

Universidad Nacional de Ingeniería
Programa Académico de Ingeniería de Petróleo
y Petroquímica

**Análisis Técnico-Económico de cambio
de Catalizador Monometálico por Bimetálico
en la Unidad de Reformación Catalítica
de la Refinería «La Pampilla»**

Tesis para optar el Título Profesional de
INGENIERO PETROQUIMICO

Ricardo Enrique Bisso Fernández

LIMA - PERU

1982

Con amor y cariño a
mi esposa e hija.

Con cariño y respeto a
mis padres y hermanas.

Agradezco la colaboración prestada por Petróleos del Perú por darme las facilidades necesarias para realizar esta Tesis en la Refinería La Pampilla, a los Ingenieros del Dpto. Técnico de dicha Refinería, a mis Profesores y en general a todos los que colaboraron en la realización de este trabajo.

INDICE

(i)	SUMARIO	vii
(ii)	CONCLUSIONES	ix
(iii)	RECOMENDACIONES	xiii
CAP. I.	GENERALIDADES	1
CAP. II.	CATALIZADORES PARA REFORMACION CATALITICA	4
	II.1. Reformación Catalítica de Hidrocarburos Puros	6
	II.2. Reformación Catalítica de Naftas	14
	II.3. Procesos de Reformación de Naftas	
CAP. III.	PROCESO DE REFORMACION CATALITICA QUE POSEE LA REFINERIA LA PAMPILLA: PLATFORMING - U.O.P.	42
	III.1. Descripción del proceso	42
	III.2. Descripción de los equipos principales - Flow Sheet	45
	III.3. Efectos de los parámetros de Operación en los rendimientos	56
CAP. IV.	CATALIZADORES PARA PLATFORMING	68
	IV.1. Antecedentes del Actual Catalizador en la Refinería La Pampilla	68
	IV.2. Los Catalizadores Bimetálicos	84
	IV.2.1. Desarrollo y evolución	85
	IV.2.2. Revamps - Modificaciones - Diseño	92

CAP. V.	ANALISIS DEL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EMPLEANDO CATALIZADORES MONOMETALICOS vs. BIMETALICOS	96
V.1.	Antecedentes en Plantas Pilotos y otras Refinerías	99
V.2.	Proyección a la Refinería La Pampilla (Evaluación de su producción diferencial de Monometálico a Bimetálico)	129
CAP. VI.	BENEFICIOS QUE SE OBTIENE AL USAR CATALIZADORES BIMETALICOS	161
VI.1.	Ahorro de Energía	162
VI.2.	Efecto del RON en el Pool de Gasolinas	164
VI.2.1.	Pool de Gasolinas de la Refinería La Pampilla	185
CAP. VII.	ESTIMADO DEL BENEFICIO ECONOMICO POR EL CAMBIO DE CATALIZADOR MONOMETALICO A BIMETALICO	195
VII.1.	Ahorro de Plomo Tetraetílico (TEL)	204
VII.2.	Evaluación Económica de la Inversión	215
(iii)	BIBLIOGRAFIA	247

(i) SUMARIO

Sobre los pasados años, cambios sustanciales ocurrieron que tuvieron gran influencia en la industria del procesamiento del petróleo y la Petroquímica. Estos cambios se refieren también a la necesidad de usar con cuidado las reservas de energía y esta realización estuvo guiada en incrementar el énfasis de eficiencia del uso de combustibles. El proceso de Reformación Catalítica es la mayor fuente de origen de aromáticos y otros hidrocarburos para la producción de gasolinas de Alto octanaje (RON) y manufacturas inmediatas petroquímicas donde la nafta procesada en esta Unidad representa una porción significativa de un barril de crudo y donde el reformador catalítico usualmente empleaba un catalizador a base de Platino (Pt) y Alúmina llamado catalizador Monometálico en donde este proceso es relativamente gran consumidor de combustible y otras utilidades; en consecuencia, con el objeto de obtener gasolinas de mucho más octanaje (RON) y/o desarrollar una política de ahorro de energía, se descubrió un nuevo catalizador a base de Platino (Pt) - Renio (Re) y Alúmina llamado Catalizador Bimetálico de mucho más densidad y área activa que los monometálicos.

Estos recientes desarrollos de Catalizadores de Reformación Catalítica y también de diseño, permiten a es-

te proceso responder a lo que es actualmente un desafío: "La producción máxima de rendimientos líquidos con un mínimo consumo de combustible y energía eléctrica" por un lado, y por otro lado : "La minimización del consumo de Plomo Tetraetílico(TEL): en la elaboración de gasolinas comerciales.

(ii) CONCLUSIONES

- Es económico operar la Unidad de Reformación Catalítica, ya que la experiencia señala que estando para da la unidad, los costos totales variables de la ga solina son mayores que a condición más antieconómica de operación (baja carga y baja severidad).

El carburante ideal (gasolina) debe tener los siguientes requisitos: (1) Elementos ligeros en particular butanos para asegurar la volatilidad adecuada al clima. (2) Olefinas procedentes de Cracking en la primera parte de su curva de destilación para asegurar buenas características antidetonantes a bajo régimen, y (3) Aromáticos de platforming en su parte pesada, con el fin de evitar la detonación a régimen elevado.

- El consumo de Plomo Tetraetílico (TEL) en el presupuesto operativo de la refinería La Pampilla va incrementándose año tras año, hasta llegar en 1981 a 40.5% del total.

Logrando minimizar los costos totales variables en la elaboración de gasolina de 84 octanos se aumentaría la utilidad de la empresa.

- Dada la coyuntura política internacional, el petróleo crudo se cotiza a 40 \$US por barril, por lo que

- no es muy atractivo exportar gasolinas que tienen un alto valor agregado, (mas aún cuando la unidad de platforming proporcione bajos rendimientos de nafta reformada de bajo RON (claro trabajando con el catalizador monometálico R-11).
- Los síntomas de deposición de carbón en el catalizador son:
 - Menor rendimiento de platformado.
 - Menor octanaje.
 - Menor producción de gas.
 - Menor contenido de hidrógeno en el gas de recicló.
 - Menor "variación de temperatura" en el primer reactor especialmente.
 - El Catalizador Bimetálico posee una conducta sobresaliente con respecto al Catalizador Monometálico en el proceso de Reformación Catalítica por su elevada densidad, mayor área activa y mayor estabilidad.
 - El Catalizador Bimetálico aventaja al Monometálico en proporcionar un platformado (nafta reformada) con mayor RON claro (octanaje sin aditivos), menor razón H_2/HC de recicló, y menor presión de trabajo.
 - Se aprovecha más eficientemente las propiedades del catalizador bimetalico operando a alta severidad y alta carga permisible.

- Si se cambia a Catalizador Bimetálico R-16G, y se opera a máxima carga para un RON claro de 88, deben evaluarse capacidades (por no decir cambiarse) de los sgtes. equipos:

- a) Intercambiador de carga a la estabilizadora
- b) Reboiler de la estabilizadora
- c) Enfriador de fondos de la estabilizadora.

La sección de reacción es aún cuestionable, dependiendo de un nuevo diseño de la sección de fraccionamiento. Requiere mayor estudio.

El proyecto de inversión del cambio a catalizador Bimetálico está elaborado como: Inversión de proyecto nuevo con recursos propios, el cual arroja una alta rentabilidad, ya que la tasa interna de retorno (TIR) es de 350% contra 40% que la empresa acepta.

La recuperación de la inversión se logrará en menos de un año.

- El ahorro de TEL en la elaboración de gasolinas comerciales brinda por un lado: ahorro económico y por otro lado reduce la contaminación ambiental.
- Cuanto mayor es la carga a Platforming para una severidad de 100 RON claro con catalizador bimetálico R-16G, más rentable será el proyecto y por consiguiente, mas pronto se recuperará lo invertido.

- Antes del procesamiento del crudo Selva, en la refinería La Pampilla se procesaban crudos del tipo: Ecuador, Mesa, Cabo Blanco etc. que daban gasolinas con un valor promedio de RON claro superior a los obtenidos con el procesamiento de crudo Selva, el cual se comenzó a procesar desde 1977, aumentando su proporción

	Antes RON-0	Después RON-0
Nafta UDPI	48.7	40.0
Gasolina UDPI	66.0	58.1
Gasolina UDPII		51.3

Estos bajos RON claro, hacen que el "Pool" de bajos obtengan un octanaje bajo, lo que obliga a inyectar TEL a alto costo (mas aún cuando la refinería opera a toda su capacidad, ya que el pool se verá incrementado con estas corrientes). Este desbalance de octanaje hace pensar que se amplíe la Unidad de Platforming y se use Catalizadores Bimetálicos.

(iii) RECOMENDACIONES

Cambiar de catalizador a Bimetálico en la próxima renovación del actual.

El uso de catalizador bimetálico en la unidad de reformación catalítica para obtener altos rendimientos de nafta con octanajes elevados inciden y permiten elaborar gasolinas con menor valor agregado que con los obtenidos con catalizador monometálico (por lo que justificaría una mejor política de exportación de gasolinas).

- Con el catalizador bimetálico R-16G, la Unidad de platforming deberá trabajar a media carga (1,200-1,500 B/D) y alta severidad (100 RON-O), para no efectuar cambios en la Unidad, ya que a cargas mayores la capacidad del tercer horno sería insuficiente.
- Pedir información a U.O.P. (Universal Oil Products) para realizar un estudio de Ahorro de Energía en la Unidad de Platforming utilizando Catalizador Bimetálico, comparando los costos de fabricación logrados (con bimetálicos) con los obtenidos para la misma carga y severidad con los monometálicos.
- Revisar y evaluar periódicamente el intercambiador precalentador de la carga al estabilizador en lo

que concierne a tubos y aletas, y si es posible cambiarlos (para optimizar rendimientos).

- Evaluar los tubos del Serpentín tanto en los hornos como en los reactores de platforming muy frecuentemente y hacer un estudio de la necesidad de cambiar periódicamente a tubos de mayor resistencia a la temperatura.
- Reemplazar material refractario por lana mineral y fibra cerámica en los 3 hornos de platforming, para lograr mayor calor de absorción.
- Cada corriente de gasolinas bases procedentes de: destilación, FCC, Platforming y otras deben tener un tanque individual de almacenamiento, para poder chequear caudal y octanaje antes de elaborar las gasolinas en el "Pool de bases" ya que esto repercutirá favorablemente en el adecuado consumo de TEL y en una mejor flexibilidad de trabajo.

CAPITULO I

GENERALIDADES

Uno de los más interesantes y comercialmente importantes procesos heterogéneos catalíticos desarrollado durante los 60 años pasados es la Reformación Catalítica de Naftas Vírgenes y/o Craqueadas para producir Gasolinas de alta octanaje e Hidrocarburos (H.C.) puros Aromáticos. El trabajo de investigación inicial llevado a cabo en este campo fue primeramente dirigido hacia la utilización de catalizadores para Hidrogenación y Deshidrogenación Catalítica, tales como Oxidos de Molibdeno y Cromo. El temprano trabajo experimental llevado a cabo en presión atmosférica, tuvo muestras que estos catalizadores son activos y selectivos para las reacciones de Reformación de Hidrocarburos en el rango de ebullición de la Nafta. Aunque estos catalizadores se desactivan como resultado de la deposición de coque, en regeneración en aire, estos recuperan más de sus actividades originales. Este hecho también muestra que estos catalizadores fueron potencialmente de provecho comercial por su resistencia al envenenamiento de Sulfuros y su estabilidad para frecuentes regeneraciones a altas temperaturas. El primer Catalizador comercial para Reformación de Nafta fue creado en la década del 40 y las siguientes unidades construidas antes de 1950, emplearon un Catalizador de Molibdeno-Alúmina. La capacidad instalada por 1950 fue

bajo los 80 MB/D, algunos de los cuales no se usaron hasta después de la II Guerra Mundial por la falta de demanda de combustibles de alto octanaje y el alto costo de operación de este proceso.

En los próximos años, se investigó las propiedades de la actividad del metal en el Catalizador de Hidrogenación-Deshidrogenación como posible constituyente de catalizadores para Reformación de Naftas. Uno de los primeros trabajos en este campo fue el del profesor V.I. Komarewsky. Estas investigaciones sirvieron de guía para el descubrimiento de nuevas varias clases de catalizadores para conversión de H.C. los cuales fueron más activos y más selectivos que los catalizadores de óxido de metal. Estos catalizadores consistían de un metal tal como Platino, Paladio, Níquel, etc. en combinación con un óxido acidificado (soporte ácido) tal como Séllica o Alúmina. Luego se estableció por cuidadosos balanceamientos de actividades de cada componente un resultado de Catalizador de doble función el cual era un excelente catalizador para la Reformación de Naftas.

Estas investigaciones guían al desarrollo de bajos costos de inversión para procesos de Reformación de Lecho Fijo, empleando catalizadores de Platino, el cual operaría continuamente por largos períodos de tiempo, bajo presiones de hidrógeno del orden de 500 psig. Como un resultado de estos desarrollos y el incremento en la demanda por combustibles motor de alto octanaje, una expansión fenomenal de ca

pacidad en Reformación Catalítica ocurrió durante casi toda la década del 50.

En Enero 1° de 1958 la capacidad instalada de Reformación Catalítica fue aproximadamente de 1.5 millones de Bbl/D de los cuales el 90% fueron basados en catalizadores que contenían platino (Pt). En el desarrollo de estos nuevos sistemas de catalizadores una gran cantidad de trabajo experimental fueron llevados a cabo en condiciones comerciales simuladas de Reformación, usando H.C. puros o mezcla de ellos como carga de Alimentación. Con evaluaciones generales de espectómetros de masa y otros métodos, permitieron la identificación completa de cantidades de H.C. en los productos.

En un número de casos, nuevos catalizadores de doble función en sistemas para reformación catalítica de naftas fueron desarrollados primeramente para estudios en el cual mezclas de H.C. puros fueron usados como alimentación. Como resultado de estos estudios, un entendimiento más completo tuvo que ser obtenido del papel o actuación de los componentes de estos catalizadores para las conversiones de varios tipos de H.C. Estas investigaciones tienen importancia no sólo para el desarrollo comercial de Catalizadores de Reformación, sino también para el descubrimiento de un número de sistemas nuevos.

CAPITULO II

CATALIZADORES PARA REFORMACION CATALITICA - REACCIONES

Las reacciones siguientes ocurren en la variación de grados de temperatura en todos los procesos de Reformación Catalítica. El alcance que toman estas reacciones dependen sobre todo de la naturaleza del Catalizador, la composición de la nafta de alimentación y las condiciones de operación.

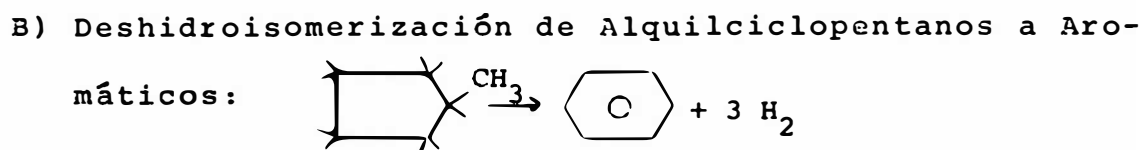
Se muestra que la isomerización e Hidrocracking requiere que el Catalizador tenga 2 funciones separadas y distintas, una de Hidrogenación-Deshidrogenación y otra función ácida. (Estas 2 funciones pueden residir en componentes químicos diferentes o en los mismos componentes), una de las distinciones que separa catalizadores de Óxido metal-ácido del de Óxido de metal. En el primero, un metal activo, por ejemplo Platino, sirve como el sitio catalítico para la Hidrogenación-Deshidrogenación, y el metal cataliza reacciones de Hidrocracking. El componente ácido, por ejemplo Sílica-Alúmina, promueve o da lugar a las reacciones de isomerización, cracking y polimerización de Olefinas.

Una segunda y menor diferencia entre estos catalizadores es el nivel de actividad para la deshidrogenación, así, los catalizadores de Pt sostenidos en soporte ácido son mucho más activos para la Deshidrogenación de parafinas y de naf

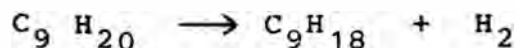
tenos que los catalizadores de óxidos de Mo y Cr. Es necesario operar los catalizadores de óxido a elevadas temperaturas, bajas presiones parciales de hidrógeno (H_2) para obtener comparables rendimientos de Aromáticos desde parafinas y naftenos.

REACCIONES DE H.C. PUROS CON CATALIZADORES DE OXIDO DE METALES

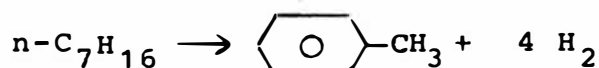
1. Deshidrogenación



C) Deshidrogenación de Parafinas a Olefinas:



D) Deshidrogenación de Parafinas a Aromáticos:

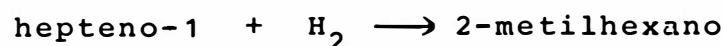


2. Isomerización

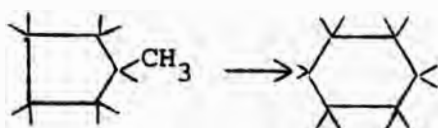
A) Isomerización de n-parafinas a Isoparafinas



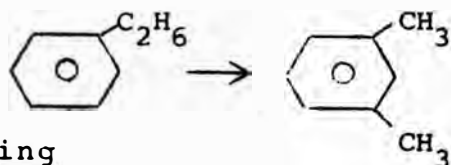
B) Deshidroisomerización de Olefinas a Isoparafinas



C) De Alquilciclopentanos a Ciclohexanos:

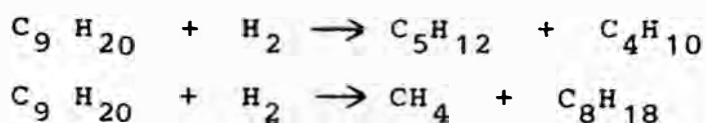


D) De Aromáticos sustituidos:

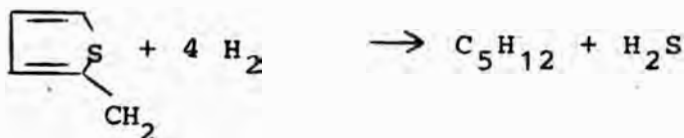


3. Hidrocraeking

A) Hidrocraeking de Parafinas



B) Hidrodesulfuración:



II.1. REFORMACION CATALITICA DE HIDROCARBUROS PUROS

(A) CATALIZADORES CON OXIDO DE METAL

1. Reacc. de Deshidrogenación: Esta reacción es la más importante en Reformación Catalítica por dos razones: primero, la deshidrogenación de naftenos a Aromáticos es el principal motivo para incrementar el octanaje; segundo, la deshidrogenación de parafinas y cicloparafinas para las correspondientes olefinas proporciona reactivos intermedios para la subsecuente isomerización, ciclización e hidrocraeking catalizada ácido. (Ver Tabla T-2-1)

2. Reacc. de Isomerización y Deshidroisomerización de Naftenos: La isomerización de naftenos tiene como importancia que la mayoría de los ciclopentanos sustituidos tienen baja mezcla de número de octano que los Aromáticos correspondientes, para lo cual ellos pueden ser convertidos por deshidroisomerización. (Ver Tabla T-2-2).
3. Isomerización de Parafinas: Esta reacción sobre Cr-Al y Mo-Al, fue primero estudiada en detalle bajo condiciones de Hidroforming por Greensfelder, Archibold y Fuller; donde demostraron que Mo-Al es mucho más activo. (Ver Tabla T-2-3).
4. Deshidrociclización: La importancia de esta reacción en procesos de Reformación Catalítica es debido al mezclado de altos números de octanos de los Aromáticos resultantes. (Ver Tabla T-2-4).

(B) CATALIZADORES CON OXIDO METAL-ACIDO

1. Isomerización de Alkanos

n-Pentano: La isomerización investigada por Ciappetta y Hunter en presencia de gran área ($420 \text{ m}^2/\text{g}$) de catalizador de Sílica-Alúmina conteniendo 5% Wt de Níquel. La conversión es proporcional a la temperatura. (Ver Tablas T-2-5 y T-2-6).

n-Hexano: Ciapetta y Hunter investigaron rigurosamente usando varios catalizadores de Óxido de Metal Acido. (Ver Tablas T-2-7 y T-2-8).

Asi mismo, otros metales del grupo VIII de la tabla periódica de los elementos químicos de Mendeleev, tienen un alto grado de actividad Hidrogenación-Des hidrogenación pueden sustituir al Níquel. Los resultados se muestran a continuación, obtenidos usando gran área de catalizador Sílica-Alúmina con 5% peso de Cobalto y 0.5% en peso de Platino. (Ver Tablas T-2-9 y T-2-10).

Los isohexanos pueden ser isomerizados fácilmente así como selectivamente como n-hexano en presencia de catalizadores de Óxido de Metal-Acido. El experimento dió resultados para 2-metilpentano; 2,3-dimetilbutano y 2,2-dimetilbutano; usando catalizador de Níquel-Sílica-Alúmina. (Ver Tabla T-2-11).

Heptanos: Haensen y Donaldson investigaron la conversión de n-heptano en presencia de catalizador de Platino. (Ver Tabla T-2-12).

La isomerización del n-heptano; 2,3- y 2,4-dimetilpentano y 2,2,3-trimetilbutanos fueron investigados por Ciapetta y Hunter en presencia de gran área de Catalizador de Sílica-Alúmina conteniendo 5% en pe-

so de Níquel. (Ver Tablas T-2-13 y T-2-14).

Por otro lado Hettinger, Keilts, Gring y Teter estudiaron la conversión del n-heptano en presencia de un catalizador Alúmina conteniendo 0.6% peso de Platino.

Octanos: La isomerización del n-octano y 2,2,4-trimetilpentano en presencia de 5% en peso de Níquel-Sílica-Alúmina fue investigado por Ciapetta y Hunter. (Ver Tabla T-2-16).

2. Isomerización de Cicloalcanos

Metilciclopentano: Fue investigado por Ciapetta en presencia de un 5% peso Ni-Sílica-Alúmina. (Ver Tabla T-2-17).

Ciclohexano: Es isomerado a metilciclopentano rápida y selectivamente, a baja temperatura y en presencia de Catalizadores de Ni-Sílice-Alúmina.

La isomerización del ciclohexano en presencia de Catalizador de Pt-Sílica-Alúmina (área superficial de $\text{SiO}_2 - \text{Al}_2\text{O}_3 - 430 \text{ m}^2/\text{g}$). El Pt es más activo que el Ni a altas temperaturas, en consecuencia la selectividad del catalizador de Pt no es tan alto como el catalizador de Ni. (Ver Tabla T-2-18).

Metilciclohexano: Haensel y Donaldson la investiga-

ron cuando pasaron la reacción sobre un Catalizador de Pt a 700 psig (Ver Tabla T-2-19).

Ciapetta lo investigó en presencia de un Cataliz. de Ni 5%-Alúmina-Sílica. Este catalizador es altamente selectivo para isomerar este H.C. (Ver Tabla T-2-20).

3. Isomerización de Aromáticos

Los resultados experimentales obtenidos en la isomerización del Metilciclopentano y alquilciclohexanos muestran concluyentemente que los catalizadores de doble función son muy activos para la isomerización de constituyentes adictos a estos anillos. Bajo las condiciones operativas de temperatura y presión de Hidrógeno, estos catalizadores serían activos para la isomerización de Hidrocarburos Alquilaromáticos. Cálculos de equilibrio termodinámicos señalan que bajas presiones (700 psig) y temperaturas de 850°F o más son favorables para la formación de H.C. Aromáticos en los productos.

Así, en el caso del equilibrio Ciclohexano-Benceno a 300 psih; $H_2/HC = 4$; la concentración en el equilibrio de Benceno en el producto es 96% molar a 950°F. Si se incrementa la presión de H_2 a 600 psig la concentración será de 94% molar. A 800°F y 300

psig será de 72% y a 600 psig será de 31% molar.

Xilenos: La isomerización del meta-xileno fue investigado por Pitts, Connor y Leum, en presencia de catalizador de Pt soportado en una base de baja superficie de área Sílica-Alúmina. Empezando con un contenido de 98.1% molar de m-xileno en la alimentación y 9% de cada uno de los otros xilenos, obtuvieron el resultado que se muestra en la Tabla. (Ver Tabla T-2-21).

Etilbenceno: También lo investigaron Pitts, Connor y Leum en presencia de Catalizadores de Pt soportado por una base de Sílica-Alúmina. (Ver Tabla T-2-22).

Isopropilbenceno: Investigaron Haensen y Donaldson las reacciones del Cumeno en presencia de Catalizador de Pt.

También lo hicieron Pitts, Connors y Leum en presencia de Catalizador de Pt-Sílica-Alúmina (Ver Tabla T-2-23).

4. Hidrogenación de Hidrocarburos Insaturados

Estas reacciones en presencia de Níquel se conocieron por un largo tiempo, ocurre fácilmente a bajas temperaturas y bajas presiones de Hidrógeno.

La hidrogenación del 1-penteno y 1-hexeno en presencia de catalizador de Ni-Sílica-Alúmina fue investigado por Ciapetta. (Ver Tabla T-2-24).

Hidroisomerización de H.C. Aromáticos: La reacción de Benceno y Tolueno en presencia de Ni-Si-Al fue estudiada por Hunter y Ciapetta. (Ver Tablas T-2-25 y T-2-26).

