			
SSF a 122°F					57	297
SSG a 210°F				+1400		
VBN a 122°F	36.15	35.85	35.46	6.85	25.18	19.19
(Vol.) x (VBN)	23.425	51.947	65.282	56.225	1.007	233.886

CASO 4

CUADRO 96

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	GASOLEO LIGERO VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	5.796	3.812	2.657	33.053
SSU a 100°F	40	45	47	38	39	42.09
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.49	45.297
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	252.474	183.624	126.181	1497.199

CUADRO 97

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO DE VB	C. REDUCIDO DEST. I y II	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.569	1.065	1.531	7.045	6.13	16.340
SSU a 100°F	118	130	150			
SSF a 122°F					60	296
SSF a 210°F				+1400		
VBN a 122°F	36.15	35.85	35.46	6.85	25.15	19.306
(Vol.) x (VBN)	20.569	38.180	54.289	48.258	154.169	315.465

CASO 5

CUADRO 98

DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	LCO FCC I y II	GASOLEO LIGERO VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	6.684	4.309	3.080	34.861
SSU a 100°F	40	45	47	38	39	42.9
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	48.17	47.49	45.32
(ol.) x (VBN)	241.15	693.77	291.155	207.564	146.269	1579.908

CUADRO 99

RESIDUAL Nº 6	HCO+AC FCC-I	HCO+AC FCC-II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUO DE VB	C. REDUCIDO DEST. II	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.569	1.278	4.621	8.166	0.130	14.764
SSU a 100°F	118	130	150			
SSF a 122°F					57	259
SSF a 210°F				+1400		
VBN a 122°F	36.15	35.85	35.46	6.85	25.18	19.606
(Vol.) x (VBN)	20.569	45.816	163.861	55.937	3.273	299.463



CASO 6

CUADRO 100

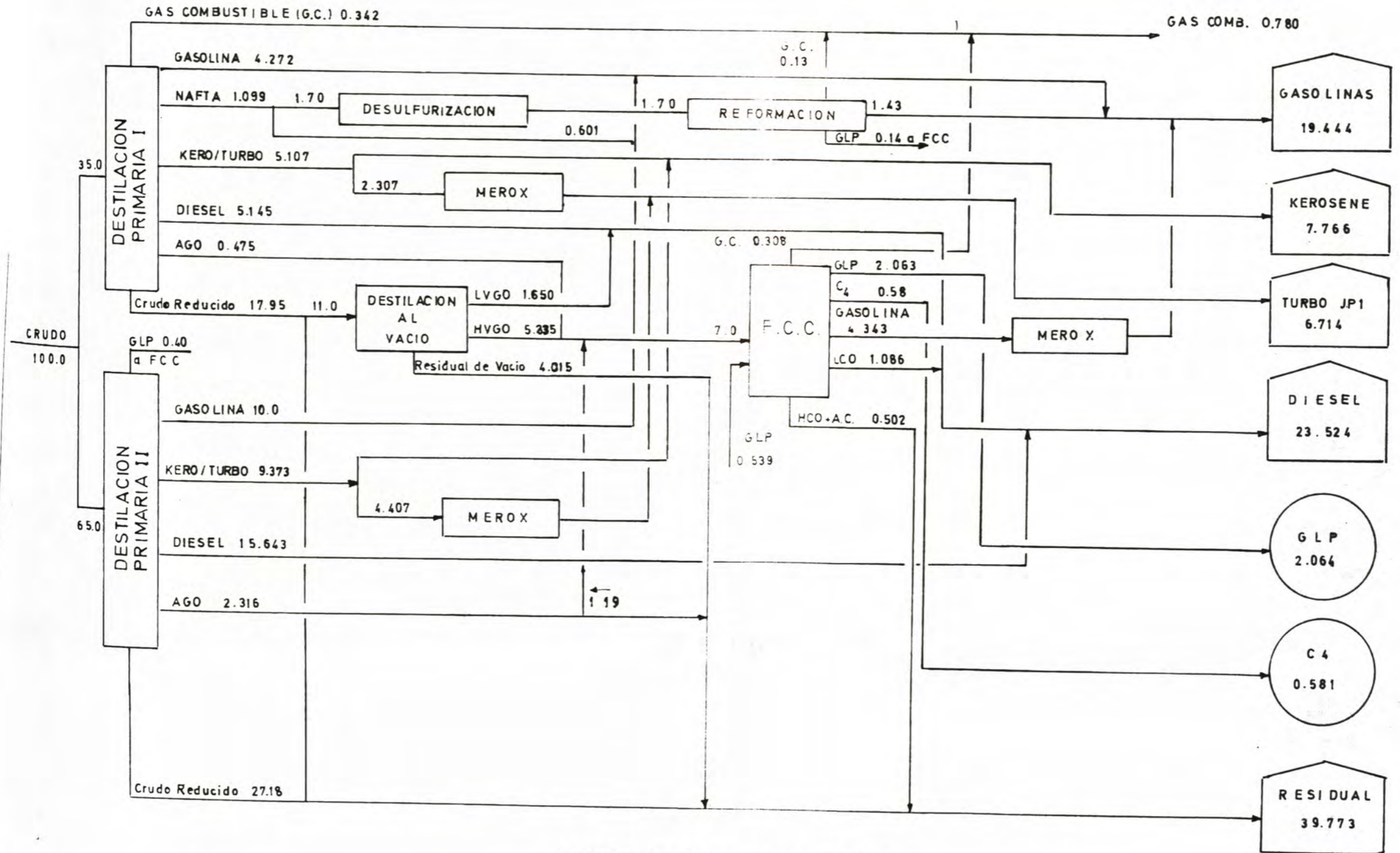
DIESEL Nº 2	DIESEL DEST. I	DIESEL DEST. II	LVGO VACIO I y II	GASOLEO LIVIANO VB	LOO FCC-I	DIESEL HIDROCRAC.	TOTAL
Volumen (MBPD)	5.145	15.643	6.684	3.096	1.375	5.400	37.343
SSU a 100°F	40	45	47	39	36	45	43.02
VBN a 100°F	46.87	44.35	43.56	47.49	49.71	44.35	45.013
(Vol.) x (VBN)	241.15	693.77	291.155	147.02	68.351	239.49	1680.945

CUADRO 101

RESIDUAL Nº 6	HCO FCC-I	AC FCC-I	C. REDUCIDO DEST. II	GASOLEO PESADO VB	RESIDUAL DE VB	TOTAL
Volumen (MBPD)	0.253	0.395	0.04	1.841	8.207	10.736
SSU a 100°F	118	118		150		
SSF a 122°F			280			2030 (*)
SSF a 210°F					+1400	
VBN a 122°F	36.15	36.15	19.37	35.46	6.85	13.572
(Vol.) x (VBN)	9.146	14.279	0.775	65.282	56.225	14.707

(\*) Fuera de especificación, se necesita un diluyente para rebajar la Viscosidad hasta 300 SSF a 122°F.

# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL ACTUAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

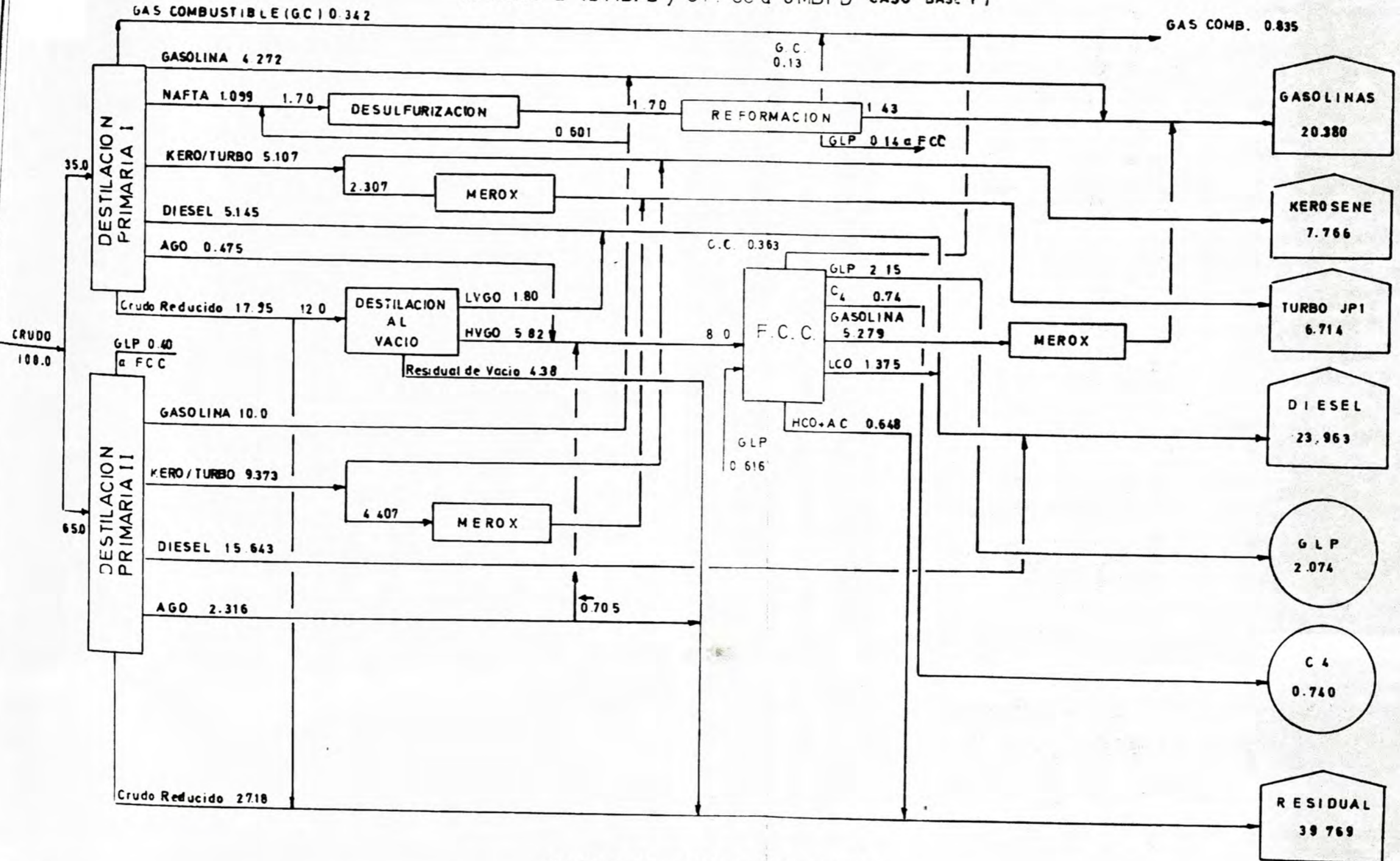


CARGA Y PRODUCCION MBPD

# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

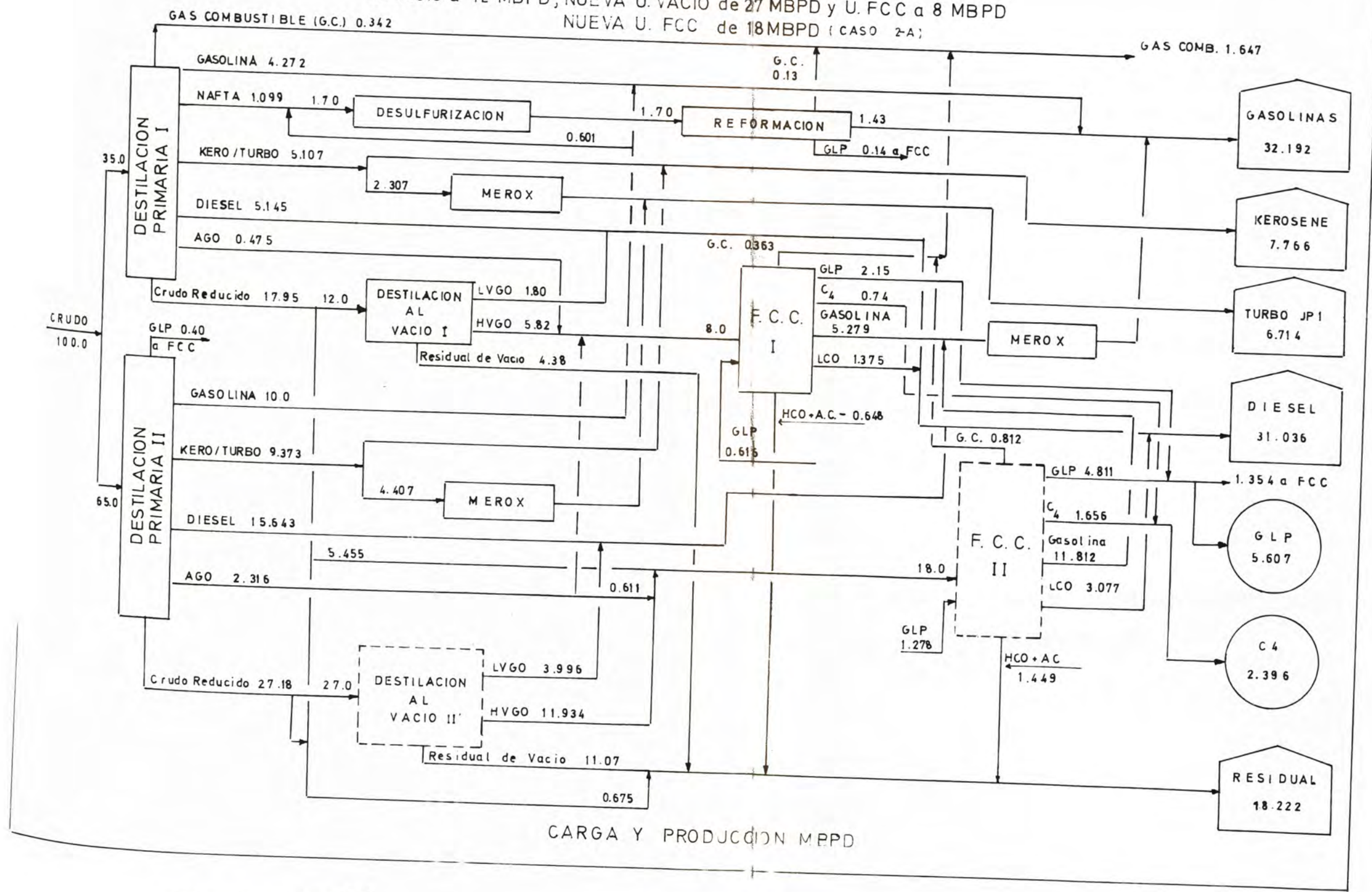
U. VACIO a 12 MBPD y U. FCC a 8 MBPD CASO BASE 1)



CARGA Y PRODUCCION MBPD

# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
 U. VACIO a 12 MBPD, NUEVA U. VACIO de 27 MBPD y U. FCC a 8 MBPD  
 NUEVA U. FCC de 18MBPD (CASO 2-A)

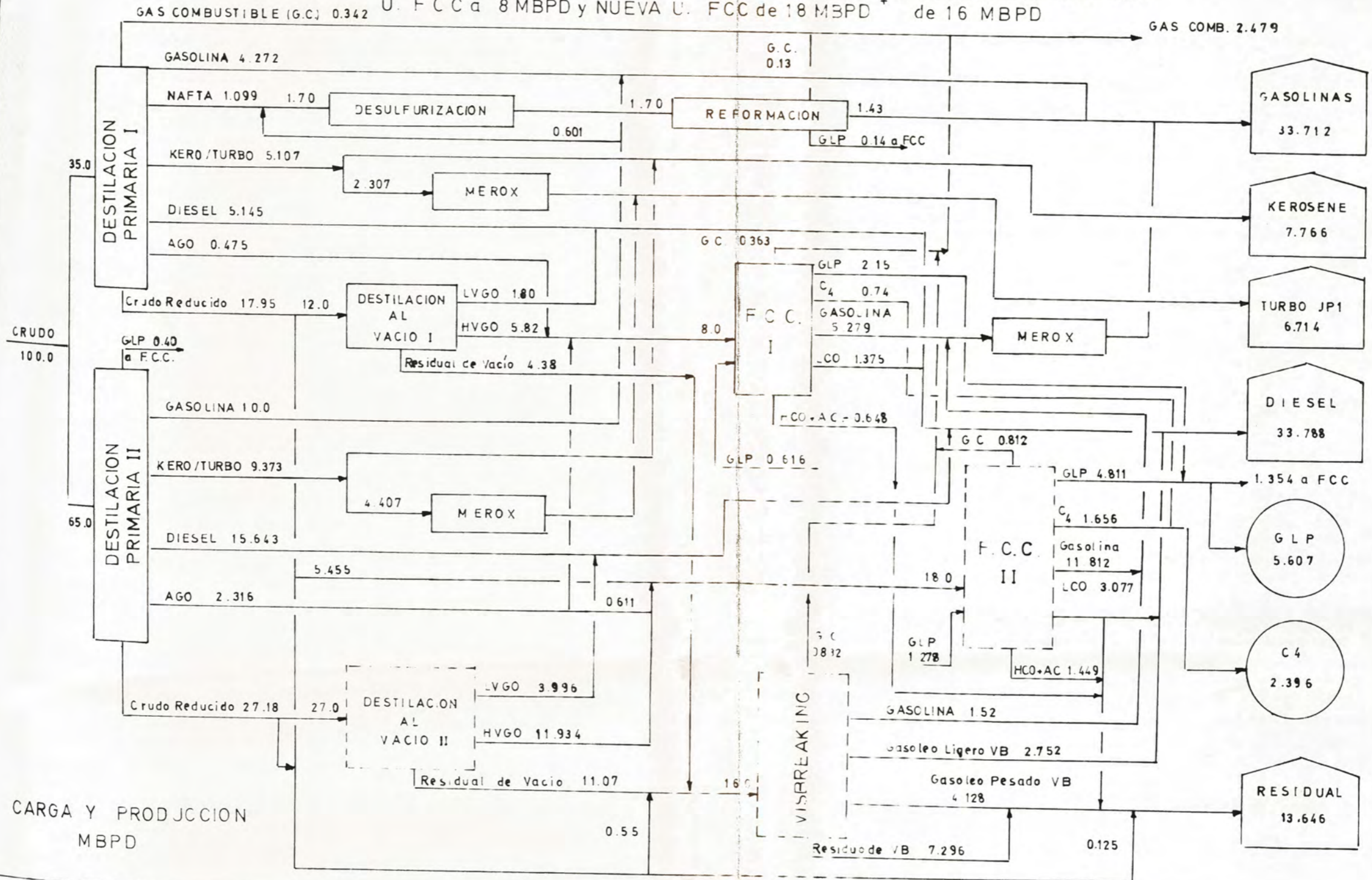


CARGA Y PRODUCCION MBPD

# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

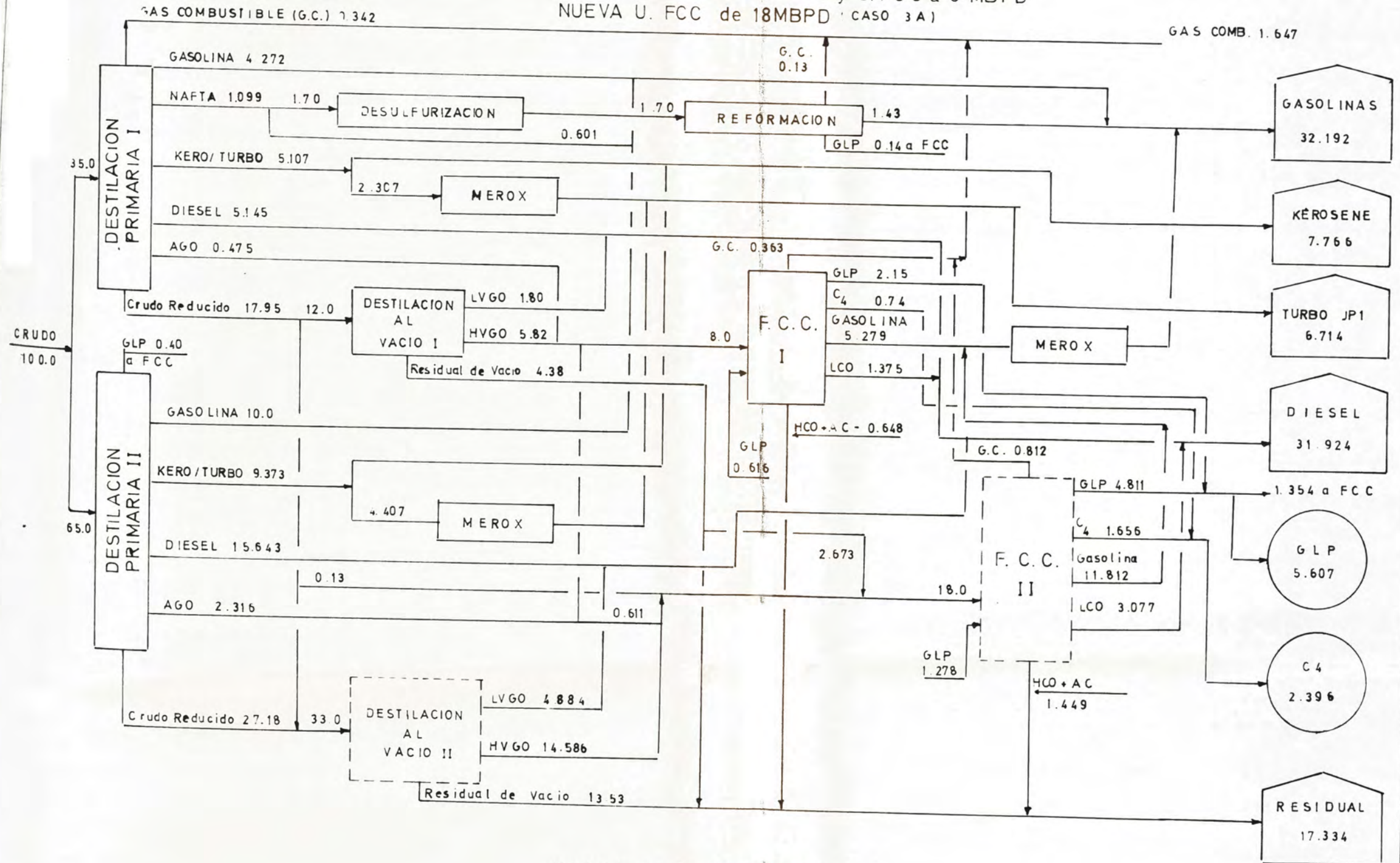
## AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

U. VACIO a 12 MBPD y NUEVA U. VACIO de 27 MBPD U. VISBREAKING (CASO 2B)  
 U. FCC a 8 MBPD y NUEVA U. FCC de 18 MBPD + de 16 MBPD



# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA  
 U. VACIO a 12 MBPD, NUEVA U. VACIO de 33 MBPD y U. FCC a 8 MBPD  
 NUEVA U. FCC de 18 MBPD (CASO 3A)

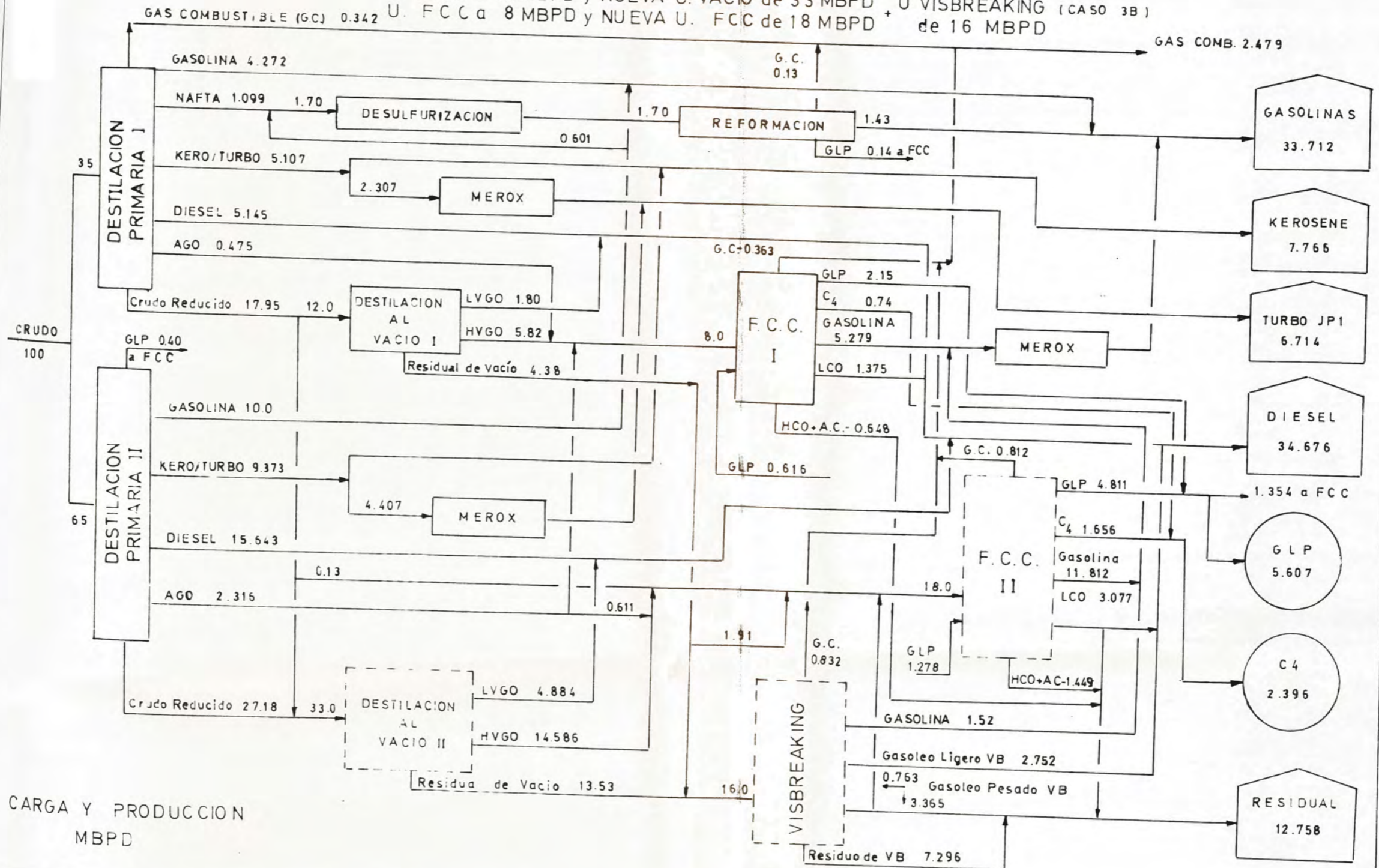


CARGA Y PRODUCCION MBPD

# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

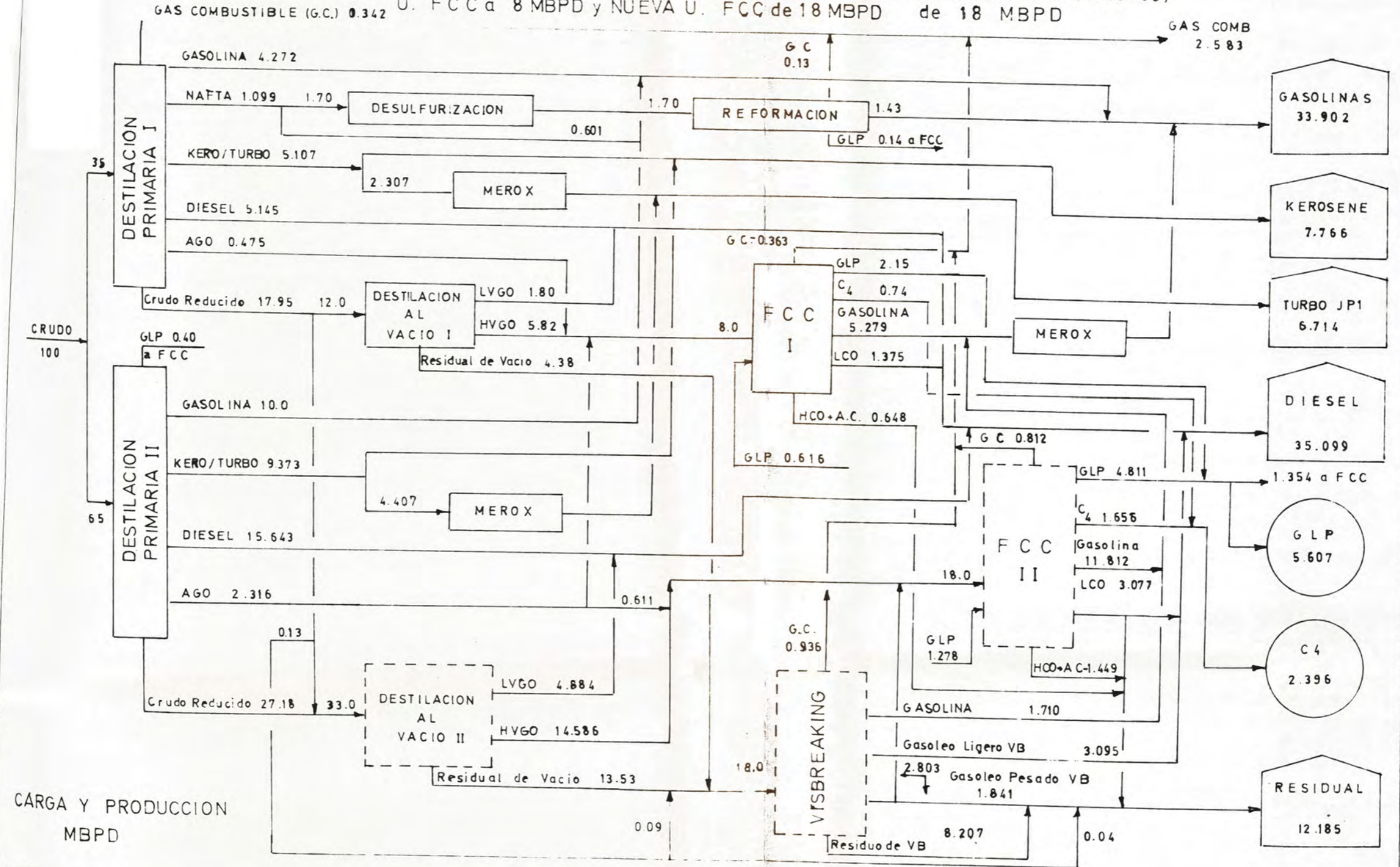
U. VACIO a 12 MBPD y NUEVA U. VACIO de 33 MBPD U. VISBREAKING (CASO 3B)  
 U. FCC a 8 MBPD y NUEVA U. FCC de 18 MBPD + de 16 MBPD



# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

## AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

U. VACIO a 12 MBPD y NUEVA U. VACIO de 33 MBPD U. VISBREAKING (CASO 3C)  
 U. FCC a 8 MBPD y NUEVA U. FCC de 18 MBPD de 18 MBPD

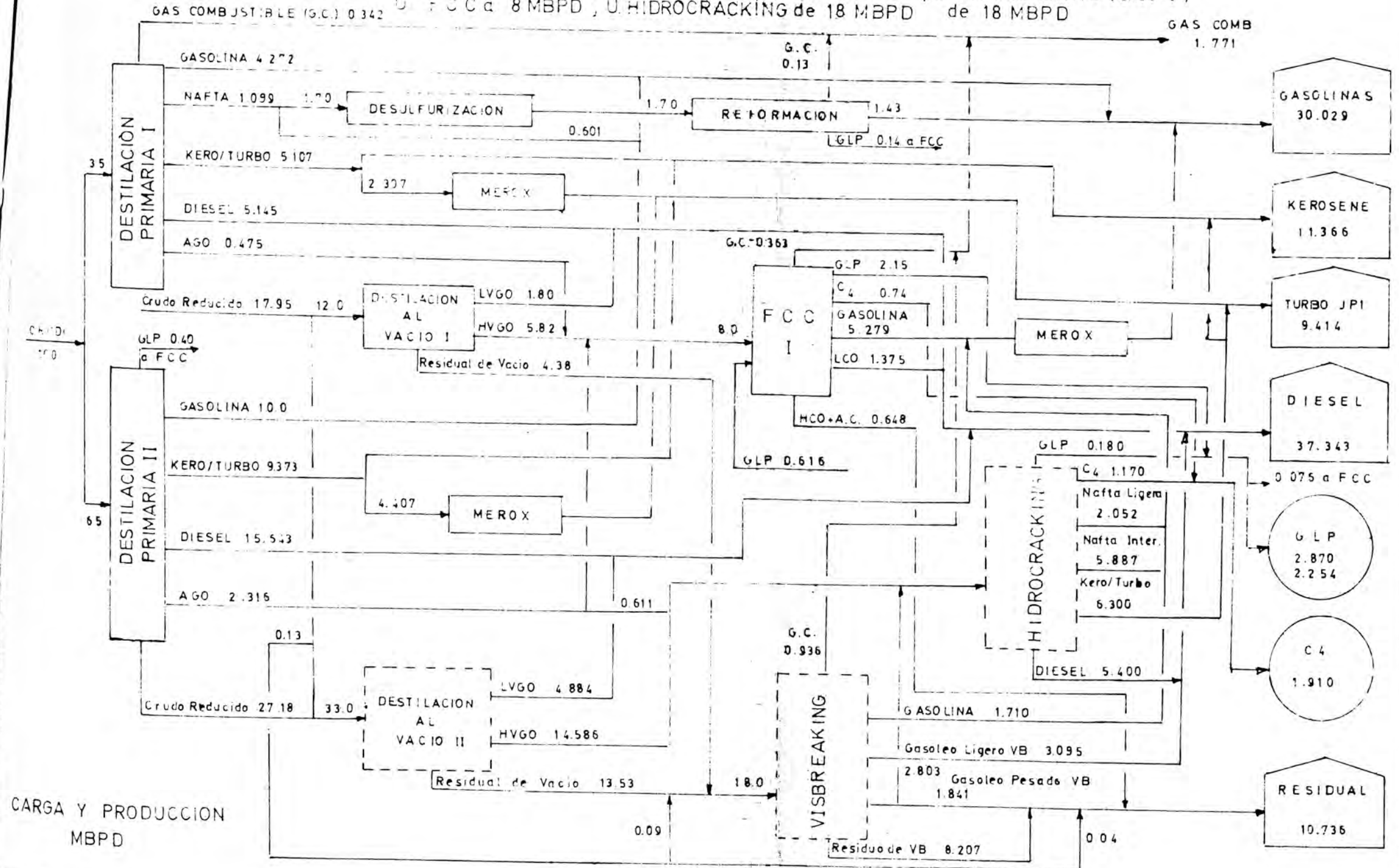




# DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRAL

AMPLIACION DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

U. VACIO = 12 MBPD y NUEVA U. VACIO de 33 MBPD + U. VISBREAKING (CASO 6)  
 U. FCC = 8 MBPD, U. HIDROCRACKING de 18 MBPD de 18 MBPD



CARGA Y PRODUCCION  
MBPD

## 5.6 ANALISIS ECONOMICO DE LOS ESQUEMAS PROPUESTOS

### 5.6.1 AMPLIACION DE LA UNIDAD DE VACIO A 12 MBPD

#### BASES:

Volumen Incremental: Colocar un horno de 10 MBPD, a adicional al actual que permitiría operar a 12 MBPD y el año operativo de la unidad se alargaría de 330 a 340 días, al utilizarlo como horno de relevo durante los 10 días al año durante la parada anual de 30 días por refacciones y mantenimiento de la unidad.

Depreciación de 6 años, que es el tiempo que falta depreciar la unidad de Destilación al Vacío.

La unidad puede procesar hasta 12 MBPD sin modificaciones mayores en la columna de destilación.

Tanto los Ingresos Incrementales como los Costos de Operación se han afectado por los factores de inflación de precios en dólares indicados en el circular PLN 016-81.

#### ESTIMADO DE COSTOS DE AMPLIACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION DE VACIO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA (M US\$)

Precio CIF Callao del Horno para 12 MBPD	510.0
Tuberías y Accesorios	51.0
Obras Civiles	33.5
Inst. Mat. Eléctricos, Pintura, etc.	60.8
Erección y Montaje	113.2
Total a Dic. de 1980	768.5

Inversión en 1981:  $768.5 \times 1.11 = 853 \text{ M US\$}$

### RENDIMIENTOS Y PRECIOS

Unidad de Destilación al Vacío:

	%	\$/B
LVGO	0.15	29.07 (1)
HVGO	0.485	20.72 (2)
Residuo	<u>0.365</u>	20.72 (2)
	1.0	

Unidad de Craqueo Catalítico (FCC)

	%	\$/B
Gas	0.0421	20.72 (2)
GLP	0.2496	27.80
Gasolina + C <sub>4</sub>	0.6986	30.32
LCO	0.1596	29.07
HCO + AC	0.0752	20.72 (1)
Ganancia	(0.2251)	-
Total/Prom.	1.000	35.539

(1) Valorizado como Diesel (Precio Exportación, Junio 1981)

(2) Valorizado como Residual 6 (Precio de Exportación, Junio 1981).

### INGRESOS INCREMENTALES:

Operación Normal

$$\text{LVGO: } 2 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 0.15 \times 330 \times \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} (29.07 - 20.72) \frac{\$}{\text{B}} = 820.50 \text{ M US\$ / AÑO}$$

Operación Adicional:

$$\text{LVGO: } 10 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 0.15 \times 10 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times (29.07 - 20.72) \frac{\$}{\text{B}} = 125.50 \text{ M US\$ / AÑO}$$



CUADRO 102 - FLUJO NETO DE FONDOS DE LA AMPLIACION DE VACIO A 12 MBPD (M US\$)

AÑO	INVERSION	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO DE FONDOS
81	(853)						
82		1855	377	107	1372	686	793
83		2021	410	107	1504	752	859
84		2183	444	107	1632	816	923
85		2336	474	107	1724	862	969
86		2487	505	107	1876	938	1045
87		2649	538	107	2004	1002	1109
88		2821	574	107	2140	1070	1177
89		3005	611	107	2288	1144	1251

VAN = 2,896 M US\$ a 1981

TIR = 101%

Plazo de Recuperación = 1 AÑO.

### 5.6.2 AMPLIACION DE LA UNIDAD DE FCC A 8 MBPD

#### BASES:

Colocar un horno de precalentamiento de 8 MBPD, lo cual permitirá operar la Unidad a mejores condiciones que las actuales, obteniéndose una mayor producción.

Las condiciones de operación estarán limitadas por el material de acero 18 Cromo - 8 Níquel.

- Tanto los ingresos incrementales como los Costos de Operación se han efectuado por los Factores de Precios en Dólares indicados en el circular PLN 016-81.

#### ESTIMADO DE COSTOS DE AMPLIACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA (M US\$)

Precio CIF (Callao) del	
Horno de 8 MBPD y accesorios:	400.0
Tuberías y Accesorios	100.0
Obras Civiles	70.0
Instrumentación, Sist, Eléctricos, Pinturas, etc.	50.0
Erección y Montaje	150.0
Total Dic. de 1980	670.0
Inversión en 1981: 670 x 1.11	743.7

RENDIMIENTOS Y PRECIOS

## Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)

	CBZ-1 % Vol	SUPER-D EXTRA % Vol	\$/B
Gas	4.9	4.21	20.72 (1)
GLU	26.0	24.96	27.80
Gasolina+C <sub>4</sub>	66.2	69.86	30.87
LCO	15.0	15.96	29.07 (2)
HCO + AC	6.6	7.52	23.72 (3)
Ganancia	(0.1819)	(0.2251)	
Total/Prom.	34.304	35.539	

- (1) Valorizado como Residual N° 6 (Precio Exportación Junio 1981)
- (2) Valorizado como Diesel N° 2 (Precio Exportación Junio 1981).
- (3) Valorizado como Residual N° 6 (Precio Exportación Junio 1981).

INGRESOS INCREMENTALES

CBZ-1

$$1 \frac{MB}{DO} \times 330 \times \frac{DO}{ANO} (34.304 - 20.72) \frac{\$}{B} = 4482.72 \text{ M US\$/AÑO}$$

SUPER-D EXTRA

$$1 \frac{MB}{DO} \times 330 \times \frac{DO}{ANO} (35.539 - 20.72) \frac{\$}{B} = 4930.27 \text{ M US\$/AÑO}$$

COSTO DE OPERACION

$$1 \frac{MB}{DO} \times 330 \frac{DO}{ANO} \times 2.5 \frac{\$}{B} = 825 \text{ M US\$/AÑO}$$

**CUADRO 103 - FLUJO NETO DE FONDOS DE LA AMPLIACION DE FCC A 8 MBPD (M US\$)**  
**(USANDO EL CATALIZADOR CBZ-1)**

AÑO	INVERSION	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO DE FONDOS
81	(744)						(744)
82		4977	916	93	3968	1984	2077
83		5425	998	93	4333	2167	2260
84		5859	1078	93	4687	2344	2437
85		6268	1153	93	5022	2511	2604
86		6675	1228	93	5354	2677	2770
87		7109	1308	93	5708	2854	2947
88		7572	1393	93	6085	3043	3136
89		8064	1483	93	6488	3244	3337

VAN = 9186 M US\$



### 5.6.3 BASES ECONOMICAS PARA LAS NUEVAS UNIDADES

- 3.1 Se asume que las ampliaciones de la Unidad de Vacío a 12 MBPD y FCC a 8 MBPD, han sido realizadas y por lo tanto no se toma en cuenta dichos gastos.
- 3.2 Las reducciones del Residual N° 6 serán compradas en cada caso al precio de exportación de este producto, lo cual significa que La Pampilla Mantendrá su cuota de Residual N° 6 constante.
- 3.3 El año operativo de cualquiera de las Unidades será de 330 días.
- 3.4 La Depreciación será de 10 años para cualquiera de las nuevas unidades.
- 3.5 Tanto los Ingresos Incrementales como los Costos de Operación han sido afectados por los Factores de Inflación de precios en dólares indicados en el circular PLN 016-81.
- 3.6 Los costos de Inversión estimados tienen como base el precio FOB de las siguientes unidades (Dic. 1980)
- |   |               |
|---|---------------|
| Unidad de Vacío de 33 MBPD                          | 14,700 M US\$ |
| Unidad de FCC de 18 MBPD y<br>Recuperación de Gases | 37,600 M US\$ |
| Unidad de Visbreaking de 16 MBPD                    | 9,200 M US\$  |
- 3.7 Los Ingresos Incrementales y Costos de Operación se calcularon para el año 1981 y fueron proyectados con los Indicadores Económicos.

Como resultado de este Análisis Económico a los Esquemas de Ampliación propuestos; el esquema más rentable es el Caso 3-C que consta:

Una Unidad de Vacío de 33 MBPD

Una Unidad de FCC de 18 MBPD

Una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD.

La Evaluación de cada uno de los esquemas se ha hecho suponiendo un Financiamiento Externo y es por eso que el proyecto de ampliación se ha evaluado financieramente, es decir se incluye la Amortización y los Intereses en el Flujo Neto de Fondos, que está preparado en dólares.

#### PREPARACION DEL FLUJO DE FONDOS NETO

El Flujo Neto de Fondos (FNF) se obtiene para cada año de vida del proyecto según la siguiente relación:

$$FFN = (I - C - D - i) - a(I - C - D - i) + D - A$$

dónde:

I = Ingresos Incrementales

C = Costos de Operación

D = Depreciación

i = Intereses

a = Tasa de Impuestos (0.55)

A = Amortización.

El Valor Actual Neto (VAN) del Proyecto se obtendrá sumando los resultados anuales que se obtengan de multiplicar cada uno de los Flujos Netos de Fondo

de cada año por sus correspondientes Factores de Descuento.

Año	Factor de Descuento
1982	1.0000
1983	0.8334
1984	0.7002
1985	0.5934
1986	0.5073
1987	0.4336
1988	0.3705
1989	0.3167
1990	0.2707
1991	0.2313
1992	0.1963
1993	0.1677
1994	0.1433

**CUADRO A - INDICADORES ECONOMICOS**

	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990
Tipo de Cambio (Promedio Anual) (Soles/US\$)	554	677	777	868	953	1030	1111	1200	1925
Inflación Interna (% Crecimiento Anual)	40.0	30,0	20.0	20.0	15.0	15.0	15.0	15.0	12.0
Inflación Externa (% Crecimiento Anual)	11.0	9.0	8.0	7.0	6.5	6.5	6.5	6.5	6.0
Precio Petróleo y Productos (% <u>Incremento</u> Anual)	11.0	9.0	8.0	7.0	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
Precio Materiales y Suministros (% Incremento Anual)	50.2	35.6	20.1	20.6	17.5	16.0	15.7	15.9	14.6
Precio Servicios Comprados (% Incremento Anual)	51.4	36.0	24.2	20.6	17.6	16.1	15.7	16.0	14.8

CUADRO B - PRECIOS DE LOS PRODUCTOS (\$/Bbl)

	1979	1980	1 9 8 1							
			E N E R O		M A R Z O		M A Y O		J U N I O	
(1) = Exportación (2) = Importación	(1)	(1)	(1)	(2)	(1)	(2)	(1)	(2)	(1)	(2)
Crudo HCT-PP-BE	-	27.24	28.77	-	23.16	-	27.85	-	28.88	-
Crudo LCT-PP-BE	-	26.85	29.26	-	28.45	-	30.85	-	29.74	-
Crudo Selva	-	26.46	30.60	-	29.20	-	30.85	-	30.85	-
GLP	26.7	29.9	-	51.85	-	52.46	-	58.23	-	56.99
Gasolina 84	26.6	24.7	28.38	42.87	26.83	43.35	31.65	53.46	30.82	51.48
Kero/Turbo	34.2	28.74	33.87	44.88	29.85	45.90	56.76	31.15	55.44	
Diesel	33.9	26.38	30.76	42.33	27.88	42.84	29.43	52.80	29.07	54.78
Residual	16.8	17.90	23.01	33.66	25.22	34.17	22.34	39.60	20.72	38.28

TASA DE CAMBIO PROMEDIO:

Año 1979: 222.9 S./US\$  
Año 1980: 288.4 S./US\$  
Año 1981: 374.8 S./US\$

CUADRO C - COSTOS OPERATIVOS REFINERIA LA PAMPILLA

	1977	1978		1979		1980		1981 (*)	
	S./Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl
Destilación Primaria I	19.6	41.0	0.27	44.58	0.20	81.32	0.282	106.71	0.285
Destilación Primaria II	27.24	35.68	0.23	46.80	0.21	67.77	0.235	85.22	0.227
Destilación al Vacío	20.22	39.60	0.25	52.74	0.24	73.25	0.254	105.99	0.283
Craqueo Catalítico y R.G.	73.38	171.76	1.10	243.35	1.55	403.72	1.400	566.44	1.512
Reformación Catalítica	121.99	366.39	2.35	343.82	1.53	605.68	2.100	960.25	2.562

(\*) Hasta el mes de Junio.

CUADRO D - COSTOS UNITARIOS DE LOS PRODUCTOS REFINADOS

P R O D U C T O	1 9 7 9		1 9 8 0		1 9 8 1	
	S./Bbl	US\$/Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl	S./Bbl	US\$/Bbl
<b>Destilación Primaria I</b>						
Gasolina/Nafta	122.38	0.549	235.90	0.818	281.88	0.752
Kero/Turbo	74.01	0.332	144.76	0.502	166.56	0.444
Diesel/AGO	88.05	0.395	150.24	0.521	162.09	0.433
Crudo Reducido	22.96	0.103	65.18	0.226	53.44	0.143
<b>Destilación Primaria II</b>						
Propano	161.16	0.723	242.52	0.841	267.21	0.713
Gasolina	106.77	0.479	151.68	0.526	196.81	0.525
Kero/Turbo	75.34	0.338	97.47	0.338	130.04	0.347
Diesel/AGO	51.04	0.229	72.09	0.250	88.55	0.236
Crudo Reducido	34.10	0.153	45.85	0.159	52.73	0.141
<b>Destilación al Vacío</b>						
Gasóleos L. y P.	117.70	0.528	181.38	0.629	248.92	0.664
Residual	39.23	0.176	76.13	0.264	69.87	0.186
<b>Desulf-Reformación Catalítica</b>						
Propano	154.0	0.691	456.78	1.584	488.62	1.304
Nafta Reformada	563.0	2.526	921.34	3.195	1452.12	3.875
<b>Craqueo Catalítico</b>						
GLP	350.84	1.574	534.64	1.854	708.66	1.901
Butano/Gasol FCC	342.60	1.537	540.69	1.875	678.51	1.811
Cíclicos/A. Clar.	158.93	0.713	284.62	0.987	337.40	1.000

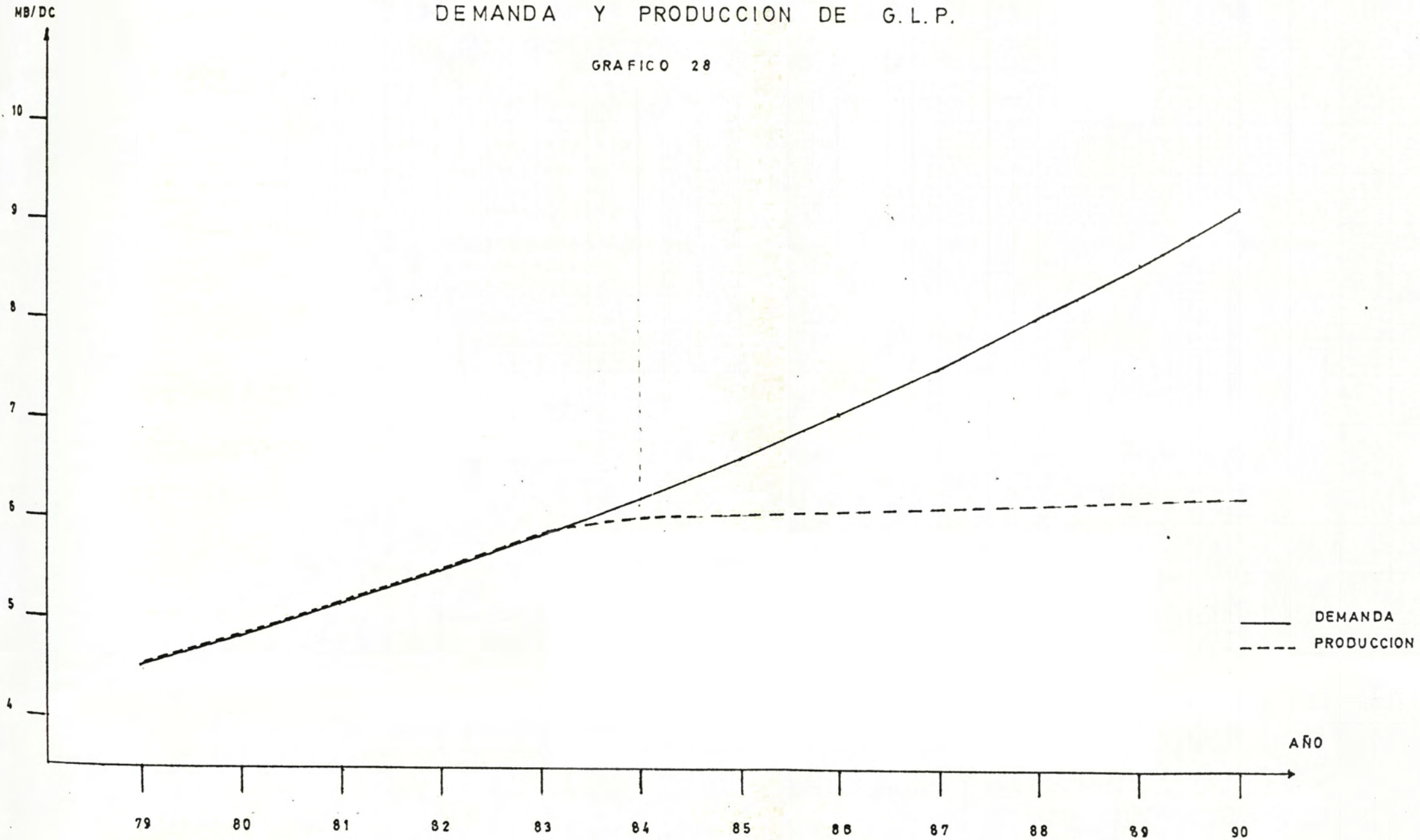
CUADRO E - COSTOS DE SERVICIOS INDUSTRIALES

	1 9 7 8		1 9 7 9		1 9 8 0		1 9 8 1	
	S./TM	US\$/TM	S./TM	US\$/TM	S./TM	US\$/TM	S./TM	US\$/TM
Agua Cruda	15.14	0.097	19.02	0.085	23.15	0.08	39.86	0.104
Agua Enfriamiento	66.08	0.425	80.80	0.360	110.09	0.382	181.0	0.483
Agua Tratada	252.50	1.624	450.70	2.010	609.33	2.113	880.54	2.351
Vapor	843.66	5.426	1416.94	6.318	1406.94	4.879	1740.01	4.643
	S./KW	US\$/KW	S./KW	US\$/KW	S./KW	US\$/KW	S./KW	US\$/KW
Electricidad	95.32	0.61	139.78	0.63	246.5	0.85	432.16	1.13



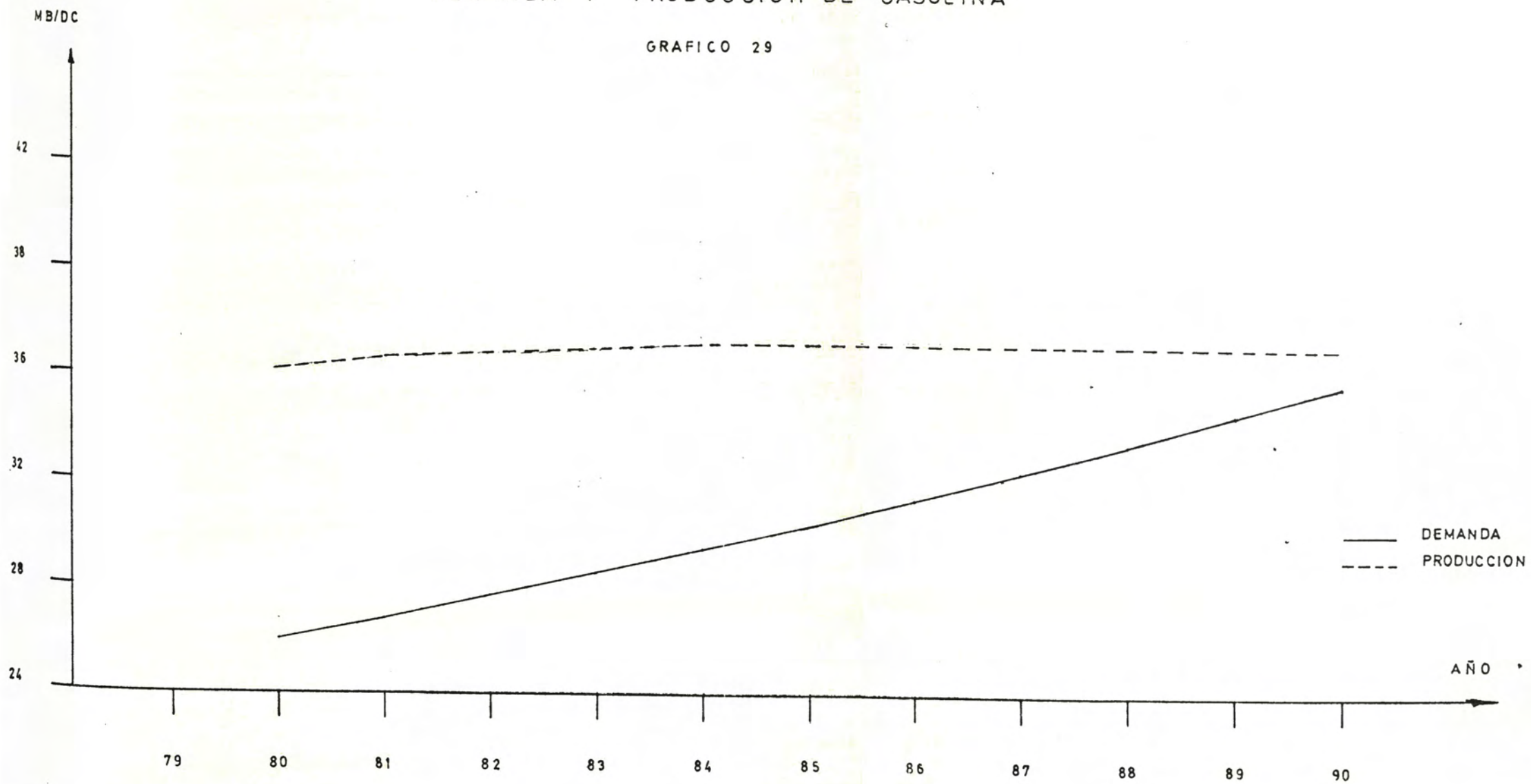
# DEMANDA Y PRODUCCION DE G.L.P.