5. Deshidrogenación de Naftenos

Ocurren en presencia de Catalizadores de doble función (a 800-950°F). La Deshidrogenación del ciclohexano y metilciclohexano fueron estudiados por Heinemann, Mills, Hattman y Kirsh en presencia de catalizador que contenían Pt. (Ver Tabla T-2-27).

Haensen y Donaldson también estudiaron estas reacciones sobre catalizadores que contenían Pt.

La conversión de Ciclohexano a Benceno fue investigada por Ciapetta, Pitts y Leum utilizando catalizadores de Pt-Sílica-Alúmina.

La Deshidrogenación del Ciclohexano, metilciclohexano y etilciclohexano fue investigada por Hettinger, Kreith, Gring y Teter en presencia de catalizador de Pt-Alúmina. (Ver Tabla T-2-28), los resultados muestran que catalizadores Pt-Alúmina, son extrema-

damente activos para la deshidrogenación del ciclohexano para los correspondientes aromáticos.

6. Deshidroisomerización de Alquilciclopentanos

Heinemann, Hills, Hattman y Kirsh investigaron esta reacción del Metilciclopentano en presencia de Catalizador de Pt a baja temperatura (900°F) la formación de Aromáticos de 50% del Metilciclopentano reaccionado. (Ver Tabla T-2-29).

Pero a medida que la temperatura aumenta, se incrementa la formación de Aromáticos.

También Ciapetta, Leum y Fowle, investigaron esta reacción en presencia de Catalizador de Pt de baja área de superficie Sílica-Alúmina (a mayor temperatura mayor conversión de hexanos). (Ver Tabla T-2-30).

7. Deshidrociclización de Parafinas

La Deshidrociclización del n-heptano en presencia de catalizador de doble función fue estudiado intensamente por Hettinger, Keith, Gring y Teter. También estudiaron actividades de catalizadores de óxido de metal-ácido. (Ver Tabla T-2-31).

II.2. DESARROLLO DE CATALIZADORES DE REFORMACION DE NAFTAS DE PETROLEO

Los mejores constituyentes de naftas de petróleo son los Alcanos, cicloalcanos y aromáticos. Possini y sus colaboradores mostraron que las cantidades relativas de estos H.C. varían dependiendo de la naturaleza del crudo. En la mayoría de naftas vírgenes de petróleo la concentración de aromáticos es generalmente menor que el 15% del total de H.C. presentes. Los análisis de 21 naftas obtenidas desde varias partes del mundo demostraron que el contenido de parafinas variaban desde 27 a 72%, el residuo de los H.C. saturados existentes: cicloalcanos. La fracción de cicloalcanos de las naftas vírgenes consisten de ciclopentanos y ciclohexanos.

Como muestra la siguiente tabla, la mayoría de los constituyentes deseables, el alto octano en gasolinas de motor y aviación son los Isoalcanos y H.C. aromáticos. (Ver Tablas: T-2-32; T-2-33; T-2-34).

Cuando se usó catalizador 0.4% Pt-SiO₂ (500 cm²/g) y a 750°F y 0.5% Pt-SiO₂-Al₂O₃ (420 cm²/g), este último mostró gran actividad para isomerar n-heptanos a isoheptanos y ciclohexanos a metilciclopentanos.

En la tabla T-2-34 se muestra el efecto de superfi-

cie de área de catalizador con soporte Sílica-Alúmina en la actividad de isomerización para un catalizador de Pt para la conversión de n-heptano. Estos resultados muestran que a medida que baja la superficie de área, se requieren de altas temperaturas de reacción para obtener la misma conversión de n-heptano.

II.2.1. EFFECTOS EN EL RENDIMIENTO POR CAUSA DE ADICIONAR ALUMINA, SILICA, BORO Y CLORO

La adición de catalizadores de Sílica-Alúmina pueden ser ajustados por adición de álcali (Na_2O ; K_2O) y por adición controlada de cantidades de Alúmina a gel puro de sílice. Como se ven en las siguientes tablas. (Ver Tablas T-2-35; T-2-36).

Un número de catalizadores de Pt usan alúmina como soporte ácido. La acidez de la alúmina puede ser controlada por adición de pequeñas cantidades de varios metales, ejemplo: adición de sílica a catalizador de Platino-Alúmina, la actividad a la misma temperatura de reacción es incrementada. (Ver Tablas T-2-37; T-2-38).

II.2.2. PROCESOS DE REFORMACION CATALITICA

En marzo de 1949, la U.O.P. (Universal Oil Products)

Co, anunció el proceso platforming. Presentaba el atractivo de costos moderados de inversión y de operación. Esto fue hecho posible gracias al uso del lecho fijo en procesos continuos empleando catalizador de Pt. La primera unidad se estrenó en octubre de 1949 en el Muskegon, Michigan; planta de la Old Dutch Refining Company (después Compañía Aurora Gasolina) iniciándose el "Boom" del progreso. En los próximos años hasta 1955, once nuevos procesos fueron implantados.

En la siguiente tabla se muestra la secuencia cronológica de la aparición de varios procesos, la aparición de la Reformación Catalítica solo puede ser descrito como "fenomenal".

NOMBRE DEL PROCESO	DESARROLLADO POR:	FECHA
- Fixed-Bed Hydroforming	Standar Oil Development Co	1939
- Platforming	Universal Oil Products Co	1949
- Catforming	Atlantic Refining Co	1951
- Houdriforming	Houdry Process Corp.	1951
- Thermoform Catalytic Reforming	Socony-Vacuum Oil Co	1951
- Fluid Hydroforming	St. Oil Develop. Co and Kellogg Co	1951
- Hyperforming	Union Oil Co	1953
- Sinclair-Baker RD-150	Baker & Co./Sinclair Co	1953
- Orthoforming	M.W. Kellogg Co	1953
- Ultraforming	Standar Oil Co	1953
- Sovaforming	Socony-Vacuum Oil Co	1954
- Rexforming	Universal Oil Products	1955
- Iso-Plus	Houdry Process Corp.	1955
- Powerforming	Esso Research and Engineering Co	1956

TABLA T-2-1. DESHIDROGENACION DEL METILCICLOHEXANO

Efecto de la presión de H₂ sobre catalizadores de Cr y Mo

Catalizadores: Mo/Al = 21% w. MoO₃ sobre α-Al₂O₃·H₂O

Cr/Al' = 16% Cr₂O₃ + CeO₂ 0.19% + K₂O 1.4% en γ-Al₂O₃

Cr/Al'' = 20% Cr₂O₃ sobre -Al₂O₃; H₂O

Temperatura: 490°C.

Catalizador	Pres (atm)	H ₂ /H.C.	t(seg)	Aromáticos (% molar)	Rendimientos (% Vol)
Mo/Al	1	0	22.36	74.5	76
Cr/Al'	1	0	22	98.7	78
Cr/Al''	1	0	22	69.2	80
Mo/Al	20	5a	113	94.5	71
Cr/Al'	20	5a	113	12.9	92

a: 2.5 H O + 2.5 gas natural.

TABLA T-2-2. DESHIDROISOMERIZACION DEL METILCICLOPENTANO CON CATALIZADOR. Cr y Mo

Catalizadores: Mo/Al = 19-21% MoO₃ sobre α-Al₂O₃·H₂O

Cr/Al = 15.8% Cr₂O₃ + 0.85% CeO₂ + 1.39% K₂O sobre
γ-Al₂O₃

Temperatura: 490°C

Cataliz.	Presión (atm)	H ₂ /HC (mol)	LHSV	Tiempo (seg)	Rendim. (% Vol)	% Aromáticos en productos en tiempo proceso
Mo/Al	10	3	0.16	100	76	76(1-2), 44(3-6), 33(7-10)
"	20	5	0.26	100	79	39(1), 25(4), 22(6), 17(10)
"	10	10	0.12	50	68	64(1), 45(3), 33(7), 30(12)
"	1	3	0.09	30	21	85(1-5), 9(6-12)
"	10	3	0.16	100	91	1(1-6)

TABLA T-2-3. ISOMERIZACION DE PARAFINAS (BAJO CONDICIONES HYDROFORMING)

Catalizadores: Mo/Al = 21% MoO₃ sobre α-Al₂O₃·H₂O
 Cr/Al = 15.8% Cr₂O₃ + 0.85% CeO₂ + 1.39% K₂O en
 γ-Al₂O₃
 Condiciones: 490°C - 10 atm, - H₂/HC de 3 - tiempo contac-
 to 100 seg.

Catalizador	Alimentación	L.H.S.V. (v/v/hr)	% Isómeros en los prod. (hr)	Equilibrio
Mo/Al	n - butano	0.15	17(1-4); 15(13-16)	37% isómeros
Cr/Al			2 " ; 3 "	"
Mo/Al	n - pentano	0.16	53(1-3); 41(10-12)	74% isómeros
Cr/Al			8(" ; 6 "	
Mo/Al	n - heptano	0.20	49.5 RON claro	58 RON claro
Cr/Al			10.0 "	

TABLA T-2-4. DEHYDROCICLIZACION DE n-HEPTANO

Efecto de la presión de H₂ sobre catalizadores de Cr y Mo
 Catalizadores: Mo/Al(1) = 21% MoO₃ sobre γ-Al₂O₃
 Mo/Al(2) = " " α-Al₂O₃·H₂O
 Cr/Al = Cr₂O₃ (15%) + 0.8% CeO₂ + 1.4% K₂O
 sobre γ-Al₂O₃
 Temperatura: 490°C

Cataliz.	Presión (atm)	H ₂ /HC (mol)	L.H.S.V. (v/v/hr)	Tiempo cont. (seg)	Aromát. (% mol)	Rendim. (% Vol)
Mo/Al(1)	1	0	0.36	25	22.6	89
Cr/Al	1	0	0.36	25	73.6	67
Mo/Al(2)	20	5a	0.24	127	26.0	65
Cr/Al	20	5a	0.23	135	1	87

a: 2.5 H₂ + 2.5 gas natural.

TABLA T-2-5. ISOMERIZACION DEL n-PENTANO

Catalizador:	5% níquel-sílica-alúmina	LHSV:	1.0 v/v/hr		
Presión	24.8 atm.	H ₂ /HC:	4 (mol)		
<u>Corrida N°</u>	270	271	272	2273	274
Temperatura, °C	343	371	382	393	497
Total recuperado, % w carga	85.5	84.8	99.7	105.0	93.4
Distribución de productos (mol/100 mol carga)					
Metano	0.4	3.1	5.4	15.7	24.7
Etano			0.5	1.9	3.4
Propano	2.3	1.5	2.3	5.4	7.9
Isobutano	0.6	2.5	1.4	3.0	1.9
n-Butano	0.1	1.9	4.1	9.3	13.2
Isopentano	5.4	31.3	41.8	43.4	41.1
n-Pentano	92.3	63.1	51.1	39.4	35.3
Conversión n-C ₅ , % mol carga	7.7	36.9	48.9	60.6	64.6
Rendimiento i-C ₅ , "	5.4	31.3	41.8	43.4	41.1
Factor de selectividad	0.7	0.85	0.86	0.72	0.64

TABLA T-2-6. ISOMERIZACION DEL n-PENTANO

Catalizador:	Pt-Al	LHSV:	1.0 v/v/hr
Presión:	950 psig.	H ₂ /HC:	2.9 mol.
Temperatura, °C		432	
Total recuperado, % w carga		97.8	
Isobutano, % mol carga		0.7	
n-butano		0.9	
isopentano		38.3	
n-pentano		60.1	
Conversión n-C ₅ , % mol carga		39.9	
Rendimiento n-C ₅ , "		38.3	
Factor de selectividad		0.96	

TABLA T-2-7. ISOMERIZACION DEL n-HEXANO

Efecto de la Temperatura de Reacción

Presión: 24.8 atm.

LHSV: 1.0 v/v/hr

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	416	417	418	419	420	421	422	423	577	558
Temperatura, °C	328	355	385	412	327	357	386	413	314	342
Total recuperado, % w carga	92.6	90.4	89.4	93.7	93.1	93.4	92.4	92.6	97.1	96.2
Catalizador	SA-5N (VII)								SA-5N (VII-E)	

Distribución de productos Mol/100 Mol de Carga (sin pérdida de base)

Metano				44.5				27.9	0.5	1.6
Etano				4.0				2.0		
Propano	1.2	1.6	4.3	19.1	1.0	1.0	4.3	18.6		0.4
Isobutano			0.9	4.0			0.4	3.3		0.4
n-Butano			0.6	5.9			1.0	3.4		
Isopentano			3.7	16.3		0.1	2.0	12.5		
n-Pentano		0.1	1.9	11.5		0.1	1.4	7.8	0.4	1.8
2,2-Dimetilbutano	0.5	3.6	5.1	2.1		2.2	4.8	3.6		0.5
2,3-Dimetilbutano	1.1	5.0	5.6	3.2	0.2	4.3	4.7	4.1		3.3
2-Metilpentano	15.0	29.6	34.1	18.7	17.8	31.6	36.1	24.0	7.1	21.2
3-Metilpentano	10.8	19.6	23.0	12.9	11.3	221.6	24.4	15.5	6.0	19.3
n-Hexano	71.8	41.2	23.2	12.7	70.0	39.2	23.0	15.5	86.5	53.4
Conv. n-Hexano, % mol carga	28.2	58.8	76.8	87.3	30.0	60.8	77.0	84.5	13.5	46.6
Rendimiento C ₆ , " "	27.4	57.8	67.8	36.9	29.3	59.7	70.0	47.2	13.1	44.3
Factor de selectividad	0.97	0.98	0.88	0.42	0.98	0.98	0.91	0.56	0.97	0.95
% W C en catalizador				0.05				0.14		

TABLA T-2-8. ISOMERIZACION DE n-HEXANO

(Efecto de la temperatura de Reacción)

Presión: 24.8 atm.

LHSV: 1.0 v/v/hr

 H_2/HC : 4 (mol)

<u>Corrida N°</u>	<u>489</u>	<u>482</u>	<u>490</u>	<u>491</u>
Temperatura, °C	316	331	343	370
Recuperado, %w carga	98.9	98.1	96.9	95.5
Catalizador	SA - 5N (VII-D)			
Distribución de productos (mol/100 mol)				
Metano	0.5	1.1	0.5	3.2
Etano	0.3	0.6	1.1	
Propano	0.8	2.0	2.0	1.2
i-Butano		0.9		0.4
n-Butano		0.4	0.4	0.3
i-Pentano				1.3
n-Pentano	0.2	0.4	0.2	2.0
2,2-Dimetilbutano	0.6	2.8	1.3	5.3
2,3- "	0.5	3.3	1.5	4.5
2-Metilpentano	8.3	14.2	25.8	33.9
3- "	5.2	10.9	17.3	24.3
n-Hexano	84.6	66.2	52.2	27.4
Conversión n-Hexano %mol carga	15.4	33.8	47.8	72.6
Rend. C_6 isómero %mol carga	14.6	31.2	45.9	68.0
Factor de selectividad	0.95	0.93	0.96	0.94
%w de C sobre catalizador				0.01

TABLA T-2-9. ISOMERIZACION DEL n-HEXANO

Presión: 24.8 atm.

LHSV: 1.0 v/v/hr

H₂/HC: 4 (mol)

<u>Corrida N°</u>	<u>681</u>	<u>682</u>	<u>683</u>	<u>684</u>	<u>710</u>	<u>711</u>	<u>712</u>	<u>713</u>
Temperatura, °C	287	316	346	373	314	344	372	401
Recuperado, %w carga	97.9	96.5	99.3	98.5	89.2	93.0	91.3	90.5
Catalizador	SA-0.5 Pt. (II)				SA-5 Cu (I)			
Metal	Platino				Cobre			
Distribución de Productos (% Mol Carga-NLB)								
Metano	1.1			0.5	2.2	0.5	9.7	
Etano	0.6		0.3	1.1			0.6	0.6
Propano	1.8	0.8	0.8	1.8	1.0	0.4	2.5	2.5
Isobutano				0.4	0.4		0.1	2.4
n-Butano	0.4	0.4	1.2	0.9		0.1	0.3	0.6
Isopentano			0.4	2.3			0.6	2.0
n-Pentano	0.2		0.2	0.4			0.7	1.6
2,2-Dimetilbutano	0.2		0.6					
2,3- "	1.2	3.0	2.8	4.0				
2-Metilpentano	3.6	6.1	13.2	29.2	0.9	1.4	3.1	3.6
3- "	0.4	2.8	11.3	18.6	1.6	0.8	2.6	1.5
n-Hexano	92.4	87.4	70.0	443.5	96.5	97.4	89.6	87.2
Conversión n-Hexano, %mol carga	7.6	42.6	30.0	56.5	3.5	2.6	10.4	12.8
Rend. C ₆ isómero, %mol carga	5.4	11.9	27.9	51.8	2.5	2.2	5.7	5.1
Factor de selectividad	0.71	0.95	0.93	0.92	0.71	0.85	0.51	0.40
%w de C sobre catalizador				0.19				0.08

TABLA T-2-10. ISOMERIZACION DEL n-HEXANO

Presión: 24.8 atm.

LHSV: 1.0 v/v/hr

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	339	342	343	344	<u>346</u>	348	349	350
Temperatura, °C	314	402	432	458	348	403	427	458
Recuperado, %w carga	91.2	92.8	96.3	94.2	94.8	96.8	91.8	96.0
Catalizador		SA-5 Co (III)				SA-5 Fe (II)		
Metal		Cobalto				Hierro		
Distribución de Productos (% Mol Carga-NLB)								
Metano		5.4	27.9	37.6			0.5	1.1
Etano		0.6	2.9	5.7			0.6	1.7
Propano	0.6	4.9	18.9	37.7	0.6	1.8	4.1	14.8
Isobutano		0.8	1.8	3.7		0.2	0.7	2.7
n-Butano		0.4	3.8	7.9		0.2	0.6	1.8
Isopentano		2.0	8.7	10.6		0.2	0.6	1.3
n-Pentano		1.6	5.8	7.2	0.1	0.4	0.6	0.6
2,2-Dimetilbutano		2.1	2.1	1.0				
2,3-Dimetilbutano		5.1	5.1	3.5				
2-Metilpentano	1.3	28.6	22.9	16.4	0.3	1.0	1.0	1.0
3-Metilpentano	0.8	19.8	16.9	12.4	0.8	1.3	0.9	1.2
n-Hexano	97.9	37.2	20.8	14.8	98.7	96.0	93.9	81.6
Conversión n-Hexano, %mol carga	2.1	62.8	79.2	85.2	1.3	4.0	6.1	15.4
Rend. C ₆ isómero, %mol carga	2.1	55.6	47.0	33.3	1.1	2.3	1.9	2.2
Factor de selectividad	1.00	0.89	0.59	0.39	0.85	0.58	0.31	0.11

TABLA T-2-11. ISOMERIZACION DE ISOMEROS DE HEXANO

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

 H_2/HC : 4 (mol)

Corrida N°	328	776	777	778	779	659	660	661	662	655	656	657	658
Temperatura, °C	287	302	329	357	385	288	314	343	371	287	316	344	372
Total recuperado, % w carga	97.4	98.0	98.1	100.2	97.8	94.4	95.3	95.1	96.8	92.1	95.0	96.1	96.8
Hexano	2-Metilpentano					2,3-Dimetilbutano				2,2-Dimetilbutano			
Distribución de productos Mol/100 Mol de Carga													
Metano	0.5	0.4	0.4	0.4	2.1				1.1				
Etano	-	0.4	0.4	0.4	0.4								
Propano	0.6	0.4	-	0.4	0.8	0.4	0.4	0.4	0.4			0.4	0.4
Isobutano		0.4	1.3	0.4	1.2								
n-Butano	-	-	-	-	-						1.3	0.4	
Isopentano	0.1	-	-	-	1.3	0.4	0.1	0.8	1.8				0.5
n-Pentano	-	-	-	-	1.6					0.5	0.5		0.8
2,2-Dimetilbutano	-	1.5	1.5	6.1	5.9	3.2	6.7	10.1	11.7	98.6	93.7	85.2	63.5
2,3-Dimetilbutano	0.7	3.8	4.8	7.5	6.9	96.1	86.4	64.2	32.0	1.0	4.9	7.5	10.3
2-Metilpentano	87.8	73.9	57.8	39.7	34.1		2.8	11.2	23.2			3.2	10.1
3-Metilpentano	10.9	15.6	25.8	25.7	24.7		1.6	7.8	14.7				6.2
n-Hexano	-	4.1	9.0	20.0	24.1		2.2	5.7	15.9			3.7	8.3
Conv. de Hexano, % mol carga	12.2	22.0	39.0	58.1	64.0	3.9	13.6	35.8	68.0	1.4	6.3	14.8	36.5
Rend. isomer. C ₆ , " "	11.6	20.9	37.9	57.1	59.6	3.2	13.3	34.8	65.5	1.0	4.9	14.4	34.9
Factor de selectividad	0.95	0.95	0.97	0.95	0.93	0.82	0.98	0.97	0.96	0.72	0.78	0.98	0.96
% W C en catalizador					0.03				0.05				0.21

TABLA T-2-12. ISOMERIZACION DEL n-HEPTANO

Presión: 500 psig. LHSV: 2.0 v/v/hr

 H_2/HC 3.3 mol

Temperatura: 459°C

Total recuperado, %w de la carga: 100

Distribución de productos (mol/100 mol carga)

Metano	3.1
Etano	5.2
Propano	25.1
Isobutano	18.5
n-Butano	8.2
Isopentano	3.8
n-Pentano	2.3
Hexano	3.0
2,2,3-Trimetilbutano	1.4
2,2-Dimetilpentano	1.6
3,3-Dimetilpentano	1.8
2,4-Dimetilpentano	1.6
2,3-Dimetilpentano	6.0
2-Metilhexano	19.0
3-Metilhexano	20.4
n-Heptano	12.5
Fondos	1.6
Conversión, % mol carga	87.5
Isopentanos, "	51.8
Factor de selectividad	0.59

TABLA T-2.13. ISOMERIZACION DE ISOMEROS DE HEPTANO

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

 H_2/HC : 4 (mol)

Corrida N°	322	323	324	325	252	253	254
Temperatura, °C	288	315	332	353	270	291	316
Total recuperado, % w carga	97.5	97.2	98.7	97.5	95.5	98.8	98.7
Heptano	n-Heptano				2,3-Dimetilpentano		

Distribución de Productos Mol/100 Mol de Carga

Metano			1.3	4.4			
Etano					0.7	0.7	0.7
Propano	1.1	1.6	2.5	9.3	1.6	3.4	5.3
Isobutano		0.5	0.7	7.6		1.8	4.4
n-Butano			0.2	1.4	0.3		0.2
Isopentano			0.1	0.4			
n-Pentano			0.1	0.3			
Hexanos			0.6	3.8	0.1		0.1
2,2,3-Trimetilbutano							
2,2-Dimetilpentano					1.3	5.5	7.3*
2,3-Dimetilpentano					87.0	70.0	45.6
2,4-Dimetilpentano		3.4	6.6	4.8	6.0	9.5	14.2
3,3-Dimetilpentano					1.3	2.9	5.6
2-Metilhexano	1.4	6.4	17.8	23.3	0.3	3.6	8.9
3-Metilhexano	4.0	9.1	32.4	39.1	2.6	5.7	13.3
n-Heptano	94.1	81.2	40.7	18.9			
Conv. de heptano, % mol carga	5.9	18.8	59.3	81.1	13.0	30.0	54.4
Rend. C ₇ , % mol carga	5.4	18.9	56.8	67.2	11.5	27.2	49.3
Factor de selectividad	0.92	1.0	0.96	0.83	0.89	0.91	0.91
% W C en catalizador				0.12			0.15

* Aproximadamente 1% 2,2,3-Trimetilbutano por análisis infrarojo.

TABLA T-2-14. ISOMERIZACION DE ISOMEROS DE HEPTANO

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	313	314	315	316	408	409	410	411
Temperatura, °C	256	286	313	343	304	320	338	354
Total recuperado, % w carga	92.5	96.7	97.5	97.6	94.2	99.9	95.1	93.6
Heptano	2,4-Dimetilpentano				2,2,3-Trimetilbutano			
Distribución de Productos Mol/100 Mol de Carga								
Metano		0.6	1.2	20.0	0.6	0.6	0.6	
Etano				0.7	0.7	1.3	1.7	1.3
Propano		1.4	4.1	17.7			0.2	5.9
Isobutano			3.8	15.8		0.3	1.6	5.7
n-Butano			0.9	2.2	0.2		0.3	0.2
Isopentano				1.0		0.1	0.1	0.2
n-Pentano				1.8		0.1		
Hexanos			0.8	14.3		0.1	0.3	0.2
2,2,3-Trimetilbutano	1.3	7.5	13.0	5.5	88.8	81.9	76.6	62.2
2,2-Dimetilpentano					4.7	8.5	6.4	5.9
2,3-Dimetilpentano	11.3	19.7	22.7	9.2	3.1	4.7	3.8	4.4
2,4-Dimetilpentano	85.5	59.0	24.9	6.9	2.9	3.9	4.4	4.3
3,3 Dimetilpentano	0.3	2.7	8.2	4.5				
3 Etilpentano		0.1	0.8	1,0				
2-Metilhexano	0.9	3.9	11.3	14.5			1.9	5.3
3-Metilhexano	0.7	6.5	12.0	15.9			5.5	11.1
n-Heptano			1.9	6.6				
Conv. de heptano, % mol carga	14.5	41.0	75.1	93.1	11.2	18.1	23.4	37.8
Rend. de isómero, " " "	14.5	40.4	69.9	57.2	10.7	17.1	22.0	31.0
Factor de selectividad	1.00	0.98	0.93	0.61	0.96	0.95	0.94	0.82
% W C en catalizador				0.11				0.08

TABLA T-2-15. ISOMERIZACION DEL n-HEPTANOCatalizador: 0.6%w Pt sobre Al₂O₃

Presión: 500 psig

Temperatura, °C	468	496	468	496
WHSV, g/g/hr	5.0	5.1	48.1	49.0
₂ /HC, razón molar	4.8	4.7	5.1	5.1
Metano, %w carga	1.8	3.7	0.2	0.7
Etano	3.4	8.6	0.6	1.9
Propano	7.6	17.3	1.8	3.8
i-Butano	3.9	6.4	0.9	2.1
n-Butano	5.1	6.4	0.9	3.0
i-Pentano	5.2	7.5		
n-Pentano	2.3	4.1	1.4	4.1
Hexano	6.9	7.8	1.1	1.9
n-Heptano	14.2	4.7	70.0	51.8
2-Metilpentano	13.0	5.0		
3-Etilpentano	7.2	7.1		
2,2- y 2,4-Dimetilpentano	2.0	1.0		
3,3-Dimetilpentano	0.4			
2,3-Dimetilpentano	4.6	1.6		
₇ -C ₁₀ Aromáticos	6.1	14.6	1.0	4.9
₅ -C ₇ Cicloalcanos	2.5	2.3	0.4	0.8
Alkenos	0.6	0.6	0.7	1.4
Conversión de n-C ₇ , %mol carga	85.8	95.3	30.0	48.2
₇ isómero (rend), " "	36.4	15.3	20.2	23.8
Factor de selectividad	0.42	0.16	0.67	0.49

TABLA T-2-16. ISOMERIZACION DE ISOMEROS DE OCTANO

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	605	606	607	608	609	610	611	612	635	636	637	638	
Temperatura °C	260	287	316	348	316	348	364	380	259	288	320	336	
Total recuperado, % w carga Octano	97.8	98.8	95.3	96.6	98.1	97.0	95.6	95.2	95.9	93.3	95.1	88.4	
				n-Octano					2,2,4-Trimetilpentano				

Distribución de productos Mol/100 Mol de Carga

Metano				1.4		0.7	0.7	2.8				
Etano	1.4	0.8										
Propano	0.5	0.8	0.8	10.1	1.0	10.6	22.6	32.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Isobutano	0.6		2.2	21.6	1.0	17.9	33.8	49.2	3.0	12.2	57.7	76.3
n-Butano			0.6	13.6	0.2	12.4	23.0	36.0	0.2	0.2	0.6	0.2
Isopentano			0.8	10.6	0.8	10.1	17.4	26.3				
n-Pentano			0.2	2.8	0.2	2.5	5.4	10.9				
Hexano					0.7	0.5	0.3	0.8				
Heptano					0.3	0.2	0.3	0.3				
2,5-Dimetilhexano				1.6								
2,4-Dimetilhexano				9.0		10.5	11.9	3.4				
2,3-Dimetilhexano		1.0*	5.7*	10.0*	17.5*	16.1*	8.8*	5.0*				
4-Metilheptano									0.4	0.6	1.2	1.2
3-Metilheptano		3.5	14.1	18.0	32.1	21.9	11.9	5.0				
2-Metilheptano		3.9	14.7	16.1	11.2	21.2	14.9	5.1				
n-Octano	99.2	91.1	63.2	14.6	37.0	2.1	0.0	0.6				
2,2,4-Trimetilpentano									93.2	92.9	69.0	59.1
Conv. de octano, % mol carga	0.8	8.9	36.8	85.4	63.0	97.9	100.0	99.4	1.8	7.1	31.0	40.9
Rend. C ₆ sisom., " " "	-	8.4	34.5	54.7	60.8	69.7	47.5	17.4	0.4	0.6	1.2	1.8
Factor de Selectividad	-	0.95	0.94	0.64	0.97	0.71	0.48	0.17				
% W C en catalizador				0.32				0.09				

* Predominantemente 4-Metilheptano.

TABLA T-2-17. ISOMERIZACION DE METILCICLOPENTANO Y CICLOHEXANO

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	627	628	629	630	623	624	625	626
Temperatura, °C	288	316	344	371	287	342	371	390
Total recuperado, % w carga	88.0	91.3	90.9	92.9	98.3	96.0	96.5	97.7
Cicloalkano	Metilciclopentano				Ciclohexano			

Distribución de Productos Mol/100 Mol de Carga

Metano								0.5
Etano		0.6		0.6				0.3
Propano		0.4	0.4	1.0		0.4	0.4	0.8
Isobutano		0.4	0.1	1.9			0.3	1.0
n-Butano	0.4		0.1	0.3			0.1	0.4
Isopentano			0.1	0.9			0.6	0.9
n-Pentano	0.1		0.2	0.5			0.2	0.5
Hexanos		0.9	2.6	2.2			1.2	2.4
Metilciclopentano	89.5	86.9	82.1	80.0	8.5	68.9	72.6	59.8
Ciclohexano	10.2	11.7	14.5	12.9	91.5	30.7	23.1	31.5
Benceno	0.1	0.1	0.3	1.8	0.1	0.5	1.9	3.6
Con. de carga, % mol carga	10.5	13.1	17.9	20.0	8.5	69.3	76.9	68.5
Rendim. isomero, " "	10.2	11.7	14.5	12.9	8.5	68.9	72.6	59.8
Factor de selectividad	0.95	0.89	0.81	0.65	1.0	0.99	0.95	0.87
% W C en catalizador				0.32				0.36

TABLA T-2-18. ISOMERIZACION DEL CICLOHEXANO

Catalizador: 0.5%w Pt/SiO ₂ -Al ₂ O ₃	LHSV: 1.0 v/v/hr			
Presión : 24.8 atm	H ₂ /HC: 4 (mol)			
Temperatura, °C	293	318	348	377
Recuperación, %w carga	101	99.5	98.0	97.4
Distribución de Productos (mol/100 mol carga)				
Metano	0.6	0.7	0.8	1.4
Etano	0.2	0.4	0.5	1.2
Propano	0.7	0.4	0.6	2.4
Butano	0.4	0.2	0.4	1.5
Pentano	0.2	0.2	0.4	1.6
Hexano	0.1	2.8	12.2	17.8
Metilciclopentano	5.5	29.5	66.5	68.4
Ciclohexano	93.7	67.1	21.0	10.0
Benceno			0.2	0.8
Conversión, %w de Ciclohexano	6.3	32.9	79.0	90.0
Factor de selectividad	0.87	0.9	0.84	0.76

TABLA T-2-19. POLIMERIZACION DEL METILCICLOHEXANO

Presión: 700 psig	LHSV: 2
	H ₂ /HC: 6.6 mol
Temperatura, °C	
Horno	485
Catalizador	452
Hidrógeno	157.1
Metano	2.8
Etano	00.7
Propano	1.1
Butano	0.7
Penatno	0.2
Hexano	0.5
Benceno	0.3
Metilciclopentano	0.8
Heptano	0.6
1,3-Dimetilciclopentano	14.2
1,2-Dimetilciclopentano	9.9
1,1-Dimetilciclopentano	4.3
Etilciclopentano	5.0
Metilciclohexano	5.7
Tolueno	56.5
Otros	0.6

TABLA T-2-20. ISOMERIZACION DEL METILCICLOHEXANO

Catalizador: 5% níckel-sílica-alúmina	LHSV: 1 v/v/hr			
Presión: 24.8 atm.	H ₂ /HC: 4			
<u>Corrida N°</u>	619	620	621	622
Temperatura, °C	286	313	342	370
Total recup, %w caega	96.0	96.3	99.7	97.4
Distribución de productos (mol/100 mol carga)				
Etano	0.0	0.0	0.0	0.3
Propano		0.4	0.9	0.9
i-butano			0.8	1.2
n-Butano	1.2	0.3	0.8	2.2
i-Pentano				0.8
n-Pentano			0.8	1.1
Hepatno	0.1	0.1	1.1	2.1
1,1-dimetilciclopentano	1.3	4.8	7.6	7.8
1,2-dimetilciclopentano	6.4	18.3	23.2	21.0
1,3-dimetilciclopentano	6.2	13.6	22.6	22.6
Etilciclopentano	8.0	10.2	9.3	8.9
Metilciclohexano	77.3	52.5	32.6	27.3
Tolueno	0.1	0.2	1.5	6.2
Conversión, %mol carga	22.7	47.5	67.4	72.7
Rend. isómeros, "	21.9	46.9	62.7	72.7
Factor de selectividad	0.97	0.99	0.93	0.83
%w de C sobre el cataliz.				0.32

TABLA T-2-21. ISOMERIZACION DEL META-XILENO

Catalizador: Pt/SiO ₂ -Al ₂ O ₃ (baja área)	P ; 175 psig		
LHSV: :1.0 v/v/hr	H ₂ /HC : 10		
Temperatura, °F	850	900	Feed
Total recuperado, %w carga	97.5	99.0	
Distribución de productos (%w de la carga)			
C ₁ -C ₅ parafinas	2.5	2.1	
C ₆ + parafinas	1.4	0.6	
C ₆ + naftenos	0.9	0.3	
p-xileno	22.4	22.8	1.0
m-xileno	44.6	44.0	98.1
o-xileno	23.9	24.2	0.8
etilbenceno	0.2	0.1	
otros aromáticos	4.2	5.9	
conversión del m-xileno, %w carga	54.4	55.1	

TABLA T-2-22. ISOMERIZACION DEL ETILBENCENO

Catalizador: Pt/SiO ₂ -Al ₂ O ₃ (baja área)		Presión: 175 psig			
LHSV: 1.0 v/v/hr		H ₂ /HC: 10 mol			
Temperatura, °F	(Feed)	800	850	900	950
Total recup, %w carga		94.4	95.6	95.7	95.7
Productos (%w de la carga)					
C ₁ -C ₅ parafinas		2.2	1.3	2.2	1.6
C ₆ + parafinas		0.5	0.1		
naftenos		3.2	0.9		
p-xileno	0.7	7.5	5.9	5.2	4.0
m-xileno	1.2	14.9	11.3	8.8	5.8
o-xileno	1.0	11.5	9.2	7.5	4.5
etilbenceno	97.0	57.5	69.3	73.6	76.5
otros aromáticos	0.1	3.0	2.0	2.9	7.5
conversión de etilbenceno, %w		40.9	28.6	24.0	21.1
xilenos, %w carga		32.0	24.2	19.2	11.8

TABLA T-2-23. ISOMERIZACION DEL ETILBENCENO
(Operacion dos etapas)

Catalizador: Pt/SiO ₂ -Al ₂ O ₃ (baja área)		Presión: 175 psig		
H ₂ /HC: 10 mol				
Temperatura, °F	(Feed)	1° Etapa	2° Etapa	
Temperatura, °F		723	793	842
LHSV, v/v/hr		2	1	1
Total recup, %w carga		99.8	95.6	95.8
Productos (%w carga)				
C ₁ -C ₅ parafinas		0.5	0.9	1.1
C ₆ + parafinas			2.1	1.0
naftenos		30.0	4.8	1.5
p-xileno	0.7		12.2	11.1
m-xileno	1.2		24.2	21.5
o-xileno	1.0		16.6	15.7
etilbenceno	97.0	66.1	37.1	45.9
otros aromáticos	1.0	3.4	2.3	2.3
conv. de etilbenceno (%w de carga)			61.8	52.7
xilenos, %w de la carga			51.8	46.9

TABLA T-2-24. HIDROISOMERIZACION DE ALKENOS

Catalizador: 5% níquel-sílica-alúmina

LHSV: 1.0 v/v/hr

Presión: 24.8 atm.

H₂/HC: 4 (mol)

Corrida N°	651	652	653	654	591	592	593	594	596	597	598
Temperature, °C											
Top of Catalyst	283	301	321	346	196	211	232	286	309	337	357
Bottom of Catalyst	212	239	268	296	121	126	149	204	229	258	288
Total recovery, wt. % charge	97.4	97.6	98.4	95.1	94.4	95.8	98.5	97.6	97.6	98.2	97.8
Alkene		1-Pentene						1-Hexene			

Product Distribution Moles/100 Moles of Charge (no-loss basis)

Methane											
Ethane							0.6				0.3
Propane	0.3	0.5	1.0	0.7	0.4	0.4	0.4	0.8	0.8	2.5	3.1
Isobutane	0.5	0.7	1.2	1.5				0.4	1.2	2.8	5.6
n-Butane	0.5	1.0	1.7	2.0					0.6	0.4	1.6
Isopentane	23.1	30.1	35.4	40.2			0.1	1.1	1.6	2.5	4.3
n-Pentane	67.8	57.9	51.0	44.9	0.4	0.2	0.5	1.1	0.5	1.3	2.4
Isohexanes					-	2.2	6.4	17.0	29.0	41.1	45.4
n-Hexane					99.2	97.0	90.9	77.6	64.1	48.5	36.8
Higher mole wt. HC	6.2	8.2	9.0	9.0	0.3	0.4	1.5	2.7	3.3	3.4	5.1
Conv. alkane mole % charge	32.2	42.1	49.0	55.1	0.8	3.0	9.1	22.4	35.9	51.5	63.2
C ₆ isomer yield, mole % charge	23.1	30.1	35.4	40.2	0.0	2.2	6.4	17.0	29.0	41.1	45.5
Selectivity factor	0.72	0.72	0.72	0.73	-	0.73	0.70	0.76	0.81	0.80	0.72
Wt, % C on catalyst				4.2			3.1				1.32

TABLA T-2-25. HIDROISOMERIZACION DEL BENCENO

Catalizador:	5% níquel-sílica-alúmina			
Presión	: 350 psig.			
Diluyente	n-hexano (50% molar)			
			LHSV:	1.0 v/v/hr
			H ₂ /HC:	4.1
Temperatura, °F				
Horno	600	650	700	750
Catalizador	631	671	720	775
Rendimientos, %w de benceno				
metilciclopentano	72.5	83.1	81.6	62.5
ciclohexano	27.3	15.9	14.0	10.1
benceno	0.2	1.0	4.4	27.4
Conversión, %w de benceno	99.8	99.0	95.6	72.6

TABLA T-2-26. HIDROISOMERIZACION DEL TOLUENO

Catalizador:	5% Ni-Si-Al			
Presión:	350 psig.			
Diluyente:	n-hexano (50% mol)			
		H ₂ /HC:	6:1	
		LHSV:	1 v/v/hr	
		LHSV:		
Temperatura, °F				
Horno	442	495	545	600
Catalizador (máx)	476	528	566	627
Rendimientos, %w de tolueno				
1,1-dimetilciclopentano	1.9	2.1	1.8	7.0
1,2-dimetilciclopentano	5.8	10.3	10.3	17.3
1,3-dimetilciclopentano	0.8	0.9	8.2	19.9
etilciclopentano	5.6	9.2	12.3	11.4
metilciclohexano	85.8	77.4	67.3	42.7
tolueno	0.4	0.2	0.0	1.7
Conversión, %w de tolueno	99.6	99.8	100.0	98.3

TABLA T-2-27. DESHIDROGENIZACION DEL CICLOHEXANO

LHSV: 3 v/v/hr		H ₂ /HC: 4 mol	
Presión (psig)	Temperatura (°F)	%mol. benceno Observado	en producto Calculado
300	800	70	72
300	900	90	89
300	950	93	95
600	800	33	31
600	95	92	94

TABLA T-2-27A. DESHIDROGENIZACION DEL METILCICLOHEXANO

LHSV: 3 v/v/hr		H ₂ /HC: 4 mol	
Presión (psig)	Temperatura (°F)	% mol. Aromáticos Observ.	Calc.
300	800	83	85
300	900	92	96
600	800	48	45

TABLA T-2-28. DESHIDROGENIZACION DE CICLOHEXANOS

Catalizador: 0.6% Pt sobre Al O WHSV: 100-103 v/v/hr
 Presión: 200 psig H₂/HC: 5.0-5.1 (mol)
 Temperatura: 925°F

HC alimentado	Ciclohexano	Metilciclohexano	Etilciclohexano
	(% mol. conversión)		
Benceno	51		
Tolueno		80	
Etilbenceno			71

TABLA T-2-29. DESHIDROISOMERIZACION DE METILCICLOPENTANO

Catalizador: Pt/acidic oxide LHSV: 6 v/v/hr
 Presión: 300 psig H₂/HC: 4

Temperatura, °F	900	950	975	
Hidrógeno	3.4	3.2	3.2	
C ₁ - C ₄	4.2	7.0	9.8	
C ₆ + parafinas	24.9	25.5	26.6	
Aromáticos	33.5	38.6	40.0	
Metilciclopentano	33.0	25.7	20.4	
MCP conversión, %w	66.0	74.3	79.6	(%w carga)

TABLA T-2-30. DESHIDROISOMERIZACION DE METILCICLOPENTANO

Catalizador: 0.5% Pt/SiO₂-Al₂O₃
 LHSV: 3.0 v/v/hr
 Presión: 500 psig
 H₂/HC: 10 (mol)

Temperatura, °F	850	900	950	1,000
Recuperado, %w carga	98.5	98.2	97.5	96.0
Distribución de productos (% mol carga)				
Metano	1.8	1.9	1.9	2.1
Etano	0.9	0.9	1.9	3.2
Propano	1.8	1.8	3.9	5.0
i-Butano				1.7
n-Butano		0.3	0.4	0.5
i-Pentano		0.4	0.5	0.3
n-Pentano		0.4	0.6	0.9
Ciclopentano	0.1	0.6	0.3	0.1
n-Hexano	9.0	9.4	9.8	7.7
2,2-Dimetilbutano	0.4	0.2	0.5	0.1
2,3-Dimetilbutano	4.1	2.1	0.5	1.5
2-Metilpentano	10.0	111.1	9.3	7.8
3-Metilpentano	9.9	9.5	6.5	7.0
Metilciclopentano	44.8	35.7	28.2	16.2
Ciclohexano	3.6	1.9	1.0	0.7
Benceno	16.5	27.9	41.2	54.8
Tolueno	0.1	0.2	0.3	0.3
Aromáticos alto peso molec.	0.1	0.1	0.2	0.2
Conversión del metilciclopentano % molar de la carga	53.7	63.2	70.9	83.3
Rendimiento hexano, % mol carga	32.8	31.7	26.0	23.5

TABLA T-2-31. DESHIDROCICLIZACION DE n-HEPTANOS
EFEECTO DEL COMPONENTE METAL

Presión: 200 psig
 WHSV: 4.5 - 4.9 g/g/hr
 H₂/HC: 4.8 - 5.3 (mol)
 Temperatura: 925°F

Composición del catalizador

Rendim., %w carga	0.6% Pt	0.32% Rh	1% Pd	.59% Ir
	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	Al ₂ O ₃
Hidrógeno	1.3	0.1	-0.6	1.0
Metano	3.1	1.5	0.8	3.0
Etileno				0.3
Etano	6.8	4.5	6.7	7.6
Propileno	0.0	0.6	0.5	0.5
Propano	12.0	10.3	11.0	12.4
i-Butano	5.7	5.9	7.2	5.1
n-Butano	7.9	6.7	6.4	9.8
Butilenos	0.5		1.3	0.4
C ₅ + productos	62.7	70.4	66.7	59.9
Conversión de n-heptano a aromáticos (% molar)	29.9	13.4	10.5	25.1
Rendimientos de aromáticos % vol. carga	20.8	8.8	7.1	17.2
Rendimientos de naftenos % vol. carga	1.2	1.2	3.0	1.3

TABLA T-2-32. REFORMING DE 50% n-HEPTANO-50% CICLOHEXANO

Catalizador:	0.4% Pt-SiO ₂ (500 m ² /g)	H ₂ /HC:	4 (mol)		
Presión:	350 psig.	LHSV:	2		
Temperatura, °F	750	800	850	900	950
Conversión, % mol. carga					
n-Heptano	0	0	1	27	49
Ciclohexano	50	83	97	100	100
Rendimiento, %m. carga					
i-Heptanos	0	0	1	7	9
Benceno	44	78	94	96	96
Metilciclopentano	-	1	2	4	4

TABLA T-2-33. REFORMING DE 50% n-HEPTANO-50% CICLOHEXANO

Catalizador:	0.5% Pt-SiO ₂ -Al ₂ O ₃	H ₂ /HC:	4		
Presión:	350 psig.	LHSV:	2		
Temperatura, °F	750	800	850	900	
Conversión, %mol. carga					
n-Heptano	83	90	93	97	
Ciclohexano	92	94	97	99	
Rendimiento, %m. carga					
i-Heptanos	51	38	22	2	
Benceno	6	24	51	89	
Metilciclopentano	68	50	24	8	

TABLA T-2-34. ISOMERIZACION DE n-HEPTANO SOBRE CATALIZADORPt-SiO₂-Al₂O₃

(Efecto de superficie de área)

Concentración Pt:	0.25%w		LHSV:	2	
Presión:	350 psig		H ₂ /HC:	4	
Superficie de Area m ² /g	420	320	225	110	43
Acidez (mg KOH/G)	8.4	7.8	6.1	3.7	1.3
Temp. 70% conv., °F	703	743	783	843	878
i-Heptanos, %mol. carga	56.4	50.5	54.0	50.5	46.0
Factor de selectividad	0.80	0.72	0.77	0.72	0.67

TABLA T-2-37. CATALIZADORES DE PLATINO-ALUMINA
(Efecto de las adiciones de Cloro)

Carga: 50% n-Heptano		Presión: 350 psig.	
50% Ciclohexano		LHSV: 2	
Catalizadores: 0.25% Pt en Al ₂ O ₃		H ₂ /HC: 4	
Temperatura: 800°F			
%w. de Cloro adicionado	0.06	0.49	1.2
Conversión, %molar carga			
n-Heptano	8.0	46.0	79.0
Ciclohexano	85.0	93.0	96.0
%molar de la carga			
i-Heptanos	6.0	33.0	46.5
Benceno	78.0	40.0	43.0
Metilciclopentano	4.0	36.0	35.5

TABLA T-2-38. CATALIZADORES PLATINO-ALUMINA
(Efectos de las adiciones de Boro)

Carga: 50% n-Heptano		Presión: 350 psig	
50% Ciclohexano		LHSV: 2	
Catalizadores: 0.25% Pt en Al ₂ O ₃		H ₂ /HC: 4	
Temperatura: 800°F			
%w. de boro adicionado	0.0	3.4	11.3
Conversión, %mol. carga			
n-Heptano	8.0	60.0	76.0
Ciclohexano	85.0	92.5	94.0
%molar de la carga			
i-Heptanos	6.0	49.0	50.0
Benceno	78.0	35.0	35.5
Metilciclopentano	4.0	42.0	42.0

CAPITULO III

PROCESO DE REFORMACION CATALITICA QUE POSEE LA REFINERIA LA PAMPILLA: U.O.P. - PLATFORMING

Platforming llamado también "Proceso Continuo de Reformación con Platino a alta presión", se caracteriza por emplear tres reactores en serie y por la necesidad de operar bajo condiciones mínimas de formación de coque. Las cargas de alimentación son normalmente del rango de 175-400°F, empleando alta presión (400 a 500 psi) y alta relación mo-

Las regeneraciones se hacen in situ por el reflejo económico que representa.

La U.O.P. fue el pionero en procesos de Reformación al emplear sucesivamente catalizadores de Pt para lograr naftas de alto octanaje de tal forma que a fines del 51 ya 25 unidades fueron calificadas y operadas por esta compañía.

III.1. DESCRIPCION DEL PROCESO

En la Unidad de Platforming normalmente sucede una serie de reacciones catalíticas cambiantes, una torre para preparar la carga, una sección estabilizadora y un circuito de intercambio de calor en el cual se aprovecha el calor de las reacciones. Hornos de calentamiento son usados para suplir los adicionales requerimientos de calor.

En la sección de reactores de la unidad, la carga al reactor es mezclada con un reciclo rico en hidrógeno calentados en intercambiadores y quemados en los quemadores. Aquí lo deseado es el mejoramiento del número de octano de la nafta. Entre reactor y reactor existe un horno de intercambio de calor para tomar el calor endotérmico de la reacción, luego del intercambio de calor el efluente del último reactor es enfriado y entra al separador platformer donde es separado en líquido y gas rico en hidrógeno. La mayor parte de este gas es reciclado hacia la corriente de alimentación de la carga antes de los reactores; quedando un pequeño flujo de gas para mantener la presión del sistema. El líquido se carga hacia el estabilizador, donde se produce una corriente gaseosa GLP y otra líquida de nafta reformada de alto octanaje, ambos como productos principales del proceso.

PREPARACION DE LA CARGA: La Unidad puede ser equipada con varios métodos para la preparación de carga. Esto depende de la cantidad de contaminantes que lleva la carga y de acuerdo a ello se opera. Por ejemplo si se tiene una nafta cuyo contenido de contaminantes es bajísimo ($S: \leq 3$ ppm; $H_2O \leq 10$ ppm, etc.), ésta puede procesarse directamente. Pero, si existen contaminantes tales como oxígeno, amonio,

etc. la unidad tendrá que ser equipada con un striping para remover y separar estos materiales indeseables.