GRAFICO 28



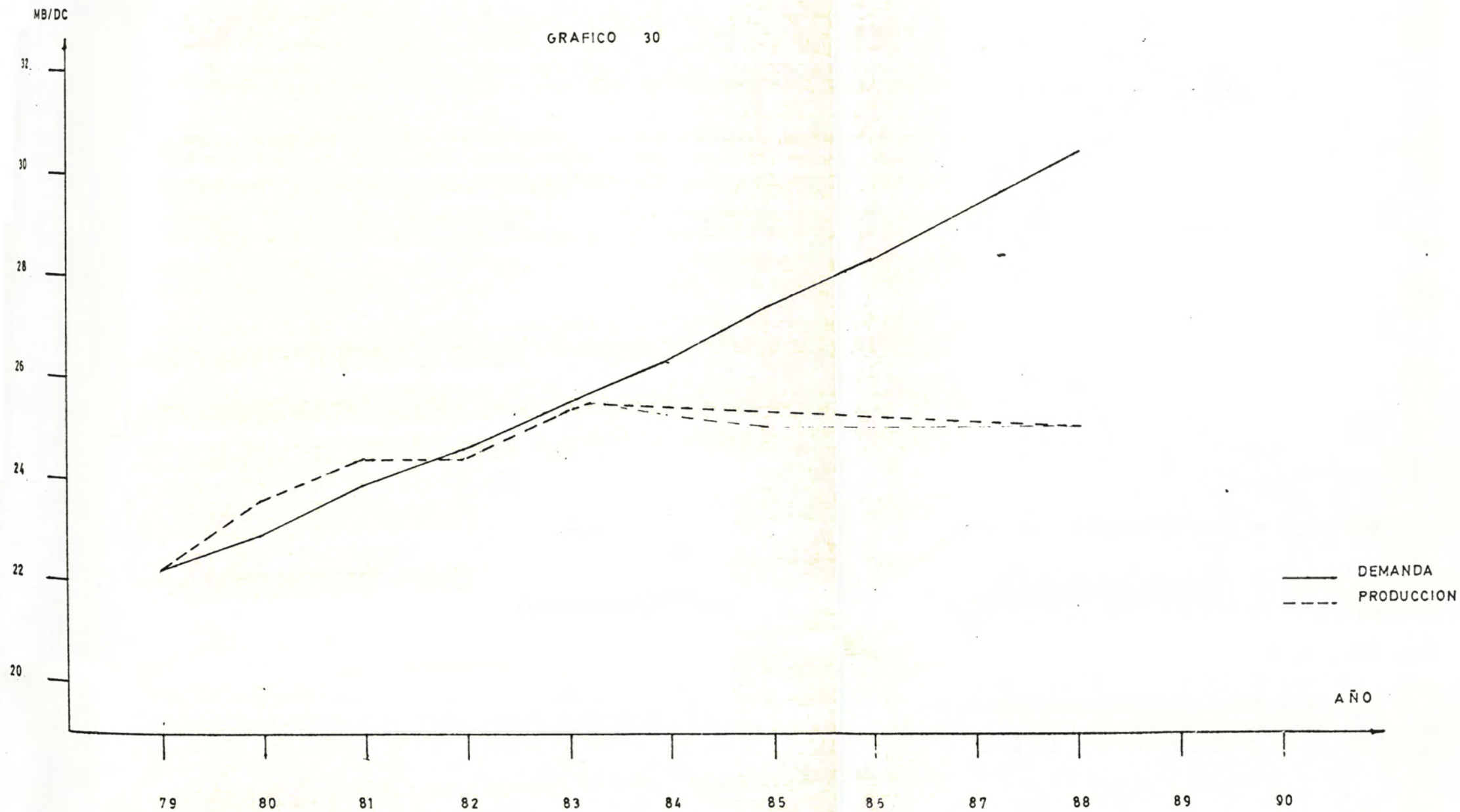
# DEMANDA Y PRODUCCION DE GASOLINA

GRAFICO 29



# DEMANDA Y PRODUCCION DE KERO/TURBO

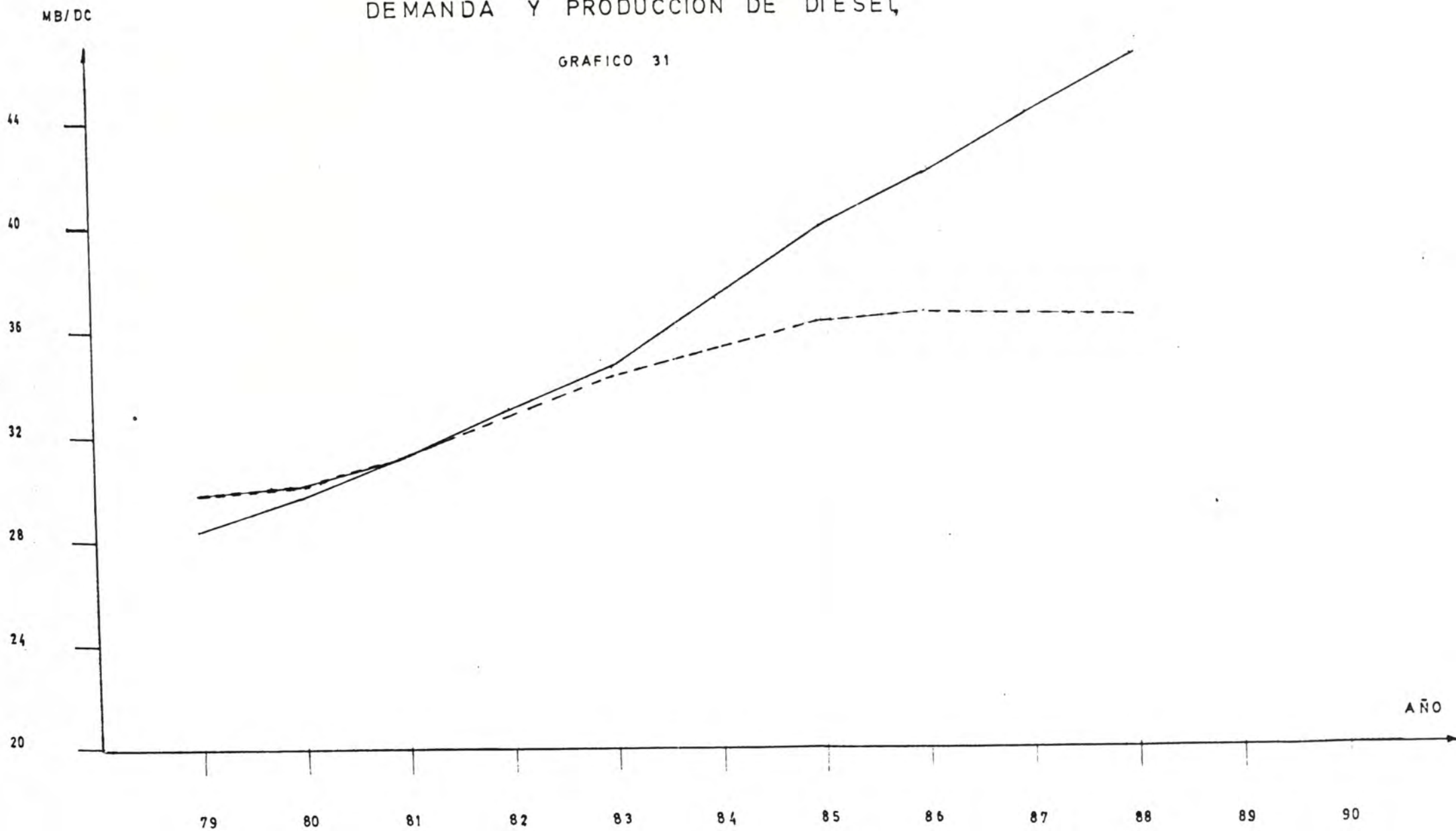
GRAFICO 30



(21.5% de (1 + 2 + 3))

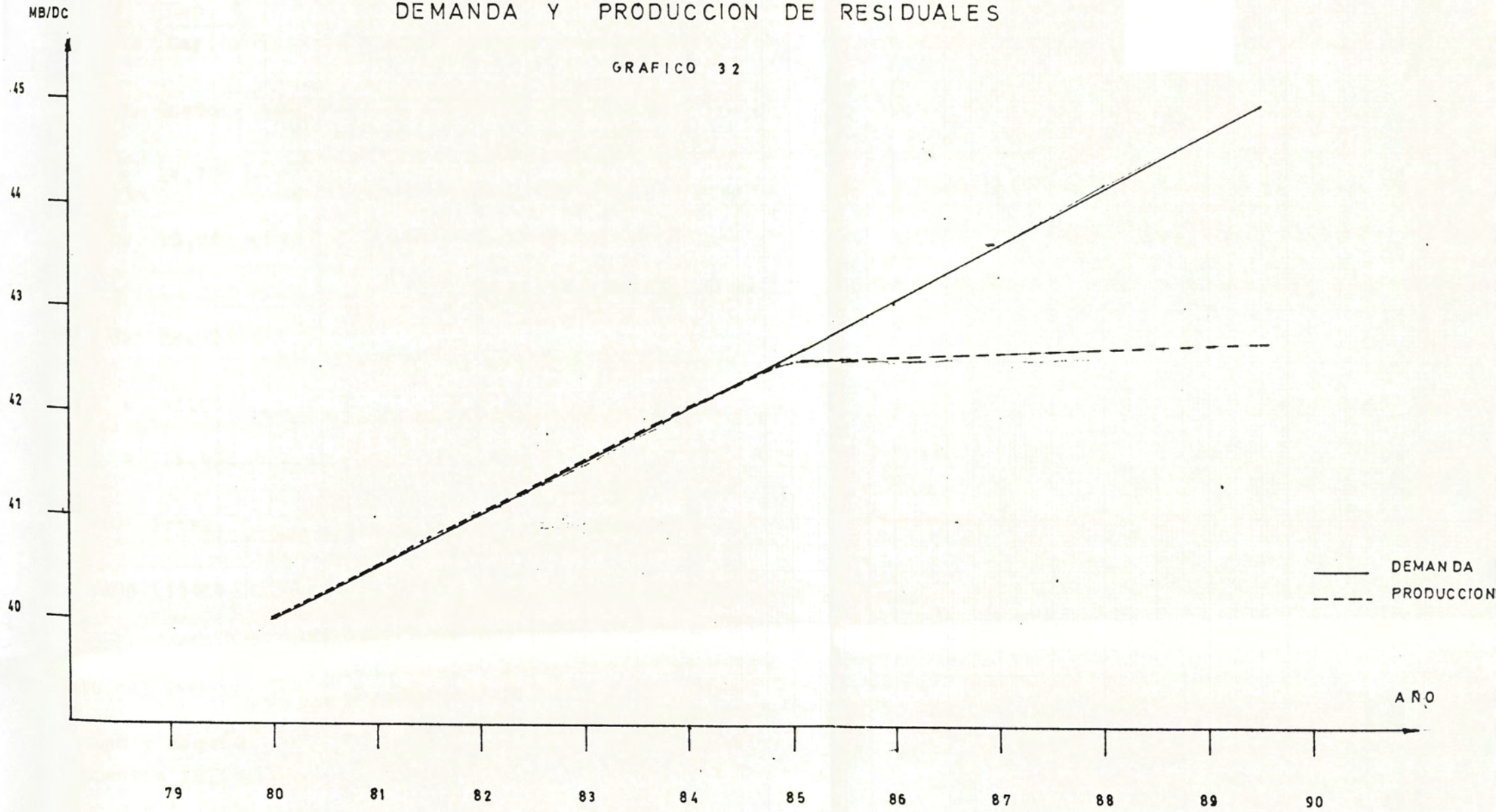
# DEMANDA Y PRODUCCION DE DIESEL

GRAFICO 31



# DEMANDA Y PRODUCCION DE RESIDUALES

GRAFICO 32



CASO 1-A

Instalación de Una Nueva Unidad de Vacío de 20 MBPD  
 Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 10 MBPD

Cálculo del Precio FOB de la Unidad de Vacío.

$$\frac{\text{Costo 1}}{\text{Costo 2}} = \left( \frac{\text{Cap. 1}}{\text{Cap. 2}} \right)^{0.6}$$

$$\text{Costo 2} = \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap. 2}}{\text{Cap. 1}} \right)^{0.6}$$

$$= 14,700 \times \left( \frac{20}{33} \right)^{0.6}$$

$$= 10,000 \text{ M US\$}$$

Cálculo del Precio FOB de la Unidad de FCC

$$\text{Costo 2} = 37,600 \left( \frac{10}{18} \right)^{0.6}$$

$$= 26,430 \text{ M US\$}$$

Precio FOB Total = 36,430 M US\$ (1980)

Precio FOB (1982) = 36,430 x 1.22 = 44,445 M US\$

Cálculo del Precio CIF

1) Equipo y Maquinaria	44,445
2) Repuestos (6.5% de 1)	2,889
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	7,109
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	11,706
Precio CIF	66,139 M US\$

Estimación de la Inversión Total	M US\$
Costos Directos (C.D.)	
Equipo y Maquinaria	66,138
Tuberías y Accesorios	7,276
Obras Civiles	7,778
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	4,900
Erección y Montaje	11,905
<b>Total Costos Directos</b>	<b>98,057</b>
Costos Indirectos (C.I.)	
Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	6,864
<b>Total (C.D. + C.I.)</b>	<b>104,921</b>
Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	1,392
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	14,935
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	346
<b>Costo de la Inversión Total</b>	<b>117,495 M US\$</b>

CUADRO 105 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1961)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO \$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
	CASO 1-A MBPD	CASO BASE 1 MBPD			
Gas	1.288	0.835	0.453	20.8	3,110
GLP	3.997	2.074	1.923	25.7	16,944
Butano	1.665	0.740	0.925	31.7	9,677
Gasolina	26.975	20.388	6.587	21.7	68,907
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	28.641	23.963	4.678	30.1	46,467
Residual	26.618	38.763	(12.151)	30.1	(36,573)
Diluyente	2.862	-	(2.862)	30.1	(29,407)
<b>Ingreso Incremental Total</b>					<b>62,101</b>

## Costos de Operación (1981)

Unidad de Vacío

$$20 \frac{\text{MB}}{\text{DQ}} \times 330 \frac{\text{LQ}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 1,895$$

Unidad de FCF

$$16 \frac{\text{MB}}{\text{DQ}} \times 150 \frac{\text{LQ}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 6,250$$

$$\text{Costo de Operación Total} = 10,145 \text{ M US\$}$$



CUADRO 106 - FLUJO DE FONDOS NETO - CASO 1-A - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) DEUDA	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(117,495)								
83	117,495					13,806			(13,806)
84	93,996	43,775	13,189	14,687	23,499	13,806	2,093	942	(7,870)
85	70,497	46,840	14,113	14,687	23,499	11,045	6,995	3,148	(5,664)
86	46,998	49,885	15,031	14,687	23,499	8,284	11,883	5,347	(3,465)
87	23,499	53,127	16,008	14,687	23,499	5,523	16,909	7,609	(1,203)
88		56,581	17,048	14,687	23,499	2,762	22,084	9,938	1,126
89		60,258	18,156	14,687			27,412	12,335	27,022
90		63,874	19,246	14,687			29,941	13,473	28,160
91		67,706	20,400	14,687			32,619	14,679	29,366
92		71,768	21,624	14,687			35,457	15,956	30,643
93		76,074	22,922	14,687			38,465	17,309	31,996
94		80,639	24,297	14,687			41,655	18,745	33,432

VAN = 16,905 M US\$

CASO 1-B

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 20 MBPD  
 Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 11 MBPD  
 Instalación de una Unidad de Visbreaking de 12,580 BPD

Cálculo del Precio FOB	M US\$
Unidad de Vacío de 20 MBPD	10,000
Unidad de FCC de 11 MBPD	
Costo 2 = Costo 1 $\left(\frac{\text{Cap } 2}{\text{Cap } 1}\right)^{0.6}$	
= 37,600 $\left(\frac{11}{18}\right)^{0.6}$ =	28,000
Unidad de Visbreaking de 12,580 BPD	
Costo 2 = Costo 1 $\left(\frac{\text{Cap } 2}{\text{Cap } 1}\right)^{0.6}$	
= 9,200 $\left(\frac{12,580}{16,000}\right)^{0.6}$ =	7,965
Costo Total FOB (1980)	45,965
Costo FOB (1982) = 45,965 x 1.22 =	56,078
Cálculo del Precio CIF	
1) Equipo y Maquinaria	56,078
2) Repuestos (6.5% de 1)	3,645
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	8,759
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	14,767
Precio Total CIF (1982)	83,250

### Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	83,449
Tuberías y Accesorios	9,189
Obras Civiles	3,505
Instrumentación, Sistemas Eléctricos Pinturas, etc.	6,259
Erección y Montaje	15,271
<b>Total Costos Directos</b>	<b>117,664</b>
Costos Indirectos (C.I.)	
Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	8,237
<b>Total (C.D. + C.I.)</b>	<b>125,901</b>
Gastos Preoperativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	2,518
Contingencias (15% total (C.D. + C.I.))	18,885
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,259
<b>Costo de la Inversión Total</b>	<b>148,563 M US\$</b>

### CUADRO 107 - CALCULO DE LOS INCREMENTOS INCREMENTALES (I.I.)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO \$/P	GANANCIA (PEPDTIA) M US\$/AÑO
	CASO 1-B MBPD	CASO BASE MBPD			
Gas	1.987	0.835	1.152	20.8	7,408
GLP	4.189	2.074	2.115	20.7	13,636
Butano	1.757	0.740	1.017	31.7	19,839
Gasolina	28.830	20,388	8,442	31.7	88,017
Turbo	6.714	6.714	-	12.4	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.7	-
Diesel	30.977	23,963	7,014	35.1	24,619
Residual	23.101	38.769	(15.668)	20.7	(323,738)
Diluyente	-	-	-	-	-
<b>I.I. Total</b>					<b>217,836</b>

## Costos de Operación (1981)

## Unidad de Vacío

$$20 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 1,895 \text{ M US\$}$$

## Unidad de FCC

$$11 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 9,075 \text{ M US\$}$$

## Unidad de Visbreaking (\*)

$$12.58 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 623 \text{ M US\$}$$

$$\text{Costo de Operación Total} = 11,593 \text{ M US\$}$$

(\*) La Unidad de Visbreaking produce vapor de alta, lo cual disminuye su Costo de Operación.

CUADRO 108 - FLUJO DE FONDOS NETO - CASO 1-B - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) DEUDA	INGRESOS INCREMENTALES	COSTOS DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(148,565)								
83	148,565					17,456			(17,456)
84	118,852	123,459	15,071	18,571	29,713	17,456	72,361	32,563	21,421
85	89,139	132,100	16,126	18,571	29,713	13,847	83,556	37,600	26,458
86	59,426	140,687	17,174	18,571	29,713	10,474	99,468	44,761	33,619
87	29,713	149,831	18,290	18,571	29,713	6,983	105,987	47,694	36,552
88		159,570	19,479	18,571	29,713	3,491	118,029	53,113	41,971
89		169,942	20,745	18,571			130,626	58,782	77,353
90		180,139	21,990	18,571			139,578	62,810	81,381
91		190,947	23,309	18,571			149,068	67,081	85,652
92		202,404	24,708	18,571			159,126	71,607	90,178
93		214,548	26,190	18,571			169,788	76,405	94,976
94		227,421	27,762	18,571			181,088	81,490	100,061

VAN = 178,914 M US\$

CASO 2-A

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD  
 Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Cálculo del Precio FOB M US\$

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$\text{Costo 2} = \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap. 2}}{\text{Cap. 1}} \right)^{0.6}$$

$$= 14,750 \left( \frac{27}{33} \right)^{0.6} = 11,975$$

Unidad de FCC de 18 MBPD 37,600

Costo Total FOB (Dic. 1980) 49,575

Costo Total FOB (1982) = 49,575 x 1.22 = 60,482

Cálculo del Precio CIF M US\$

1) Equipo y Maquinaria	60,482
2) Repuestos (6.5% de 1)	3,931
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	9,452
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	15,793
Total Precio CIF (1982)	90,000

Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	11,975
Equipo y Maquinaria	60,000
Tuberías y Accesorios	4,000
Obras Civiles	3,750
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	6,000
Erección y Montaje	10,000
Total Costos Directos	128,000

Costos Indirectos	M. US\$
Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	8,884
Total (C.D. + C.I.)	135,794
Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	2,715
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	20,368
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,358
Costo de la Inversión Total	160,225

CUADRO 109 - CÁLCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	CASO 2-A (MBPD)	CASO BASE (MBPD)	DIFFERENCIA (MBPD)	PRECIO US\$/B	GANANCIAS (PERDIDAS) US M\$/AÑO
Gas	1,607	0,835	0,812	29,8	5,574
GLP	5,607	2,074	3,533	26,7	31,129
Butano	2,399	0,740	1,656	31,7	17,324
Gasolina	31,192	20,388	11,804	31,7	123,482
Turbo	6,714	6,714	-	32,5	-
kerosene	7,766	7,766	-	32,5	-
Diesel	31,030	23,963	7,073	30,1	70,296
Residual	19,222	38,769	(20,547)	20,7	(140,357)
Liluyente	4,748	-	(4,748)	30,1	(47,162)
I.I. Total					10,240

Costos de Operación (1981)

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$27 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 2,538 \text{ M US$}$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850 \text{ M US$}$$

Costo de Operación Total = 17,408 M US\$

CUADRO 110 - FLUJO DE FONDOS NETO - CASO 2-A - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) DEUDA	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(160,225)								
83	160,225					18,827			(18,827)
84	128,180	78,320	22,630	20,028	32,045	18,827	16,835	7,576	(4,441)
85	96,135	83,802	24,214	20,028	32,045	15,061	24,499	11,025	(992)
86	64,090	89,249	25,788	20,028	32,045	11,296	32,137	14,462	2,445
87	32,045	95,051	27,464	20,028	32,045	7,531	40,028	18,013	5,996
88		101,229	29,249	20,028	32,045	3,765	48,187	21,684	9,667
89		107,809	31,151	20,028			56,630	25,484	45,512
90		114,278	33,020	20,028			61,230	27,554	47,582
91		121,135	35,002	20,028			66,105	29,747	40,775
92		128,402	37,101	20,028			71,273	32,073	52,101
93		136,107	39,328	20,028			76,751	34,538	54,566
94		144,273	41,687	20,028			82,558	37,151	57,179

VAN = 54,413 M US\$



CASO 2-B

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

Cálculo del Precio FOB M US\$

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$\begin{aligned} \text{Costo 2} &= \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap. 2}}{\text{Cap. 1}} \right)^{0.6} \\ &= 14,700 \left( \frac{27}{33} \right)^{0.6} = 11,475 \end{aligned} \quad \text{M US$}$$

Unidad de FCC de 18 MBPD 37,600

Unidad de Visbreaking de 16 MBPD 9,200

Costo Total FOB (Dic. 1980) 58,775

Costo Total FOB (1982) = 58,775 x 1.22 = 71,706

Cálculo del Precio CIF M US\$

1) Equipo y Maquinaria 71,706

2) Repuestos (6.5% de 1) 4,661

3) Embalaje + Flete + Seguro  
(15% de (1 + 2)) 11,455

4) Derecho de Aduana  
(21.5% de (1 + 2 + 3)) 18,482

Total Precio CIF (1982) 106,304

Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.) M US\$

Equipo y Maquinaria 100,000

Tuberías y Accesorios 12,200

Obras Civiles 1,000

Instrumentación, Sistemas Eléctricos, 1,000

Pinturas, etc. 1,000

Erección y Montaje 1,000

Total Costos Directos 117,200

Costos Indirectos (C.I.)	M US\$
Servicios Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	10,785
Total (C.D. + C.I.)	164,850
Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	3,298
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	24,728
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,649
Costo de la Inversión Total	194,525

CUADRO 111 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
	CASO 2-B MBPD	CASO BASE MBPD			
Gas	2.479	0.835	1.644	20.8	11,285
GLP	5.607	2.074	3.533	26.7	31,129
Butano	2.396	0.740	1.656	31.7	17,323
Gasolina	33.712	20.388	13.324	31.7	139,382
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	33.788	23.963	9.825	30.1	96,592
Residuales	13.646	38.769	(24.120)	20.7	(163,764)
Diluyente	-	-	-	-	-
I.I. Total					123,947

Costos de Operación Estimados M US\$

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$27 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 2,557$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850$$

Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

$$16 \frac{\text{MB}}{\text{DØ}} \times 330 \frac{\text{DØ}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 792$$

Costo de Operación Total 18,199 M US\$

**CUADRO 112 - FLUJO DE FONDOS NETO**

**CASO 2-B - (M US\$)**

ANO	(INVERSION) DEUDA	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(194,525)								
83	194,525					22,857			(22,857)
84	155,620	170,531	23,860	24,315	38,905	22,857	99,499	44,774	30,184
85	116,715	182,468	25,530	24,315	38,905	18,286	114,337	51,451	36,861
86	77,810	194,328	27,189	24,315	38,905	13,714	129,110	58,099	43,509
87	38,905	206,959	28,956	24,315	38,905	9,143	144,545	65,045	50,455
88		220,412	30,838	24,315	38,905	4,572	160,687	72,309	57,719
89		234,738	32,843	24,315			177,580	79,911	104,226
90		248,822	34,814	24,315			189,693	85,361	109,676
91		263,751	36,902	24,315			202,534	91,140	115,455
92		279,576	39,116	24,315			216,145	97,265	121,580
93		296,351	41,464	24,315			230,572	103,757	128,072
94		314,132	43,951	24,315			245,866	110,639	134,954

VAN = 243,380 M US\$

CASO 3-A

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Cálculo del Precio FOB	M US\$
Unidad de Vacío de 37 MBPD	14,700
Unidad de FCC de 18 MBPD	37,600
Costo Total FOB (Dic. 1980)	52,300
Costo Total FOB (1982) = $52,300 \times 1.22 =$	63,806

## Cálculo del Precio CIF

1) Equipo y Maquinaria	63,806
2) Repuestos (6.5% de 1)	4,148
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	10,193
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	16,802
Total Precio CIF (1982)	94,949

## Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	94,949
Tuberías y Accesorios	10,444
Obras Civiles	3,998
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	7,121
Erección y Montaje	17,375
Total Costos Directos	133,878

## Costos Indirectos (C.I.)

Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% de C.D.)	9,372
Total (C.D. + C.I.)	143,250

Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	2,865
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	21,488
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,432
Costo de la Inversión Total	169,035

CUADRO 113 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (FERDIIVA)
	CASO 3-A MBPD	CASO BASE MBPD			
Gas	1.647	0.835	0.812	20.8	5,574
GLP	5.607	2.074	3.533	26.7	31,129
Butano	2.396	0.740	1.656	31.7	17,323
Gasolina	32.192	20.388	11.804	31.7	123,482
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	31.924	23.963	7.961	30.1	79,077
Residuales	17.334	38.769	(21.435)	20.7	(146,422)
Diluyente	5.179	-	(5.179)	30.1	(51,443)
I.I. Total					58,720

Costos de Operación Estimados

Unidad de Vacío de 33 MBPD

$$33 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 3,126$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850$$

Costo de Operación Total = 17,976

## CUADRO 114 - FLUJO NETO DE FONDOS

CASO 3-A

(M US\$)

AÑO	(INVERSION) DEUDA	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(169,035)								
83	169,035					19,862			(19,862)
84	135,228	76,336	23,369	21,130	33,807	19,862	11,975	5,389	(7,288)
85	101,421	81,680	25,005	21,130	33,807	15,889	19,656	8,845	(3,832)
86	67,614	86,989	26,630	21,130	33,807	11,917	27,312	12,290	(387)
87	33,807	92,643	28,361	21,130	33,807	7,945	35,207	15,843	3,166
88		98,665	30,205	21,130	33,807	3,972	43,358	19,511	6,834
89		105,079	32,168	21,130			51,782	23,302	44,432
90		111,384	34,098	21,130			56,156	25,270	46,400
91		118,067	36,144	21,130			60,794	27,357	48,487
92		125,151	38,313	21,130			65,708	29,569	50,699
93		132,660	40,611	21,130			70,920	31,914	53,044
94		140,620	43,048	21,130			76,442	34,399	55,529

VAN = 45,429 M US\$

CASO 3-B

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

Cálculo del Precio FOB	M US\$
Unidad de Vacío de 33 MBPD	14,700
Unidad de FCC de 18 MBPD	37,000
Unidad de Visbreaking de 16 MBPD	9,200
Costo Total FOB (Dic. 1980)	61,500
Costo Total FOB (1982) = 61,500 x 1.22 =	75,030

Cálculo del Precio CIF	
1) Equipo y Maquinaria	75,030
2) Repuestos (6.5% de 1)	4,877
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	11,986
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	19,757
Total Precio CIF (1982)	111,550

### Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	111,550
Tuberías y Accesorios	11,282
Obras Civiles	4,096
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	8,776
Erección y Montaje	10,000
Total Costos Directos	145,704



## Costos Indirectos (C.I.)

Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	10,380
Total (C.D. + C.I.)	166,308
Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	3,326
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	24,946
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,660
Costo de la Inversión Total	196,240

## CUADRO 115 - CALCULO DE LOS INGRESOS LICENCIAMENTALES

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
	CASO 3-B MBPD	CASO BASE MBPD			
Gas	2.479	0.835	1.644	20.8	11,284
GLP	5.607	2.074	3.533	26.7	31,129
Butano	2.396	0.740	1.656	31.7	17,323
Gasolina	33.712	20.388	13.324	31.7	139,382
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	39.6	-
Diesel	34.676	23.963	10.713	30.1	136,412
Residual	12.759	38.769	(26.010)	30.7	(27,381)
Diluyente	-	-	-	-	-
I.I. Total					134,448

## Costos de Operación Estimados

Unidad de Vacío de 33 MBPD

$$33 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 3,126$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DÍ}} \times 330 \frac{\text{DÍ}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850$$

Unidad de Visbreaking de 16 MBPD

$$16 \frac{\text{MB}}{\text{DÍ}} \times 330 \frac{\text{DÍ}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 792$$

Costo de Operación total = 18,768 M US\$

CUADRO 116 - FLUJO DE FONDOS NETO

CASO 3-3 - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) MONTO	INGRESOS INCREMENTALES	COSTOS DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(196,240)								
83	196,240					23,058			(23,058)
84	156,992	166,204	24,399	24,844	39,248	23,058	93,903	42,256	27,852
85	117,744	177,838	26,106	24,844	39,248	18,446	108,442	48,798	33,394
86	78,496	189,397	27,803	24,844	39,248	13,934	122,916	55,312	40,908
87	39,248	201,708	29,610	24,844	39,248	9,223	138,031	62,114	47,710
88		214,819	31,535	24,844	39,248	4,611	153,829	69,223	54,819
89		228,783	33,584	24,844			170,356	76,660	101,504
90		242,510	35,599	24,844			182,068	81,931	106,775
91		257,061	37,735	24,844			194,482	87,517	112,361
92		272,484	39,999	24,844			207,642	93,439	118,283
93		288,833	42,399	24,844			221,590	99,716	124,560
94		306,163	44,943	24,844			236,376	106,369	131,213

VAN = 231,804 M US\$

CASO 3-C

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD

Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD

Instalación de una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD

Cálculo del Precio FOB	M US\$
Unidad de Vacío de 33 MBPD	14,700
Unidad de FCC de 18 MBPD	37,600
Unidad de Visbreaking de 18 MBPD	
Costo 2 = $9,200 \left(\frac{18}{16}\right)^{0.6} =$	9,874
Costo Total FOB (Dic. 1980)	62,174
Costo Total FOB (1982) = 62,174 x 1.22	75,852

Cálculo del Precio CIF	
1) Equipo y Maquinaria	75,852
2) Repuestos (6.5% de 1)	4,930
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	12,117
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	19,973
Total Precio CIF (1982)	112,872

## Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	112,872
Tuberías y Accesorios	12,930
Obras Civiles	4,038
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	8,462
Erección y Montaje	19,560
Total Costos Directos	157,862

## Costos Indirectos (C.I.)

Servicios, Ingeniería y Supervisión  
(7% C.D.)