Por otro lado, si en la unidad se tiene gasolinas de puntos finales convenientes y aprovechables, pero excesivos compuestos ligeros están presentes; en este caso, un fraccionador será incluido. Esta torre estará operando para tomar las fracciones de tope libres de impurezas. Los materiales del fondo, se cargarán a los reactores.

Los factores que nos indican si una carga es buena para reformación son:

Destilación.- La carga es nafta de destilación primaria de PI de 200°F y PF de 380°F. El PF no debe ser mayor de 400°F por:

- a. Las fracciones de punto de ebullición elevado tienden a aumentar la formación de carbón.
- b. Porque la nafta reformada se obtiene con aprox. 20°F mas en el PF que la carga.

Contenido de Naftenos.- El objetivo primordial de la Reformación es producir aromáticos y es más fácil hacerlo a partir de HC nafténicos.

Un corte tipo de carga que se procesa en la Refine-

ría La Pampilla es:

Parafínicos	53%
Nafténicos	39%
Aromáticos	8%
Olefinas	0%

III.2. DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

La Unidad de Platforming está compuesta por los siguientes equipos de procesos (como se puede apreciar en el Flow Sheet):

- Tres hornos de precalentamiento entre reactor y reactor.
- Tres reactores de lecho Catalítico fijo.
- Intercambiadores de calor.
- Compresor y Bombas.
- Separador de Productos.
- Estabilizadora.

HORNOS.- Estos hornos, juegan un papel importante en el proceso, ya que en ellos se da lugar a la preparación adecuada del flujo que van hacia los reactores manteniéndolos a temperaturas adecuadas fijas de entrada a los reactores. La transmisión de calor es por conducción, convección y radiación. Se calientan por acción de aceites combustibles y en líneas generales se puede decir que son hornos de ti

po radiante.

<u>Duty</u> de diseño	H1P	H2P	H3P
Flujo lb/Hr	29,508	27,290	27,291
Temp. entrada (°F)	727	796	904
Temp. salida (°F)	1,000	990	990
Presión salida (psig)			460
Absorción (BTU/hr)	7.96×10^6	5.25×10^6	2.38×10^6

REACTORES

Estas unidades de proceso representan el corazón del proceso en sí, ya que las diversas reacciones químicas que ocurren a la vez que son muy complejas, se controlan de manera que se orienten a una mayor aromatización de la carga. Las principales reacciones que ocurren son:

Reactor C1	Deshidrogenación Isomerización
Reactor C2:	Deshidrogenación ¹ Isomerización Hydrocracking Deshidrociclización ¹
Reactor C3:	Hydrocracking Deshidrociclización.

El esquema clásico de estas reacciones se ve en la Fig. F-3-2A. Actualmente se cargan en estos reacto

res, el catalizador R-11, UOP monometálico en un volumen de 274 ft³; y también el catalizador de Sopor_{te} R-9L en un volumen de 16 ft³.

<u>Reactor N°</u>	<u>R-11</u>	<u>R-9L</u>
C1	55 ft ³	4.2 ft ³
C2	82 "	5.3 "
C3	137 "	6.5 "

En el Gráfico F-3-2B se muestra la forma en que van colocados los Catalizadores R-11 y R-9L.

Efectos del Sistema Hornos-Reactores.- Una mayor consideración en todo proceso catalítico es aproximar a reacciones isotérmicas de reacción. Pero, la mayor reacción en reformación es la deshidrogenación, la cual es endotérmica. Grandes cantidades de calor deben en consecuencia ser suministrado para lograr la temperatura óptima de conversión. Una porción del calor es suministrado por precalentamiento de la alimentación y la corriente de reciclo de hidrógeno antes que ellos entren al sistema de reacción.

La siguiente tabla, muestra el tipo de reacciones de calor existente en un sistema típico de 3 reactores con o de Lecho Fijo, empleando recolor intermitente en reformar (comercialmente) naftas de 90 RON

claro, sobre catalizador de platino.

	C1 Reactor N° 1	C2 Reactor N° 2	C3 Reactor N° 3
Entrada	935	935	935
Salida	815	380	925
Caída Temp. (°F)	120	055	10
Ron-claro	65.5	79.5	90.0

INTERCAMBIADORES DE CALOR: (E1, E2, E3, E4, E5, E6, E7)

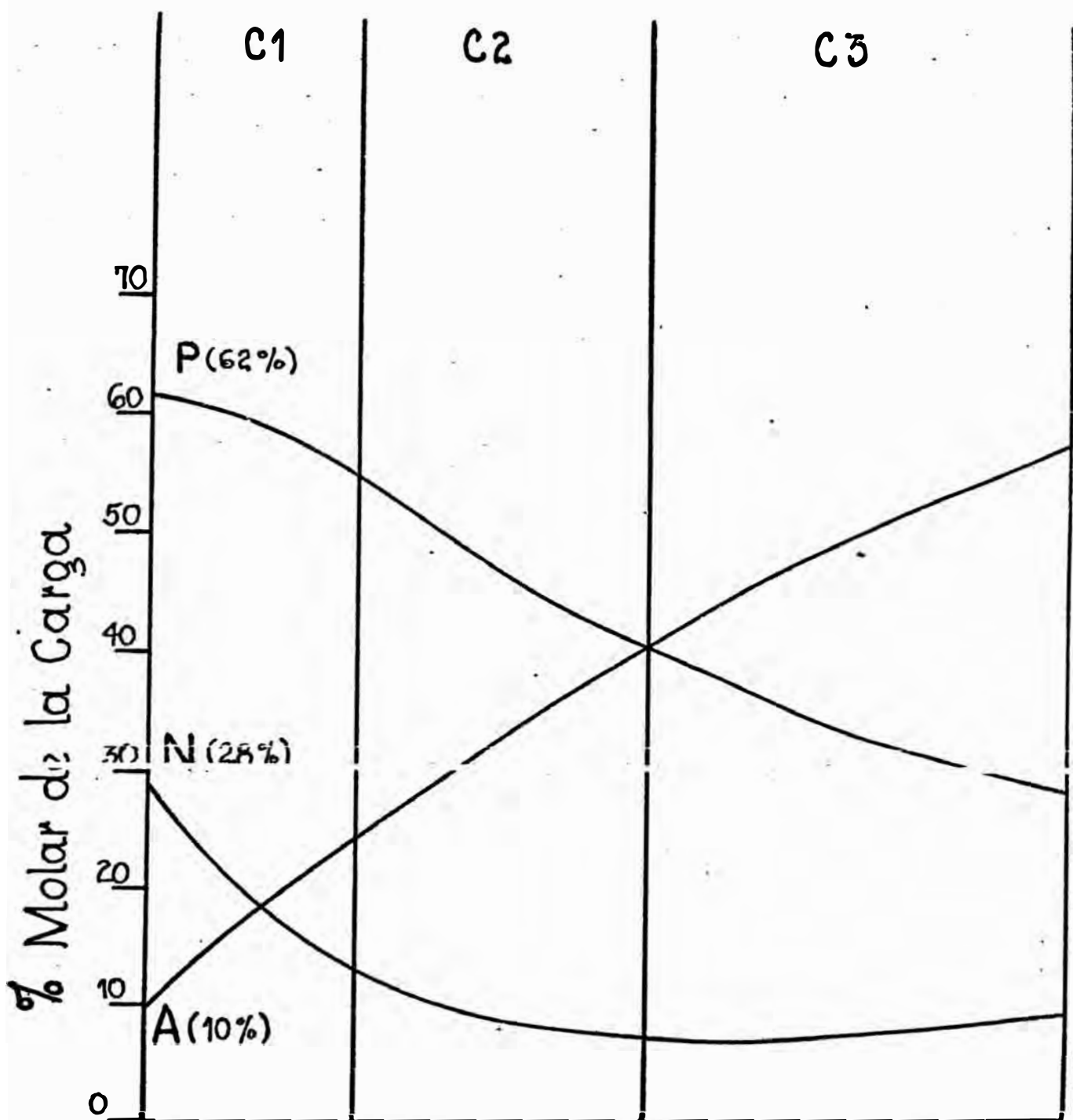
Se consideran unidades complementarias del proceso, en la Unidad juegan papel importante, siete intercambiadores (incluyendo un reboiler y un condensador, ambos en la estabilizadora).

Cabe hacer hincapié, que dentro de todos estos intercambiadores de calor, resaltan en importancia el Reboiler de la estabilizadora y el precalentador a la estabilizadora. En ambos el fluido caliente va por los tubos y el fluido frío por los cascos y los duty de diseño en ambos son: 3.01 y 2.78 (10^6 BTU/Hr) de calor intercambiado respectivamente.

COMPRESOR Y BOMBA: (K1 y B1)

El compresor juega un papel muy importante en el proceso ya que comprime el gas de recicló a platfor ming. Son dos compresores de tipo horizontal con 2

Fig: F-3-2A

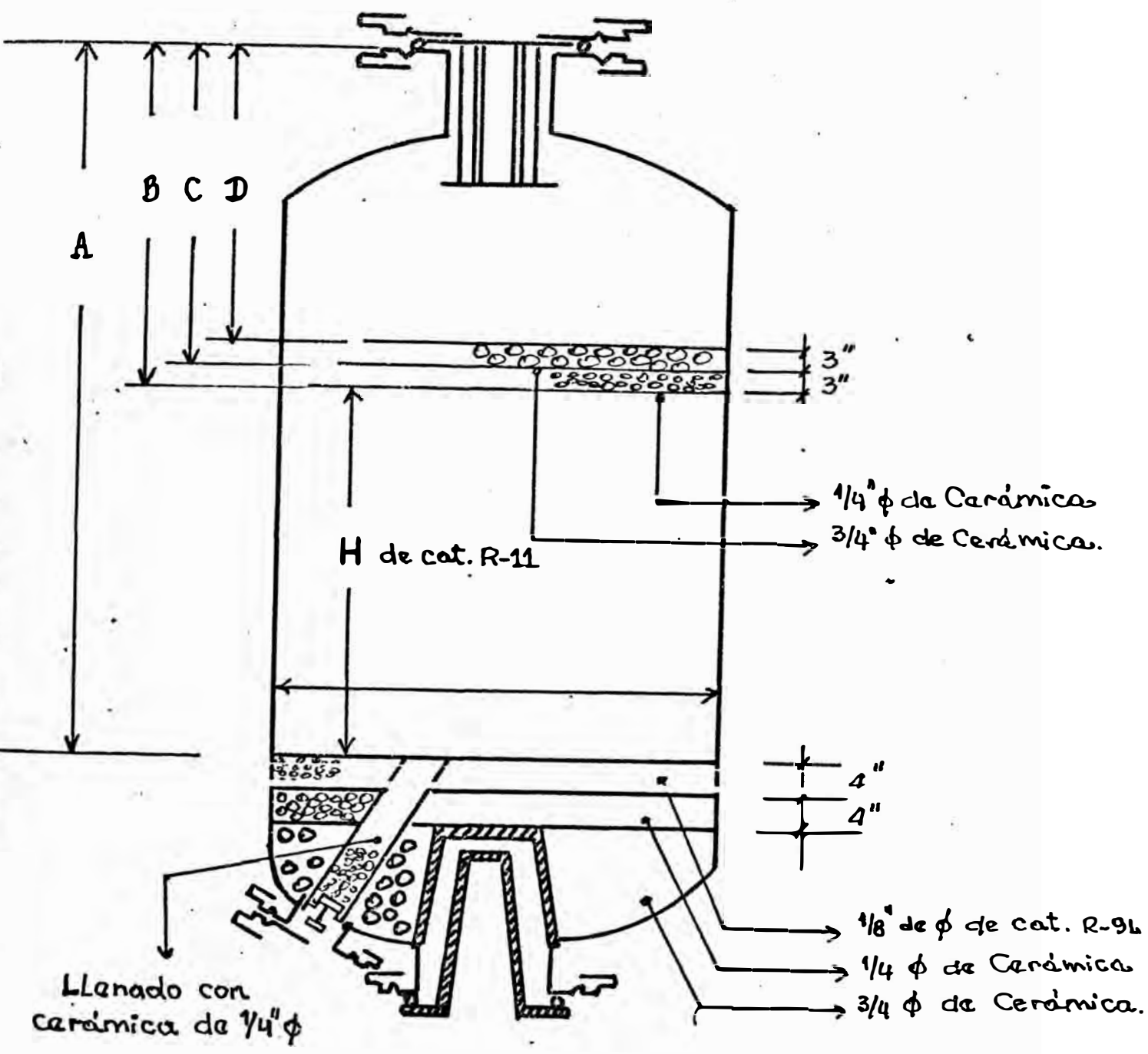


Deshidrog.
Isomeriz.

Deshidrogen
Isomerizac.
Hidrocrack.
Deshidrocicliz.

Deshidrogenación
Isomerización
Deshidrociclización

FIG: F-3-2B



	H	A	B	C	D
1º Reactor	4' 8"	9' 7 1/2"	4' 11 1/2"	4' 8 1/2"	4' 5 1/2"
2º "	5' 1"	10' 10 3/4"	5' 9 3/4"	5' 6 3/4"	5' 3 3/4"
3º "	7' 1"	12' 8"	5' 7"	5' 4"	5' 1"

cilindros. Cada compresor tiene:

Razón de compresión	1.415
Cp/Cv	1.310
factor de compresibilidad	1.000
MM SCFD al gas	8.750

Consume vapor; ya que lo necesita para mover las turbinas.

Del último reactor de platforming sale una corriente que son los productos de formación que pasan por un tren de intercambiadores para luego entrar al separador de productos, en el cual toda la corriente gaseosa es separada y una parte de ésta es comprimida y reciclada.

Las bombas existentes son para inyección de agua; (para inyectar agua al afluente del reactor de Unifining separando el claro y el HCl, por lo que su función es de lavado y también inyección de agua a la mezcla de nafta desulfurizada con el gas de reciclo).

SEPARADOR DE PRODUCTOS: (S1)

Separa el efluente proveniente del 3er. reactor que llega en forma de mezcla líquido-gas. El gas sale por la parte superior del separador y el líquido

por gravedad sale por la parte inferior.

Posee un indicador de nivel y mallas de m6nel.

ESTABILIZADORA: (D1) El efluente l6quido proveniente del separador de productos pasan por un intercambiador de calor precalent6ndose por acci6n de los productos de fondo de la estabilizadora para aprovechar el contenido cal6rico que tienen. Una vez precalentado entran a la torre a la altura del plato 17 y 13. Por el tope de la estabilizadora sale LPG ($C_3 + C_4$) que pasa por un condensador y parte se recicla y la mayor parte sale como producto a recuperaci6n de gases. Por los fondos sale como producto principal nafta reformada de alto octanaje.

SITUACION ACTUAL DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

Es muy importante realizar una inspecci6n peri6dica de los equipos de proceso, para tener un conocimiento exacto de la situaci6n en que se encuentran dichos equipos, ya que de esta manera se pueden corregir defectos y lo que es m6s importante; se puede predecir la vida media 6til que se espera de los equipos y realizar as6 un plan de prevenci6n de fallas en los equipos.

En la Unidad de Unifining-Platforming de la Refine-

ría La Pampilla se realizan trabajos de inspección en paradas por mantenimiento y las paradas programadas de inspección. Como norma de trabajo realizan una severa inspección de los equipos cada vez que se para la unidad por regeneración y/o cambio de catalizador.

En base a lo dicho anteriormente la situación actual de los equipos es:

- A) No existe desgaste ni corrosión superficial interior en la reactores de Unifining-Platforming.
- B) Existen moderados regímenes de corrosión generalizada y casos poco severos de corrosión localizada en:

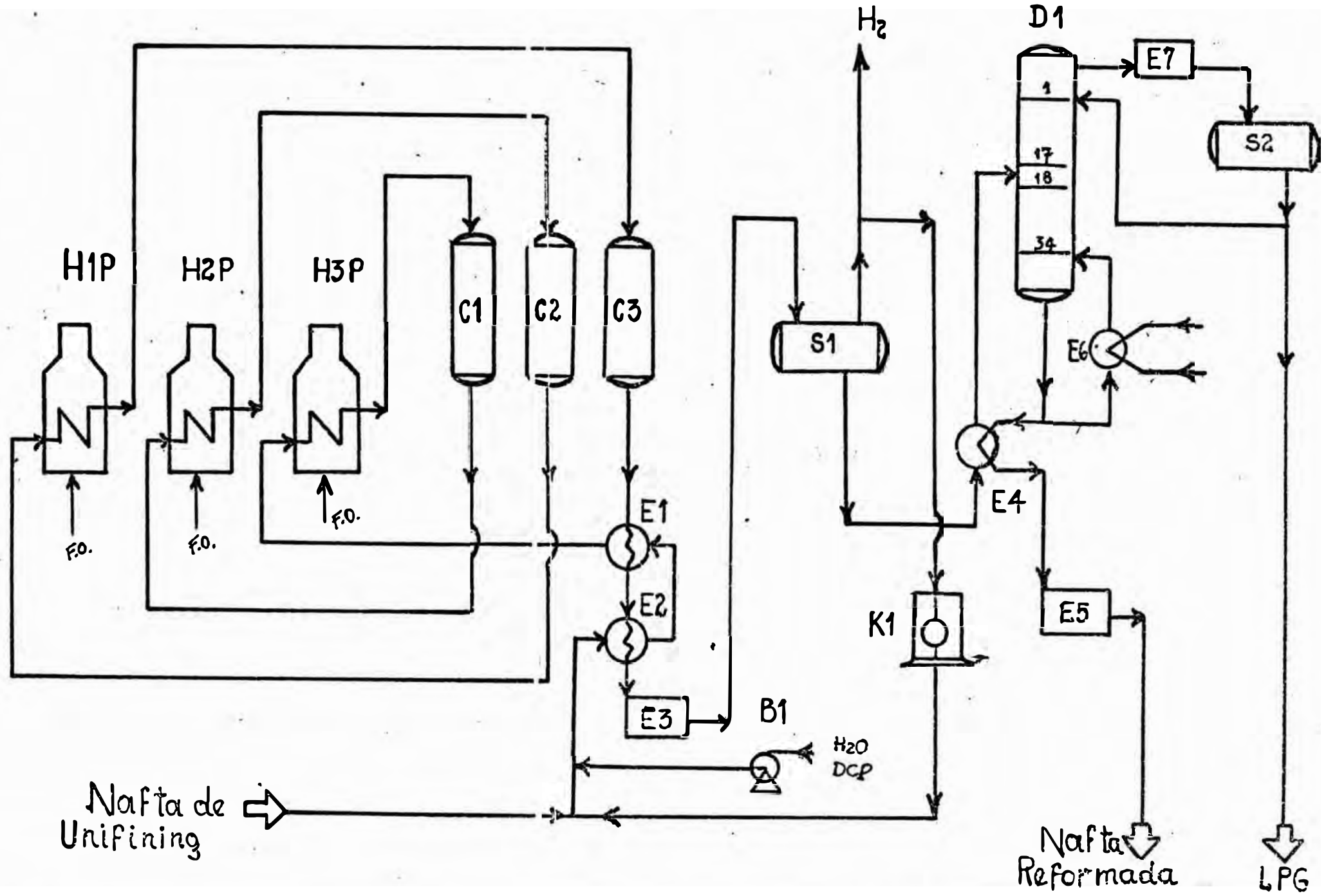
E Q U I P O	Velocidad Corrosión (máx. M.P.Y.)
Agotador (Unifining)	Nula
Estabilizadora (Platforming)	2.30
1° Separador (Unifining)	0.82
2° Separador (Unifining)	0.67
1° Separador (Platforming)	Casi nulo
2° Separador (Platforming)	Casi nulo

- C) El intercambiador precalentador a la estabilizadora presenta corrosión localizada en aletas de tubos por estancamiento de productos de corrosión y materia orgánica.

- D) En el primer Horno de Platforming la evaluación del aislamiento conformado por lana mineral y fibra cerámica KAOWOOL es más eficiente que la mezcla de refractario convencional.
- E) Las calibraciones y pruebas de dureza efectuadas al serpentín de tubos de los hornos de platforming han reportado valores similares a los originales, por lo tanto se encuentran dentro de la especificación.

Por lo expuesto anteriormente se concluye que la Unidad de Platforming está en buenas condiciones a pesar de tener trabajando 14 años.

Fig: F-3-2c



III.3. EFFECTOS DE LOS PARAMETROS DE OPERACION EN LOS RENDI MIENTOS

De todas las reacciones que ocurren en platforming, existen dos que serán controladas dentro de ciertos límites para poder obtener productos de alta calidad, altos rendimientos de productos líquidos, suficiente producción de Hidrógeno para sostener o mantener la presión de la planta y una larga vida del catalizador. Estas reacciones son las de AROMATIZACION e HYDROCRACKING. El efecto de las mejores variables operativas sobre aromatización e hidrocracking pueden ser entendidas y constantemente observadas durante la operación del proceso.

1. TEMPERATURA

Incrementando la temperatura se incrementará ambas reacciones. El Hidrocracking es incrementado en gran proporción y la formación de aromáticos en menor escala, según o como la temperatura sea incrementada para grandes severidades. De este modo, las temperaturas de entrada a los reactores serán fijadas para dar lugar a una clara y completa aromatización y un exacto hidrocracking para lograr así los deseados octanajes y rendimientos de los productos.

Generalmente un incremento de 5°F en la entrada a cada reactor dará lugar a un incremento de UN RON Claro en el platformado. Excepto en severidades muy bajas, esto será considerado el máximo incremento en un tiempo cualquiera. Para fuertes incrementos de temperatura se esperará a que la Unidad se haya estabilizado y que los resultados de este procedimiento sean recibidos del Laboratorio.

Esto parecerá una práctica general siempre que una reducción en la razón de alimentación debe de ser hecha, la temperatura sería lo primero que se cortaría. Si la razón de alimentación se corta primero, un sobre cracking del material resultará y causará un incremento del nivel de carbón en el Catalizador.

Cuando se incremente la razón de alimentación y la temperatura; la razón de alimentación siempre será levantado o incrementado primero. Un intenso color amarillo en el producto Platformado es generalmente un signo de sobre cracking (over-cracking).

Cuando una reducción drástica en la carga sea hecha, por varias razones, la temperatura de entrada a los reactores sería reducida de 10 a 20°F;

esto para minimizar al peligro de overcracking.

Como una regla general, la temperatura requerida para la misma severidad en una razón de carga reducida puede ser alcanzada ajustando la temperatura para rendimientos de la misma característica por barril de carga.

2. PRESION

Incrementando la presión se incrementará el Hidrocracking y decrecerá la isomerización. Donde operaciones a baja presión favorecen la formación de coque sobre el catalizador, mientras que altas presiones en algunas unidades dan un alto reciclo de hidrógeno, el cual interviene determinante y controlantemente en la formación de coque. De este modo los reactores estarían operando a presiones máximas (dentro de las limitaciones que dan los equipos), los cuales pueden ser toleradas respecto a la reacción de aromáticos.

De este modo, la presión del Sistema es generalmente gobernado por la razón de reciclo, y no puede, excepto en bajas razones de alimentación ser usado como variable.

3. RAZON H₂/HC

Esto es la razón de la cantidad de hidrógeno en el gas de reciclado circulado por los compresores expresado en moles, a la cantidad de Petróleo crudo de carga expresado en moles.

El propósito del Hidrógeno reciclado es para prevenir la formación de coke sobre el catalizador y el equipo es diseñado para proporcionar solamente un leve exceso sobre los requerimientos normales de operación.

El efecto de la razón de Hidrógeno a la carga al reactor; en aromatización e hidrocracking no es considerada suficiente para garantizar algún ajuste en la razón de reciclado por esta razón.

Para proteger el catalizador la razón sería mantenida encima del mínimo valor especificado por la unidad en particular y la operación llevada a cabo. Los valores altos dentro del rango permisible con los equipos no son nocivos. Las corridas con razones bajas de H₂/HC, tienden a depositar coke en el catalizador.

Lo siguiente incrementará la razón H₂/HC:

- a) Más capacidad en el compresor.
- b) Bajas razón de carga al reactor en reciclados

constantes.

- c) Incremento de la presión en el separador y de este modo más cantidad de gas será bombeada.

Así también, la razón de H_2/HC se reducirá por las siguientes razones:

- a) Caída en el porcentaje de H_2 en el gas de reciclo.
 b) Incremento de la caída presión en el reactor.
 c) Bajada en la eficiencia del compresor a causa de mechanical difficult.

Por estas razones, es importante que las razones de H_2/HC sean frecuentemente chequeadas, así, se elaborarán cartas que indiquen H_2/HC vs. razón de alimentación; razón de gas de reciclo y pureza del hidrógeno.

4. L.H.S.V. (VELOCIDAD ESPACIAL DEL LIQUIDO POR HORA)

Este término comúnmente abreviado como LHSV indica los pies cúbicos de carga a los reactores por pie cúbico de catalizador y es una indicación de la "severidad" de la operación.

$$LHSV = \frac{\text{Caudal de Carga (pie cúbico/hora)}}{\text{Volumen de catalizador (en todos los reactores)}}$$

Como puede verse: hablar de LHSV es hablar de severidad.

Un cambio en el flujo de carga, tiene un pequeño efecto en la aromatización pero un gran efecto en el Hydrocracking.

Una disminución en el flujo de carga siempre resulta un incremento en el Hydrocracking. Si la misma cantidad de catalizador es cargada en la planta, los cambios normales en el flujo de carga requerida por la alimentación aprovechable y demanda de productos puede ser compensado por cambios en la temperatura.

Luego, como se mencionó, convendría una práctica regular siempre, para bajar la temperatura de entrada al reactor antes que bajar la razón de carga y no al revés, o podría dejándose severo hidrocracking, lo cual se reflejaría en un rápido consumo de hidrógeno y en consecuencia el catalizador se cubriría de carbón (coking).

Cuando se incrementa la carga y las temperaturas de entrada al reactor, el flujo de carga se levantaría primero, siempre.

Antes de levantar la carga, el flujo de reciclaje será chequeado, para estar seguro que una razón apropiada de H_2/HC existirá después del incremento.

5. EL CATALIZADOR

El catalizador UOP, de platforming es un material selecto preparado para promover reacciones específicas. Los ingredientes activos están cuidadosamente compuestos y protegidos para lograr una vida larga. La actividad del catalizador sufrirá una declinación si se trabaja inapropiadamente o si se utilizan cargas inapropiadas (contaminadas).

Una prioridad en lo que se refiere a protección del catalizador durante las corridas o cargadas, es la de tomar precauciones adecuadas operativas para lograr una mejor función del mismo. Exponerlo a mezclas excesivas húmedas puede alterar las propiedades químicas del catalizador y por lo tanto reducir sus actividades.

El catalizador de Platforming está formado por una base de Alúmina y sobre ella se deposita Platino finamente dividido. Tiene una función dual: una función ácida promotora de las reacciones HIDROCRACKING, otorgada por la Alúmina y una función Hidrogenante-deshidrogenante otorgada por el platino.

Los cloruros o fluoruros con agregados a la Alúmina para dar una función ácida. (Se agregan di-

rectamente a la carga de platforming). Este contenido de Cloruros en el catalizador debe oscilar entre 0.75 y 0.85% en peso.

ACTIVIDAD: Es la facilidad de realizar reacciones. Depende principalmente del grado de dispersión del Pt sobre el catalizador y el balance agua-dicloruro.

La temperatura promedio ponderada (WAIT) de entrada al reactor es la mejor indicación de la actividad del catalizador.

SELECTIVIDAD: Habilidad del catalizador en producir reacciones deseadas. La mayor o menor selectividad se evalúa por los incrementos de temperatura de los reactores, los calores de reacción endotérmicos y los rendimientos de los productos.

ESTABILIDAD: Es la capacidad del catalizador de mantener su actividad y estabilidad el máximo de tiempo.

VENENOS DEL CATALIZADOR: Existen dos tipos de contaminantes del catalizador de Reformación:

(A) Provenientes del Proceso: Es el "coke" el cual se depositará en la superficie del cata

lizador originando disminución en su actividad. La acumulación de carbón en el catalizador es promovida por: aumento de temperatura en el catalizador, disminución de la presión del reactor, disminución de la relación H_2/HC y la carga con alto punto final.

La acumulación de carbón excesiva hace que la actividad del catalizador sea afectado obteniéndose rendimientos antieconómicos.

- (B) Provenientes de la Carga: Los compuestos contaminantes del catalizador son: azufre, nitrógeno, oxígeno, metales, agua, halógenos. Por esta razón para prolongar el máximo la vida del catalizador deben reducirse a niveles tolerables estos contaminantes.

Azufre. - Se presenta como ácido sulfhídrico y mercaptanos. Son indeseables por la rápida desactivación del catalizador (reduce la actividad de aromatización). Con un 0.5% de azufre en la carga se observa una caída significativa en la actividad de deshidrogenación.

Estos compuestos se eliminan en la Unidad de Unifining (desulfuración catalítica).

Nitrógeno.- Los compuestos de nitrógeno en la carga se convierten en amoníaco bajo condiciones de operación de platforming, y son absorbidos por el catalizador ácido reprimiendo las reacciones de hidrocracking, isomerización y deshidrociclicización.

Oxígeno.- Reacciona con materiales olefínicos para iniciar reacciones en cadena de condensación y polimerización con formación de Coke. Sólo trazas de oxígeno bastan para iniciar la reacción. La nafta de primaria al almacenarla en los tanques se cubren con una atmósfera de gas.

Metales.- Los metales, especialmente el arsénico debe ser separado de la carga de Platforming porque unido al Platino reducirá su actividad y selectividad.

Agua.- El agua arrastre los halógenos del catalizador disminuyendo la actividad de Hidrocracking. Sin embargo, es necesario mantener una mínima cantidad de agua tal como 5-10 ppm.

Compuestos Halogenados.- Proporciona la actividad ácida del catalizador.

Un exceso de cloruros ocasionará mayor reacción de Hidrocracking con pérdida en el rendimiento de Reformado y tendencia hacia el cocimiento del catalizador.

BALANCE CLORURO-AGUA EN EL CATALIZADOR: Cloruro y agua son considerados como constituyentes normales del catalizador y deben mantenerse en el balance durante el ciclo de vida del catalizador.

El catalizador de Pt es un fuerte receptor de cloruros y agua y el efecto de éstos sobre los centros activos del catalizador depende en qué concentraciones se hallan en la carga.

Un aumento o disminución en los niveles de cloruros del catalizador pueden fácilmente ser observables por una temperatura del reactor y por los rendimientos de la Unidad. Para aumentar la producción de petróleo se utilizan compuestos de cloro en la operación de recuperación secundaria y al no ser totalmente eliminadas por la desaladora puede llegar a contaminar la carga a platforming. Si bien es cierto que en Unifining se descompone los compuestos de cloro por acción del catalizador Hidrobón S-6, también lo es que algo de HCl producido se recombine con producto en la sección efluente y contamine la carga a

Platforming, por lo que el uso de agua de lavado en este efluente del reactor de Unifining separará estos compuestos de la carga a Platforming.

El exceso de cloro en el catalizador afecta su estabilidad y resultan ciclos más cortos a causa del carbón proveniente de hidrocracking.

Bajo contenido de cloro disminuye la actividad. Exceso de agua en la carga a PT causará inicialmente un aumento de reacciones de hidrocracking, mayor producción de ligeros y aumento en el octanaje indicarán aumento en la actividad. Estos efectos serán durante un corto período.

Por otro lado si la temperatura del reactor se aumenta para mantener el RON, la estabilidad del catalizador se ve afectada debido al aumento en niveles de carbón.

CAPITULO IV

CATALIZADORES PARA PLATFORMINGIV.1. ANTECEDENTES DEL ACTUAL CATALIZADOR (R-11) EN "RELA PA"

La Unidad de Reformación Catalítica de la Refinería La Pampilla de 1,760 B/DO de capacidad emplea un catalizador a base de Platino (Pt) para convertir Naf-ta o Gasolina de Destilación Primaria de Bajo RON en gasolina de ALTO RON. Básicamente el proceso se rea-liza en tres REACTORES EN SERIE que contienen Catali-zador Tipo (R-11, UOP, Pt-Alúmina) en presencia de Hidrógeno. (8,775 lbs. de catalizador).

La Unidad de Implemento en 1967 y desde esa fecha hasta la actualidad viene empleando el catalizador R-11, además de los diferentes tipos de carga proce-dentes de diferentes tipos de crudo que se ha venido procesando en cada regeneración efectuada, lo que implicó distintos tiempos de "ciclos de regeneración".

Hasta la fecha se han cambiado de catalizador (R-11) dos veces: la primera vez luego de 6 regeneraciones en 1976; la segunda vez luego de 4 regeneraciones en mayo de 1981; es decir en la actualidad se viene procesando con catalizador nuevo, antes y después de cada regeneración se realizan corridas de prueba con la

finalidad de evaluar la actividad del catalizador y aportar elementos de base para preparar estudios económicos de optimización de la operación de la unidad en cuanto al tipo y volumen de carga octanaje de la nafta reformada, y con relación a otros parámetros operativos así como de precios.

RESULTADOS DE LA ULTIMA CORRIDA DE PRUEBA EFECTUADA EN MAYO 1981 CON CATALIZADOR R-11 VIRGEN

Nafta de Unidad de Destilación Primaria I (UDPI)

1,800 B/D - 90 RCN

BALANCE

UNIFINING:

<u>Alimentación</u>	<u>B/D</u>	<u>% Vol</u>
Nafta de UDPI	1,746.8	95.19
H ₂ de Platforming	<u>88.2</u>	<u>4.81</u>
Total	1,835.0	100.00
<u>Productos</u>	<u>B/D</u>	<u>% Vol</u>
Gas Combustible (2)	88.3 (1)	4.81
Nafta tratada	<u>1,755.2</u>	<u>95.65</u>
Total	1,843.5	100.46
Pérdida (Ganancia)	(8.5)	(0.46)

PLATFORMING:

<u>Alimentación</u>	<u>B/D</u>	<u>% Vol</u>
Nafta Tratada	1,755.2	100.0

<u>Productos</u>	<u>B/D</u>	<u>% Vol</u>
H ₂ a Unifining	88.2 (1)	5.03
Gas Combustible (2)	149.7 (1)	8.53
GLP	41.0	2.34
Nafta Reformada	<u>1,401.7</u>	<u>79.86</u>
Total	1,680.6	95.75
Pérdida (Ganancia)	74.6	4.25

(1) Expresado en BEFO.

(2) Resumen de Gas Combustible:

		<u>lb/D</u>	<u>BEFO/D</u>	<u>Unidad</u>
Del Separador	D1	11,706.0	72.9	Unifining
Del Agotador	D3	4,499.0	15.4	"
Del Estabilizador	D6	9,531.0	33.0	Platforming
Del D5		22,593.0	116.7	"

CORRECCIONES DE RENDIMIENTOS

Rendimiento sin Corregir, % Vol	81.74
RON REAL	92.0
Análisis PONA N+2A	60.3
Presión Promedio de Reactores, Psig	47.3
RON Corregido	90.0
Corrección (1) del Rendimiento, % Vol	-1.88
Rendimiento Corregido, % Vol	79.86

(1) Corrección del rendimiento por Análisis PONA, Presión en el Reactor y RON.

PRODUCCION DE GASES Y GLP

	% M O L A R				TOTAL GASES		% MOLAR
	GAS DEL SEPARADOS	GAS DEL AGOTADOR	GAS DEL 12-D5	GAS DEL ESTABILIZ.	MOL/D	% MOL	GLP
H ₂	92.4	35.5	87.2	26.5	7054.89	86.38	
C ₁	5.5	1.8	6.9	1.4	493.44	6.05	1.8
C ₂	1.6	10.0	3.1	13.7	242.32	2.96	17.1
C ₃	0.5	19.5	1.9	44.4	254.90	3.12	60.5
iC ₄		5.9	0.3	12.4	57.00	0.69	17.8
nC ₄		8.6	0.4	1.6	33.29	0.40	2.8
iC ₅		10.5	0.2		22.39	0.27	
nC ₅		8.2			10.68	0.13	
C ₆							
TOTAL	100	100	100	100	8168.91	100	100
PM	3.45	34.52	5.19	32.6	5.92		44.08
MOL/D	3393.04	130.33	4353.18	292.36	8168.91		162.82
LB/D	11706	4499	22593	95.31	48829		7,177
SCF/D	1'250,330	48,030	1'603,840	107,750	3'009,950		236.7

CONDICIONES PROMEDIO DE OPERACION

FLUIDO - CARGA - RON 1,800 B/D - NAFTA UDP I - 90 RON

U N I F I N I N GTemperaturas

Entrada Reactor C1	TI-2	= 605°F
Reflujo de Fondos del Agotador C-2	TRC-46	= 486°F
Reflujo de Tope del Agotador	Th-59	= 105°F
Nafta tratada al E-3	TI-42	= 472°F

Presiones

Presiones

Entrada al Reactor C-1	PI-15 = 320 psig
Separador D-1	PRAL-29 = 312 psig
Domo del Agotador C-2	PRC-60 = 122 psig
Fondos del Agotador C-2	PI-39 = 122 psig

Flujos

Carga a la Unidad	FRC-19 = 1,747.0 BPD
Reflujo de Fondos del Agotador C-2	FRC-45 = 5,460 "
Reflujo de Tope del Agotador	FR-57 = 429 "
Nafta Tratada	FRC-115 = 1,755 "

P L A T F O R M I N G

Temperaturas

Entrada al Reactor C-3	TI-67 = 961.0 °F
" " C-4	TI-81 = 944
" " C-5	TI-95 = 933
Gas de Reciclo a Compresora	Th-138 = 99
Domo Estabilizador C-6	TI-149 = 130
Reflujo de Fondos del C-6	TI-151 = 489
" Tope "	Th-157 = 71
Nafta Reformada	Th-143 = 122

Presiones

Entrada al Reactor C-3	PI-78 = 505 psig
" " C-4	● PI-92 = 480 "
" " C-5	PI-106 = 470 "
Drum Separador D-5	PRC-129 = 393 "
Domo de Estabilizadora C-6	PRC-159 = 242 "
Gas de Reciclo	PI-135/139 = 525 "

Flujos

Carga a la Unidad	FRC-115 = 1,755.0 BPD
Gas de Reciclo	FRAL-116 = 13.3 MMPC/D
Reflujo de Tope de C-6	FRC-158 = 438.0 BPD
GLP	FR-154 = 41.0 "
Nafta Reformada	FR-142 = 1,402.0 BPD
Pentanos	FR-37 =

ANALISIS DE LABORATORIOCARGA A UNIFINING

Gravedad API		54.5
PVR	psi	0.7
Azufre Total; % peso		1.68
RON claro ;		
Destilación	PIE (°F)	208
	10%	251
	50%	289
	90%	330
	PFE%	378

	CARGA A: PLATFORMING	NAFTA REFORMADA
Gravedad, °API	54.3	46.9
PVR psi	0.3	4.0
Azufre Total, % peso	0.1	46.4
Saturados, % vol	93.9	
Parafinas, % vol	45.8	
Nafténicos, % vol	48.1	
Olefinas, % vol	0.0	0.0
Aromáticos, % vol	6.1	53.6
Color Saybolt		+14
RON claro	menor que 40	92
RON + 1 CC		97.6
RON + 4 CC	68.6	
Cloruros, ppm	0.28	
Agua, ppm	13.40	
Destilación, (°F)		
PI	220	110
5% vol	247	146
10%	257	170
20%	265	210
50%	292	280
90%	332	342
95%	348	362
PF	380	420

* Ver Gráfico F-4-1A.

REGENERACIONES Y RENOVACIONES DEL CATALIZADOR MONOMETALICO (R-11, U.O.P.) EN PLATFORMING DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

A lo largo de los años desde que se implantó la Unidad de Reformación Catalítica (Platforming) en la Re

finería La Pampilla se llevó a cabo una serie de regeneraciones del catalizador después de cada renovación del mismo tal como se muestra en la Tabla T-4-1A/B teniendo en cuenta que la garantía de U.O.P. del catalizador R-11 es: 180 Bbls/lb.

INTERPRETACION GRAFICA DE LA VIDA UTIL DEL CATALIZADOR

El catalizador de Platino (Pt) no se gasta, sino se desactiva, lo que produce una disminución del rendimiento que se refleja en el octanaje de la nafta final. Cuando esta pérdida de rendimiento llega a un límite económico (L.E.) se hace necesario una regeneración, con lo cual se logra recuperar parte de esta disminución; así sucesivamente hasta cuando esa disminución no se recupera en este instante se realiza el cambio de catalizador.

Si se considera una vida total al catalizador sin considerar las regeneraciones, se obtendría un índice de declinación de rendimiento del catalizador: YDR, donde este YDR está en función de: RON, presión, H_2/HC , PEF ($^{\circ}F$), % S, % V Naftenos y % V de Aromáticos; por lo tanto un cambio en las variables, origina un cambio del YDR.

TABLA T- 4- 1A. RESULTADOS COMPARATIVOS - REGENERACIONES DEL CATALIZADOR (R-11)

R E A C T O R E S	N U M E R O D E R E G E N E R A C I O N E S											
	N° 1		N° 2		N° 3		N° 4		N° 5		N° 6	
Fecha de Regen.	(9/12/71)		(1/5/72)		(1/6/73)		(1/3/74)		(4/8/75)		(/2/76)	
	<u>lb.</u>	<u>%</u>	<u>lbs</u>	<u>%</u>	<u>lb</u>	<u>%</u>	<u>lb.</u>	<u>%</u>	<u>lb.</u>	<u>%</u>	<u>lb.</u>	<u>%</u>
1° Reactor	240	13.6	283	15.6	246	13.9					240.86	39.6
2° Reactor	441	16.5	357	13.4	398	15.2	*	*			165.62	27.2
3° Reactor	814	18.9	502	11.7	727	16.9					202.15	33.2
Total de Carbón Quemado (lb)	1,495		1,142		1,371		*	*			608.63	
Total Hrs. de Regenerac.	69		45		78.75		*	*			*	
Vida Catalizador (Bbl/lb)	171		736		415.03		*	*				
Tiempo operativo hasta Regeneración	4 años		4 meses 23 días		1 año 30 días		8 meses		1 año 5 meses		7 meses	

% : Porcentaje de carbón sobre el catalizador.

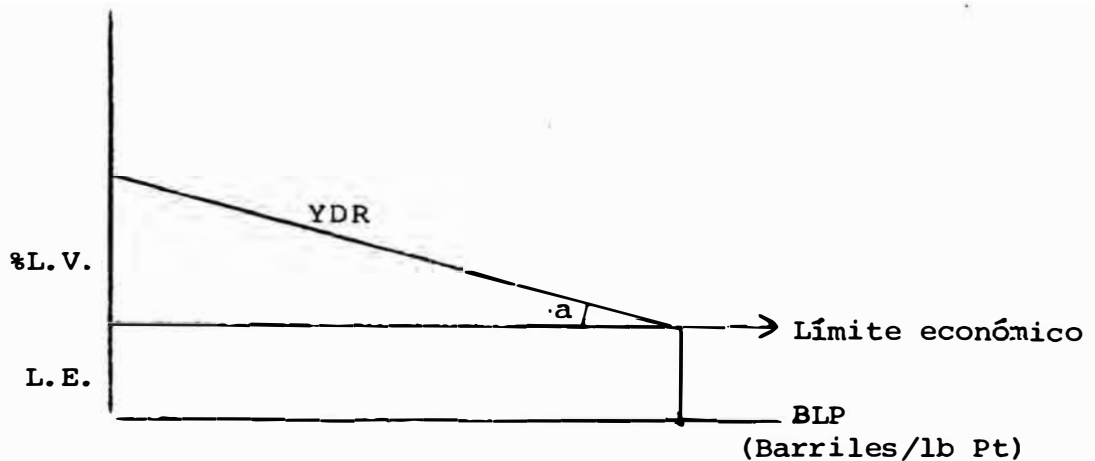
* : Resultados reportados pero no archivados.

TABLA T-4-1B. RESULTADOS COMPARATIVOS - REGENERACIONES DEL CATALIZADOR (R-11)

R E A C T O R E S	1° REGENERACION (20-23/2/78)		2° REGENERACION (19-20/7/79)		3° REGENERACION (22-24/04/80)		4° REGENERACION (2-3/12/80)	
	<u>Lbs.</u>	<u>(%) R</u>	<u>Lbs.</u>	<u>(%) R</u>	<u>Lbs.</u>	<u>(%) R</u>	<u>Lbs.</u>	<u>(%) R</u>
1° Reactor	566	31.4	107.8	6.0	181	10.3	87.3	5.0
2° Reactor	194	7.5	60.7	2.3	190	7.2	119.0	4.5
3° Reactor	258	3.9	154.7	3.6	346	7.9	156.7	3.6
Total Carbón quemado	1,018	-	323.2	-	717	-	363.0	-
Total Hrs. Regeneración	70.0		25.0		40.0		19.55	
Vida del Catalizador (Bls/lb)	78.0		126.0		170.0		197.6	
Tiempo operativo hasta regeneración	1 año 6 meses		9 meses 14 días		9 meses 3 días		6 meses 14 días	
Vida del Catalizador entre regeneración (Bbl/lb)	78		48		44		27.6	

(%) R: Referido al nivel del Catalizador en c/reactor.

NOTA: El Catalizador R-11 fue renovado por 2° vez en Mayo 1981.



$Y = - YDR \cdot BLP + L.E$; Si $Y = 0$ se llega al L.E.

Luego: $YDR = L.E/BLP$

Para un caso (A): $YDR(A) = LE/BLP(A)$ --- (1)

" " " (X): $YDR(X) = LE/BLP(X)$ --- (2)

El manual de UOP establece: $\frac{YDR(X)}{f(x)} = \frac{YDR(A)}{f(A)}$ -- (3)

de (1) y (2): $BLP(X) = \frac{YDR(A)}{YDR(X)} \cdot BLP(A)$ --- (4)

de (3) y (4): $BLP(X) = BLP(A) \cdot \frac{f(A)}{f(X)}$

La U.O.P. en su manual en el capítulo "Evaluation of Comercial Platforming" establece los factores por RON Variable:

para RON = 95 $f(95) = 2.2$

RON = 88 $f(88) = 0.8$

RON = 84 $f(84) = 0.6$

y establece 180 BLP para 1,760 B/DO de carga de RON

RON = 95/. LE = 4% L.V.

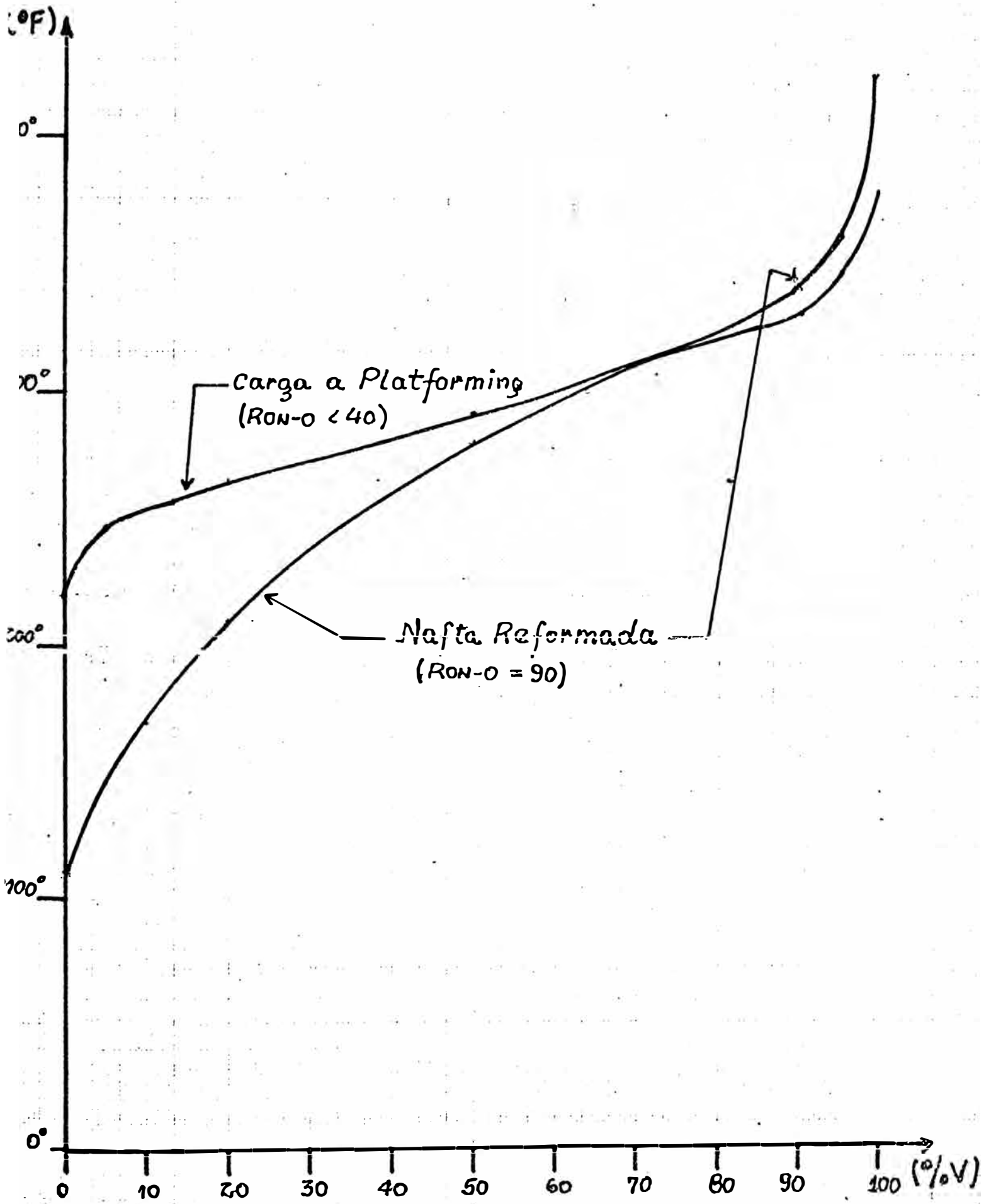
Así para este caso: (alta severidad a carga máx.):

$$180 \text{ BLP} \times \frac{8700 \text{ LP}}{365 \frac{d}{A} \times 1760 \frac{B}{D}} = 2.4 \text{ años}$$

que viene a ser la vida en años del catalizador monometalico R-11.

NOTA: Este valor se corrobora con los datos enviados por U.O.P. en la tabla VII del Capítulo V, tanto para Cataliz. R-11 y R-16G, lo que hace factible su aproximación muy aceptable al caso de Bimetálico (2.4 años = 28.8 meses).