10,952

Total (C.D. + C.I.)

167,600

Gastos Pre-Operativos y Administrativos  
(2% Total (C.D. + C.I.))

3,352

Contingencias  
(15% Total (C.D. + C.I.))

25,140

Capital de Trabajo  
(1% Total (C.D. + C.I.))

1,676

Costo de la Inversión Total M USD

197,770

CUADRO 117 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
	CASO 3-C MBPD	CASO BASE 1 MBPD			
Gas	2.583	0.835	1.748	20.8	11,998
GLP	5.607	2.074	3.533	26.7	31,129
Butano	2.396	0.740	1.656	31.7	17,323
Gasolina	33.902	20.388	13.514	31.7	141,370
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	35.02	23.963	11.057	30.1	104,829
Residual	12.185	38.769	(26.584)	20.7	(130,595)
Diluyente	-	-	-	-	-
I.I. Total					131,652

## Costos de Operación Estimados (1981)

Unidad de Vacío de 33 MBPD

$$33 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 3,125$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DØ}} \times 330 \frac{\text{DØ}}{\text{AÑO}} \times 2.50 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850$$

Unidad de Visbreaking de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DØ}} \times 330 \frac{\text{DØ}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 891$$

Costo de Operación Total = 18,886 M US\$

CUADRO 118 - FLUJO DE FONDOS NETO - CASO 3-C - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) MONTO	INGRESOS INCREMENTALES	COSTOS DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(197,770)								
83	197,770					23,238			(23,238)
84	153,216	172,729	24,552	24,722	39,554	23,238	100,217	45,098	30,266
85	118,662	184,820	26,270	24,722	39,554	18,590	115,238	51,857	37,025
86	79,108	196,833	27,977	24,722	39,554	13,943	130,191	58,586	43,754
87	39,554	209,627	29,796	24,722	39,554	9,295	145,814	65,616	50,784
88		223,252	31,732	24,722	39,554	4,647	162,151	72,968	58,136
89		237,764	33,795	24,722			179,247	80,661	105,383
90		252,030	35,882	24,722			191,426	86,142	110,864
91		267,152	37,972	24,722			204,458	92,006	116,728
92		283,181	40,250	24,722			218,209	98,453	123,175
93		300,172	42,665	24,722			232,785	104,753	129,475
94		318,182	45,225	24,722			248,235	111,706	136,428

VAN = 245,382 M US\$

CASO 4

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 27 MBPD  
 Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 15 MBPD  
 Instalación de una Unidad de Visbreaking de 15.45 MBPD

Cálculo del Precio FOB M US\$

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$\text{Costo 2} = \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap 2}}{\text{Cap 1}} \right)^{0.6}$$

$$\text{Costo 2} = 14.700 \left( \frac{27}{33} \right)^{0.6} = 11,975$$

Unidad de FCC de 15 MBPD

$$\text{Costo 2} = 37,600 \left( \frac{15}{18} \right)^{0.6} = 33,704$$

Unidad de Visbreaking de 15,450 MBPD

$$\text{Costo 2} = 9,200 \left( \frac{15.45}{16} \right)^{0.6} = 9,010$$

Costo Total FOB (Dic. 1981) 54,689

Costo Total FOB (1982) = 54,689 x 1.22 66,721

Cálculo del Precio CIF

1) Equipo y Maquinaria 66,721

2) Repuestos (6.5% de 1) 4,337

3) Embalaje + Flete + Seguro  
 (15% de (1 + 2)) 10,659

4) Derecho de Aduana  
 (21.5% de (1 + 2 + 3)) 17,569

Total Precio CIF (1982) 99,286



## Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	99,286
Tuberías y Accesorios	10,921
Obras Civiles	4,170
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	7,446
Erección y Montaje	18,169
Total Costos Directos	139,992
Costos Indirectos (C.I.)	
Servicios, Ingeniería y Supervisión (7% C.D.)	9,800
Total (C.D. + C.I.)	149,792
Gastos Pre-Operativos y Administrativos (2% Total (C.D. + C.I.))	2,996
Contingencias (15% Total (C.D. + C.I.))	22,469
Capital de Trabajo (1% Total (C.D. + C.I.))	1,498
Costo de la Inversión Total M US\$	176,755

CUADRO 119 - CALCULO DE LOS COSTOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTOS	RENDIMIENOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA)
	CASO 4 MBPD	CASO BASE 2 MBPD			
Gas	2.266	0.817	1.449	20.8	9,946
GLP	5.216	2.164	3.052	26.7	26,891
Butano	1.857	0.646	1.211	31.7	12,668
Gasolina	31.104	20.158	10.946	31.7	114,506
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	33.053	23.914	9.139	30.1	90,777
Residual	16.340	38.690	(22.350)	20.7	(152,673)
I.I. Total					102,115

Costos de Operación Estimados (1981)

Unidad de Vacío de 27 MBPD

$$27 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 2,557$$

Unidad de FCC de 15 MBPD

$$15 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.5 \frac{\$}{\text{B}} = 12,375$$

Unidad de Visbreaking de 15.45 MBPD

$$15.45 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.15 \frac{\$}{\text{B}} = 765$$

$$\text{Costo de Operación Total} = 15,697 \text{ M US\$}$$

CUADRO 120 - FLUJO NETO DE FONDOS - CASO 4

AÑO	(INVERSION) MONTO	INGRESOS INCREMENTALES	COSTO DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO DE FONDOS
82	(176,755)								
83	176,755					20,767			(20,767)
84	141,404	132,750	20,406	22,094	35,351	20,767	69,483	31,267	18,010
85	106,053	142,043	21,834	22,094	35,351	16,615	81,500	36,675	23,418
86	70,702	151,276	23,253	22,094	35,351	12,461	93,468	42,061	28,804
87	35,351	161,109	24,764	22,094	35,351	8,307	105,944	47,675	34,418
88		171,581	26,374	22,094	35,351	4,175	118,938	53,522	40,265
89		182,734	28,089	22,094			132,552	59,649	81,743
90		193,698	29,774	22,094			141,830	63,824	85,918
91		205,320	31,561	22,094			151,666	68,250	90,344
92		217,639	33,454	22,094			162,092	72,942	95,036
93		230,697	35,462	22,094			173,142	77,914	100,008
94		244,539	37,589	22,094			184,856	83,187	105,281

VAN = 174,212 M US\$

CASO 5

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD  
 Instalación de una Nueva Unidad de FCC de 18 MBPD  
 Instalación de una Unidad de Visbreaking de 17.91 MBPD

Cálculo del Precio FOB	M US\$
Unidad de Vacío de 33 MBPD	14,700
Unidad de FCC de 18 MBPD	37,600
Unidad de Visbreaking de 17.91 MBPD	
Costo 2 = $9,200 \left(\frac{17.91}{16}\right)^{0.6}$	9,844
Costo Total FOB (Dic. 1980)	62,144
Costo Total FOB (1982) = 62,144 x 1.22 =	75,816

Cálculo del Precio CIF	
1) Equipo y Maquinaria	75,816
2) Repuestos (6.5% de 1)	4,928
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	12,112
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	19,964
Total Precio CIF (1982)	112,820

## Estimación de la Inversión Total

Costos Directos (C.D.)	M US\$
Equipo y Maquinaria	112,820
Tuberías y Accesorios	12,410
Obras Civiles	4,738
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc.	8,462
Erección y Montaje	20,646
Total Costos Directos	159,076

## Costos Indirectos (C.I.)

Servicios, Ingeniería y Supervisión  
(7% C.D.)

11,135

Total (C.D. + C.I.)

170,211

Gastos Pre-Operativos y Administrativos  
(2% Total (C.D. + C.I.))

3,404

Contingencias  
(15% Total (C.D. + C.I.))

25,532

Capital de Trabajo  
(1% Total (C.D. + C.I.))

1,703

Costo de la Inversión Total

201,850

CUADRO 121 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	RENDIMIENTOS		DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
	CASO 5 MBPD	CASO BASE 2 MBPD			
Gas	2.523	0.817	1.706	20.8	11,710
GLP	5.826	2.164	3.662	26.7	32,266
Butano	2.099	0.646	1.453	31.7	15,200
Gasolina	33.233	20.158	13.075	31.7	136,778
Turbo	6.714	6.714	-	32.5	-
Kerosene	7.766	7.766	-	32.5	-
Diesel	34.861	23.914	10.947	30.1	108,737
Residual	11.961	38.690	(26.729)	20.7	(182,586)
I.I. Total					122,105

Costos de Operación Estimados (1981)

Unidad de Vacío de 33 MBPD

$$33 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 3,125$$

Unidad de FCC de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 2.50 \frac{\$}{\text{B}} = 14,850$$

Unidad de Visbreaking de 17.91 MBFD

$$17.91 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 887$$

$$\text{Costo de Operación Total} = 18,862$$

CUADRO 122 - FLUJO NETO DE FONDOS - CASO 5 - (M US\$)

AÑO	(INVERSION) MONTO	INGRESOS INCREMENTALES	COSTOS DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO NETO DE FONDOS
82	(200,850)								
83	200,850					23,600			(23,600)
84	160,680	158,737	24,261	25,106	40,170	23,600	85,770	38,597	23,533
85	120,510	169,849	25,959	25,106	40,170	18,880	99,904	44,957	29,893
86	80,340	180,889	27,646	25,106	40,170	14,160	113,971	51,287	36,223
87	40,170	192,647	29,443	25,106	40,170	9,440	128,658	57,896	42,832
88		205,169	31,357	25,106	40,170	4,720	143,986	64,794	49,730
89		218,505	33,395	25,106			160,004	72,001	97,107
90		231,615	35,399	25,106			171,110	76,999	102,105
91		245,512	37,523	25,106			182,884	82,297	107,403
92		260,243	39,774	25,106			195,364	87,914	113,020
93		275,858	42,160	25,106			208,592	93,867	118,973
94		292,409	44,690	25,106			222,614	100,176	125,282

VAN = 213,250 M US\$

CASO 6

Instalación de una Nueva Unidad de Vacío de 33 MBPD  
 Instalación de una Unidad de Hidrocraquin de 18 MBPD  
 Instalación de una Unidad de Visbreaking de 18 MBPD

1) Cálculo del Precio FOB (1980) de la Unidad de  
 Hidrocraquin

Datos Económicos: (Precio FOB 1976)	M US\$
Capacidad: 13 MBPD	
Indice Anual de Chemical Engineering	
Año 1976 = 192.1	
Año 1980 = 261.2	

Material y Labor	18,640
Diseño, Ingeniería y Gastos de Contratistas	5,180
	23,820

$$\begin{aligned} \text{Costo 2} &= \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap 2}}{\text{Cap 1}} \right)^{0.6} \\ &= 23,820 \left( \frac{18}{13} \right)^{0.6} \end{aligned} \quad \text{32,980}$$

$$\begin{aligned} \text{Precio FOB 1980} \\ &= 32,980 \left( \frac{261.2}{192.1} \right) \end{aligned} \quad \text{44,820}$$

- |                                      |        |
|--------------------------------------|--------|
| 1) Unidad de Hidrocraquin de 18 MBPD | 44,820 |
| 2) Unidad de Vacío de 18 MBPD        | 14,700 |
| 3) Unidad de Visbreaking de 18 MBPD  |        |

$$\begin{aligned} \text{Costo 2} &= \text{Costo 1} \left( \frac{\text{Cap 2}}{\text{Cap 2}} \right)^{0.6} \\ &= 9200 \left( \frac{18}{16} \right)^{0.6} \end{aligned} \quad \text{9,874}$$

Costo Total FOB (1980)	69,394
Costo Total FOB (1982) = 69,394.x 1.22	84,660



**Cálculo del Precio CIF**

	M US\$ /
1) Equipo y Maquinaria	84,660
2) Repuestos (6.5% de 1)	5,503
3) Embalaje + Flete + Seguro (15% de (1 + 2))	13,524
4) Derecho de Aduana (21.5% de (1 + 2 + 3))	22,293
<b>Total Precio CIF (1982)</b>	<b>125,980</b>

**Estimación de la Inversión Total****Costos Directos (C.D.)**

	M US\$
Equipo y Maquinaria	125,980
Tubería y Accesorios	13,858
Obras Civiles	5,291
Instrumentación, Sistemas Eléctricos, Pinturas, etc	9,450
Erección y Montaje	22,418
<b>Total Costos Directos</b>	<b>176,997</b>

**Costos Indirectos (C.I.)**

Servicios, Ingeniería y Supervisión ( 7 C.D.)	12,390
<b>Total (C.D. + C.I.)</b>	<b>189,387</b>

**Gastos Pre-Operativos y Administrativos  
(2% Total (C.D. + C.I.))**

3,758

**Contingencias  
(15% Total (C.D. + C.I.))**

28,408

**Capital de Trabajo  
1% Total (C.D. + C.I.)**

1,897

**Costo de la Inversión Total**

223,480

CUADRO 123 - CALCULO DE LOS INGRESOS INCREMENTALES (1981)

PRODUCTO	CASO 6 MBPD	CASO BASE 1 MBPD	DIFERENCIA MBPD	PRECIO US\$/B	GANANCIA (PERDIDA) M US\$/AÑO
Gas	1.771	0.835	0.936	20.8	6,425
GLP	2.870	2.074	0.796	26.7	7,013
Butano	1.910	0.740	1.170	31.7	12,239
Gasolina	30.028	20.388	9.640	31.7	100,844
Turbo	9.414	6.714	2.700	32.5	28,958
Kerosene	11.366	7.766	3.600	32.5	38,610
Diesel	37.343	23.963	13.38	30.1	132,904
Residual	10.736	38.769	(28.033)	20.7	(191,493)
Diluyente	2.100	-	(2.100)	30.1	(20,860)
I.I. Total					114,640

## Costos de Operación Estimados (1981)

Unidad de Vacío de 33 MBPD

M US\$

$$33 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.287 \frac{\$}{\text{B}} = 3,125$$

Unidad de Hidrocracking de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 3.0 \frac{\$}{\text{B}} = 17,820$$

Unidad de Visbreaking de 18 MBPD

$$18 \frac{\text{MB}}{\text{DO}} \times 330 \frac{\text{DO}}{\text{AÑO}} \times 0.150 \frac{\$}{\text{B}} = 891$$

$$\text{Costo de Operación Total} = 21,836$$

CUADRO 124 - FLUJO DE FONDOS NETO - CASO N° 6

AÑO	(INVERSION) MONTO	INGRESOS INCREMENTALES	COSTOS DE OPERACION	DEPRECIACION	AMORTIZACION	INTERESES	UTILIDAD BRUTA	UTILIDAD NETA	FLUJO DE FONDOS NETO
82	(223,480)								
83	223,480					26,259			(26,259)
84	178,784	153,942	28,387	27,935	44,696	26,259	71,361	32,113	15,352
85	134,088	164,718	30,374	27,935	44,696	21,007	85,402	38,431	21,670
86	89,392	175,425	32,348	27,935	44,696	15,755	99,387	44,724	27,963
87	44,696	186,827	34,451	27,935	44,696	10,504	113,937	51,272	34,511
88		198,971	36,690	27,935	44,696	5,252	129,094	58,092	41,331
89		211,904	39,075	27,935			144,894	65,202	93,137
90		224,618	41,419	27,935			155,264	69,869	97,804
91		238,095	43,905	27,935			166,255	74,815	102,750
92		252,381	46,539	27,935			177,907	80,058	107,993
93		267,524	49,331	27,935			190,258	85,616	113,551
94		283,675	52,291	27,935			203,349	91,507	119,442

VAN = 183,285 M US\$



## CAPITULO VI

OPTIMIZACION DEL PROCESO DE REFINACION DE LA  
AMPLIACION DE LA REFINERIA "LA PAMPILLA"6.1 INTRODUCCION

Debido a la futura ampliación de la Refinería La Pampilla, se hace necesario determinar las capacidades y las alternativas óptimas de mezcla y producción de los productos comerciales, tomando en conjunto las Unidades existentes ya ampliadas y las nuevas Unidades que se instalen para Minimizar los Costos de Operación, esto sujeto a diferentes restricciones tales como la Demanda, Viscosidad, Capacidad de la Unidad, etc.

Este estudio consiste en la aplicación de la Programación Lineal, haciendo uso del Método Simplex en la solución del problema, utilizando el programa de computación de la IBM-360 "MPS"; (Mathematical Program System), que resuelve matrices de Programación Lineal.

6.2 DISEÑO DEL PROGRAMA

Es necesario el uso de tres fajos de Tarjetas.

Fajo 1.- Tarjetas de control del sistema operativo de la computadora, estas tarjetas dan órdenes al sistema operativo e indican el tipo de trabajo a ser ejecutado.

Fajo 2.- Tarjetas del MPS Control Language (Lenguaje de Control del MPS). Estas tarjetas son usadas por

el usuario para comunicar al MPS la estrategia propuesta para resolver un problema de PL, es decir, a través de estas tarjetas el usuario indica al MPS, la secuencia de rutinas que serán llamadas o ejecutadas para resolver el problema.

Fajo 3.- Tarjetas de datos, estas tarjetas contienen los datos del problema de PL.

El Gráfico 33 muestra la secuencia de los 3 fajos de tarjetas definidos. Los números 1, 2 y 3 corresponden a los fajos respectivos.

#### 6.2.1 TARJETAS DE CONTROL DEL SISTEMA OPERATIVO DE LA COMPUTADORA

- // MPSS 1241 JOB ..., CLASS A: Inicio de trabajo (esta tarjeta es proporcionada por el centro de cómputo de la UNI). CLASS A, significa prioridad A.
- // EXEC MPS: Usar el compilador para el programa de control del MPS (Control Language), imprimir el Programa Compilado y Ejecutado)
- // CPC. SCRATCH 1 DC VOL = SER = OSISCR: Es el llamado al disco OSISCR; en mi caso fue necesario el uso de este disco por el tamaño de la matriz.
- // CPC . SYSIN DO \* : Indica los dispositivos de Entrada/Salida que se va a utilizar. En este caso lectura de tarjetas e impresora.
- / \* : Indica el fin del conjunto de tarjetas del programa fuente o del bloque de datos.

- // EXEC.SYSIN DC \* : Indica que a continuación vienen las tarjetas de datos.
- // Indica el Fin del trabajo.

### 6.2.2 SENTENCIAS DEL MPS CONTROL LANGUAGE PROGRAM

INITIALE: Procedimiento de inicialización, tiene por función fijar algunos parámetros (tales como tolerancias de error computacional) a valores estandarizados.

CONVERT: Lee los datos de entrada, revisa la existencia de errores y convierte los datos a formato binario empaquetado y los escribe en la unidad Prob file.

PROBFILE: Es una unidad de almacenamiento (cinta, disco, tambor) que contiene la representación interna de un problema de PL.

CONVERT: Tiene los siguientes parámetros:

- X DATA: El nombre de los datos de entrada que serán convertidos, en este caso llamado "MINICOST".
- XPB NAME: El nombre que el usuario asigna al problema que será construido por convert, "PROBFILE".
- CHECK: Después que el modelo completo haya sido convertido, este parámetro ocasiona un chequeo para detectar duplicaciones en los nombres de las columnas.
- SUMMARY: Este parámetro ocasiona la impresión de

la siguiente información.

- 1) Para cada fila, el tipo de Restricción, el Número Interno de las variables de holgura y el número de elementos diferentes de cero.
  - 2) Para cada Columna; su Número Interno y el Número de elementos diferentes de cero.
- SETUP: El procedimiento convert ha reducido los datos de entrada a un problema binario empaquetado en la unidad probfile. SETUP es el mecanismo básico para iniciar la solución de este problema, sus propósitos principales son:
- 1) Asignación de Almacenamiento y la Inicialización de dispositivos de Entrada/Salida.
  - 2) Creación de la Matriz de Trabajo.
  - 3) Determinación de una Solución inicial.
- RANGE: Es un parámetro que se utiliza para indicar que enseguida viene el nombre de un vector de Rango.
- BOUND: Indica que enseguida viene un vector de acotamiento.
- PRIMAL: Es el procedimiento de optimización principal.

### 6.2.3 TARJETAS DE DATOS DE ENTRADA

MINICOST, es el nombre del conjunto de datos y es



la primera tarjeta. Ver el listado de los datos de entrada, observar que la primera sección requerida es ROWS y se especifican los tipos de filas. La segunda sección requerida es COLUMNS (Columnas). La tercera sección requerida es RHS, llamada restric. La cuarta sección es BOUNDS, que pone los límites en el valor de las variables.

Para la introducción del problema a la computadora es necesario nombrar las variables que ingresan y a qué fila pertenecen para diferenciar a las unidades existentes y las que se incorporarán se nombra con la primera letra "E" que significa existente y "A" de ampliación; para mejor entendimiento ver la lista de actividades.

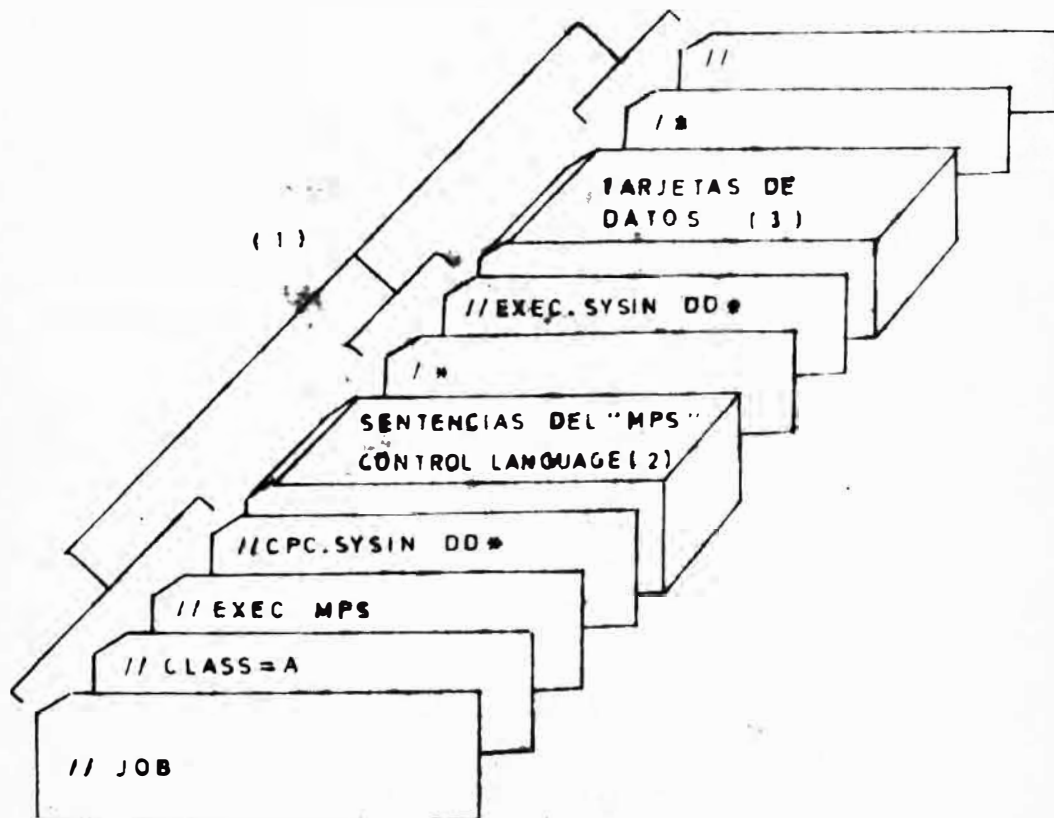
Se usará como base un día operativo normal, asumiendo constantes los rendimientos para el rango de capacidad dado a cada unidad.

- Los Costos de Operación son los referentes al año 1981.
- Los Costos de Importación de los productos ya elaborados para poder satisfacer la demanda son de 1981.
- Se ha tomado los rendimientos que Maximizan Destilados Medios.