FIG: F-4-1A



RESULTADOS OBTENIDOS EN PLANTA PILOTO U.O.P.

El año 1972 se hizo una evaluación económica de la producción diferencial de catalizadores monometálicos respecto a la base R-11.

Bases tomadas para la evaluación:

- 1) Se consideró la producción/demanda de la Refinería del año 1973 de acuerdo a los PVLA recientemente efectuados.
- 2) Los catalizadores R-15 y R-20 (monometálicos) se evaluaron en su producción en planta piloto U.O.P. con los cálculos efectuados por Ingeniería para convertir el gas seco en BEFO así como los valores del corte C₃/C₄ para todos los casos.
- 3) GLP se considera para todos los casos una mezcla en partes iguales de C₃ y C₄.
- 4) Los rendimientos del R-11 se consideraron en igualdad de condiciones que los alternos, es decir a máxima actividad.

ESTRUCTURA DE PRODUCCION CON CATALIZADORESMONOMETALICOS EN PLATFORMING

	<u>R-11</u> <u>(MB/D)</u>	<u>R-20</u> <u>(MB/D)</u>	<u>R-15</u> <u>(MB/D)</u>
Gasolina 66	757.0	757.0	757.0
Gasolina 84	2,464.5	2,468.8	2,506.3
Gasolina 95	365.0	365.0	365.0
Kerosene	328	328.5	328.5
Turbo A-1	1,314	1,314.0	1,314.0
Diesel 2	1,286	1,286.6	1,286.6
Residual 5	60	60.0	60.0
Residual 6	3,660	3,665.2	3,703.0
G.L.P.	504.3	506.8	526.8
Gas seco	341.1	328.6	308.7
Pérdida	-	-	-
Ganancia	<u>129.4</u>	<u>130.5</u>	<u>205.9</u>
T O T A L	10,950	10,950	10,950

PRODUCCION DIFERENCIAL DE LOS CATALIZADORESR-20 y R-15 CON LA BASE R-11

	<u>Producción Diferencial</u>	
	<u>R-20</u>	<u>R-15</u>
Gasolina 84	6.3	43.8
Residual 6	4.8	42.6
G.L.P.	2.5	22.5
Gas seco	(12.5)	(32.4)

VALOR ECONOMICO DE LA PRODUCCION DIFERENCIAL(Considerando Valores de Importación)

	<u>R-20</u> <u>(MB)</u>	<u>R-15</u> <u>(MB)</u>	<u>(Soles)</u> <u>(Bbl)</u>	<u>R-20</u> <u>(Total M \$.)</u>	<u>R-15</u> <u>(Total M \$.)</u>
Gasolina 84	6.3	43.8	161.77	1,019.2	7,085.5
Residual 6	4.8	42.6	110.68	531.3	4,715.0
G.L.P.	2.5	22.5	309.21	773.0	6,957.2
Gas seco	(12.5)	(32.4)	110.68	<u>(1,383.5)</u>	<u>(3,536.0)</u>
T O T A L				940.0	15,171.7

En los cuadros anteriores se muestran los resultados de los programas de producción para cada caso, así como sus producciones diferenciales con el caso base. El efecto del TEL (Plomo Tetraetílico) en todos los casos alternos es nulo comparado con el caso base, debido al efecto de incremento de la Gasolina de FCC cuando el rendimiento de la Nafta Reformada decrece, lo que anula el mayor consumo de TEL que se debía producir.

El catalizador R-20 ligeramente superior al R-11, siendo el efecto mayor el de la menor producción de gas seco; pero en cuanto a su producción el R-15 tiene un efecto mayor aún cuando disminuye apreciablemente la producción de gas seco.

El efecto económico de ambos catalizadores, considerando solamente sus producciones es de un mayor ingreso de 940 M \$/ por año para el R-20 y de 15,172 M \$/ por año para el R-15.

Así, de esta manera ya se consideraba muy probable la utilización del R-15 en sustitución del que se usa actualmente (R-11). Esto significa que ya existe un precedente en lo que se refiere a usar otros catalizadores monometálicos en lugar del R-11, lo que fortalece aun más la posibilidad de llevarse a cabo de usar catalizador Bimetálico ya que éste supera con creces a los monometálicos (como se verá más adelante).

lante) en lo que se refiere a severidad de operación; ahorro en el conjunto de TEL y también ahorro de energía.

IV.2. CATALIZADORES BIMETÁLICOS

Los Catalizadores Bimetálicos poseen también un soporte ácido (Alúmina) pero con la ventaja de presentar otro metal además del platino, como por ejemplo: Renio, Tungsteno, etc. Así, el Renio posee un alto punto de fusión ($3,440^{\circ}\text{C}$) comparado con el Platino ($1,755^{\circ}\text{C}$), lo que sugiere que aventaja al platino; ya que este último sufre aglomeraciones en sus cristales a altas temperaturas y en consecuencia sufre un proceso de desactivación continua.

No obstante, el Renio y otros metales en combinación con Platino, presentan aspectos atractivos y beneficios por doquier.

Datos reportados hasta fines del 71 no manifestaron gran diferencia en la relación Rendimiento-Octano, de catalizadores nuevos convencionales de Platino y catalizadores bimetálicos. Sin embargo, los bimetálicos tienen un gran margen en la cantidad de tolerancia de coque, esto, permite elegir mejores condiciones de operación: bajas presiones parciales de Hidrógeno y altas temperaturas, que mejoran los rendimientos y el octanaje.

El coque se posa en los sitios activos de los catalizadores convencionales y causa la desactivación del metal. Mucha actividad se pierde entre 3-10% de coque sobre el catalizador monometálico; en cambio para que esto ocurra en los c. bimetálicos se requiere una deposición de coque del orden del 20%. Probablemente se requiera de especificaciones más rigurosas de la carga y mejores técnicas de Regeneración-Activación, al trabajar con Bimetálicos.

IV.2.1. DESARROLLO Y EVOLUCION

Una gran variedad de Catalizadores Monometálicos (Pt), fueron desarrollados para aplicaciones comerciales entre 1949 y 1968.

Los primeros llamados (R-5), (R-7), (R-8) contenían un ingrediente halógeno resistente a los altos contenidos de agua contenidas en el gas de reciclo. Estos catalizadores establecieron gran aceptación en los procesamientos de BTX y de cargas no-hidrotratadas para combustibles de motor. Con la llegada del Hidrotratamiento los catalizadores monometálicos (de Pt) tipos: (R-9), (R-10), (R-11), (R-12) y (R-14) fueron desarrollados. Estos catalizadores permitieron sacar ventaja en la conversión de Naftenos en Aromáticos, pero demostraron solo pequeñas variaciones en su estabilidad catalí

tica en operaciones en la cual variaban el nivel de octano de combustibles para motores (motor fuel).

Los requerimientos para realizar las regeneraciones está dado directamente por la deposición de coque en el catalizador, lo cual es función de las propiedades de la carga, incremento del nivel de octano, decrecimiento en la presión de operación de la Unidad y decrecimiento de la razón Hidrógeno/Hidrocarburo ($H_2/H.C.$). Para lograr "estabilizar" la actividad del catalizador, es decir lograr una mayor duración entre regeneración y regeneración; para requerimientos de incrementar el octano del platformado, se tiene que incrementar la presión de operación y la relación $H_2/H.C.$

Pero, este significado de "estabilización" de la actividad del catalizador tiene nefastos efectos: las altas presiones reducen los rendimientos del platformado (TM); hidrógeno y las altas razones de reciclo incrementa las utilidades de consumo.

Como un resultado de constantes de fuertes investigaciones y desarrollos durante la mitad de la década del 60, y por las rigurosas demandas de las industrias afines por catalizadores de reformación, se llevó a cabo y se dió a conocer numerosas innovaciones de sistemas de catalizadores. La primera de éstas, desarrollado por la U.O.P. un Cataliza-

dor Bimetálico fue la serie del R-16, el cual contenía Platino y Renio, fue comercializado a fines del 60 y continuaríase empleando en un gran porcentaje de los reformadores catalíticos de todo el mundo. Este catalizador se caracteriza por ser extremadamente estable en rendimientos y actividad, fue acompañado por el desarrollo de nuevos sistemas de catalizadores tales como el E-500 (CHEVRON); R-20 y R-30 (U.O.P.); los cuales son caracterizados por poseer mejores selectividades para C_5^+ e Hidrógeno. (Con la adicional ventaja de considerable altas actividades del R-30).

Para una mejor ilustración de las diferencias entre estos varios sistemas de catalizadores se tiene las siguientes tablas: T-4A y T-4B.

TABLA T-4A. DESARROLLO DE CATALIZADORES U.O.P.

<u>CATALIZADOR</u>	<u>APLICACION</u>	<u>CARACTERISTICAS INICIALES</u>
Todo Platino ↓	Baja Severidad Semi-regen.	Rendimiento C_5^+ = Base " H_2 = Base Actividad = Base
Platino/Renio ↓	Alta Severidad Semi-regen.	Rendim. Inicial C_5^+ = Base " " H_2 = Base Actividad " = Base Alta Estabilidad
Series R-20 ↓	Alta Severidad Semi-regen. y Continúa	Rend. Inicial C_5^+ > Base " " H_2 > Base Actividad Inicial > Base Alta estabilidad
Series R-30 ↓	Alta Severidad Baja Presión Semi-Reg. y Contin.	Rend. Inicial C_5^+ > Base " " H_2 > Base Actividad Inicial > Base Alta estabilidad
Alta actividad Nuevos Catalizadores (R-18; R-50)	Alta Severidad Vida y Temperatura Limitada Semi-Regen.	Rend. Inicial C_5^+ < Base " " H_2 < Activ. " >>> Base Muy alta estabilidad

TABLA T-4B

	Todo Pt	Pt/Re R-16	Pt/Re R-20	Pt/Re R-30	R-18 R-50
Selectividad para Rendimientos C_5^+ y H_2	X	X	> X	> X	< X
Estabilidad, Temperatura y Rendimiento	Y	>> Y	>> Y	>> Y Baja presión	>> Y
Actividad	Z	> Z	Z	>> Z	>> Z

Estas tablas indican los rankings relativos de los Bimetálicos (R-16, R-20, R-30, R-18, R-50) respecto a los monometálicos. Estas figuras muestran claramente la mejoría evolucionaria desde el antiguo (todo Pt) hasta los más modernos Bimetálicos (R-18, R-50).

Ampliando el criterio de aplicación de estos catalizadores hacia diferentes tipos de unidades de Platforming se muestra en la Tabla T-4C el de severidad aplicado según el catalizador a usarse.

TABLA T-4C

	Todo Pt	Pt/Re R-16	Pt-Re R-20	Pt-Re R-30	R-18 R-50
Tipo de Unidad	*SR	SR	SR/CCR**	SR/CCR	SR: Temperatura Limitada
Severidad	Baja	Media-Alta	Media-Alta	Media-Alta	Media-Alta

SR = Semi-regenerativa

CCR = Regeneración continua.

- Así vemos que R-16 aventaja al monometálico en procesos de semi-regenerativos.
- El R-20, puede usarse tanto en Reformación continua como en semi-regenerativos; donde la selectividad para C_5^+ y H_2 son de gran importancia.
- El R-30, presenta grandes ventajas.

NUEVOS CATALIZADORES

Recientemente la U.O.P. ha dado a conocer nuevos tipos de catalizadores bimetálicos (Re-Pt) después de muchos años de constante investigación anticipándose así de esta manera a las actuales necesidades.

Uno de estos nuevos sistemas de catalizadores es el llamado R-50. (También existe otro llamado R-18). En conclusión, la gran variedad de catalizadores bimetálicos, se diferencian entre sí por el porcentaje de metales que llevan en su seno, lo cual hace que cada uno se comporte de una manera independiente. Este comportamiento responde a las exigencias particulares de cada Unidad, es decir tipo de carga de alimentación, tipo de proceso de reformación catalítica, tipo de crudo y exigencias de las variables de operación: Presión, temperatura, severidad, etc.

Así en la Tabla T-4D se muestran los requerimientos del catalizador en las Unidades de Platforming.

TABLA T-4D. REQUERIMIENTOS DEL CATALIZADOR

<u>Alta Actividad</u>	<u>Alta Selectividad</u>
* Capacidad limitada de Unidades	* Altos rendimientos de C_5^+
* Equipos limitados de Unidades	* Altos rendimientos de H_2
* Ahorro de Utilidades	* Bajo rendim. de Gas Light
* Ahorro de Capital	* Alto Octano-Barril
<u>Alta Estabilidad</u>	<u>Costos Efectivos</u>
* Incremento de Octano	* Inventario de bajos precios de Metales
* Decremento de la Presión	* Costos Bases Moderados
* Decremento del Reciclo	
* Incremento del tiempo de Carga	

Demostrando lo antedicho, en la siguiente Figura F-4A se muestra una gráfica que responde al ploteo de la fracción Renio en el contenido total de metal de catalizadores Bimetálicos U.O.P. vs. el rendimiento promedio de columen de líquido de C_5^+ durante una severa prueba de estabilidad acelerada. Las diferencias entre los rendimientos refleja variaciones en la estabilidad.

También existen indicaciones que el efecto benéfico del Renio es solo aparente en condiciones severas. Sean, bajas presiones o altas velocidades espaciales o posiblemente bajas razones de $H_2/H.C.$

La Tabla T-4E muestra resultados de una corta prueba especial de laboratorio en el cual los catalizadores fueron corridos en secuencia en 4 condicio-

nes de incremento de severidad.

TABLA T-4E

<u>CONDICION N°</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>
LHSV	1.5	1.5	3.0	3.0
Presión Reactor (psig)	500	300	300	100
Temp. Reactos (°F)	975	975	1,020	1,020
<u>RON CLARO</u>				
Reform. Convencional	98.9	98	97.9	94.9
Re-Pt	98.7	101.8	100.5	101.9
<u>Rendimiento C₅⁺ & V.L.</u>				
Reformac. Convencional	66.2	72.5	72.5	66.0
Re-Pt	62.5	67.0	70.0	74.0

De donde resaltamos las corridas 2 y 4 en lo que se refiere al RON obtenido y bajas presiones.

IV.2.2. REVAMPS - IMPORTANCIA DEL DISEÑO MECANICO

La conversión de Reformadores Semiregenerativos a Catalizadores Bimetálicos; cíclicos u operaciones continuas son importantes. Autores de PACE Co, Houston, departieron las primeras dos posibilidades en un artículo técnico reciente. (Redesign of Existing Catalytic Reforming Units for Octane Improvement; AIChE National Meeting, Houston, Texas, Mar. 3, 1971).

Nuevas unidades pueden, por supuesto, ser diseña-

das para niveles óptimos de variables importantes: Presión parcial de Hidrógeno, Temperatura y Velocidad espacial (para tomar muchas ventajas de los bimetálicos).

Sin embargo, realizando totales beneficios para Unidades existentes, se presentan dificultades porque los equipos estarían limitados.

Dos posibilidades, de acuerdo con los autores de la PACE Co, pueden ocurrir para el uso de bimetálicos:

1. Cambio de catalizador sin cambios en los equipos. En la mayoría de los casos el octano puede incrementarse por:

- baja razón de reciclo o bajándola
- baja presión de planta o bajándola
- alto o subiendo al máximo el calor de entrada al horno.

2. Cambio de Catalizador y modificación (Revamp) de la planta. Los ítem usuales que requieren atención en este caso son:

- calor de entrada incrementado para permitir alta temperatura de entrada al reactor.
- caída de presión reducida para permitir bajas presiones de operación.
- un volumen adicional de Reactor (para acomodar altos volúmenes).

Es raramente económico añadir capacidad de compresión del gas de recicló. Pero, el aumento de compresión puede verse bien por la reducción de la presión de operación, mientras se mantiene la presión alta en Unidades que consumen hidrógeno.

En conclusión diremos que el estudio detallado de cada planta demandará el tipo de operación adecuada a asumirse o emplearse, al usarse catalizador Bimetálico.

Durante los 30 años pasados, Unidades de Platformado tuvieron continua mejora en la solidez y calidad confiable del diseño mecánico. El vasto número de Platformers de operación semiregenerativos tienen preferencia por estos adelantos en términos de eficiencia de carga y operaciones económicas. Por consiguiente la selección de parámetros operativos tal como nivel de octano y presión, estructura del rendimiento; estuvieron más o menos dictadas por el sistema de catalizador empleado.

Como nuevos catalizadores se fueron desarrollando, la selección de los parámetros operativos tuvo que ampliarse algo, pero en lo que respecta a las regeneraciones los métodos también se fueron ampliando y se tomaron en cuenta ciertas condiciones operativas en el diseño de reformadoras semiregenerativas.

Se llama reforming "convencional" al sistema tradicional de platforming; luego, el diseño mecánico optó por añadir ciertas unidades de proceso que lo transformaron en Platforming no convencionales, como:

Platforming continuos, que posee una Unidad de Regeneración independiente.

HC platforming, que posee una Unidad de Hidrocracking (horno) independiente.

Estos sistemas no convencionales, también tienen como objetivo complementario al uso de catalizador Bimetálico, aumentar el nivel de octano del platformado y/o los rendimientos.

CAPITULO V

ANALISIS DEL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS EMPLEANDO CATALIZADOS MONOMETALICOS vs. BIMETALICOS

En el Séptimo Congreso Mundial de Petr6leo, Haensel y Addison, presentaron datos sobre adelantos o mejorías logradas en Sistemas Platforming, la cual fue llamado o identificado como HY-PLATFORMING; en la figura 5A se muestra una comparación entre el HY Platforming y la Reformación convencional: donde en las condiciones de operación señaladas existe una diferencia significativa en la estabilidad de rendimientos y particularmente en la estabilidad de temperaturas.

Significativamente los rendimientos iniciales parecen ser similares, pero a medida que pasa la alimentación (la vida del catalizador aumenta) la diferencia en los rendimientos se hace más notable a favor del HY Platforming. Paralelamente la temperatura promedio del catalizador es menor. Estos efectos de estabilidad son más pronunciados a bajas presiones porque un catalizador de Reformación Convencional es muy inestable bajo tales condiciones severas. Asi en la Fig. 5B se muestra otro gráfico análogo pero a baja presión.

El componente modificante en HY Platforming es el azufre. Este fue un desarrollo muy inesperado porque la mayoría de trabajos reportaron que el azufre tiene efectos deterioran

tes. Claro, que bajo ciertas condiciones el azufre puede mejorar la función del catalizador; y recientes reportes confirmaron esta observación.

La adición de Renio a catalizadores de Platino refleja resultados de mejoría en la estabilidad de los rendimientos. En la figura 5C se muestran datos de platforming de una nafta hidrotratada (Mid-Continent) sobre catalizador R-16, UOP para gasolina de 98 RON claro. La gráfica indica que la temperatura varía ligeramente ascendiendo, para poder lograr un rendimiento constante.

En la figura 5D se muestran datos del comportamiento de procesos "Rheniforming" vs. el Reformado Convencional de una nafta pesada ISOMAX a bajas presiones, en el cual se demuestra la gran estabilidad que poseen estas composiciones de Re-Pt, llamados procesos "Rheniforming".

En la siguiente tabla T-5A, se muestra para esclarecimiento del lector las mayores variables dependientes e independientes que se consideran en reformación catalítica. Las variables sobre la cual una tiene control en el diseño de nuevas unidades están marcadas (o):

TABLA T-5A.

VARIABLES INDEPENDIENTES

- (o) Presión de Reacción
- (o) Velocidad espacial
 - Temperatura del Catalizador
- (o) Razón de recicló de H_2 a la carga
- (o) Tipo de catalizador
 - Propiedades de la carga
 - Concentración de H_2O en el recicló
 - Concentración de Halógenos en el recicló
- (o) Concentración de Contaminantes en la carga

VARIABLES DEPENDIENTES

- (o) Rendimientos del C^+ reformado
- (o) Rendimiento de H_2
 - Rendimiento C_1-C_4
- (o) Vida del Catalizador
- (o) RON-O
 - Rendimiento de Aromáticos.

Para un operador con una unidad existente la elección de variables independientes está limitada para las capacidades del equipo existente con una buena excepción: tipo de catalizador. La elección de un catalizador apropiado para una unidad existente es de crucial importancia.

TABLA T-5B. TENDENCIAS DE LAS VARIABLES DE OPERACION

<u>VARIABLE OPERATIVA</u>	<u>TENDENCIA</u>	<u>C A U S A</u>
RON CLARO	Incremento	Demandas de RON-O en el Pool de Gasolinas.
Presión de Reacción	Decremento	Maximización de Rendim. de C ₅ y H ₂ .
H ₂ /HC	Decremento	Limitaciones de equipo. Ahorro de utilidades.
LHSV	Incremento	Requerimientos de altas capacidades. Ahorro de capital.
PFE (°F) de la Carga	Incremento	Incremento de la demanda de Gasolina relativo al Kerosene.

Así, el efecto de estas tendencias, según relatadas a las variables de octano y presión de reacción se ilustran gráficamente en las figuras F-5E y F-5F.

V.1. ANTECEDENTES EN PLANTAS PILOTOS Y/O REFINERIAS

Son muchas las corridas de pruebas realizadas a nivel mundial ya sea en plantas pilotos y/o Refinerías, utilizando catalizadores Bimetálicos, pruebas que dejan una buena experiencia sin duda alguna sobre las ventajas que se tiene al usar Bimetálicos.

Así, la figura F-5-1A muestra los resultados de rendimiento y temperatura vs. vida del catalizador de Bimetálicos R-20 y R-30 respecto a una base dada por Monometálicos; ésto a baja presión y alta severidad de oc

tanaje.

Así mismo la figura F-5-2A compara dos catalizadores Bimetálicos (R-16) y (R-30) procesados en condiciones más severas'. En esta prueba a baja presión el R-30 se muestra claramente superior en la actividad de alto octanaje, estabilidad y selectividad, lo que indica que el R-30 es una elección ideal para Platforming Continua a baja presión.

En plantas piloto de la U.O.P. se hicieron corridas de prueba con los catalizadores R-20 y R-16 (Pt-Re), ambos en idénticas condiciones. En la figura F-5-3A, se ve que el catalizador R-20 muestra consistentemente ventaja en el rendimiento de C_5^+ sobre el R-16. La estabilidad a la temperatura en ambos son similares.

Por otro lado, en una Unidad UOP-Platforming, continuos; usando como carga de alimentación Nafta Mid-Continent y Nafta Mideast realizaron 4 operaciones con cada nafta, utilizando catalizadores monometálicos y bimetálicos: R-12 y R-16, R-20 respectivamente.

Las aplicaciones del R-16 han permitido las siguientes mejoras en la función de unidades existentes sobre catalizadores monometálicos: alto octanaje; bajas presiones de operación; bajas razones del gas de reciclo; largos ciclos operativos; procesamiento de cargas complicadas o complejas y altos promedios de plat

formado (nafta) y altos rendimientos de hidrógeno.

En nuevas unidades Platforming, es posible tomar ventajas más amplias de estas series de catalizadores (R-16):

Bajas presiones operativas para altos rendimientos de platformado e Hidrógeno.

Baja razón de $H_2/H.C.$ para bajas utilidades y costos exigidos.

De los varios platformers diseñados específicamente para aplicaciones de R-16, todos tienen buen funcionamiento en exceso de expectativas. Un ejemplo notable es un platformer R-16, el cual fue diseñado para obtener C_5^+ RON claro de 104.

Con respecto al R-20 (Pt-Re); posee la característica de producir un rendimiento mejorado en su estructura sin efectuar cambios en la operación del Reformador. Los rendimientos mejorados del platformado C_5^+ es del orden del 2% en volumen, fue llevado a cabo en comparación con catalizadores monometálicos (R-11) y bimetálicos (R-16) en idénticas condiciones de operación.

Hasta 1971, catalizadores de la serie R-20 tuvieron que ser empleados en casi 50 operaciones comerciales de Platforming. Los catalizadores R-20 operan en la misma condición de estabilidad que los R-16 (Pt-Re). Por consiguiente, el hecho de producir mejores estruc

turas en sus rendimientos dan a estos catalizadores R-20 mayor atractivo que los monometálicos (Pt) y los (Pt-Re).

A continuación se muestran dos tablas comparativas, la tabla T-5-1A muestra el platforming de una nafta Mid-Continent y la tabla T-5-2A análogamente con la Nafta Mideast, así:

TABLA T-5-1A. PLATFORMING DE UNA NAFTA MID-CONTINENT

M O D O		O P E R A C I O N			
		A (SR)	B (SR)	C (SR)	D *(CC)
Propiedades de la carga:		° API	55.1		
		IBP (°F)	208.0		
		EBP (°F)	382.0		
RON claro		100	100	100	100
Tipo de Catalizador		R-12 (Pt)	R-16 (Pt-Re)	R-20	R-20
Presión		Alta	Media	Media	Baja
H ₂ /H.C., Razón		Alta	Media	Media	Baja
Inventario de Cataliz.		Alta	Media	Media	Baja
Rendimientos promedios					
C ₃	; % Peso	5.92	4.17	3.69	2.35
i-C ₄ /n-C ₄	; "	7.17	5.07	4.50	2.87
C ₅ ⁺	; "	78.07	83.45	85.17	89.38
C ₅ ⁺	; LV %	73.10	77.51	79.08	82.50
H ₂	; ft ³ /Bbl	900	1,150	1,180	1,380

TABLA T-5-2A. PLATFORMING DE NAFTA MIDEAST

U S O		O P E R A C I O N			
		A (SR)	BB (SR)	C (SR)	D * (CC)
Propiedades de la carga:		°API	58.8		
		IBP (°F)	178		
		EBP (°F)	399		
RON claro		98	98	98	98
Catalizador		R-12 (Pt)	R-16 (Pt-Re)	R-20	R-20
Presión		Alta	Media	Media	Baja
H ₂ /H.C., Razón		Alta	Media	Media	Baja
Catalyst Inventory		Alta	Media	Media	Baja
Rendimientos Promedio					
C ₃	; % Peso	8.15	5.98	5.55	3.81
i-C ₄	/n-C ₄ ; "	9.90	7.28	6.76	4.65
C ₅ ⁺	; "	71.44	78.17	79.88	85.34
C ₅ ⁺	; LV %	67.11	72.80	74.39	79.00
H ₂	: SCF/Bbl	604	854	884	1,084

La tabla T-5-1A muestra resultados típicos. Las columnas A y B, muestran operaciones semiregenerativas (SR) usando monometálico a alta presión respecto a bimetálicos a baja presión o intermedia. Para lograr RON claro de 100, el monometálico requiere alta presión, alta razón de H₂/H.C. y alto "inventario de catalizad." U.O.P. ha tomado ventaja de la enorme estabilidad de temperaturas y rendimientos de los Bimetálicos manifestándose esta ventaja al trabajar con me-

nores rigores de presión; $H_2/H.C.$ e inventario de catalizador. Estos aspectos favorables se manifiestan en dar mejores rendimientos y operaciones económicas.

La Presión Media de operación usando el R-16, da como resultado una ganancia neta del platformado C_5^+ de 4.4% volumen y una ganancia neta de rendimientos en H_2 de 250 SCF/Bbl de carga. Estas ganancias fueron promediadas sobre el espacio de 6 meses que duró el ciclo de regeneración. Análogamente en la tabla T-5-2A, las columnas A y B muestran similares comparaciones para lograr un RON claro de 98 como meta. Además, la alta severidad operativa requiere una presión alta, altas razones de $H_2/H.C.$ y altos inventarios de catalizador diseñados para lograr un ciclo de operación de 6 meses entre regeneraciones.

Por ejemplo B, tomando ventaja de la estabilidad incrementada del R-16, se opera a media presión, media razón $H_2/H.C.$ Esto conduce a que se de lugar a un incremento neto de 5.7% volumen del platformado C_5^+ y 250 SCF/Bbl de H_2 , sobre la base lograda con monometálico R-12.

Por otro lado, nuevas unidades incorporaron catalizador R-20, el cual por poseer estabilidades muy superiores al R-12 y R-16; da lugar a que se trabaje en condiciones muy bajas de presión, razón $H_2/H.C.$, etc. lográndose mayores rendimientos del platformado y de

gas hidrógeno. Así en la tabla T-5-1A en la columna C y B se compara lo siguiente: con R-20 se muestra un incremento en el rendimiento del platformado C_5^+ promedio sobre un ciclo de 1.6% vol. sobre la operación (B) del R-16. La ventaja total sobre la operación del R-12 es de 6.0% vol.

Similarmente en la Tabla T-5-2A se muestra una ventaja total de 7.3% en el rendimiento del C_5^+ sobre la operación (A) de R-12.

Ahora tomando en cuenta el empleo de operaciones continuas con R-20 sobre las semiregenerativas se contempla lo siguiente:

Platforming continuos: Requiere de la adición de una unidad que regenere el catalizador y lo mande a los reactores; esta operación la realiza continuamente y por esta razón y las ventajas de usar R-20; se logra operar a bajas presiones y bajas razones de $H_2/H.C.$ durando más la actividad del catalizador.

Las operaciones (D) de las Tablas T-5-1A y T-5-2A muestran las ventajas en rendimientos de C_5^+ y H_2 . Así en la primera tabla se ve una ventaja de 3.4; 5.0 y 9.4% vol sobre las operaciones con R-20, R-16 y R-12 respectivamente. Así mismo en la segunda tabla: 4.6; 6.2 y 11.9% vol. sobre las operaciones con R-20, R-16 y R-12.

Concluyendo diremos que la inversión que se tenga que hacer se ve generosamente compensada por las ventajas que presenta trabajar con Bimetálicos.

El Instituto Francés de Petróleo tiene desarrollando una tecnología de reformación catalítica capaz de producir reformados de 100 RON claro. Es un proceso a baja presión en el cual se obtienen resultados notorios de ahorro de utilidades,. Bajas presiones son necesarias especialmente según contenido de parafinas en la carga. Los equipos serían diseñados y de tamaños adecuados para minimizar la presión de tope dentro el sistema en orden para cuidar el tamaño del compresor dentro de los límites económicos.

En términos de Rendimientos de productos, cada caída de 50 psi en la presión del reactor incrementa cerca a un RON en el reformado C_5^+ , manteniendo constante las demás condiciones. Los otros parámetros de operación tienen poca importancia: LSHV, H_2/HC . Este proceso usa catalizadores BIMETALICOS, tal como se muestra en la Tabla T-5-3A.

TABLA T-5-3A. CATALIZADORES USADOS EN PROCESOS DEL IFP

DESIGNACION				
HARSHAW	PRO-CATALIZADOR*	Pt, % peso	Promotor (o)	Tamaño
# Naph-Tane 160	RG-404	0.60	No	1/8"
135	414	0.35	No	1/8"
160	402	0.60	No	1/16"
135	412	0.35	No	1/16"
260	422	0.60	Si	1/16"
235	432	0.35	Si	1/16"
220	442	0.20	Si	1/16"

* Es una junta subsidiaria de IFP y Pechiney - St. Gobain.

(o) No-Renio

Catalizador.

Estos nuevos catalizadores Bimetálicos son vendidos con una garantía de 5 regeneraciones (regeneración se refiere a quemar el carbón, calcinado y ajustar el nivel de cloro en el catalizador).

En la fig. F-5-4A se muestra los resultados de una planta piloto de una serie de 7 regeneraciones, cinco de ellos con simple quemado de coke y dos por procedimientos industriales. Catalizador Naph-tane 235 fue usado. La calidad de la carga fue:

EBP	=	383°F
WHSV	=	6.0
Temperatura Reactor	=	950°F
Naftenos	=	43.3% Vol
Aromáticos	=	6.8% Vol.

El reactor tuvo corridas a baja presión. También la figura muestra que después de la redistribución de platino y reajuste del nivel del cloro; retornaron a su estabilidad y actividad inicial. Catalizadores Naph Tane 235 y 260 pueden aceptar altas concentraciones de azufre 100 ppm. Así, una Unidad Industrial estuvo operando cargas de alimentación que contenía 2 ppm de azufre durante 5 meses; que después de los cuales seguía mostrando excelente estabilidad, rindiendo platificados de 96 RON claro (la alimentación a esta unidad era muy parafínica -75%).

El nuevo Proceso IFP también ofrece consideraciones flexibles para maximizar cortes C_{3-4} , ya sea adicionando apropiadamente: Splitters, columnas o flash drums rescatándolo en rendimientos de LPG. La Figura F-5-5A muestra uno de estos posibles esquemas.

Por otro lado, la Tabla T-5-4A presenta condiciones de operación, rendimientos, e inspecciones reformadas para las 3 cargas de alimentación presentadas en la tabla T-5-3A. Los datos son para el uso del Catalizador Bimetálico Engelhard E-601 en un diseño Magnaforming. Según las condiciones operativas se puede lograr ciclos de vida hasta de 5 a 8 meses, permitiendo de este modo operaciones semiregenerativas.

TABLA T-5-4A.

CARACTERISTICAS DE LA CARGA					(a)
S T O C K	GULF COAST	WEST TEXAS	MIDDLE EAST	HYDROCRACATE	
Gravedad API	52.7	58.4	57.9	54.7	
% Vol:					
Parafinas	45	48	64	46	
Naftenos	42.4	42	23	48	
Aromáticos	12.6	10	13	6	
IBP (ASTM) °F	172	214	210	176	
EBP (") °F	376	331	338	338	
RESULTADOS DE REFORMACION A BAJA PRESION					(b)
Rendimiento					
% Vol ; C ₅ ⁺	81.4	80.1	76.8	79.6	
RVP ; psi	2.5	3.5	3.2	3.0	
H ₂ ; SCF/Bbl Aumentación	1,350	1,335	1,140	1,427	
Pureza del Reciclo	81	89.1	80.2	85	
RESULTADOS DE REFORMACION A MEDIANA PRESION					(c)
C ₅ ⁺ ; % Vol	79.6	78.2	74.6	77.6	
RVP ; psi	2.9	4.1	3.8	3.6	
H ₂ ; SCF/Bbl Feed	1,020	1,038	843	1,160	
Pureza del Reciclo	81	83.7	74	81	
VIDA RELATIVA DEL CATALIZADOR					(d)
(Condiciones Standar de operación - 100 RON clear)					
Baja presión	1.5	2.7	1.0	3.0	
Mediana presión	2.6	4.6	1.7	5.0	
* Vida expresada en unidades arbitrarias.					

Un antecedente fundamental para el desarrollo de este trabajo, fue dado por la PAGE Co. tal como se muestra en las Tablas T-5-5A y T-5-6A; las cuales muestran aspectos técnicos y económicos respectivamente.

La primera tabla menciona 3 casos de estudio realizado en plantas piloto; los casos A-1 y A-2 muestran alternativas posibles para operaciones semiregenerativas usando catalizadores monometálicos y bimetálicos respectivamente y el caso A-3 es una alternativa que usa Bimetálicos y un calor adicional de entrada obtenido por la instalación de nuevas unidades: intercambiador de calor y un horno de recalentamiento.

La planta base tuvo un sistema de 3 reactores.

Para la "expansión", los reactores uno y dos estuvieron en paralelo y usados con el tercer reactor. Un nuevo primer reactor fue instalado. Varios catalizadores fueron juntados, pero la velocidad espacial fue también alzada o aumentada. Para esta planta, el hidrotratador fue adecuado para ambas cargas expandidas y para catalizador Bimetálico. La mejoría de octano y costos en esta planta se muestran en las Tablas antes mencionadas.

TABLA T-5-5A.

OPCIONES CON REFORMADOR CONVENCIONAL SEMIREGENER.			
	CASO A-1	CASO A-2	CASO A-3
CATALIZADOR	Pt (Base)	(Pt-Re)	(Pt-Re) Exp.
Alimentación; Bbl/D	5,200	5,200.0	8,000
Factor de Servicio; %	95.5	97.4	96.8
RON Claro	90.0	96.0	96.0
Rendimiento C ₅ ⁺ ; % Vol	85.3	81.5	84.0
LHSV	2.5	2.5	3.2
Presión; psi	500	500	400
H ₂ /oil ; razón molar	40	7.5	4.5

Source: Pace Co.

TABLA T-5-6A.

PLANTA A - COSTOS		
	CASO A-2	CASO A-3
Inversión, \$ 1,000'S		
Onsite	-	790
Catalizador inicial	41	98
T O T A L	42	888
Créditos Productos, \$ 1,000'S/año		
Catalizador	19	2
Utilidades	1	(58)
Otros	-	(24)
T O T A L	20	(80)
Depreciación, \$ 1,000'S/año		
Retorno a la Inversión	(8)	(178)
en; \$ 1,000'S/año		
Ventaja Neta (pérdida); \$ 1,000'S/año	(354)	(1,166)
RON B, 1,000/año	9,452	33,908
Costo, ¢/RON B	3.7	3.4

Source: Pace Co.

Conversión de 11,800 b/sd en Unidad de Reformación Convencional semiregenerativa para una unidad cíclica arroja una inversión por octano de 3.9 ¢/RON bbl.

El RON se elevó de 90 Claro a 100 Claro.

Uno de los catalizadores más modernos o nuevos desarrollados actualmente, es el (R-50, UOP) en base a Platino

no y Renio.

En la figura F-5-6A se muestran resultados de una de muchas plantas piloto operadas por U.O.P. utilizando este nuevo catalizador. Aquí el R-50 es comparado con un estándar de la industria: el Bimetálico R-16G (Pt-Re). El Test simuló una operación comercial semiregenerativa a alta severidad. La presión de reacción de 21 Kg/cm^2 (unos 298.85 psi) y un RON₀ de 100, son los requerimientos generalmente deseados por la mayoría de plantas existentes. Como se indica en la comparación una temperatura inicial de 12°C (unos 53.60°F) aventaja en actividad al R-16G.

Dos ejemplos son seleccionados para los muchos caminos. Uno puede tomar ventaja de las características del R-50 en plantas existentes. La figura F-5-7A muestra las relaciones entre razón de reciclo H_2/HC y días de carga operativas. Ploteados paramétricamente están las funciones relativas de 3 catalizadores, de variaciones en la actividad y estabilidad de tiempo de carga. Claramente en una operación limitada sin temperatura, R-50 muestra que un modo o alternativa de usar la estabilidad del R-50 sería bajando la razón molar H_2/HC , de este modo, conservando utilidades.

Un uso mas probable de los sistemas R-50 está descrito en la Tabla T-5-6A. Aquí está ilustrado los resul

tados de una comparación preparada por un operador en un platformer existente. A causa del procesamiento de un stock relativamente parafínico a 98 RON-O en un típico LHSV comercial y razón molar H_2/HC , esta unidad convenientemente limitada para un corto ciclo de temperatura, a causa de un $532^{\circ}C$ final de corrida por limitación de equipo. Esta refinería deseaba procesar un año completo entre regeneraciones.

El catalizador existente, de tipo monometálico (Pt), estuvo extremadamente limitado en la temperatura, dando un ciclo pequeño de un mes. Más adelante, comparaciones de R-16G, R-18 y R-50, indican que R-50 es el único catalizador que permitiría la deseada operación.

TABLA T-5-6A.

CATALIZADORES DE ALTA DENSIDAD

OPERACION DESEADA

Presión : 3450 KPa (500 psig)
 RON Claro : 98
 Duración del Ciclo : mínimo 12 meses

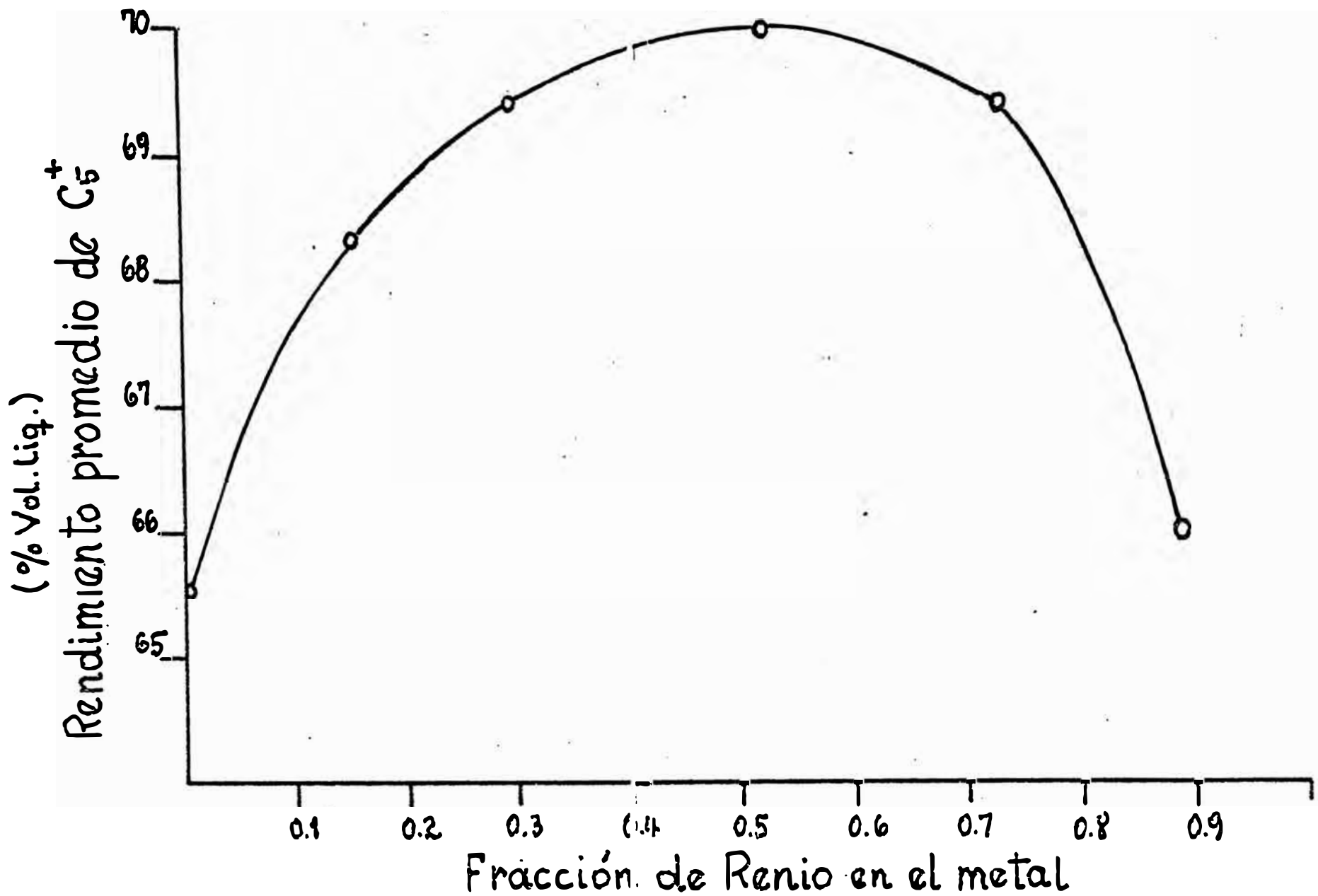
COMPARACION DE CATALIZADGRES

Catalizador (Pt/Re)	R-12 (2X/-)	R-16G (X/X)	R-18 (X/X)	R-50 (?/?)
Temp. del Ciclo, ($^{\circ}C$)			22	
EOR Temperat, ($^{\circ}C$)			532	
SOR Temperat, ($^{\circ}C$)	529	526	521	514
Vida, BPP	3	28	55	87
Meses	0.5	3.9	9.2	19.4

Después de analizar todos los antecedentes reconocidos de otras refinerías y/o plantas pilotos, nos damos cuenta de las enormes ventajas que nos da el trabajar con catalizadores Bimetálicos más densos y activos.

FIG. F. 4A

Catalizadores Platino-Renio (Efecto del metal Re).



Comparación de HY Platforming y Reform. Convencional.