SECUENCIA COMPLETA DE FAJOS DE TARJETAS  
PARA CORRER EL PROGRAMA DE PL USANDO EL

MPS/ 360

GRAFICO 33



### 6.3 FORMULACION DE RESTRICCIONES DEL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS

#### 6.3.1 I. DESTILACION PRIMARIA I

I-1 Rendimiento de Gas Combustible (ERGC1)		
EGC1GC - 0.0098 ECD1 = 0	---	(1)
I-2 Rendimiento de Gasolina (ERG1)		
EG184 - 0.1221 ECD1 = 0	---	(2)
I-3 Rendimiento de Nafta (ERNF1)		
EN1UP - 0.0314 ECD1 = 0	---	(3)
I-4 Rendimiento de Kero-Turbo (ERKT1)		
EKT1KT - 0.1459 ECD1 = 0	---	(4)
I-5 Rendimiento de Diesel (ERDS1)		
EDS1DS - 0.147 ECD1 = 0	---	(5)
I-6 Rendimiento de AGO (ERAG1)		
EAG1FC1 - 0.0135 ECD1 = 0	---	(6)
I-7 Rendimiento de Crudo Reducido (ERCR1)		
ECR1V1 + ECR1V2 - ECR1VB + ECR1RS - 0.5129		
ECD1 = 0	---	(7)

#### 6.3.2 II. DESTILACION PRIMARIA II

II-1 Rendimiento de GLP (ERGL2)		
EGL2GL - 0.0062 ECD2 = 0	---	(8)
II-2 Rendimiento de Gasolina (ERG2)		
EG284 + EG2UP - 0.1538 ECD2 = 0	---	(9)
II-3 Rendimiento de Kero-Turbo (ERKT2)		
EKT2KT - 0.1442 ECD2 = 0	---	(10)
II-4 Rendimiento de Diesel (ERDS2)		
EDS2DS - 0.2407 ECD2 = 0	---	(11)
II-5 Rendimiento de AGO (ERAG2)		
EAG2FC1 - EAG2FC2 - 0.0356 ECD2 = 0	---	(12)

## II-6 Rendimiento de Crudo Reducido (ERCR2)

$$\text{ECR2V2} - 0.418 \text{ ECD2} = 0 \quad \text{--- (13)}$$

6.3.3 III. DESTILACION AL VACIO I

## III-1 Rendimiento de LVGO (ERLG1)

$$\text{ELG1DS} - 0.15 \text{ ECV1} = 0 \quad \text{--- (14)}$$

## III-2 Rendimiento de HVGO (ERHG1)

$$\text{EHG1FC1} - 0.485 \text{ ECV1} = 0 \quad \text{--- (15)}$$

## III-3 Rendimiento de Residual de Vacío (ERRV1)

$$\text{ERV1VB} - 0.365 \text{ ECV1} = 0 \quad \text{--- (16)}$$

6.3.4 IV. DESTILACION AL VACIO II

## IV-1 Rendimiento de LVGO (ARLG2)

$$\text{ALG2DS} - 0.148 \text{ ECV2} = 0 \quad \text{--- (17)}$$

## IV-2 Rendimiento de HVGO (ARHG2)

$$\text{AHG2FC2} - 0.442 \text{ ECV2} = 0 \quad \text{--- (18)}$$

## IV-3 Rendimiento de Residual de Vacío (ARRV2)

$$\text{ARV2VB} \quad 0.410 \text{ ECV2} = 0 \quad \text{--- (19)}$$

6.3.5 V. FCC-I

## V-1 Rendimiento de Gas Combustible (ERGCF1)

$$\text{EGCFC1GC} - 0.0421 \text{ ECFC1} = 0 \quad \text{--- (20)}$$

## V-2 Rendimiento de GLP (ERGLF1)

$$\text{EGLFC1F1} + \text{EGLFC1GL} - 0.2496 \text{ ECFC1} = 0 \quad \text{--- (21)}$$

## V-3 Rendimiento de Butano (ERBUF1)

$$\text{EBU1BU} + \text{EBU184} - 0.0859 \text{ ECFC1} = 0 \quad \text{--- (22)}$$

## V-4 Rendimiento de Gasolina (ERGF1)

$$\text{EGFC184} - 0.6127 \text{ ECFC1} = 0 \quad \text{--- (23)}$$

## V-5 Rendimiento de LCO (ERLC1)

$$\text{ELC1DS} - 0.1596 \text{ ECFC1} = 0 \quad \text{--- (24)}$$

V-6 Rendimiento de HCO (ERHC1)  
 EHC1RS - 0.0294 ECFC1 = 0 --- (25)

V-7 Rendimiento de Aceite Clarificado (ERAC1)  
 EAC1RS - 0.0458 ECFC1 = 0 --- (26)

### 6.3.6 VI. FCC-II

VI-1 Rendimiento de Gas Combustible (ARGCF2)  
 AGCFC2GC - 0.0421 ACFC2 = 0 --- (27)

VI-2 Rendimiento de GLP (ARGLF2)  
 AGLFC2F2 + AGLFC2GL - 0.2496 ACFC2 = 0 --- (28)

VI-3 Rendimiento de Butano (ARBUF2)  
 ABU2BU + ABU284 - 0.0859 ACFC2 = 0 --- (29)

VI-4 Rendimiento de Gasolina (ARGF2)  
 AGFC284 - 0.6127 ACFC2 = 0 --- (30)

VI-5 Rendimiento de LCO (ARLC2)  
 ALC2DS - 0.1596 ACFC2 = 0 --- (31)

VI-6 Rendimiento de HCO (ARHC2)  
 AHC2RS - 0.0294 ACFC2 = 0 --- (32)

VI-7 Rendimiento de Aceite Clarificado (ARAC2)  
 AAC2RS - 0.0458 ACFC2 = 0 --- (33)

### 6.3.7 VII. VISBREAKING

VII-1 Rendimiento de Gas Combustible (ARGCVB)  
 AGCVBGC - 0.052 ACVB = 0 --- (34)

VII-2 Rendimiento de Gasolina (ARGVR)  
 AGVB84 - 0.095 ACVB = 0 --- (35)

VII-3 Rendimiento de Gasóleo Ligero (ARGLVB)  
 AGLVBDS - 0.172 ACVB = 0 --- (36)

VII-4 Rendimiento de Gasóleo Pesado (ARGPVB)  
 AGPVBFC2 + AGPVBRS - 0.258 ACVB = 0 --- (37)

VII-5 Rendimiento de Residual de Visbreaking (ARRSVB)  
 ARSVBRS - 0.456 ACVB = 0 --- (38)

### 6.3.8 VIII. UNIFINING - PLATFORMING

VIII-1 Rendimiento de Gas Combustible (ERGCUP)		
EGCUPGC - 0.0764 ECUP = 0	---	(39)
VIII-2 Rendimiento de GLP (ERGLUP)		
EGLUPFC1 - 0.0823 ECUP = 0	---	(40)
VIII-3 Rendimiento de Gasolina (ERGUP)		
EGUP84 - 0.841 ECUP = 0	---	(41)

### 6.4 RESTRICCIONES POR BALANCE DE CARGAS A LAS UNIDADES

Destilación al Vacío I (EBCV1)		
ECR1V1 - ECV1 = 0	---	(42)
Destilación al Vacío II (ABCV2)		
ECR1V2 + ECR2V2 - ACV2 = 0	---	(43)
FCC-I (EBCF1)		
EAG1FC1 + EAG2FC1 + EHG1FC1 + EGLFC1F1 + + EGLUPFC1 - ECFC1 = 0	---	(44)
FCC-II (ABCF2)		
AGPVBFC2 + EAG2FC2 + AHG2FC2 - AGLFC2F2 - - ACFC2 = 0	---	(45)
Visbreaking (ABCVB)		
ECR1VB + ERV1VB + ARV2VB - ACVB = 0	---	(46)
Unifining - Platforming (EBCUP)		
EG2UP + EN1UP - ECUP = 0	---	(47)

### 6.5 RESTRICCIONES POR CAPACIDAD DE LAS UNIDADES

Destilación Primaria I (ERCAPD1)		
14 < ECD1 < 35		(48)
Destilación Primaria II (ERCAPD2)		
39 < ECD2 < 65		(49)

Destilación al Vacío I (ERCAPV1)	
$5.5 \leq \text{ECV1} \leq 12$	--- (50)
Destilación al Vacío II (ARCAPV2)	
$24 \leq \text{ACV2} \leq 33$	--- (51)
FCC-I (ERCAPF1)	
$5.385 \leq \text{ECFC1} \leq 8.616$	--- (52)
FCC-II (ARCAPF2)	
$10.71 \leq \text{ACFC2} \leq 19.278$	--- (53)
Visbreaking (ARCAPVB)	
$11 \leq \text{ACVB} \leq 18$	--- (54)
Unifining-Platforming (ERCAPUP)	
$0.8 \leq \text{ECUP} \leq 1.7$	--- (55)

#### 6.6 RESTRICCIONES POR VISCOSIDAD

1. El Diesel N° 2 debe tener como máximo 45 SSF a 100°F y le corresponde un VBN (Viscosity Blending Number) de 44.35 a 100°F (RVIDS2) (Ver Anexo )

$$46.87 \text{ EDS1DS} + 44.35 \text{ EDS2DS} + 43.56 (\text{ELG1DS} + \text{ALG2DS}) + 48.17 (\text{ELC1DS} + \text{ALC2DS}) + 47.49 \text{ AGLVBDS} - 44.35 \text{ PDDS2} \leq 0$$

--- (56)

2. El Residual N° 6 debe tener como máximo 300 SSF a 122°F y le corresponde un VBN de 19.16 a 122°F (RVIRS6) (Ver Anexo )

$$25.18 \text{ ECR1RS} + 36.15 (\text{EHC1RS} + \text{EAC1RS}) + 35.85 (\text{AHC2RS} + \text{AAC2RS}) + 35.46 \text{ AGPVBR6} + 6.7 \text{ ARSVBR6} - 19.16 \text{ PDRS6} \leq 0$$

--- (57)

#### 6.7 RESTRICCIONES DE GLP A FCC I y II

FCC-I (RGLPF1)	
$\text{EGLFC1F1} + \text{EGLUPFC1} - 0.071 \text{ ECFC1} = 0$	--- (58)

FCC-II (RGLPF2)

$$\text{AGLFC2F2} - 0.0663 \text{ ACFC2} = 0 \quad \text{--- (59)}$$

## 6.8 RESTRICCIONES DE VAPOR REID EN LA GASOLINA 84

Restricción por Mínimo PVR.- La gasolina 84 debe tener como mínimo 6 PVR al cual le corresponde un PVRI (Reid Vapor Pressure Blending Index Number) de 87.5 (RMINPVR)

$$77.7 \text{ EG184} + 50.7 \text{ EG284} + 980 (\text{EBU184} + \text{ABU284}) + 134 (\text{EGFC184} + \text{AGFC284}) + 87.5 \text{ EGUP84} - 87.5 \text{ PDG84} > 0 \quad (60)$$

Restricción por Máximo PVR.- La Gasolina 84 debe tener como máximo PVR = 10 al cual le corresponde un PVRI = 157 (RMAXPVR)

$$77.7 \text{ EG184} + 50.7 \text{ EG284} + 980 (\text{EBU184} + \text{ABU284}) + 134 (\text{EGFC184} + \text{AGFC284}) + 87.5 \text{ EGUP84} = 157 \text{ PDG84} < 0 \quad \text{--- (62)}$$

## 6.9 RESTRICCIONES POR PRODUCCION DE PRODUCTOS

Gas Combustible (PROGC)

$$\text{EGC1GC} + \text{EGCFC1GC} + \text{AGCFC2GC} + \text{AGCVBGC} + \text{EGCUPGC} - \text{PDGC} = 0 \quad (63)$$

GLP (PROGLP)

$$\text{EGL2GL} + \text{EGLFC1GL} + \text{AGLFC2GL} - \text{PDGLP} = 0 \quad (64)$$

Butano (PROBU)

$$\text{EBU1BU} + \text{ABU2BU} - \text{PDBU} = 0 \quad \text{--- (65)}$$

Gasolina 84 (PROG84)

$$\text{EG184} + \text{EG284} + \text{EBU184} + \text{EGFC184} + \text{ABU284} + \text{AGFC284} + \text{AGVB84} + \text{EGUP84} - \text{PDG84} = 0 \quad (66)$$

Kero/Turbo (PROKT)

$$\text{EKT1KT} + \text{EKT2KT} - \text{PDKT} = 0 \quad \text{--- (67)}$$



Diesel N° 2 (PRODS2)

$$\begin{aligned} & \text{EDS1DS} + \text{EDS2DS} + \text{ELG1DS} + \text{ALG2DS} + \text{ELC1DS} + \\ & + \text{ALC2DS} + \text{AGLVBDS} - \text{PDDS2} = 0 \end{aligned} \quad (68)$$

Residual N° 6 (PRORS6)

$$\begin{aligned} & \text{ECR1RS} + \text{EHC1RS} + \text{EAC1RS} + \text{AHC2RS} + \text{AAC2RS} + \\ & + \text{AGPVBR} + \text{ARSVBR} - \text{PDRS6} = 0 \end{aligned} \quad (69)$$

#### 6.10 RESTRICCIONES POR DEMANDA DE PRODUCTOS (MBPD)

La demanda de los productos es para el año 1985, esta demanda es la que sobra al restar a la demanda total la producción de Talara (producción constante), es necesario incluir variables adicionales a los productos pues permitirán hacer factible el sistema cuando la demanda sea mayor que la capacidad de producción. El significado de estas variables es la cantidad de productos que se debe importar y/o que se puede reemplazar por la producción de una nueva Refinería a construir.

Demanda de GLP (RPDGLP)

$$\text{IGLP} + \text{PDGLP} > 4.0 \quad \text{--- (70)}$$

Demanda de Gasolina 84 (RPDG84)

$$\text{IG84} + \text{PDG84} > 28.0 \quad \text{--- (71)}$$

Demanda de Kero-Turbo (RPDKT)

$$\text{IKT} + \text{PDKT} > 17.0 \quad \text{--- (72)}$$

Demanda de Diesel N° 2 (RPDDS2)

$$\text{IDS2} + \text{PDDS2} > 35.0 \quad \text{--- (73)}$$

Demanda de Residual N° 6 (RPDRS6)

$$\text{IRS6} + \text{PDRS6} > 34.0 \quad \text{--- (74)}$$

### 6.11 LISTA DE ACTIVIDADES

1. EGC1GC = Gas Combustible de Destilación Primaria I a Gas Combustible.
2. EG184 = Gasolina de Destilación Primaria I al Pool de Gasolina 84
3. EN1UP = Nafta de Destilación Primaria I a Platforming
4. EKT1KT = Kero/Turbo de Destilación Primaria I al Pool de Kero/Turbo
5. EDS1DS = Diesel de Destilación Primaria I al Pool de Diesel
6. EAG1FC1 = AGO de Destilación Primaria I a FCC-I
7. ECR1V1 = Crudo Reducido de Destilación Primaria I a Destilación al Vacío I
8. ECR1FC2 = Crudo Reducido de Destilación Primaria I a FCC-II
9. ECR1VB = Crudo Reducido de Destilación I a Visbreaking
10. ECR1RS = Crudo Reducido de Destilación Primaria I al Pool de Residual
11. EGL2GL = GLP de Destilación Primaria II a GLP
12. EG284 = Gasolina de Destilación Primaria II al Pool de Gasolina 84
13. EKT2KT = Kero/Turbo de Destilación Primaria II al Pool de Kero/Turbo
14. EDS2DS = Diesel de Destilación Primaria II al Pool de Diesel
15. EAG2FC1 = AGO de Destilación Primaria II a FCC-I
16. EAG2FC2 = AGO de Destilación Primaria II a FCC-II
17. ECR2V2 = Crudo Reducido de Destilación Primaria II a Destilación al Vacío II
18. ECR2VB = Crudo Reducido de Destilación Primaria II a Visbreaking
19. ELG1DS = LVGO de Destilación al Vacío I al Pool de Diesel

20. EHG1FC1 = HVGO de Destilación al Vacío I a FCC-I
21. ERV1VB = Residual de Vacío de Destilación al Vacío I a Visbreaking
22. ALG2DS = LVGO de Destilación al Vacío II al Pool de Diesel
23. AHG2FC2 = HVGO de Destilación al Vacío II a FCC-II
24. ARV2VB = Residual de Vacío de Destilación al Vacío II a Visbreaking
25. EGCFC1GC = Gas Combustible de FCC-I a Gas Combustible
26. EGLFC1GL = GLP de FCC-I a GLP
27. EGLFC1F1 = GLP de FCC-I Recirculado a FCC-I
28. EBU184 = Butano de FCC-I al Pool de Gasolinas 84
29. EBU1BU = Butano de FCC-I a Butano
30. EGFC184 = Gasolina de FCC-I al Pool de Gasolina 84
31. ELC1DS = LCO de FCC-I al Pool de Diesel
32. EHC1RS = HCO de FCC-I al Pool de Residuales
33. EAC1RS = Aceite Clarificado de FCC-I al Pool de Residuales
34. AGCFC2GC = Gas Combustible de FCC-II a Gas Combustible
35. AGLFC2GL = GLP de FCC-II a GLP
36. AGLFC2F2 = GLP de FCC-II Recirculado a FCC-II
37. ABU284 = Butano de FCC-II al Pool de Gasolina 84
38. ABU2BU = Butano de FCC-II a Butano
39. AGFC284 = Gasolina de FCC-II al Pool de Gasolina 84
40. ALC2DS = LCO de FCC-II al Pool de Diesel
41. AHC2RS = HCO de FCC-II al Pool de Residuales
42. AAC2RS = Aceite Clarificado de FCC-II al Pool de Residuales
43. AGCVBGC = Gas Combustible de Visbreaking a Gas Combustible
44. AGVB84 = Gasolina de Visbreaking al Pool de Gasolina 84
45. AGLVBDS = Gasóleo Ligero de Visbreaking al Pool de Diesel
46. AGPVBRB = Gasóleo Pesado de Visbreaking al Pool de Residuales

- 47. ARSVBRS = Residual de Visbreaking al Pool de Residual
- 48. EGCUPGC = Gas Combustible de Platforming a Gas Combustible
- 49. EGLUPFC1 = GLP de Platforming a FCC-I
- 50. EGUP84 = Gasolina de Platforming al Pool de Gasolina 84
- 51. EG2UP = Gasolina de Destilación Primaria II a Platforming
- 52. PDGC = Producción de Gas Combustible
- 53. PDGLP = Producción de GLP
- 54. PDG84 = Producción de Gasolina 84
- 55. PDKT = Producción de Kero/Turbo
- 56. PDDS2 = Producción de Diesel N° 2
- 57. PDRS6 = Producción de Residual N° 6
- 58. IGLP = Importación de GLP
- 59. IG84 = Importación de Gasolina 84
- 60. IKT = Importación de Kero/Turbo
- 61. IDS2 = Importación de Diesel N° 2
- 62. IRS6 = Importación de Residual N° 6
- 63. ECD1 = Carga a Destilación Primaria I
- 64. ECD2 = Carga a Destilación Primaria II
- 65. ECV1 = Carga a Destilación al Vacío I
- 66. ACV2 = Carga a Destilación al Vacío II
- 67. ECFC1 = Carga a FCC-I
- 68. ACFC2 = Carga a FCC-II
- 69. ACVB = Carga a Visbreaking
- 70. ECUP = Carga a Uniifining-Platforming



### 6.13 RESULTADOS DEL PROGRAMA

Según se puede apreciar en el listado mostrado en el Anexo, los resultados para minimizar los costos de operación son los siguientes:

Las capacidades de las unidades, mejor dicho las cargas a las que deben operar para Minimizar los Costos y satisfaciendo todas las restricciones para el año 1985 son:

Destilación Primaria I, trabajará a máxima capacidad

35 MBPD

Destilación Primaria II, trabajará a máxima capacidad,

65 MBPD

Destilación al Vacío I, trabajará a 10.129 MBPD

Destilación al Vacío II, trabajará a máxima capacidad,

33 MBPD

Craqueo Catalítico I (FCC-I) trabajará a mínima capacidad,

5.385 MBPD

Craqueo Catalítico II (FCC-II) trabajará a 16.814 MBPD

Visbreaking trabajará a 17.227 MBPD

Unifininf-Platforming trabajará a máxima capacidad,

1.7 MBPD

Sin embargo, la Producción final de productos elaborados es menor que la Demanda, por lo que se necesita importar algunos productos.

Producción de Gas Combustible	2.076 MBPD
Producción de GLP	3.485 MBPD
Producción de Butano	Cero
Producción de Gasolina	32.244 MBPD
Producción de Kero/Turbo	14.479 MBPD
Producción de Diesel	33.699 MBPD
Producción de Residuales	15.073 MBPD

### Importación:

Importación de GLP	0.515 MBPD
Importación de Kero/Turbo	2.520 MBPD
Importación de Diesel	1.300 MBPD
Importación de Residuales	18.926 MBPD

Con lo que se observa que a partir del año 1985, aún haciendo trabajar a máxima capacidad todas las unidades sin excepción, se necesitará Importar algunos productos en pequeña cantidad a excepción del residual que ha sido el más afectado y esta importación irá aumentando aun teniendo en cuenta la nueva Refinería de Iquitos y conforme transcurran los años, además teniendo en cuenta ya la ampliación de La Pampilla, con lo que se plantea otra interrogante, ¿cómo solucionar o minimizar estas importaciones?, en primer lugar el único producto en exceso es la gasolina, la cual disminuiría los costos; esto es como paso inmediato, sin embargo, es preferible adelantar se a los hechos y la mejor solución es construir otra Refinería a nivel Costa que sea proyectada su construcción en etapas para satisfacer la demanda nacional hasta el año 2000.

La primera etapa sería la construcción de una unidad de Destilación Primaria en forma casi paralela a la Ampliación de la Refinería La Pampilla, lo cual nos ayudaría a satisfacer la Futura Demanda y dejar de lado la Importación que sería demasiado costosa, pues la diferencia actual entre el Producto Refinado de Importación respecto al de Exportación es bastante apreciable, pues los precios de los Combustibles Nacionales están por debajo de los precios de otros países.

A N E X O S

1. METODOLOGIA EMPLEADA PARA EL CALCULO DE  
LOS FACTORES DE DESCUENTO

La Inflación de 2 dígitos ha dejado obsoletos los Métodos tradicionales para evaluar proyectos en los que se utiliza una Única Tasa de Descuento.

La Tasa de Inflación (Interna y Externa) estimada para los años venideros es muy variable y es necesario por esta razón calcular la tasa de descuento para cada año.

Esta situación impide la Evaluación tradicional de Proyectos a base de la Tasa Interna de Retorno (TIR), ya que al existir Tasas de Descuento Variables, no existe una tasa única de corte (TIR), con la cual comparar.

El cálculo de la Tasa de Descuento para cada año es:

$$(1 + TDi) = (1 + TGM) (1 + TRR) (1 + TIi)$$

TDi = Tasa de descuento para el año 1

TGM = Tasa de ganancia mínima requerida, valor del dinero en el tiempo = 5%

TRR = Tasa requerida por riesgo (\*)

TIi = Tasa de inflación del año 1

Las tasas de Inflación (Interna y Externa) se tomaron de los Indicadores Económicos (Cuadro A, Cap. V), Evaluación Económica.

(\*) Cuando el Proyecto es Financiado con recursos propios se considera como cero (0) la tasa requerida por riesgo (TRR).



EJEMPLO DE CALCULO DE LA TASA DE DESCUENTO

La Tasa de Descuento para el año 83 es:

$$TD_{83} = (1 + 0.05) (1 + 0.05) (1 + 0.10)$$

$$TD_{83} = 1.20 - 1.00$$

$$TD_{83} = 20\%$$

De igual forma se calculó para los próximos años:

$$TD_{84} = 19\%$$

$$TD_{85} = 17.9\%$$

$$TD_{86} = 17.4\%$$

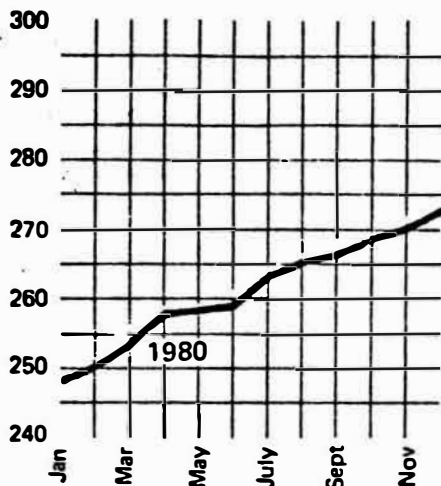
y así sucesivamente.

CALCULO DE LOS FACTORES DE DESCUENTO

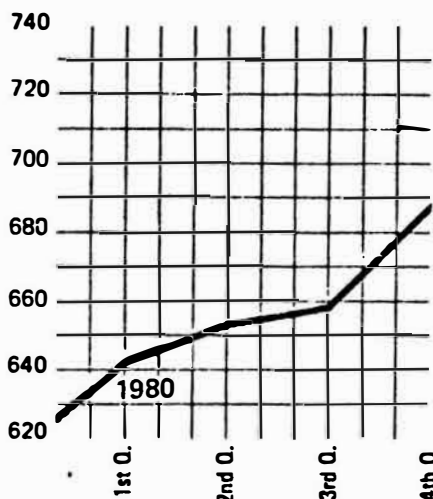
$$FD_{83} = \frac{1}{1 + TD_{83}} = \frac{1}{1 + 0.2} = 0.8334$$

$$FD_{84} = \frac{1}{(1 + TD_{83})(1 + TD_{84})} = \frac{1}{(1.2)(1.19)} = 0.7003$$

y así sucesivamente.



Annual index  
 1970 = 125.7  
 1971 = 132.2  
 1972 = 137.2  
 1973 = 144.1  
 1974 = 165.4  
 1975 = 182.4  
 1976 = 192.1  
 1977 = 204.1  
 1978 = 218.8  
 1979 = 238.7  
 1980 = 261.2



Annual index  
 1970 = 303.3  
 1971 = 321.3  
 1972 = 332.0  
 1973 = 344.1  
 1974 = 398.4  
 1975 = 444.3  
 1976 = 472.1  
 1977 = 505.4  
 1978 = 545.3  
 1979 = 599.4  
 1980 = 659.6

## CE plant cost index

	May '81 Prelim.	Apr. '81 Revised	Mar. '81 Final	May '80 Final
(1957-59 = 100)	294.4	289.5	286.3	258.5
Equipment, machinery, supports	323.1	321.3	314.8	291.3
Construction labor	237.5	226.8	226.6	200.7
Buildings	273.7	268.2	267.1	235.2
Engineering & supervision	259.4	255.6	254.9	208.7
Fabricated equipment	321.1	321.3	314.7	290.9
Process machinery	300.2	295.9	294.4	270.6
Pipe, valves & fittings	358.5	357.8	346.5	329.0
Process instruments	282.1	275.0	272.1	245.5
Pumps & compressors	388.1	379.1	379.1	328.9
Electrical equipment	222.1	219.8	216.1	203.6
Structural supports & misc.	324.5	324.3	314.0	295.6

## M&S equipment cost index

	1st Q. 1981	4th Q. 1980	3rd Q. 1980
(1926 = 100)	696.9	688.0	659.4
Process industries, average	717.7	706.9	677.5
Cement	719.6	708.5	676.9
Chemical	707.4	696.8	668.8
Clay products	695.6	685.4	656.0
Glass	668.5	660.4	632.8
Paint	712.8	703.3	674.4
Paper	675.8	665.8	639.2
Petroleum products	758.7	746.4	714.5
Rubber	745.5	733.6	699.9
Related industries, electrical power	686.6	680.9	652.0
Mining, milling	725.1	715.9	684.4
Refrigerating	820.3	809.2	775.1
Steam power	699.5	690.2	662.9

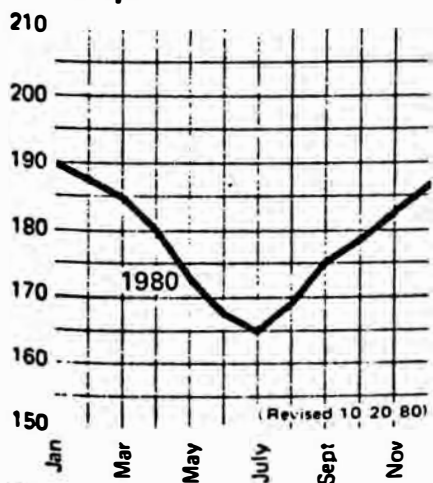
NOTE: Details and subcomponents of this index are described in *Chemical Engineering*, Feb. 18, 1963, pp. 143-152. (Reprints are available. No. 132 on the reprint order form in the back of each issue.) For recapping and updating, see issues of Apr. 25, 1966, May 5, 1969, Nov. 13, 1972, Apr. 28, 1975 and May 8, 1978.

## CURRENT BUSINESS INDICATORS

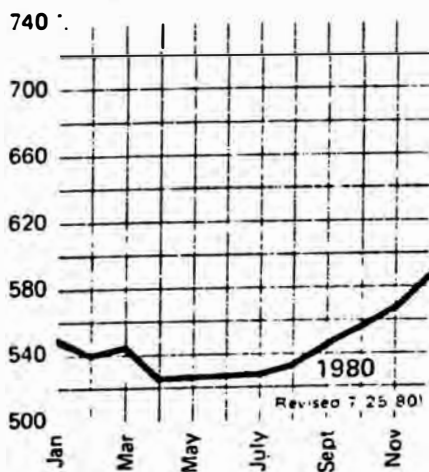
	Latest	Previous	Year ago
CPI output index (1967 = 100)	Apr. '81=186.4(E)	Mar. '81=186.2(P)	Apr. '80=180.5
CPI value of output, billion \$	Mar. '81=591.1(P)	Feb. '81=595.3(R)	Mar. '80=543.5
CPI operating rate, %	Mar. '81=80.0(P)	Feb. '81=80.8(R)	Mar. '80=82.8
Construction cost index (1913 = 100)	Apr. 30, '81=3472.9	Apr. 23, '81=3473.6	May 1, '80=3138.6
Producer prices, industrial chemicals (1967 = 100)	Apr. '81=360.8	Mar. '81=352.5	Apr. '80=322.1
Index of industrial activity (1967 = 100)	May 2, '81=143.2	Apr. 25, '81=142.5	May 4, '80=143.9
Hourly earnings index, chemicals & allied products (1967 = 100)	1st Q. '81=282.8	4th Q. '80=277.0	1st Q. '80=258.1
Productivity index, chemicals & allied products (1967 = 100)	1st Q. '81=205.7	4th Q. '80=202.9	1st Q. '80=199.4

(E) Estimated (P) Preliminary (R) Revised

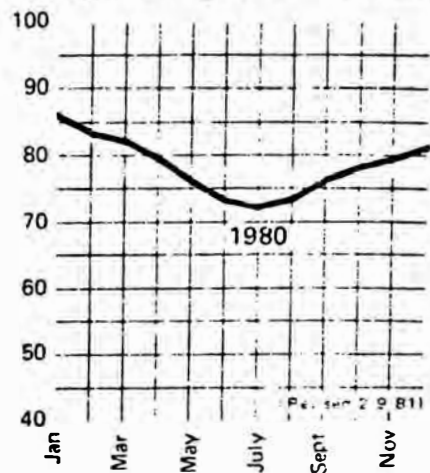
### CPI output index (1967 = 100)



### CPI output value (Billion \$)



### CPI operating rate (Percent)



SOURCES: CPI output index, Federal Reserve Board, McGraw-Hill Dept. of Economics; CPI value of output, U.S. Dept. of Commerce, Bureau of Census, McGraw-Hill Dept. of Economics; CPI operating rate, Federal Reserve Board, McGraw-Hill Dept. of Economics. See *Chem. Eng.*, Apr. 10, 1967, pp. 197-198 for details on these first three economic indicators; construction cost index, chemical wholesale price index, industrial

activity, McGraw-Hill Dept. of Economics equipment cost index, compiled quarterly by Marshall and Swift, Los Angeles, for 47 different industries. See *Chem. Eng.*, Nov. 1947, pp. 124-6 for method of obtaining M&S numbers and May 8, 1978 for M&S indexes since 1956.

VISCOSITY BLENDING NUMBERS CORRESPONDING  
TO SAYBOLT FUROL VISCOSITY A 122°F

Saybolt  
Furol  
Seconds  
a 122°F

	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
24	29.78	29.73	29.70	29.68	29.65	29.62	29.59	29.56	29.52	29.49
25	29.46	29.43	29.40	29.37	29.35	29.32	29.29	29.26	29.24	29.21
26	29.18	29.16	29.13	29.11	29.08	29.06	29.03	29.01	28.98	28.96
27	28.94	28.92	28.91	28.88	28.85	28.83	28.81	28.79	28.76	28.74
28	28.72	28.70	28.68	28.66	28.64	28.62	28.60	28.58	28.56	28.54
29	28.52	28.50	28.48	28.46	28.44	28.42	28.40	28.38	28.36	28.34
30	28.33	28.31	28.29	28.27	28.25	28.23	28.21	28.19	28.17	28.15
31	28.13	28.11	28.09	28.07	28.05	28.03	28.01	27.99	27.97	27.95
32	27.94	27.92	27.90	27.89	27.87	27.85	27.84	27.82	27.80	27.79
33	27.77	27.75	27.74	27.72	27.70	27.69	27.67	27.65	27.64	27.62
34	27.60	27.58	27.57	27.55	27.54	27.52	27.51	27.49	27.48	27.46
35	27.44	27.43	27.41	27.40	27.38	27.37	27.35	27.34	27.32	27.31
36	27.29	27.28	27.26	27.25	27.23	27.22	27.20	27.19	27.17	27.16
37	27.15	27.14	27.12	27.11	27.10	27.08	27.07	27.06	27.04	27.03
38	27.02	27.00	26.99	26.98	26.96	26.95	26.94	26.92	26.91	26.90
39	26.89	26.88	26.87	26.85	26.84	26.83	26.81	26.80	26.79	26.77
40	26.76	26.75	26.74	26.72	26.71	26.70	26.69	26.67	26.66	26.65
41	26.64	26.63	26.62	26.61	26.60	26.59	26.58	26.57	26.56	26.55
42	26.53	26.52	26.51	26.50	26.49	26.48	26.47	26.46	26.45	26.44
43	26.42	26.41	26.40	26.39	26.38	26.37	26.36	26.35	26.34	26.33
44	26.31	26.30	26.29	26.28	26.27	26.26	26.25	26.24	26.23	26.22
45	26.20	26.19	26.18	26.17	26.16	26.15	26.14	26.13	26.12	26.11
46	26.09	26.08	26.07	26.06	26.05	26.04	26.03	26.02	26.01	26.00
47	25.98	25.97	25.96	25.96	25.95	25.94	25.93	25.92	25.92	25.91
48	25.90	25.89	25.88	25.87	25.87	25.86	25.85	25.84	25.84	25.83
49	25.82	25.81	25.80	25.79	25.79	25.78	25.77	25.76	25.76	25.75
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
50	25.74	25.66	25.58	25.50	25.42	25.34	25.26	25.18	25.10	25.02
60	24.95	24.88	24.81	24.75	24.68	24.61	24.55	24.48	24.41	24.35
70	24.28	24.23	24.17	24.12	24.08	24.01	23.95	23.90	23.84	23.79
80	23.73	23.67	23.62	23.57	23.52	23.47	23.42	23.37	23.32	23.27
90	23.22	23.17	23.13	23.09	23.05	23.01	22.97	22.93	22.89	22.85
100	22.81	22.78	22.75	22.71	22.68	22.65	22.61	22.58	22.55	22.51
110	22.49	22.45	22.42	22.39	22.35	22.32	22.29	22.25	22.22	22.19
120	22.16	22.13	22.10	22.08	22.05	22.02	22.00	21.97	21.94	21.92
130	21.89	21.86	21.83	21.81	21.78	21.76	21.73	21.70	21.67	21.65
140	21.62	21.60	21.58	21.55	21.53	21.51	21.48	21.46	21.43	21.41

**Saybolt  
Furo1  
Seconds  
a 122°F**

150	21.39	21.37	21.35	21.33	21.30	21.28	21.26	21.23	21.21	21.19
160	21.17	21.14	21.12	21.10	21.08	21.06	21.04	21.02	21.00	20.98
170	20.96	20.94	20.92	20.90	20.89	20.87	20.85	20.84	20.82	20.80
180	20.78	20.76	20.74	20.72	20.71	20.69	20.67	20.66	20.64	20.62
190	20.60	20.58	20.56	20.55	20.53	20.51	20.49	20.48	20.46	20.45
200	20.43	20.42	20.40	20.39	20.37	20.36	20.34	20.33	20.31	20.29
210	20.28	20.27	20.26	20.24	20.23	20.21	20.21	20.18	20.17	20.15
220	20.14	20.13	20.11	20.10	20.08	20.07	20.05	20.04	20.02	20.01
230	20.00	19.99	19.97	19.96	19.94	19.93	19.91	19.90	19.88	19.87
240	19.86	19.85	19.84	19.82	19.81	19.80	19.78	19.77	19.76	19.74
250	19.73	19.72	19.71	19.69	19.68	19.67	19.65	19.64	19.63	19.61
260	19.60	19.59	19.58	19.57	19.55	19.54	19.53	19.51	19.50	19.49
270	19.48	19.46	19.45	19.44	19.43	19.42	19.41	19.40	19.39	19.38
280	19.37	19.36	19.34	19.33	19.32	19.31	19.30	19.29	19.28	19.27
290	19.26	19.25	19.24	19.23	19.22	19.21	19.20	19.19	19.18	19.17
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
300	19.16	19.07	18.98	18.89	18.81	18.73	18.63	18.55	18.46	18.37
400	18.28	18.21	18.14	18.07	17.99	17.92	17.85	17.77	17.70	17.63
500	17.56	17.51	17.46	17.41	17.36	17.30	17.23	17.19	17.14	17.09
600	17.04	17.00	16.96	16.92	16.87	16.83	16.78	16.74	16.70	16.66
700	16.62	16.58	16.55	16.52	16.48	16.45	16.41	16.38	16.34	16.31
800	16.28	16.25	16.22	16.19	16.15	16.12	16.09	16.05	16.02	15.99
900	15.96	15.93	15.90	15.87	15.85	15.82	15.79	15.77	15.74	15.71
1000	15.68	15.66	15.63	15.60	15.58	15.55	15.53	15.50	15.48	15.46
1100	15.42	15.40	15.38	15.36	15.33	15.31	15.29	15.26	15.24	15.22
1200	15.20	15.17	15.15	15.13	15.11	15.09	15.07	15.05	15.03	15.01
1300	14.99	14.97	14.95	14.93	14.91	14.89	14.87	14.85	14.83	14.81
1400	14.79	14.77	14.75	14.73	14.71	14.69	14.67	14.66	14.63	14.61
1500	14.60	14.58	14.56	14.55	14.53	14.52	14.50	14.49	14.47	14.45
1600	14.44	14.42	14.41	14.39	14.38	14.36	14.35	14.33	14.32	14.30
1700	14.29	14.27	14.26	14.24	14.23	14.21	14.20	14.18	14.17	14.15
1800	14.14	14.13	14.11	14.10	14.08	14.07	14.05	14.04	14.02	14.01
1900	14.00	13.99	13.98	13.96	13.95	13.94	13.92	13.91	13.99	13.89
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900
2000	13.87	13.78	13.69	13.60	13.50	13.41	13.32	13.22	13.13	13.04
3000	12.95	12.90	12.84	12.79	12.73	12.67	12.62	12.56	12.51	12.45
4000	12.39	12.34	12.29	12.25	12.20	12.16	12.11	12.07	12.02	11.98
5000	11.93	11.89	11.85	11.81	11.77	11.73	11.69	11.65	11.61	11.57
6000	11.53	11.50	11.47	11.44	11.40	11.37	11.34	11.30	11.27	11.24
7000	11.21	11.18	11.15	11.12	11.09	11.06	11.03	11.00	10.97	10.94
8000	10.92	10.89	10.87	10.84	10.82	10.79	10.77	10.74	10.72	10.69
9000	10.67	10.64	10.62	10.60	10.58	10.56	10.54	10.52	10.50	10.48



TABLE II

TABLE II

VISCOSITY BLENDING VALUES CORRESPONDING TO SAYBOLT UNIVERSAL VISCOSITY a 100°F  
(REVISION OF DECEMBER 30, 1957)

Saybolt Universal Seconds a 100°F											
	0.0	0.2	0.4	0.6	0.8	0.0	0.2	0.4	0.6	0.8	
30	56.41	56.12	55.83	55.56	55.26	60	40.20	40.16	40.13	40.09	40.05
31	55.00	54.75	54.48	54.22	53.99	61	40.02	39.99	39.95	39.92	39.89
32	53.74	53.49	53.26	53.03	52.80	62	39.85	39.82	39.79	39.75	39.72
33	52.59	52.37	52.15	51.95	51.75	63	39.69	39.66	39.63	39.60	39.57
34	51.54	51.34	51.15	50.96	50.77	64	39.54	39.51	39.48	39.45	39.42
35	50.58	50.40	50.23	50.06	49.87	65	39.39	39.36	39.33	39.30	39.28
36	49.71	49.55	49.38	49.22	49.07	66	39.25	39.22	39.19	39.17	39.14
37	48.91	48.76	48.61	48.46	48.31	67	39.11	39.09	39.06	39.03	39.01
38	48.17	48.04	47.89	47.76	47.63	68	38.98	38.96	38.93	38.91	38.88
39	47.49	47.36	47.24	47.11	46.99	69	38.86	38.83	38.81	38.78	38.76
40	46.87	46.75	46.63	46.52	46.40	70	38.74	38.71	38.69	38.67	38.74
41	46.29	46.18	46.07	45.96	45.85	71	38.62	38.60	38.57	38.55	38.53
42	45.75	45.64	45.54	45.44	45.34	72	38.51	38.48	38.46	38.44	38.42
43	45.25	45.15	45.05	44.96	44.87	73	38.40	38.38	38.36	38.33	38.31
44	44.78	44.69	44.61	44.52	44.43	74	38.29	38.27	38.25	38.23	38.21
45	44.35	44.26	44.18	44.10	44.02	75	38.19	38.17	38.15	38.13	38.11
46	43.94	43.86	43.78	43.71	43.63	76	38.09	38.08	38.06	38.04	38.02
47	43.56	43.48	43.41	43.34	43.27	77	38.00	37.98	37.96	37.94	37.93
48	43.20	43.13	43.06	43.00	42.93	78	37.91	37.89	37.87	37.85	37.84
49	42.87	42.80	42.74	42.67	42.61	79	37.82	37.80	37.78	37.77	37.75
50	42.55	42.49	42.43	42.37	42.31	80	37.73	37.72	37.70	37.68	37.67
51	42.25	42.20	42.14	42.08	42.03	81	37.65	37.63	37.62	37.60	37.58
52	41.97	41.92	41.86	41.81	41.76	82	37.57	37.55	37.54	37.52	37.50
53	41.71	41.66	41.60	41.55	41.51	83	37.49	37.47	37.46	37.44	37.43
54	41.46	41.41	41.36	41.31	41.27	84	37.41	37.40	37.38	37.37	37.35
55	41.22	41.17	41.13	41.08	41.04	85	37.34	37.32	37.31	37.29	37.28
56	40.99	40.95	40.91	40.86	40.82	86	37.26	37.25	37.24	37.22	37.21
57	40.78	40.74	40.70	40.66	40.62	87	37.19	37.18	37.15	37.14	
58	40.58	40.54	40.50	40.46	40.42	88	37.13	37.11	37.10	37.08	37.07
59	40.38	40.34	40.31	40.27	40.23	89	37.06	37.04	37.03	37.02	37.01

**Saybolt  
Universal  
Seconds  
at 100°F**

	0.0	0.2	0.4	0.6	0.8		0.0	0.2	0.4	0.6	0.8
90	36.99	36.98	36.97	36.95	36.94	95	36.69	36.67	36.66	36.65	36.64
91	36.93	36.92	36.90	36.89	36.88	96	36.63	36.62	36.61	36.59	36.58
92	36.87	36.85	36.84	36.83	36.82	97	36.57	36.56	36.55	36.54	36.53
93	36.80	36.79	36.78	36.77	36.76	98	36.52	36.51	36.50	36.49	36.47
94	36.74	36.73	36.72	36.71	36.70	99	36.46	36.45	36.44	36.43	36.42
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	
100	36.41	36.36	36.31	36.26	36.21	36.16	36.11	36.07	36.02	35.98	
110	35.93	35.89	35.85	35.81	35.76	35.72	35.68	35.64	35.60	35.57	
120	35.53	35.49	35.45	35.42	35.38	35.34	35.31	35.27	35.24	35.20	
130	35.17	35.14	35.10	35.07	35.04	35.01	34.98	34.94	34.91	34.88	
140	34.85	34.82	34.79	34.76	34.73	34.70	34.67	34.65	34.62	34.59	
150	34.56	34.52	34.51	34.48	34.45	34.42	34.40	34.37	34.34	34.32	
160	34.29	34.27	34.24	34.22	34.19	34.17	34.14	34.12	34.09	34.09	
170	34.04	34.02	34.00	33.97	33.95	33.93	33.90	33.88	33.86	33.83	
180	33.81	33.79	33.76	33.74	33.72	33.70	33.68	33.65	33.63	33.61	
190	33.59	33.57	33.55	33.52	33.50	33.48	33.46	33.44	33.42	33.40	
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	
200	33.38	33.28	33.28	33.08	32.99	32.99	32.80	32.71	32.62	32.54	
250	32.45	32.37	32.28	32.29	32.12	32.04	31.97	31.89	31.82	31.74	
300	31.67	31.60	31.52	31.45	31.37	31.32	31.25	31.18	31.12	31.05	
350	30.99	30.92	30.86	30.80	30.74	30.68	30.62	30.56	30.51	30.45	
400	30.40	30.35	30.30	30.25	30.20	30.15	30.10	30.05	30.00	29.95	
450	29.90	29.85	29.80	29.75	29.70	29.65	29.60	29.55	29.51	29.46	
500	29.42	29.37	29.33	29.28	29.24	29.19	29.15	29.10	29.06	29.02	
550	28.98	28.94	28.90	28.86	28.82	28.78	28.74	28.70	28.67	28.65	
600	28.60	28.56	28.52	28.48	28.44	28.40	28.37	28.33	28.30	28.26	
650	28.23	28.19	28.16	28.13	28.10	28.07	28.04	28.01	27.98	27.95	
700	27.92	27.89	27.86	27.83	27.80	27.77	27.74	27.71	27.69	27.66	
750	27.64	27.61	27.58	27.55	27.53	27.50	27.48	27.45	27.43	27.40	
800	27.38	27.35	27.33	27.30	27.28	27.25	27.23	27.20	27.19	27.15	
850	27.13	27.10	27.08	27.05	27.03	27.00	26.98	26.96	26.94	26.92	
900	26.90	26.88	26.86	26.84	26.82	26.80	26.78	26.76	26.74	26.72	
950	26.70	26.68	26.66	26.64	26.62	26.60	26.58	26.56	26.54	26.52	

LA PAMPILLA REFINERY  
EXPANSION STUDY

TABLE I

TYPICAL INVESTMENT COSTS

Basis: Battery Limits, Curve type, 1980 Gulf Coast Costs

VACUUM UNIT (33,000 BSD)

M and L (Material and Labor)	11,500.000
DE and CE (Design, Engineering and Contractor Expenses)	<u>3,200,000</u>
Estimated Erected Cost, U.S. Dollars	14,700,000

FCC AND GAS CON UNIT (18,000 BSD)

M and L (Material and Labor)	29,500,000
DE and CE (Design, Engineering and Contractor Expenses)	<u>8,100,000</u>
Estimated Erected Cost, U.S. Dollars	37,600,000

VISBREAKING UNIT (16,000 BSD)

M and L (Material and Labor)	7,200,000
DE and CE (Design, Engineering and Contractor Expenses)	<u>2,000,000</u>
Estimated Erected Cost, U.S. Dollars	9,200,000

"UOP"



LA PAMPILLA REFINERY  
EXPANSION STUDY

TABLE II

TYPICAL UTILITY CONSUMPTIONS

Process Unit	Capacity BSD	Power KW	Steam MLB/HR	Cooling Water GPM	Fuel MM BTU/HR
Vacuum	33,000	995	31.5	2,470	67
FCC and Gas Con	18,000	1170	64.0	6,220	224
Visbreaking Unit	16,000	755	(51.5)*	59	28

\* Steam Production.

"UOP"

**CUADRO DE PRECIOS AL CONSUMIDOR EN LOS PAISES  
CON EMPRESAS MIEMBROS DE A R P E L**

VIGENTES AL 15 - 5 - 81

Precios por litro, Kg o m<sup>3</sup>

PRODUCTOS	ARGENTINA YPF		BOLIVIA YPFB		BRASIL PETROBRAS		CHILE ENAP		COLOMBIA ECOPETROL		ECUADOR CEPE		MEXICO PEMEX		PERU PETROPERU		URUGUAY ANCAP		VENEZUELA PDVSA	
	\$	US\$	Sb	US\$	Cr	US\$	\$	US\$	\$	US\$	\$	US\$	\$	US\$	¢/l	US\$	Ns	US\$	Bs	US\$
Keroseno		Lt.	13.25	Lt. 0.53	60.00	Lt. 0.75	24.88	Lt. 0.64	10.30	Lt. 0.22		Lt.	1.80	Lt. 0.08	66.85	Lt. 0.25	15.06	Lt. 1.46	0.22	Lt. 0.05
Gasolina Motor 63											2.64	0.11								
Gasolina Motor 80/84	1450	0.45	6.00	0.24	66.00	0.83	18.80	0.48	8.98	0.19	3.96	0.16	2.80	0.12	81.90	0.24	9.57	0.94	0.15	0.04
Gasolina Motor 94/96	1760	0.55	7.00	0.28			20.60	0.53	11.10	0.23	5.28	0.21	4.00	0.18	98.28	0.24	11.90	1.17	0.35	0.08
Turbo Fuel JP 1	830	0.26	8.72	0.35	25.50	0.32	15.62**	0.40	5.02(7)	0.11	5.81	0.23	2.35	0.10	51.04	0.15	5.54	0.52	0.14	0.03
Turbo Fuel JP 4	840	0.26															7.25	0.71		
Keroseno domestico	1060	0.33	4.00	0.16	33.00	0.41	13.40	0.34	8.98	0.19	1.59	0.06	0.55	0.02	14.53	0.04	4.85	0.46	6.13	0.03
Keroseno industrial			4.00	0.16			14.01(2)	0.36							48.61	0.14				
Gasel (Gas oil, ACPH)	1060	0.33	6.00	0.24	32.50	0.41	16.80(5)	0.43	8.98	0.19	2.91	0.12	0.65	0.03	66.76(7)	0.14	3.95	0.39	0.10	0.02
Gasel USINA	520	0.16																		
Fuel oil kg.	403	0.13	7.37	0.29																
Petroléo Ind. Comb. N°5							10.72	Kg 0.27					0.30	0.013	33.82	0.10	3.09	0.30		
Petroléo Ind. Comb. N°6					18.12(1)	0.23	9.69	0.25	3.83	0.08	1.85	0.07	0.26	0.011	28.80	0.08	2.27	0.22	0.04	0.004
Gas licuado de Petróleo (GLP) kg	937	0.47	3.00	0.12	26.40	0.33	22.66(6)	0.58			10.50	0.42	2.40	0.11	35.38(4)	0.10	10.04	0.96	0.40	0.09
Gas natural m <sup>3</sup>	72.20	0.04																		
Tromentina mineral					71.10	0.89														
Benzol común																				
Solvente de caucho (berracha)					74.30	0.93														
Tasa de Cambio por US\$ 1	\$ 3194		\$ 25.00		Cr\$ 79.86		\$ 39.00		\$ 47.50		S. 25.00		\$ 22.84		S/358.60		\$ 10.195		Bs. 4.30	

**NOTAS:**

- \*\* Precio en Aeropuerto
- (1) exento de impuesto
- (2) Precio en destino
- (3) Precio en puerto
- (\*) 73 octavos

**UNIDAD MONETARIA:**

- Bs. Bolíveres
- Cr. Cruceros
- Ns: Nuevos Pesos
- S. Pesos
- US\$: Dólares USA

**Sb: Pesos bolivianos**

- a/: Soles
- S: Sucros
- Kg: Kilogramo
- m<sup>3</sup>: metro cúbico

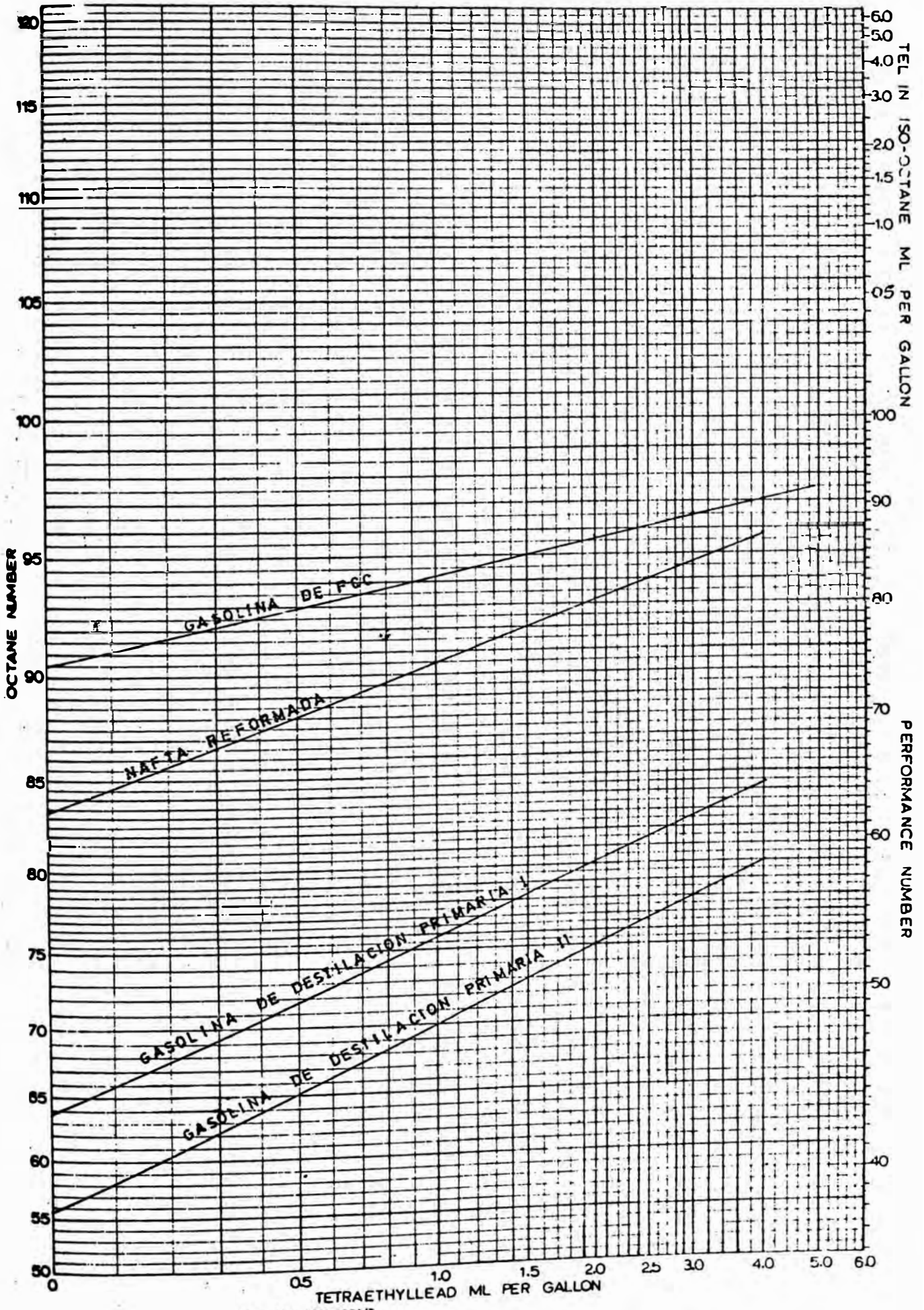
**FUENTE**

Información elaborada en base a los últimos datos suministrados por las Empresas Miembros.

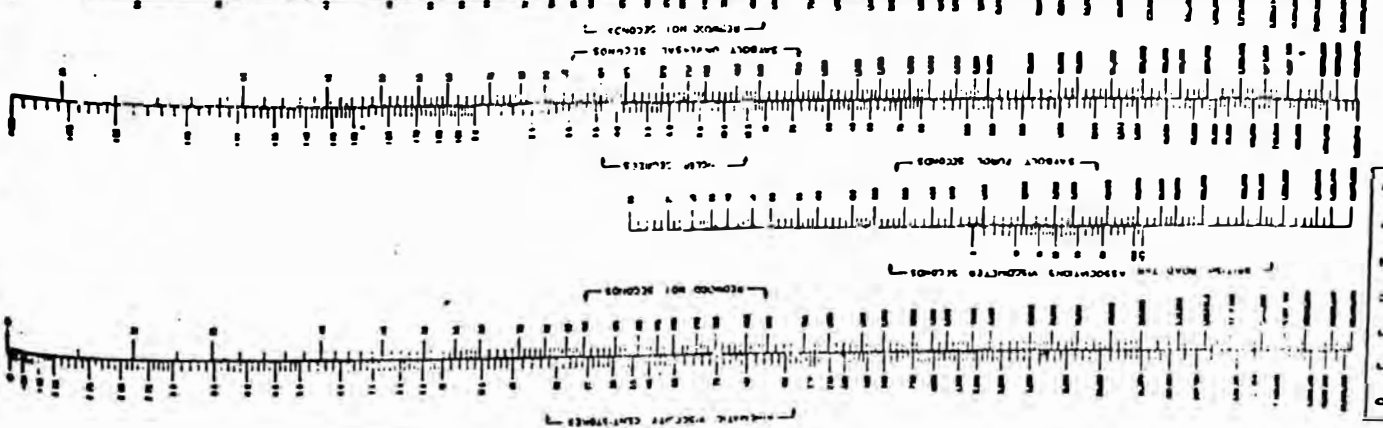
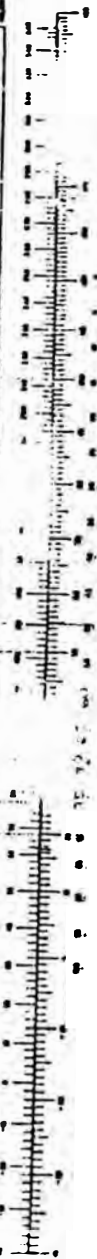
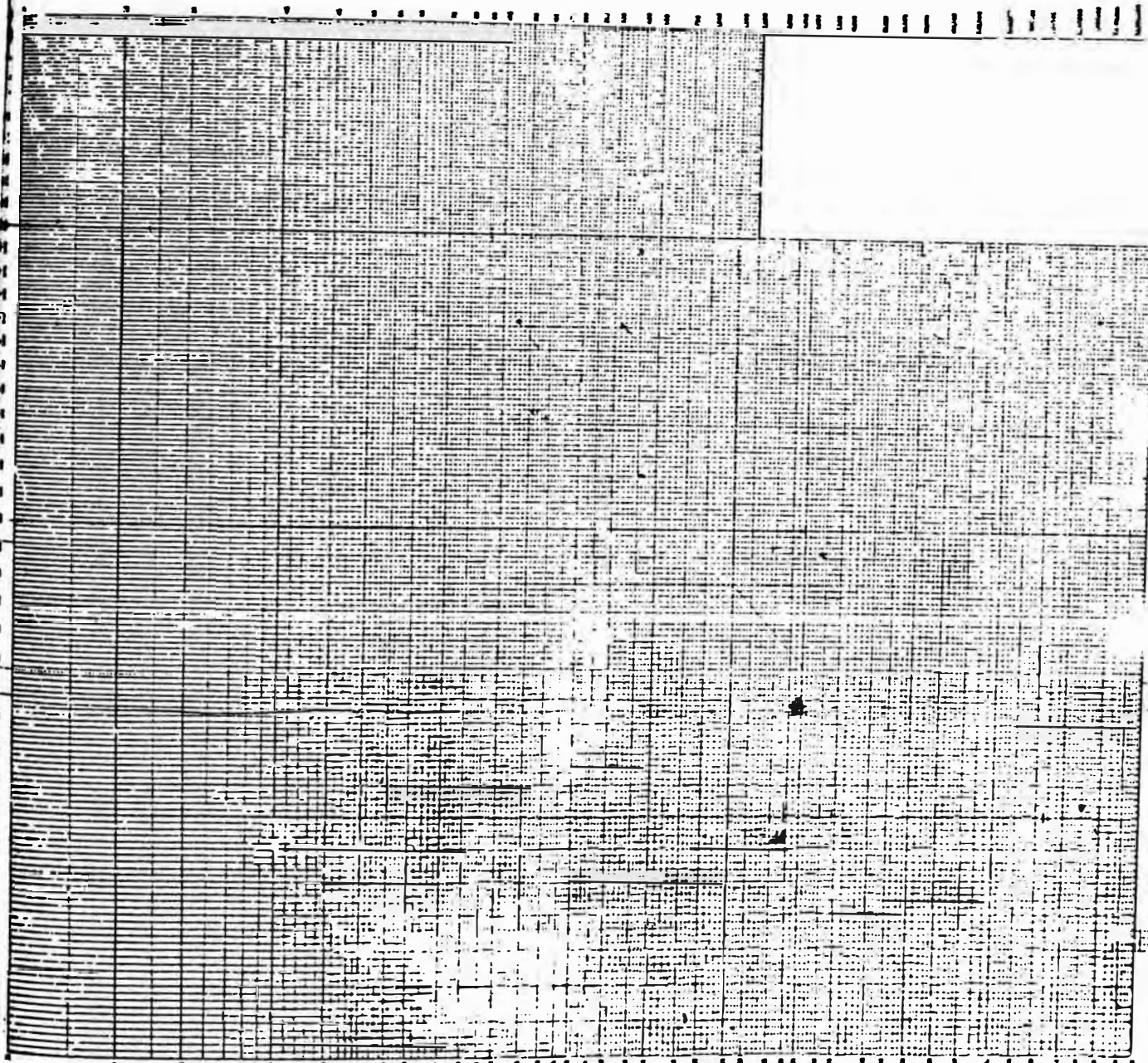
- (4) Precio en cilindros de 24 libras
- (5) Precio en boca de expendio
- (6) Precio local venta.
- (7) Precio promedio al distribuidor



# TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



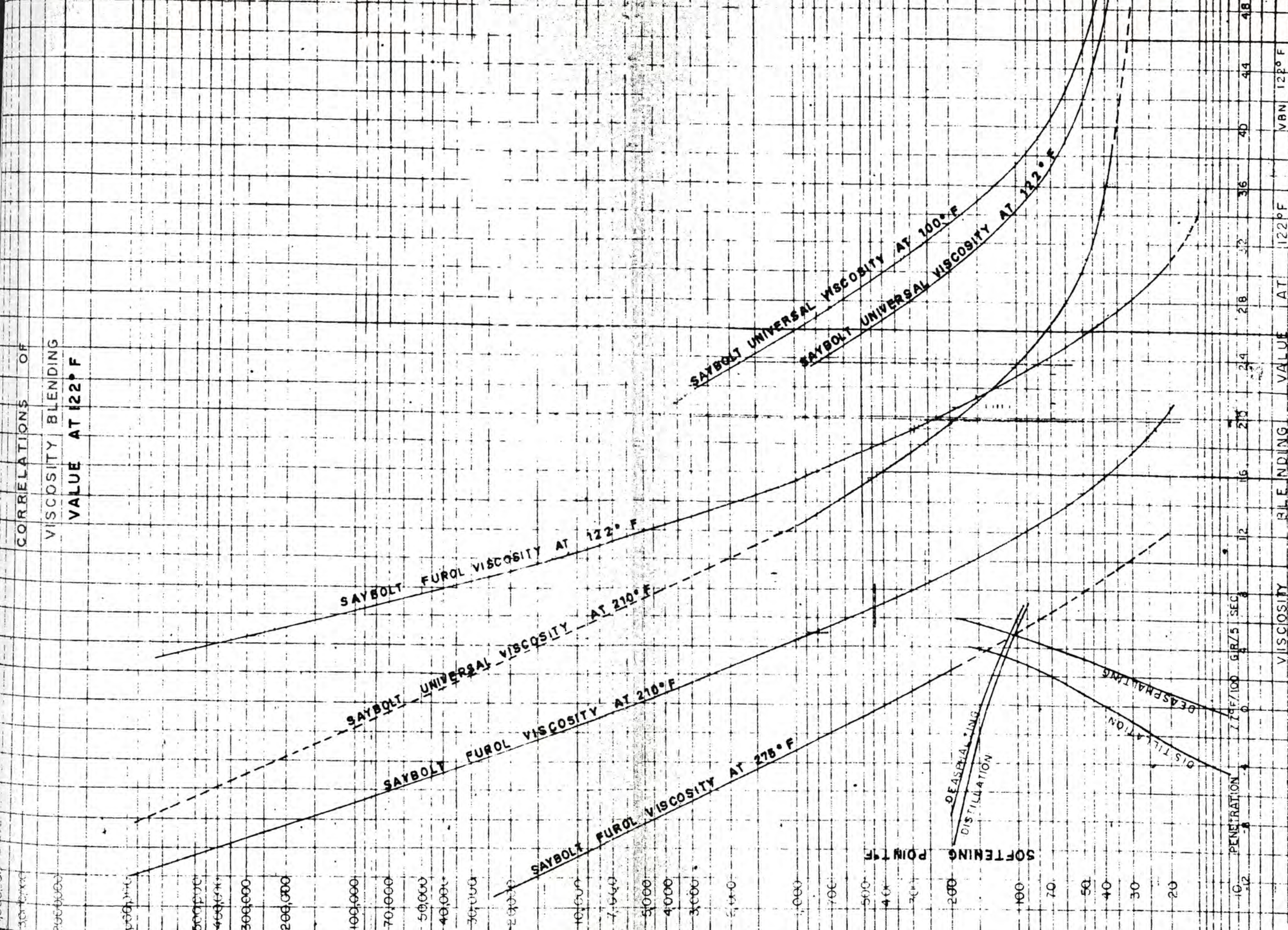
NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3



RECORDS AVAILABLE  
 REPRODUCED

R. E. F. U. T. A. S.  
 RESEARCH - UNIVERSITY OF CALIFORNIA  
 MASS. INST. TECH. (M.I.T.) (1952)

CORRELATIONS OF  
VISCOSITY BLENDING  
VALUE AT 122° F



VBN 122° F

VALUE AT 122° F

BLENDING

VISCOSITY

PENETRATION 7.75°F/100 GIR/5 SEC

SOFTENING POINT °F

DISTILLATION

DEASPHALTING

01 IEF30/I DIRECT SYSOUT=A.  
 02 774P331242 J0R U1113PPPI,73C0241, BATAIJA-CESA, CLASS=A  
 03 01 JN1A41 31.308 1.49.51 JI 4PSS1242 1113PPPI 17 BATAIJA-CESA  
 04  
 05  
 06  
 07  
 08  
 09  
 10  
 11  
 12  
 13  
 14  
 15  
 16  
 17  
 18  
 19  
 20  
 21  
 22  
 23  
 24  
 25  
 26  
 27  
 28  
 29  
 30  
 31  
 32  
 33  
 34  
 35  
 36  
 37  
 38  
 39  
 40  
 41  
 42  
 43  
 44  
 45  
 46  
 47  
 48  
 49  
 50  
 51  
 52  
 53  
 54  
 55  
 56  
 57  
 58  
 59  
 60  
 61  
 62  
 63  
 64  
 65  
 66  
 67  
 68  
 69  
 70  
 71  
 72  
 73  
 74  
 75  
 76  
 77  
 78  
 79  
 80  
 81  
 82  
 83  
 84  
 85  
 86  
 87  
 88  
 89  
 90  
 91  
 92  
 93  
 94  
 95  
 96  
 97  
 98  
 99  
 100  
 101  
 102  
 103  
 104  
 105  
 106  
 107  
 108  
 109  
 110  
 111  
 112  
 113  
 114  
 115  
 116  
 117  
 118  
 119  
 120  
 121  
 122  
 123  
 124  
 125  
 126  
 127  
 128  
 129  
 130  
 131  
 132  
 133  
 134  
 135  
 136  
 137  
 138  
 139  
 140  
 141  
 142  
 143  
 144  
 145  
 146  
 147  
 148  
 149  
 150  
 151  
 152  
 153  
 154  
 155  
 156  
 157  
 158  
 159  
 160  
 161  
 162  
 163  
 164  
 165  
 166  
 167  
 168  
 169  
 170  
 171  
 172  
 173  
 174  
 175  
 176  
 177  
 178  
 179  
 180  
 181  
 182  
 183  
 184  
 185  
 186  
 187  
 188  
 189  
 190  
 191  
 192  
 193  
 194  
 195  
 196  
 197  
 198  
 199  
 200  
 201  
 202  
 203  
 204  
 205  
 206  
 207  
 208  
 209  
 210  
 211  
 212  
 213  
 214  
 215  
 216  
 217  
 218  
 219  
 220  
 221  
 222  
 223  
 224  
 225  
 226  
 227  
 228  
 229  
 230  
 231  
 232  
 233  
 234  
 235  
 236  
 237  
 238  
 239  
 240  
 241  
 242  
 243  
 244  
 245  
 246  
 247  
 248  
 249  
 250  
 251  
 252  
 253  
 254  
 255  
 256  
 257  
 258  
 259  
 260  
 261  
 262  
 263  
 264  
 265  
 266  
 267  
 268  
 269  
 270  
 271  
 272  
 273  
 274  
 275  
 276  
 277  
 278  
 279  
 280  
 281  
 282  
 283  
 284  
 285  
 286  
 287  
 288  
 289  
 290  
 291  
 292  
 293  
 294  
 295  
 296  
 297  
 298  
 299  
 300  
 301  
 302  
 303  
 304  
 305  
 306  
 307  
 308  
 309  
 310  
 311  
 312  
 313  
 314  
 315  
 316  
 317  
 318  
 319  
 320  
 321  
 322  
 323  
 324  
 325  
 326  
 327  
 328  
 329  
 330  
 331  
 332  
 333  
 334  
 335  
 336  
 337  
 338  
 339  
 340  
 341  
 342  
 343  
 344  
 345  
 346  
 347  
 348  
 349  
 350  
 351  
 352  
 353  
 354  
 355  
 356  
 357  
 358  
 359  
 360  
 361  
 362  
 363  
 364  
 365  
 366  
 367  
 368  
 369  
 370  
 371  
 372  
 373  
 374  
 375  
 376  
 377  
 378  
 379  
 380  
 381  
 382  
 383  
 384  
 385  
 386  
 387  
 388  
 389  
 390  
 391  
 392  
 393  
 394  
 395  
 396  
 397  
 398  
 399  
 400  
 401  
 402  
 403  
 404  
 405  
 406  
 407  
 408  
 409  
 410  
 411  
 412  
 413  
 414  
 415  
 416  
 417  
 418  
 419  
 420  
 421  
 422  
 423  
 424  
 425  
 426  
 427  
 428  
 429  
 430  
 431  
 432  
 433  
 434  
 435  
 436  
 437  
 438  
 439  
 440  
 441  
 442  
 443  
 444  
 445  
 446  
 447  
 448  
 449  
 450  
 451  
 452  
 453  
 454  
 455  
 456  
 457  
 458  
 459  
 460  
 461  
 462  
 463  
 464  
 465  
 466  
 467  
 468  
 469  
 470  
 471  
 472  
 473  
 474  
 475  
 476  
 477  
 478  
 479  
 480  
 481  
 482  
 483  
 484  
 485  
 486  
 487  
 488  
 489  
 490  
 491  
 492  
 493  
 494  
 495  
 496  
 497  
 498  
 499  
 500  
 501  
 502  
 503  
 504  
 505  
 506  
 507  
 508  
 509  
 510  
 511  
 512  
 513  
 514  
 515  
 516  
 517  
 518  
 519  
 520  
 521  
 522  
 523  
 524  
 525  
 526  
 527  
 528  
 529  
 530  
 531  
 532  
 533  
 534  
 535  
 536  
 537  
 538  
 539  
 540  
 541  
 542  
 543  
 544  
 545  
 546  
 547  
 548  
 549  
 550  
 551  
 552  
 553  
 554  
 555  
 556  
 557  
 558  
 559  
 560  
 561  
 562  
 563  
 564  
 565  
 566  
 567  
 568  
 569  
 570  
 571  
 572  
 573  
 574  
 575  
 576  
 577  
 578  
 579  
 580  
 581  
 582  
 583  
 584  
 585  
 586  
 587  
 588  
 589  
 590  
 591  
 592  
 593  
 594  
 595  
 596  
 597  
 598  
 599  
 600  
 601  
 602  
 603  
 604  
 605  
 606  
 607  
 608  
 609  
 610  
 611  
 612  
 613  
 614  
 615  
 616  
 617  
 618  
 619  
 620  
 621  
 622  
 623  
 624  
 625  
 626  
 627  
 628  
 629  
 630  
 631  
 632  
 633  
 634  
 635  
 636  
 637  
 638  
 639  
 640  
 641  
 642  
 643  
 644  
 645  
 646  
 647  
 648  
 649  
 650  
 651  
 652  
 653  
 654  
 655  
 656  
 657  
 658  
 659  
 660  
 661  
 662  
 663  
 664  
 665  
 666  
 667  
 668  
 669  
 670  
 671  
 672  
 673  
 674  
 675  
 676  
 677  
 678  
 679  
 680  
 681  
 682  
 683  
 684  
 685  
 686  
 687  
 688  
 689  
 690  
 691  
 692  
 693  
 694  
 695  
 696  
 697  
 698  
 699  
 700  
 701  
 702  
 703  
 704  
 705  
 706  
 707  
 708  
 709  
 710  
 711  
 712  
 713  
 714  
 715  
 716  
 717  
 718  
 719  
 720  
 721  
 722  
 723  
 724  
 725  
 726  
 727  
 728  
 729  
 730  
 731  
 732  
 733  
 734  
 735  
 736  
 737  
 738  
 739  
 740  
 741  
 742  
 743  
 744  
 745  
 746  
 747  
 748  
 749  
 750  
 751  
 752  
 753  
 754  
 755  
 756  
 757  
 758  
 759  
 760  
 761  
 762  
 763  
 764  
 765  
 766  
 767  
 768  
 769  
 770  
 771  
 772  
 773  
 774  
 775  
 776  
 777  
 778  
 779  
 780  
 781  
 782  
 783  
 784  
 785  
 786  
 787  
 788  
 789  
 790  
 791  
 792  
 793  
 794  
 795  
 796  
 797  
 798  
 799  
 800  
 801  
 802  
 803  
 804  
 805  
 806  
 807  
 808  
 809  
 810  
 811  
 812  
 813  
 814  
 815  
 816  
 817  
 818  
 819  
 820  
 821  
 822  
 823  
 824  
 825  
 826  
 827  
 828  
 829  
 830  
 831  
 832  
 833  
 834  
 835  
 836  
 837  
 838  
 839  
 840  
 841  
 842  
 843  
 844  
 845  
 846  
 847  
 848  
 849  
 850  
 851  
 852  
 853  
 854  
 855  
 856  
 857  
 858  
 859  
 860  
 861  
 862  
 863  
 864  
 865  
 866  
 867  
 868  
 869  
 870  
 871  
 872  
 873  
 874  
 875  
 876  
 877  
 878  
 879  
 880  
 881  
 882  
 883  
 884  
 885  
 886  
 887  
 888  
 889  
 890  
 891  
 892  
 893  
 894  
 895  
 896  
 897  
 898  
 899  
 900  
 901  
 902  
 903  
 904  
 905  
 906  
 907  
 908  
 909  
 910  
 911  
 912  
 913  
 914  
 915  
 916  
 917  
 918  
 919  
 920  
 921  
 922  
 923  
 924  
 925  
 926  
 927  
 928  
 929  
 930  
 931  
 932  
 933  
 934  
 935  
 936  
 937  
 938  
 939  
 940  
 941  
 942  
 943  
 944  
 945  
 946  
 947  
 948  
 949  
 950  
 951  
 952  
 953  
 954  
 955  
 956  
 957  
 958  
 959  
 960  
 961  
 962  
 963  
 964  
 965  
 966  
 967  
 968  
 969  
 970  
 971  
 972  
 973  
 974  
 975  
 976  
 977  
 978  
 979  
 980  
 981  
 982  
 983  
 984  
 985  
 986  
 987  
 988  
 989  
 990  
 991  
 992  
 993  
 994  
 995  
 996  
 997  
 998  
 999  
 1000  
 1001  
 1002  
 1003  
 1004  
 1005  
 1006  
 1007  
 1008  
 1009  
 1010  
 1011  
 1012  
 1013  
 1014  
 1015  
 1016  
 1017  
 1018  
 1019  
 1020  
 1021  
 1022  
 1023  
 1024  
 1025  
 1026  
 1027  
 1028  
 1029  
 1030  
 1031  
 1032  
 1033  
 1034  
 1035  
 1036  
 1037  
 1038  
 1039  
 1040  
 1041  
 1042  
 1043  
 1044  
 1045  
 1046  
 1047  
 1048  
 1049  
 1050  
 1051  
 1052  
 1053  
 1054  
 1055  
 1056  
 1057  
 1058  
 1059  
 1060  
 1061  
 1062  
 1063  
 1064  
 1065  
 1066  
 1067  
 1068  
 1069  
 1070  
 1071  
 1072  
 1073  
 1074  
 1075  
 1076  
 1077  
 1078  
 1079  
 1080  
 1081  
 1082  
 1083  
 1084  
 1085  
 1086  
 1087  
 1088  
 1089  
 1090  
 1091  
 1092  
 1093  
 1094  
 1095  
 1096  
 1097  
 1098  
 1099  
 1100  
 1101  
 1102  
 1103  
 1104  
 1105  
 1106  
 1107  
 1108  
 1109  
 1110  
 1111  
 1112  
 1113  
 1114  
 1115  
 1116  
 1117  
 1118  
 1119  
 1120  
 1121  
 1122  
 1123  
 1124  
 1125  
 1126  
 1127  
 1128  
 1129  
 1130  
 1131  
 1132  
 1133  
 1134  
 1135  
 1136  
 1137  
 1138  
 1139  
 1140  
 1141  
 1142  
 1143  
 1144  
 1145  
 1146  
 1147  
 1148  
 1149  
 1150  
 1151  
 1152  
 1153  
 1154  
 1155  
 1156  
 1157  
 1158  
 1159  
 1160  
 1161  
 1162  
 1163  
 1164  
 1165  
 1166  
 1167  
 1168  
 1169  
 1170  
 1171  
 1172  
 1173  
 1174  
 1175  
 1176  
 1177  
 1178  
 1179  
 1180  
 1181  
 1182  
 1183  
 1184  
 1185  
 1186  
 1187  
 1188  
 1189  
 1190  
 1191  
 1192  
 1193  
 1194  
 1195  
 1196  
 1197  
 1198  
 1199  
 1200  
 1201  
 1202  
 1203  
 1204  
 1205  
 1206  
 1207  
 1208  
 1209  
 1210  
 1211  
 1212  
 1213  
 1214  
 1215  
 1216  
 1217  
 1218  
 1219  
 1220  
 1221  
 1222  
 1223  
 1224  
 1225  
 1226  
 1227  
 1228  
 1229  
 1230  
 1231  
 1232  
 1233  
 1234  
 1235  
 1236  
 1237  
 1238  
 1239  
 1240  
 1241  
 1242  
 1243  
 1244  
 1245  
 1246  
 1247  
 1248  
 1249  
 1250  
 1251  
 1252  
 1253  
 1254  
 1255  
 1256  
 1257  
 1258  
 1259  
 1260  
 1261  
 1262  
 1263  
 1264  
 1265  
 1266  
 1267  
 1268  
 1269  
 1270  
 1271  
 1272  
 1273  
 1274  
 1275  
 1276  
 1277  
 1278  
 1279  
 1280  
 1281  
 1282  
 1283  
 1284  
 1285  
 1286  
 1287  
 1288  
 1289  
 1290  
 1291  
 1292  
 1293  
 1294  
 1295  
 1296  
 1297  
 1298  
 1299  
 1300  
 1301  
 1302  
 1303  
 1304  
 1305  
 1306  
 1307  
 1308  
 1309  
 1310  
 1311  
 1312  
 1313  
 1314  
 1315  
 1316  
 1317  
 1318  
 1319  
 1320  
 1321  
 1322  
 1323  
 1324  
 1325  
 1326  
 1327  
 1328  
 1329  
 1330  
 1331  
 1332  
 1333  
 1334  
 1335  
 1336  
 1337  
 1338  
 1339  
 1340  
 1341  
 1342  
 1343  
 1344  
 1345  
 1346  
 1347  
 1348  
 1349  
 1350  
 1351  
 1352  
 1353  
 1354  
 1355  
 1356  
 1357  
 1358  
 1359  
 1360  
 1361  
 1362  
 1363  
 1364  
 1365  
 1366  
 1367  
 1368  
 1369  
 1370  
 1371  
 1372  
 1373  
 1374  
 1375  
 1376  
 1377  
 1378  
 1379  
 1380  
 1381  
 1382  
 1383  
 1384  
 1385  
 1386  
 1387  
 1388  
 1389  
 1390  
 1391  
 1392  
 1393  
 1394  
 1395  
 1396  
 1397  
 1398  
 1399  
 1400  
 1401  
 1402  
 1403  
 1404  
 1405  
 1406  
 1407  
 1408  
 1409  
 1410  
 1411  
 1412  
 1413  
 1414  
 1415  
 1416  
 1417  
 1418  
 1419  
 1420  
 1421  
 1422  
 1423  
 1424  
 1425  
 1426  
 1427  
 1428  
 1429  
 1430  
 1431  
 1432  
 1433  
 1434  
 1435  
 1436  
 1437  
 1438  
 1439  
 1440  
 1441  
 1442  
 1443  
 1444  
 1445  
 1446  
 1447  
 1448  
 1449  
 1450  
 1451  
 1452  
 1453  
 1454  
 1455  
 1456  
 1457  
 1458  
 1459  
 1460  
 1461  
 1462  
 1463  
 1464  
 1465  
 1466  
 1467  
 1468  
 1469  
 1470  
 1471  
 1472  
 1473  
 1474  
 1475  
 1476  
 1477  
 1478  
 1479

CONTROL PROGRAM COMPILER - MPS/360 V2-M3

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

0601	PROGRAM
0602	INITIALZ
0603	MOVE (XDATA, ATTCOST)
0604	MOVE (XDATA, PRJUNIT)
0605	MOVE (XDATA, PRJUNIT)
0606	CONVERT (PCHECK, SUBHARY)
0607	3C00 JT
0608	SETUP (PROJID, CAPORIDA)
0609	MOVE (XDATA, FUNOBJ)
0610	MOVE (XDATA, RESTGCT)
0611	PRINTL
0612	STOP/TOP
0613	RANGE
0614	EXIT
0615	PEND



EXECUTOR: UPS/360 02-48

CONNECT TO PROFFILE

TIME = 0.07

1-3000 SECTION

1-3000 SECTION

0 MAJOR ERROR(S) - 0 MAJOR ERROR(S).

2-3000 SECTION

0 MAJOR ERROR(S) - 0 MAJOR ERROR(S).

3-3000 SECTION

RESULTS

0 MAJOR ERROR(S) - 0 MAJOR ERROR(S).

3-3000 SECTION

RESULTS

0 MAJOR ERROR(S) - 0 MAJOR ERROR(S).

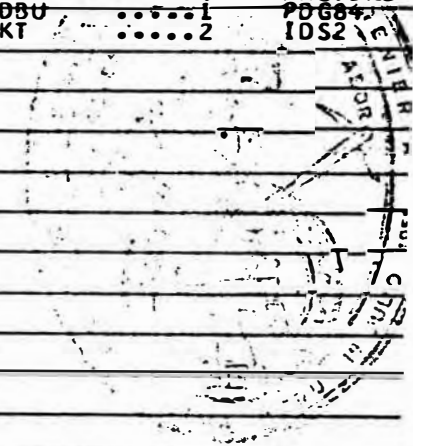
(INVERTED) MAJOR ERROR(S) - 0 MAJOR ERROR(S).

EXECUTTR. MP5736J V2-M8

NUMBER OF ELEMENTS BY COLUMN ORDER

37	ECJI	.....7	ECJZ	.....6	ECVI	.....4	ACVZ	.....4	ECFC1	.....7	ACFC2	.....9	ACVB	
74	ECUP	.....4	EC13C	.....2	EG184	.....5	ENLUP	.....3	EK1KT	.....3	EDS1DS	.....4	EAG1FC1	
34	ECR1V1	.....3	ECR1V2	.....3	ECR1V4	.....3	ECR1KS	.....4	EGL2GL	.....3	EG284	.....5	EG2UP	
33	EXT2KT	.....3	EDS2DS	.....4	EAG2FC1	.....3	EAG2FC2	.....3	ECR2V2	.....3	ELG1DS	.....4	EHG1FC1	
33	ENV1VB	.....3	AL32DS	.....4	A32FC2	.....3	ARVZVB	.....3	EGCFC1GC	.....2	EGLFC1FI	.....4	EG1FC1GT	
134	EBJ1RU	.....3	E3J144	.....5	EGFC184	.....5	ELC1DS	.....4	EHC1RS	.....4	EAC1RS	.....4	AGCFC2GC	
133	AGLFC2F2	.....4	AGLFC2GL	.....3	ABU284	.....3	ABU284	.....3	AGFC284	.....3	ALC2DS	.....4	AHC2RS	
133	AHC2RS	.....4	ASCVH3C	.....2	AGV384	.....3	AGLVBDS	.....4	AGPVBFC2	.....3	AGPVBRS	.....4	ARSVBRS	
133	EGCUPGC	.....2	EGLJPFC1	.....3	ESUPC4	.....3	PDGC	.....2	PDGLP	.....3	PDBU	.....1	PDGB4	
133	PJKT	.....3	PLDS2	.....4	PDRS6	.....4	IGLP	.....2	IG84	.....2	IKT	.....2	IDS2	

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO



NUMBER OF ELEMENTS BY ROW ORDER, EXCLUDING RHS'S, INCLUDING SLACK ELEMENT

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

1	1	FUNIBJ	...	58	E	ERJCI	.....	3	E	ERGI	.....	3	E	EPNFI	.....	3	E	ERKTI	.....	3	E	ERDS1	.....	3	E	FRAGT	.....	3
2	2	ERJCP1	.....	5	E	ERGL2	.....	3	E	ERG2	.....	4	E	ERK12	.....	3	E	ERDS2	.....	3	E	ERAG2	.....	4	E	ERCR2	.....	3
3	3	ERLGI	.....	3	E	ERKHS1	.....	3	E	ERRV1	.....	3	E	ERLG2	.....	3	E	ARRV2	.....	3	E	ARRV2	.....	3	E	ERGCF1	.....	3
4	4	ERGLF1	.....	3	E	ERBJE1	.....	4	E	ERGF1	.....	3	E	ERLC1	.....	3	E	ERGUP	.....	3	E	EHCV1	.....	3	E	ABCV2	.....	3
5	5	ERKHC1	.....	3	E	ERKAC1	.....	3	E	ERKCF2	.....	3	E	ERGLF2	.....	4	E	ARBJF2	.....	4	E	ARGF2	.....	3	E	ARLC2	.....	3
6	6	ERKHC2	.....	3	E	ERKAC2	.....	3	E	ERKCV3	.....	3	E	ARGVB	.....	3	E	ARGLV3	.....	3	E	ARGPVB	.....	4	E	ARRSVB	.....	3
7	7	ERKUCUP	.....	3	E	ERKGLUP	.....	3	E	ERKCF1	.....	6	E	ABCF2	.....	6	E	ABCVB	.....	5	E	EBCUP	.....	4	E	RVIDSZ	.....	3
8	8	ERKRS6	.....	9	E	ERGLPF1	.....	4	E	ERGLPF2	.....	3	E	RMINPVR	.....	9	E	RMAXPVR	.....	9	E	PROCC	.....	7	E	PROGLP	.....	3
9	9	PRJBU	.....	4	E	PRJG3	.....	10	E	PRJKT	.....	4	E	PRGDS2	.....	9	E	PRDRS6	.....	9	E	RPDGLP	.....	3	E	RPDG84	.....	3
10	10	RPDKT	.....	3	E	RPDUS2	.....	3	E	RPDRS5	.....	3	E				E				E				E			

PROBLEM STATISTICS - 65 ROWS, 137 VARIABLES, 323 ELEMENTS, DENSITY = 3.57

THESE STATISTICS INCLUDE ONE SLACK VARIABLE FOR EACH ROW.

2 MINOR ERRORS, 0 MAJOR ERRORS.

0125

PAGE 4

EXECUTOR: MPS/350 V2-18

1 UCJJI - J51NG PROFILE

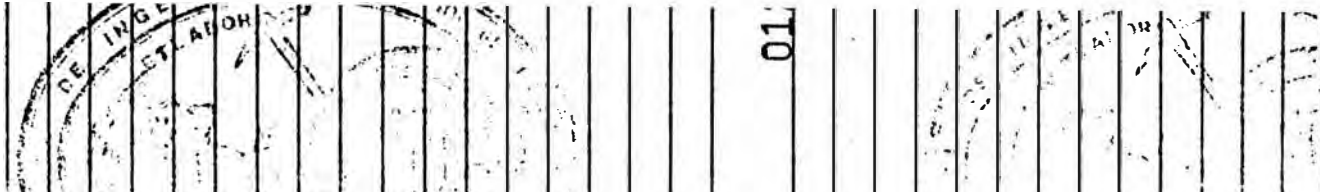
2 TIME = J.33

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO





4-R1V2	FUNGBJ	1.2500	EKCR1	1.00000
4-R1V2	AHCY2	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.2500	ERCR1	1.00000
4-R1V3	ASCVR	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.2500	ERCP1	1.00000
4-R1V3	RVIP36	25.1400	PROR36	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.2500	ERGL2	1.00000
4-R1V3	PRCGLP	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	50.7000	RMXPVR	50.7000 *
4-R1V3	RATNPVR	1.00000	FRG2	1.00000
4-R1V3	PRG84	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ERKT2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000		
4-R1V3	FRGK1	1.00000	ERDS2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	28000	PRDS2	1.00000
4-R1V3	RVIP32	44.3500	ERAG2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000		
4-R1V3	ERCF1	1.00000	ERAG2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000		
4-R1V3	ABCY2	1.00000	ERCR2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000		
4-R1V3	RVIP32	43.5800	ERLGI	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	PRDS2	1.00000
4-R1V3	ERCF1	1.00000	EPH54	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ERAV1	1.00000
4-R1V3	ASCVR	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ARLG2	1.00000
4-R1V3	RVIP32	43.5500	PRDS2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ARHG2	1.00000
4-R1V3	ABCY2	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ARRV2	1.00000
4-R1V3	ERCF1	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	PRDS2	1.00000
4-R1V3	ERCF1	1.00000	RGLPF1	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	EPGLF1	1.00000
4-R1V3	PRCGLP	2.2500		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	ERRUF1	1.00000
4-R1V3	PRCGLP	2.2500		
4-R1V3	FUNGBJ	1.00000	EPDUF1	1.00000
4-R1V3	RATNPVR	530.0000	RMAXPVR	960.0000
4-R1V3	PROR34	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.20000	EPGFI	1.00000
4-R1V3	RATNPVR	134.0000	RMAXPVR	134.0000
4-R1V3	PROR34	1.00000		
4-R1V3	FUNGBJ	1.20000	EREC1	1.00000
4-R1V3	RVIP32	43.1700	PRDS2	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.20000	ERHCT	1.00000
4-R1V3	RVIP36	56.1500	PROR36	1.00000
4-R1V3	FUNGBJ	1.20000	ERACT	1.00000
4-R1V3	RVIP36	35.1500	PRDS6	1.00000



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

AJCF2J2	ARGCF2	1.00000	PRJSC	1.00000
AJLFC2F2	FUNCBJ	2.26100	ARGLF2	1.00000
AJLFC2F2	ABCF2	1.00000	FGLPF2	1.00000
AJLFC2UL	FUNCBJ	2.25100	ARGLF2	1.00000
AJLFC2UL	PROGLP	1.00000		
AJU23J	FUNCBJ	2.29700	ARBU2	1.00000
AJU23J	PRCBJ	1.00000		
AJU24	FUNCBJ	2.28700	ARBU2	1.00000
AJU24	RMINPVR	980.00000	RMAXPVR	980.00000
AJU24	PROG84	1.00000		
AJFC284	FUNCBJ	1.00000	ARGF2	1.00000
AJFC284	RMINPVR	134.00000	RMAXPVR	134.00000
AJFC284	PROG84	1.00000		
AJG23	FUNCBJ	1.20400	ARLC2	1.00000
AJG23	RVIJS2	43.17000	PRJDS2	1.00000
AJG23	FUNCBJ	1.20400	APHC2	1.00000
AJG23	RVIJS6	35.85000	PRJSS6	1.00000
AJG23	FUNCBJ	1.20400	APAC2	1.00000
AJG23	RVIJS6	35.85000	PRJSS6	1.00000
AJGV36	ARGCVR	1.00000	PRJSC	1.00000
AJV33	FUNCBJ	1.23000	ARGV3	1.00000
AJV33	PROG84	1.00000		
AJLV33	FUNCBJ	1.22000	ARGLV3	1.00000
AJLV33	RVIJS2	41.49000	PRJDS2	1.00000
AJPV3FC2	FUNCBJ	1.12000	AP3PVH	1.00000
AJPV3FC2	ABCF2	1.00000		
AJPV3RS	FUNCBJ	1.12000	ARGV3R	1.00000
AJPV3RS	RVIJS6	35.46000	PRJRS6	1.00000
AJPV3RS	FUNCBJ	1.12000	APR3VR	1.00000
AJPV3RS	RVIJS6	35.70000	PRJRS6	1.00000
AJLJFC1	ERGLJP	1.00000	PRJSC	1.00000
AJLJFC1	FUNCBJ	1.60000	ERGLJP	1.00000
AJLJFC1	RGCPFI	1.00000		
AJLJ34	FUNCBJ	3.30000	ERGLJP	1.00000
AJLJ34	RMINPVR	87.50000	RMAXPVR	87.50000
AJLJ34	PROG84	1.00000		
AJGL3	FUNCBJ	25.80000	PROG84	1.00000
AJGL3	FUNCBJ	25.70000	PROGLP	1.00000
AJGLP	PROGLP	1.00000		
AJ3J	PROGLP	1.00000		
AJ33	FUNCBJ	31.70000	RMINPVR	87.50000
AJ33	RMAXPVR	157.00000	PRJG34	1.00000
AJ33	RPTBRJ	1.00000		
AJ33	FUNCBJ	32.50000	PRJG34	1.00000
AJ33	RPTBRJ	1.00000		
AJ33	FUNCBJ	31.10000	RVIJS2	44.35000
AJ33	PROG84	1.00000	PRJDS2	1.00000
AJ33	FUNCBJ	25.70000	RVIJS6	19.10000
AJ33	PROG84	1.00000	PRJSS6	1.00000
AJ33	FUNCBJ	37.00000	PROGLP	1.00000
AJ33	FUNCBJ	31.50000	PRJG34	1.00000
AJ33	FUNCBJ	35.50000	PRJG34	1.00000
AJ33	FUNCBJ	34.30000	PRJDS2	1.00000
AJ33	FUNCBJ	38.30000	PRJSS6	1.00000



EXECUTOR. APS7360 V2-MB

1	RHS	1-SI31C	RDGLP	9.0000	000384	58.00000
2		RESI31C	RDKT	17.00000	000032	55.00000
3		RESI31C	RPDES0	34.00000		
4	80303					
5	LJ CAPJILUA		ECD1	14.00000		
6	UP CAPJILUA		ECD1	22.00000		
7	LJ CAPJILUA		ECD2	22.00000		
8	UP CAPJILUA		ECD2	25.00000		
9	LJ CAPJILUA		ECV1	5.00000		
10	UP CAPJILUA		ECV1	14.00000		
11	LJ CAPJILUA		ACV2	21.00000		
12	UP CAPJILUA		ACV2	21.00000		
13	LJ CAPJILUA		ECFC1	3.00000		
14	UP CAPJILUA		ECFC1	3.00000		
15	LJ CAPJILUA		ACFC2	10.71000		
16	UP CAPJILUA		ACFC2	17.27000		
17	LJ CAPJILUA		ACVE	11.00000		
18	UP CAPJILUA		ACVE	13.00000		
19	LJ CAPJILUA		ECUP	1.30000		
20	UP CAPJILUA		ECUP	1.70000		
21	ENDATA					

UNIVERSIDAD NACIONAL  
 CENTRO DE INGENIERIA

EXECUTED. PPS/36C VZ-48

SOLUTION

TIME = 1.24 MINS. ITERATION NUMBER = 69

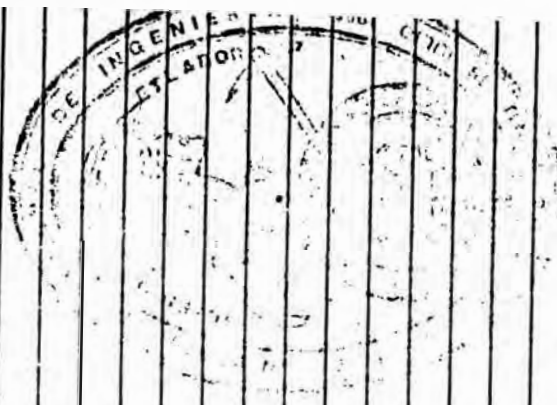
DEFINED AS

...NAME... ..ACTIVITY...

FUNCIÓN  
RESISTENTE  
BOJUNCS

1899.45745-

FUNCIÓN  
RESISTENTE  
CAPUNIDA



SECTION I - ROWS

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

NUM:R	...FCW..	AT	...ACTIVITY...	SLACK	ACTIVITY	..LOWER LIMIT.	..UPPER LIMIT.	..DUAL ACTIVITY
1	FUNOBJ	BS	1839.45745-	1889.45745		NCNE	NCNE	1.00000
2	AKSC1							20.80000
3	AKS1							30.82000
4	AKAT1							30.82000
5	AKAT1							87.41000
6	AKOS1							84.30000
7	AKAG1							49.68678
8	AKAT1							58.52620
9	AKSL2							82.78000
10	AKG2							31.12000
11	AKK12							87.64000
12	AKOS2							84.62000
13	AKAG2							58.11403
14	AKCR2							58.61120
15	AKLG1							84.25000
16	AKRS1							49.63678
17	AKRV1							60.45167
18	AKLG2							84.25000
19	AKHS2							57.74403
20	AKRV2							60.45167
21	AKGCF1							
22	AKGCF1							48.02578
23	AKBUF1							29.41300
24	AKBUF1							30.49600
25	AKLCL1							83.69600
26	AKBUF1							27.80000
27	AKCV1							58.77620-
28	AKCV2							58.77620
29	AKHCL1							57.16437
30	AKAT1							57.16437
31	AKSCF2							20.80000
32	AKSLF2							1.43988
33	AKBUF2							29.41300
34	AKSF2							30.49600
35	AKLCL2							83.69600
36	AKHCL2							57.17553
37	AKAC2							57.17553
38	AKSCVB							20.80000
39	AKSVB							31.42000
40	AKSLVB							84.68000
41	AKSPVB							58.27403
42	AKRSVB							39.34322
43	AKGCLCP							20.80000
44	AKGCLCP							1.60000-
45	AKGCF1							50.26678-
46	AKGCF2							58.39403-
47	AKSCVB							60.72667-
48	AKCUP							31.70000-
49	AKLDS2		30.74481	30.74481-		NONE		



01

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

NUMBER	...ROW...	AT	...ACTIVITY...	SLACK	ACTIVITY	..LOWER LIMIT.	..UPPER LIMIT.	..DUAL ACTIVITY
00	R VIRSS	LL	.	.	.	.	NONE	.03718-
01	R L PF1	**	.24243-	.	.24243	.	.	.
02	R L PF2	**	.	.	.	.	.	25.30597-
03	R 4 INPVR	BS	1803.50362	1803.50362-	.	.	NCNE	.
04	R 4 X PVR	BS	437.44586-	437.44586	.	NONE	.	.
05	PR JGC	BS	.	.	.	.	.	20.80000-
06	PR TGLP	BS	.	.	.	.	.	63.70000-
07	PR JRU	BS	.	.	.	.	.	.
08	PR JG84	BS	.	.	.	.	.	31.70000-
09	PR JKT	BS	.	.	.	.	.	88.00000-
10	PR JJSZ	BS	.	.	.	.	.	84.90000-
11	PR J95A	BS	.	.	.	.	.	53.71230-
12	RP DGLP	BS	4.00000	.	4.00000	.	NCNE	37.00000-
13	RP JG84	BS	32.24394	4.24394-	28.00000	.	NCNE	.
14	RP DKT	LL	17.00000	.	17.00000	.	NCNE	55.50000-
15	RP D82	LL	35.00000	.	35.00000	.	NCNE	54.80000-
16	RP JRS6	LL	34.00000	.	34.00000	.	NCNE	38.30000-



SECTION 2 - COLUMNS

NO.	COLUMN	AT	ACTIVITY	INPUT COST	LOWER LIMIT	UPPER LIMIT	REDUCED COST
67	ECJ1	UL	35.00000	.	14.00000	35.00000	60.76879-
68	ECJ2	UL	35.00000	.	39.00000	65.00000	63.00582-
69	EVV1	BS	13.12187	.	5.50000	12.00000	.
70	ACV2	UL	35.00000	.	24.00000	33.00000	4.00084-
71	ACFC1	UL	5.38500	.	5.33500	8.61600	11.41867
72	ACFC2	BS	16.81292	.	10.71000	19.27800	.
73	ACVR	BS	17.22704	.	11.00000	18.00000	.
74	ACUP	UL	1.70000	.	.80000	1.70000	6.86276
75	ACIGC	BS	.24300	.	.	NONE	.
76	AGL84	BS	4.27250	.83000	.	NONE	.
77	AGLUP	BS	1.09700	.83000	.	NCNE	.
78	AGTIKT	BS	5.15550	.79000	.	NONE	.
79	AGLDS	BS	5.14500	.60000	.	NCNE	.
80	AGIFC1	BS	.47250	.60000	.	NONE	.
81	AGLVI	BS	13.12887	.23000	.	NONE	.
82	AGRV2	BS	5.82350	.25000	.	NCNE	.
83	AGRVP	LL	.	.25000	.	NONE	1.95047-
84	AGL15	BS	1.95713	.25000	.	NONE	.
85	AGL2GL	BS	.40300	.92000	.	NONE	.
86	AG284	BS	9.35600	.58000	.	NCNE	.
87	AG2UP	BS	.63100	.58000	.	NONE	.
88	AGTZK1	BS	3.57500	.55000	.	NONE	.
89	AGS2JS	BS	15.84550	.25000	.	NONE	.
90	AGS2FC1	LL	.	.24000	.	NCNE	8.10724-
91	AGS2FC2	BS	.21340	.23000	.	NONE	.
92	AGZV2	BS	27.17650	.15500	.	NCNE	.
93	AGL10S	BS	1.51733	.65000	.	NCNE	.
94	AGIFC1	BS	4.91250	.65000	.	NCNE	.
95	AGRV1	BS	3.65704	.27500	.	NONE	.
96	AGL20S	BS	4.83400	.65000	.	NCNE	.
97	AGS2FC2	BS	14.58600	.65000	.	NCNE	.
98	AGV2VP	BS	13.53000	.27500	.	NONE	.
99	AGSFC1GC	LL	.	.	.	NCNE	20.80000-
100	AGSFC1F1	BS	.	2.25100	.	NCNE	.
101	AGSFC13L	LL	.	2.25100	.	NCNE	33.41322-
102	AGBU10L	LL	.	2.23700	.	NCNE	31.70000
103	AGBU134	BS	.45257	2.28700	.	NONE	.
104	AGFC134	BS	3.29939	1.20400	.	NONE	.
105	AGL10S	BS	.85945	1.20400	.	NONE	.
106	AGCIRS	BS	.15322	1.20400	.	NCNE	.
107	AGCIRS	BS	.24663	1.20400	.	NCNE	.
108	AGSFC23L	BS	1.70787	.	.	NCNE	.
109	AGSFC2F2	BS	1.11476	2.25100	.	NCNE	.
110	AGSFC23L	BS	3.08149	2.25100	.	NCNE	.
111	AGJ2BU	LL	.	2.23700	.	NCNE	31.70000
112	AGJ234	BS	1.44422	2.23700	.	NCNE	.
113	AGFC234	BS	10.30185	1.20400	.	NCNE	.
114	AGC20S	BS	2.03350	1.20400	.	NCNE	.
115	AGC2RS	BS	.49433	1.20400	.	NONE	.

0129

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO

EXECUTOR. MDS7363 V2=M8

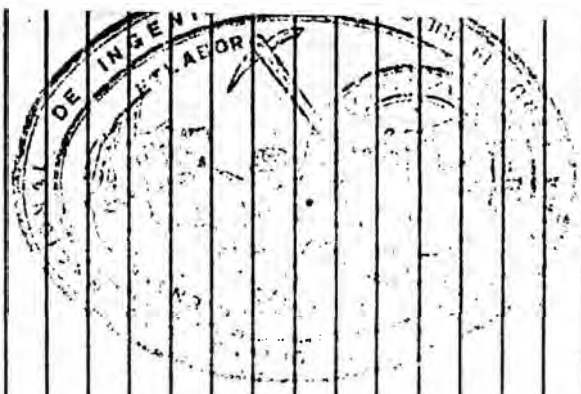
NJ43=R	COLUMN	AT	ACTIVITY	INPUT CUST	LOWER LIMIT	UPPER LIMIT	REDUCED CUST
116	AAC2RS	RS	.77008	1.23433	.	.	NCNE
117	AGCVHG	RS	.85581	.	.	.	NCNE
118	AVVMB4	RS	1.03657	.28000	.	.	NCNE
119	AVVMB4	RS	2.76302	.22000	.	.	NCNE
120	AVVMB4	RS	.95476	.12000	.	.	NCNE
121	AVVMB4	RS	3.54582	.12000	.	.	NCNE
122	AVVMB4	RS	7.85253	.12000	.	.	NCNE
123	AVVMB4	RS	.12668	.	.	.	NCNE
124	AVVMB4	RS	1.13991	1.80000	.	.	NCNE
125	AVVMB4	RS	1.42970	3.90000	.	.	NCNE
126	AVVMB4	RS	3.67555	26.80000	.	.	NCNE
127	AVVMB4	RS	3.48459	26.70000	.	.	NCNE
128	AVVMB4	RS	32.24394	31.70000	.	.	NCNE
129	AVVMB4	RS	19.47950	32.50000	.	.	NCNE
130	AVVMB4	RS	33.65983	30.10000	.	.	NCNE
131	AVVMB4	RS	15.67584	29.70000	.	.	NCNE
132	AVVMB4	RS	.51501	57.00000	.	.	NCNE
133	AVVMB4	RS	2.52050	55.50000	.	.	NCNE
134	AVVMB4	RS	1.30717	54.80000	.	.	NCNE
135	AVVMB4	RS	13.92616	38.30000	.	.	NCNE
136	AVVMB4	RS					NCNE
137	AVVMB4	RS					NCNE

51.50000

EXECUTOR. MPS/360 VZ-13

EXIT - TIME = 1.40

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA CENTRO DE COMPUTO



0	IEE1421	-	STEP HAS EXECUTED -	CCND CODE	0000				
1	JN1A421	31.308	1.54.47 SE	MPSSI242	1115881	17	2	EXEC	40.60
2	UNIA421	31.308	1.54.49 JE	MPSSI242	1115881	17	2	1.49.51	61.69
3									
4									
5									
6									
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									



## BIBLIOGRAFIA

1. Annual Book of ASTM (American National Standard)
  - ANSI/ASTM D 341-77
  - ANSI/ASTM D 2161-74
2. Manual Fisher/Tag
  - ASTM Designation: D-466
3. El Petróleo Refino y Tratamiento Químico por Pierre Wuithier.- Versión Española.
  - Tomo I (Procesos de Refino - 5, 6, 7)
  - Tomo II (Torres de Platos)
4. Ludwig Ernest G. Applied Process Design for Chemical and Petrochemicals Plants. Tomo II: Distillation.
5. Manual de Operaciones, Unidad de Cracking Catalítico Fluído - División Operaciones - Sección Conversión Relapa.
6. Manual del Ingeniero Químico por John H. Perry, Tomos I y II.
7. The Davison Chemical Guide to Catalytic Cracking.
8. Balance de Materia en la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído - Parte I (The Davison Chemical).
9. Davison. Super-D, Ahora el Nuevo Estandar Mundial de Catalizadores de Craqueo Fluído. (The Davison Chemical).
10. Davison da la Bienvenida al Carbón en su Estudio Trimes<sup>u</sup>tral de Catalizadores de Craqueo Tipo Fluído. (1979). (The Davison Chemical).
11. Davison Survey of Fluid Catalytic Cracking of Residuum (The Davison Chemical).

12. Normas para Evaluar Proyectos - PETROPERU.
13. Costos Operativos Refinería La Pampilla - Ing. Pedro Andía.

SEMINARIO TECNICO SOBRE DESTILADOS MEDIOS  
PETROLEOS DEL PERU (ABRIL - 1980)

14. "Alternativas de Maximización de Destilados Medios a través del Crudo Reducido de RELAPA".  
por Ing. Ernesto Barreda - Refinería La Pampilla.
15. "Maximización de la Producción de Destilados Medios"  
por Ing. Didier Vergara C. - Dpto. Manufactura  
Ing. Jorge Fernández C. - Dpto. Técnico.
16. "El Proceso de Hidrocraquin en la Producción de Destilados Medios"  
por Ing. José Merino - Dpto. Tecnología, Div. Manufactura.
17. "Producción de Destilados Medios en RELAPA"  
por: Ing. Próspero Pachas  
Ing. Edgardo Candela.
18. "El Proceso de Cracking Catalítico como Productor de Destilados Medios"  
por: Ing. Rafael Antezana.
19. "Estabilidad a la Oxidación del Diesel N° 2"  
por: Ing. Rosario de Dancuart.
20. Experiencias y Evaluación de la Operación con Catalizador Zeolítico XZ-25 en la Refinería "La Pampilla"  
División Técnica - Sección Ingeniería - RELAPA.
21. Primer Congreso Andino de Petróleo - Tomo III - Refinación y Petroquímica - (RP-14)  
"Ampliación de la Refinería La Pampilla en la Costa Central del Perú".

## TESIS

22. "Análisis y Optimización de una Unidad de Craqueo Catalítico"  
por: Briones Cabello, Jesús.
23. "Optimización de Mezcla de Gasolinas".  
por: Chiri Ubillus, Leoncio.
24. "Optimización de la Unidad de Destilación al Vacío de RELAPA"  
por: Contreras Clemente, Enrique.
25. "Estudio Técnico-Económico para la Instalación de una Unidad de Visbreaking"  
por: Taype Romero, Guillermo.
26. "Modificación de la Unidad Merox de Gasolina FCC de la Refinería La Pampilla"  
por: Céspedes Morante, Jorge.

## REVISTAS

### Revista Técnica ARPEL

27. "Modelo Matemático de la Refinería de Talara"  
por los Departamentos: Manufactura y Sistemas y Procesos de Datos.  
VII. Reunión - Río de Janeiro - 1970
28. "Optimización del Proceso de Refinación"  
por: Ing. Guillermo Torres O. (YPFB)  
XXVIII. Reunión - México - 1977.
29. "Experiencias de la Modificación de la Unidad FCC a Risser Cracking en la Refinería La Pampilla"  
por: Ernesto Barreda (PETROPERU)  
XXVIII. Reunión - México - 1977.

30. "Experiencia Operacional sobre la Incorporación del Aceite Cíclico Ligero en Mezclas de Gasoil en la Refinería de Cardon"  
por: Pedro Delfin Irausquin y otros (PDVSA)  
XXXIV. Reunión - Viña del Mar, Chile - 1979.
31. "Desintegración Térmica Aplicada a la Reducción de Viscosidad de Asfaltos"  
por: Edgardo Argaez Valencia (PEMEX)  
XXVIII. Reunión - México - 1977.
32. "Experiencias Realizadas en la Planta Reductora de Viscosidad situada en la Refinería "18 de Marzo" Atzacotalco, México"  
por: Roberto Caballero G. (PEMEX)  
XXXVI. Reunión - Río de Janeiro - 1980.
33. Cuadro de Precios al Consumidor en Latinoamerica (5/5/81).

Chemical Engineering

34. "Optimizing Method for Vacuum Rectification - Part I"  
February 1, 1967 (Págs. 145-154).
35. Economic Indicators  
Jun - 1981.

The Oil and Gas Journal

36. "Thermal Visbreaking of Heavy Residues"  
November 9, 1959, Vol. 57 - N° 46.
37. "HDS + HOC = High Resid Conversion", Jun 25, 1979.
38. "Design, Uses of Modern SDA Process" September 30, 1974
39. "Modern FCC Units Incorporate many Design Advances"  
Jan 17, 1977.