Nofta: Mid-Continent.
300 psig ; 2 LHSV, 100 RON

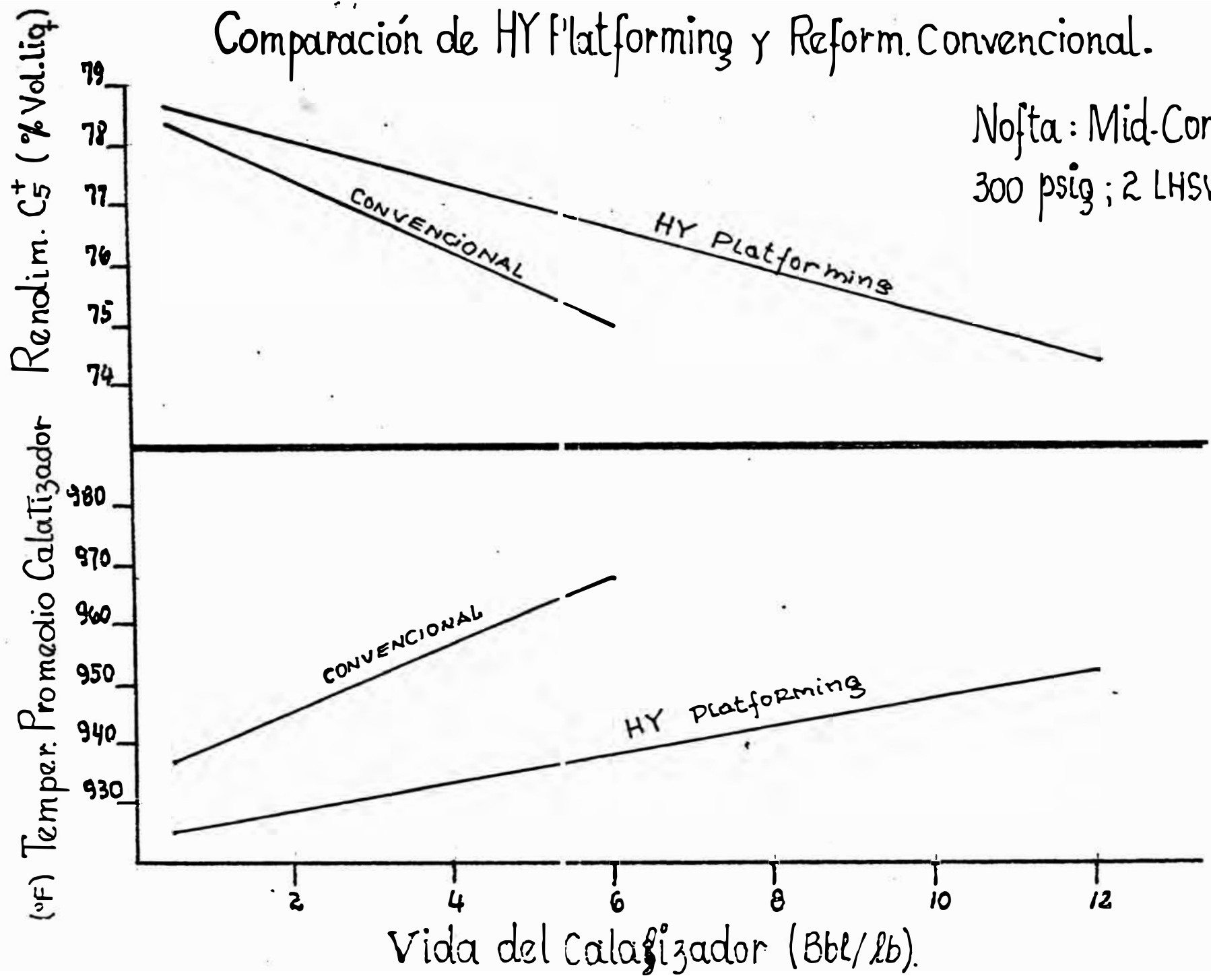


Fig: F-5B

BAJA PRESION; 100 PSIG; 1.5 LH5V; 100 RON
NAFTA: KUWAIT

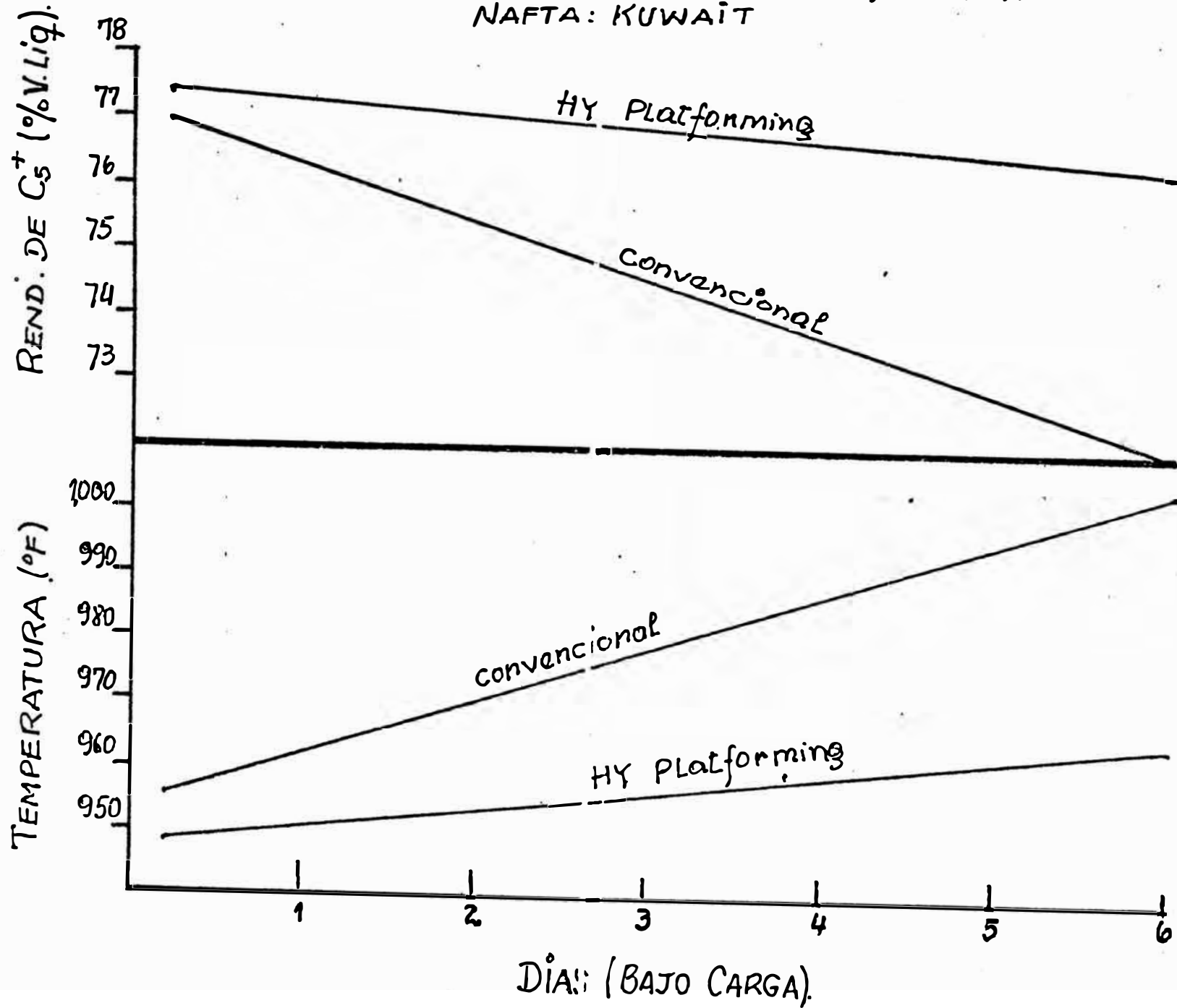


Fig: F-5C

Platforming de Nafta Mid-Continent

catálizador: R-113 ; 260 Psig ; 2 LHSV ; 98 RON

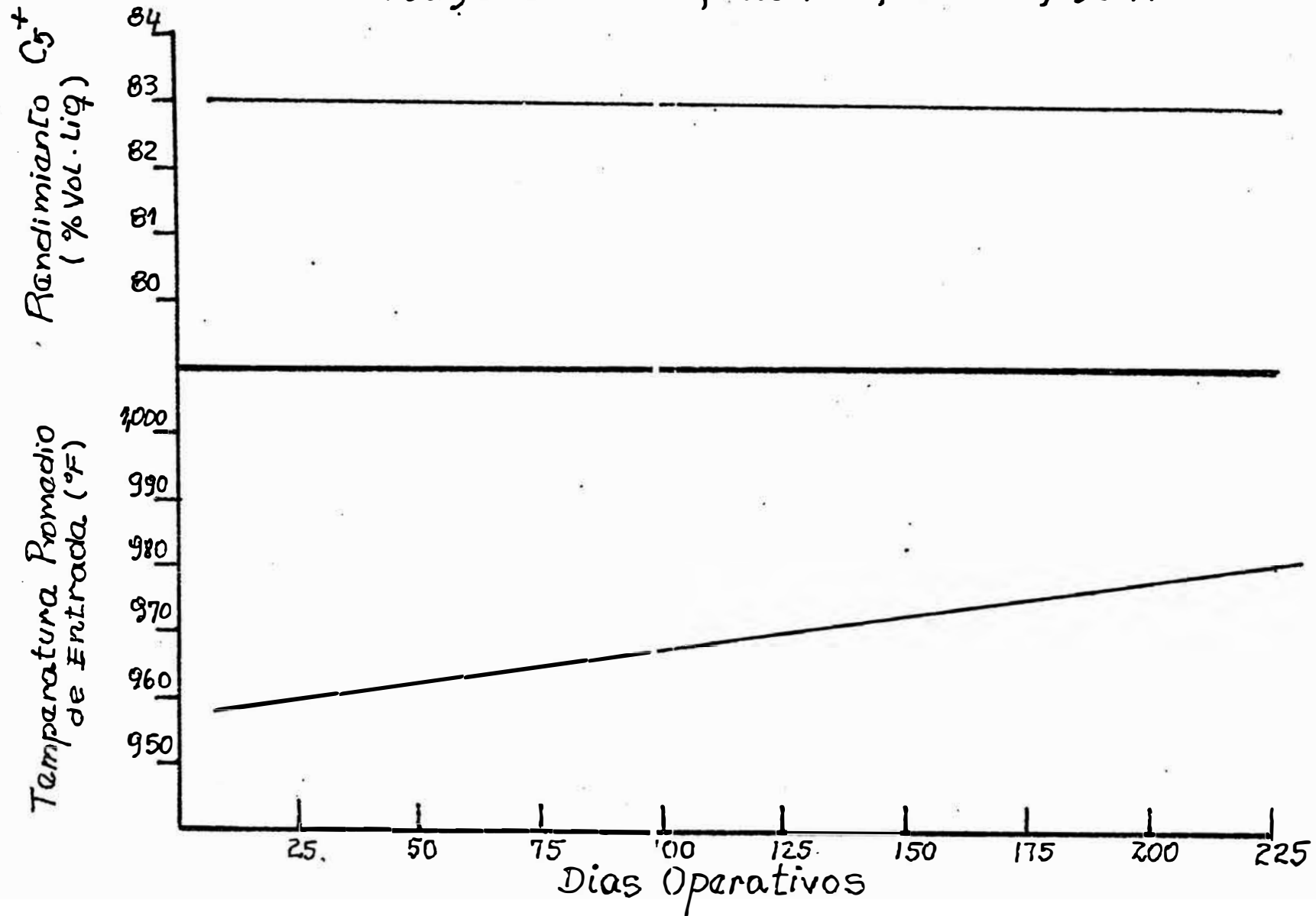


Fig. F-5D

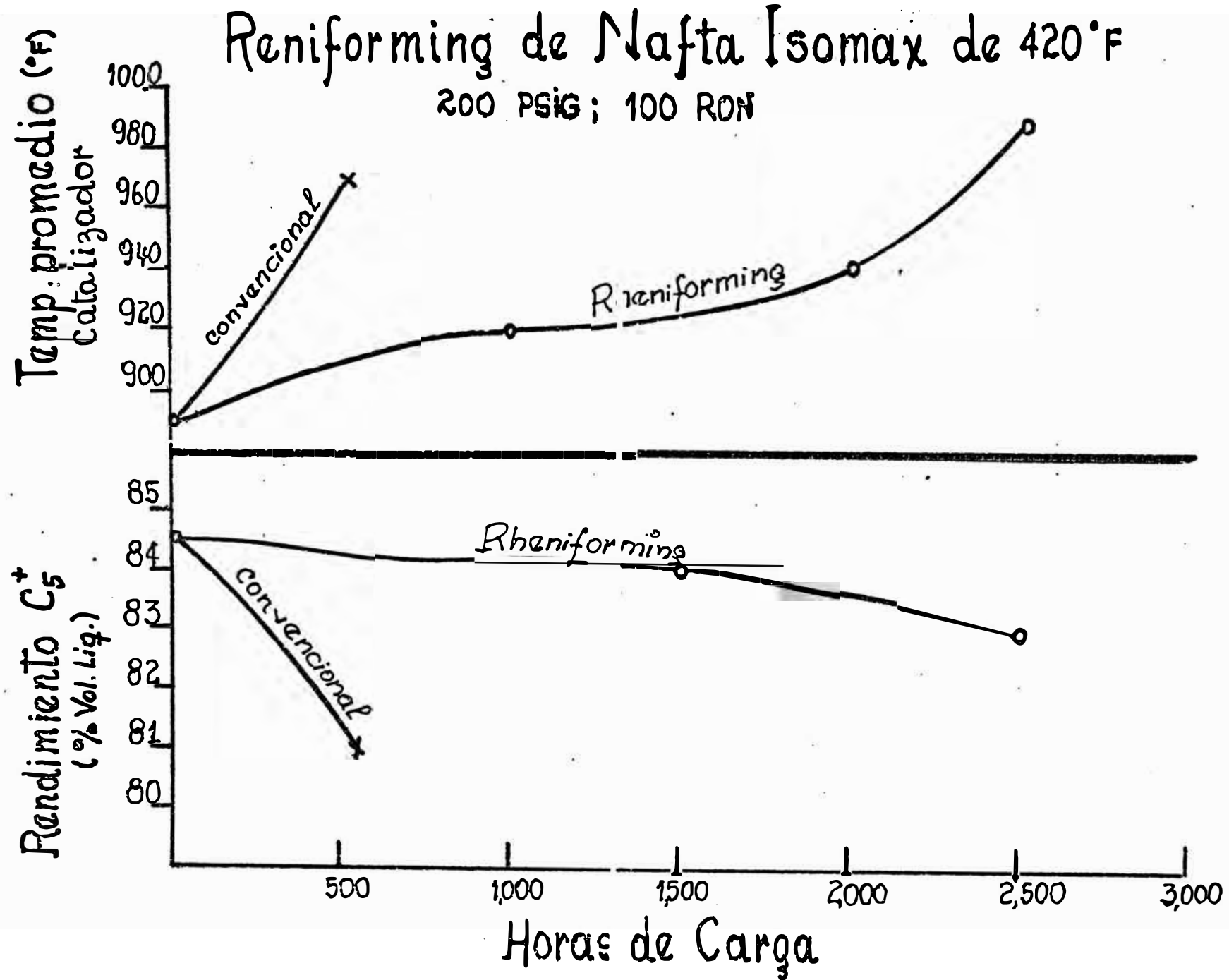
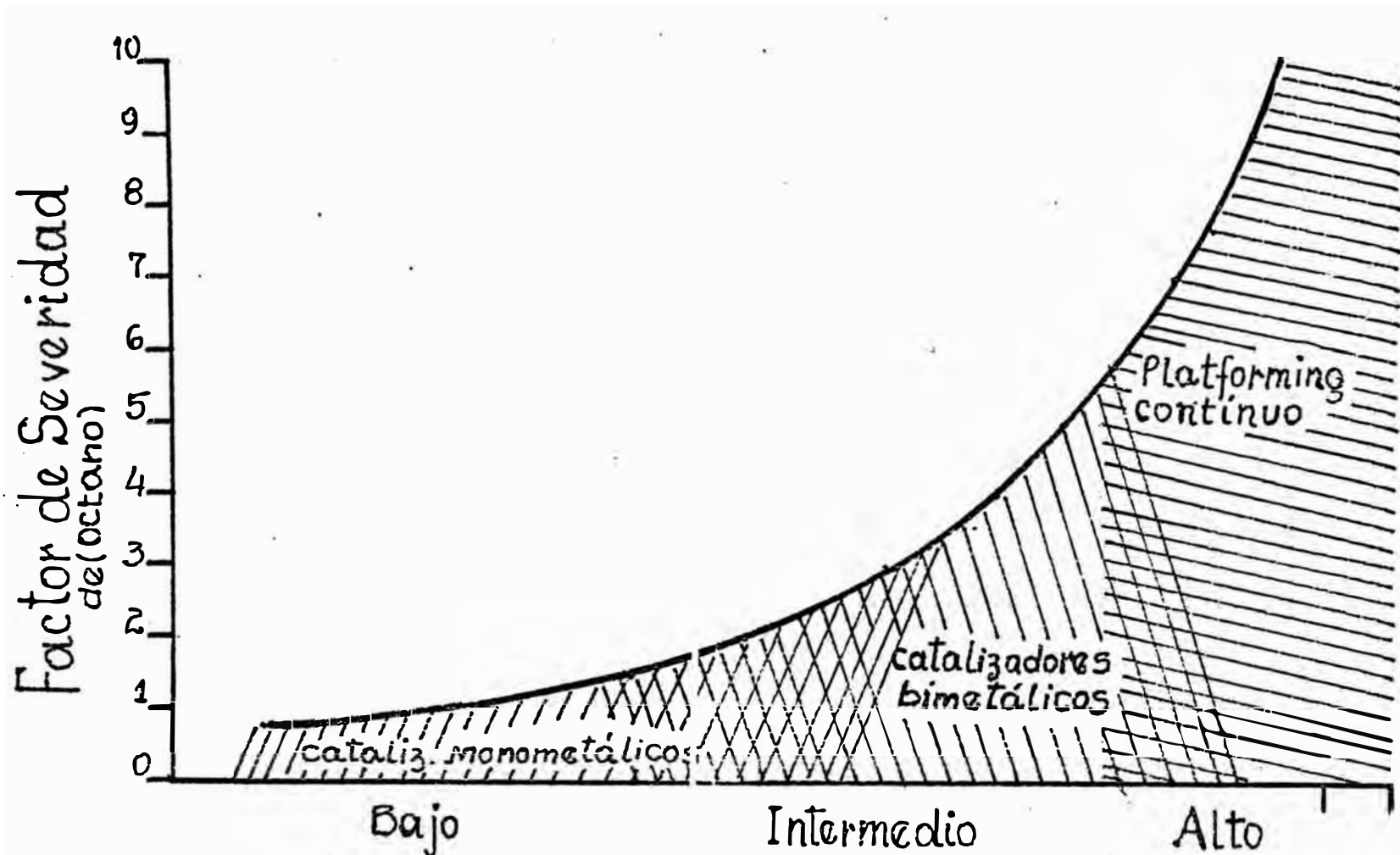


Fig: F-5E

Severidad de Catalizador como función del RON



Ron-O
(Número Octano del Reformado)

Fig: F-5F

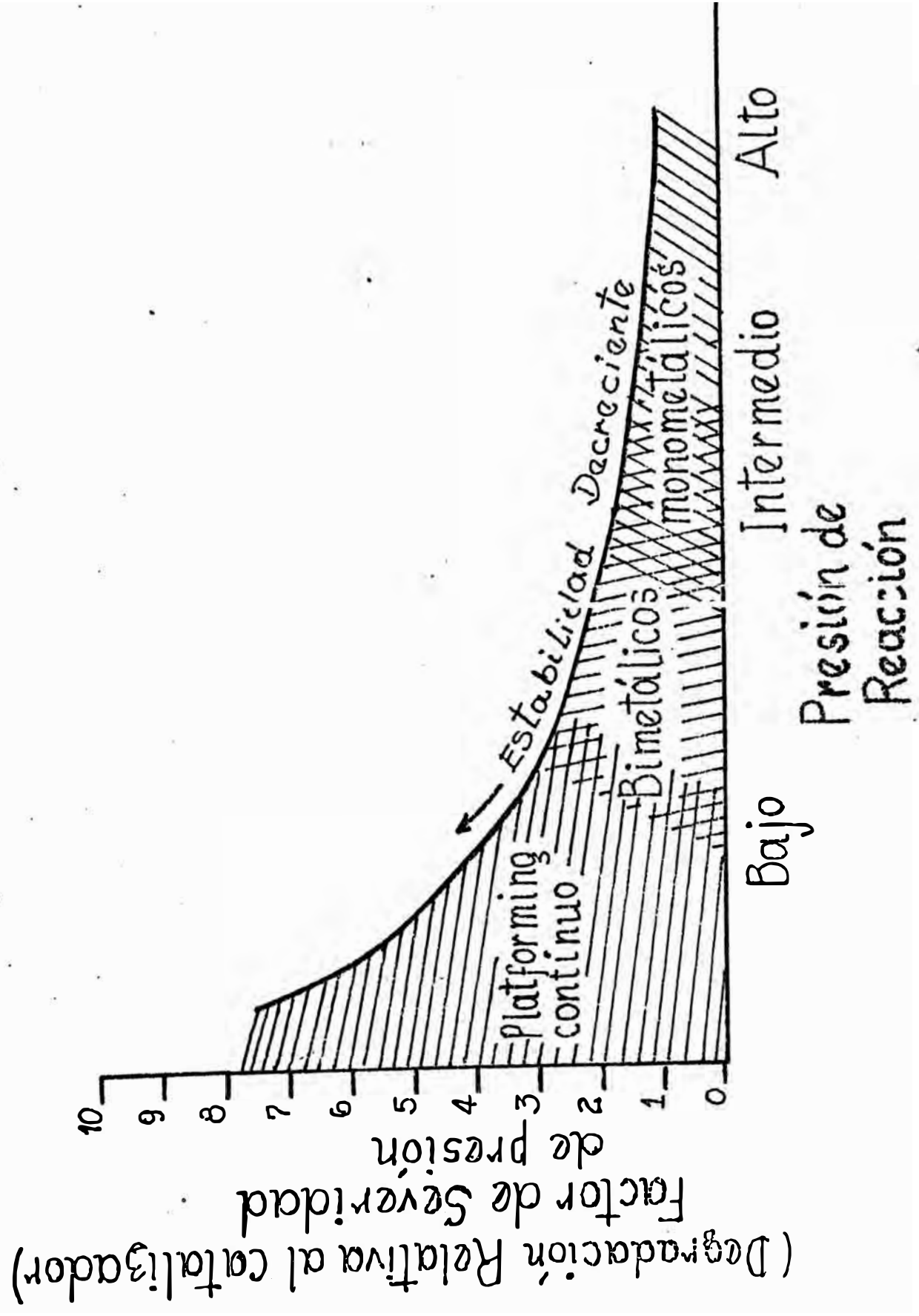
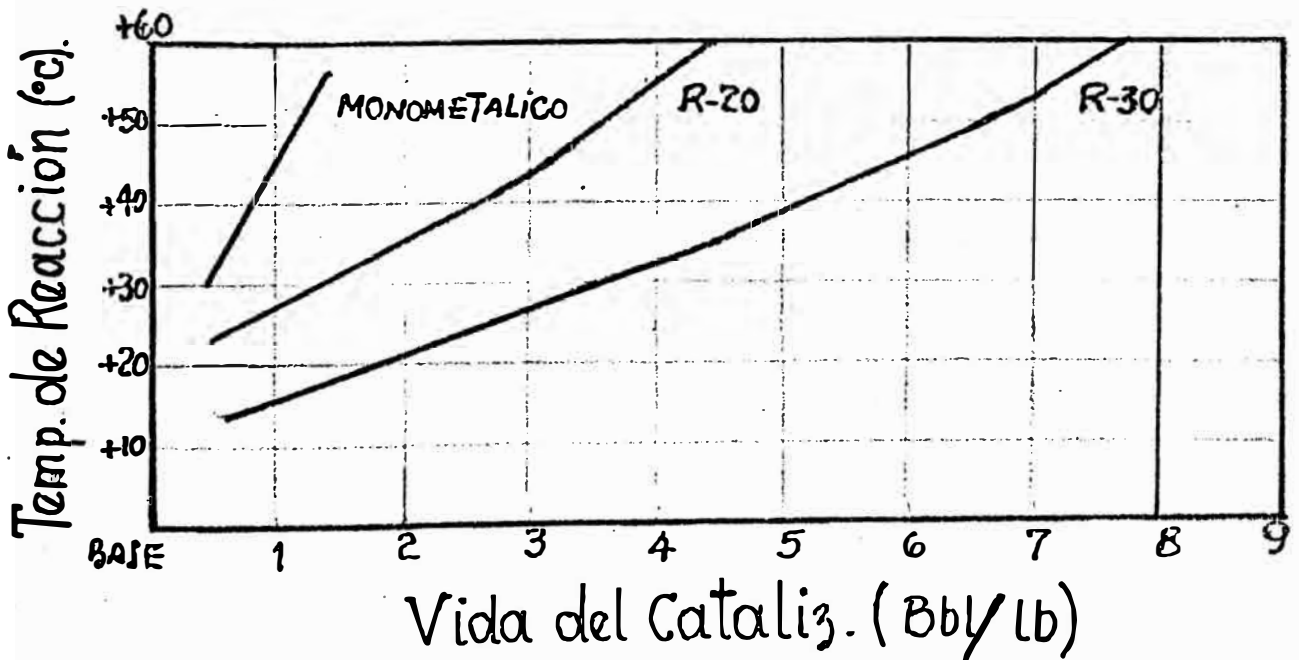
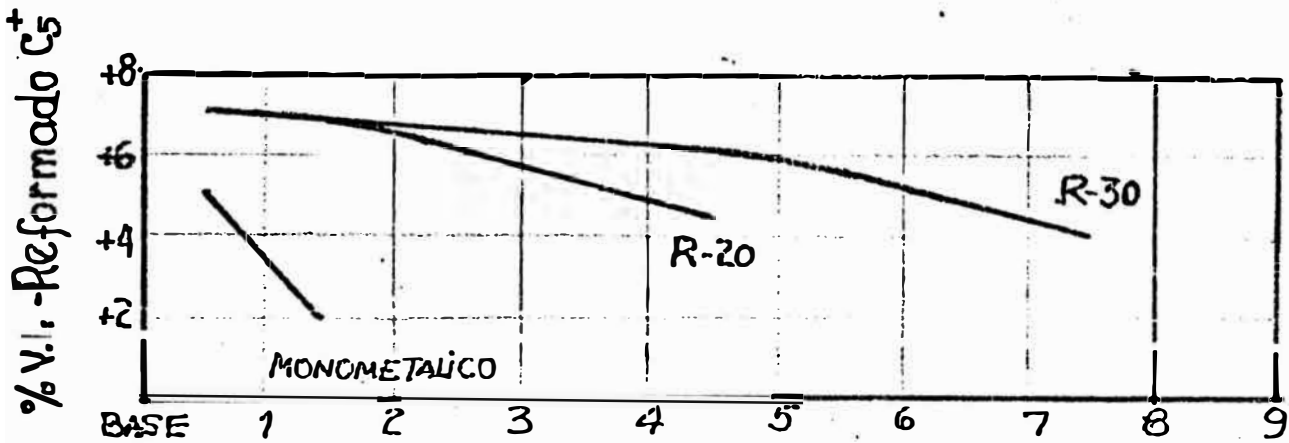
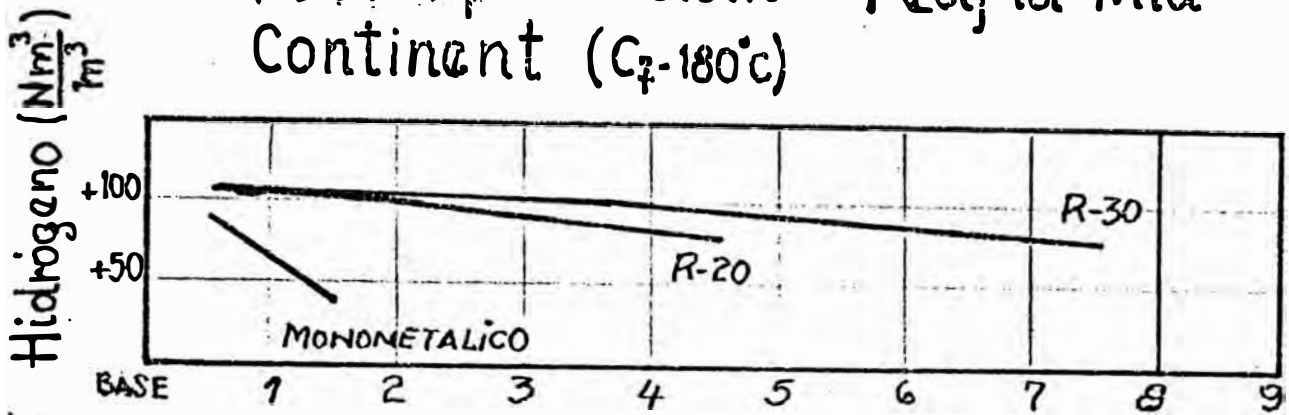


Fig: F-5-1A

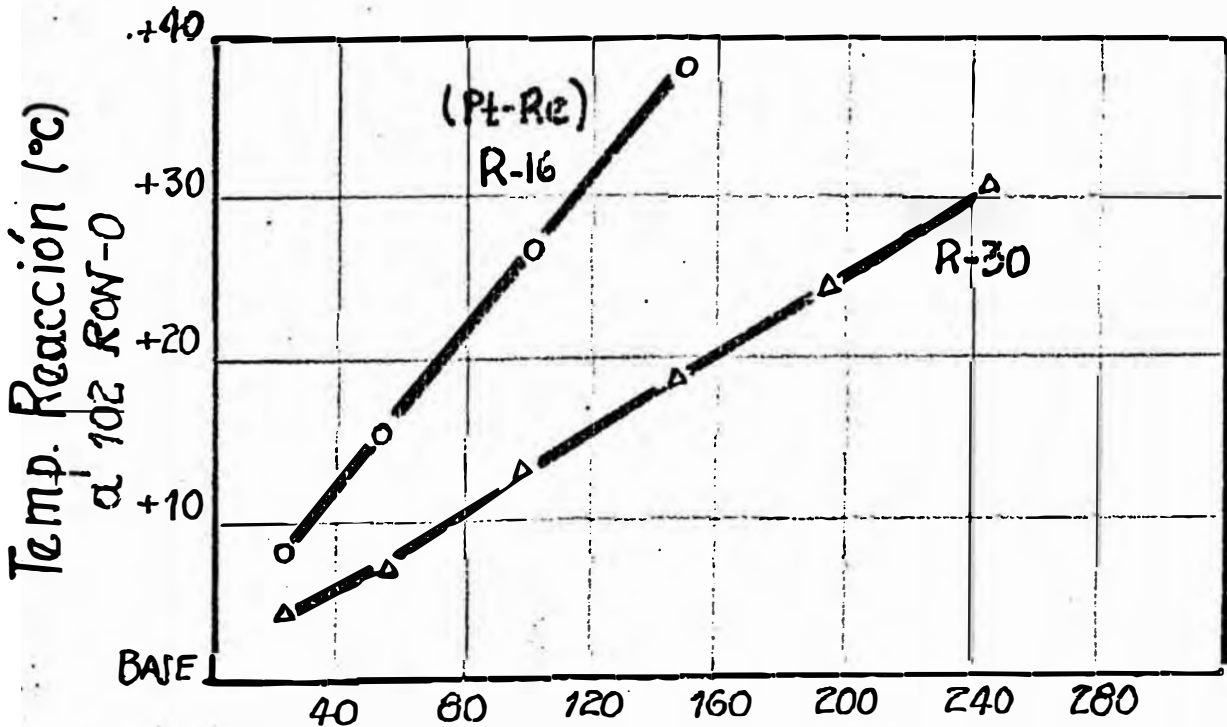
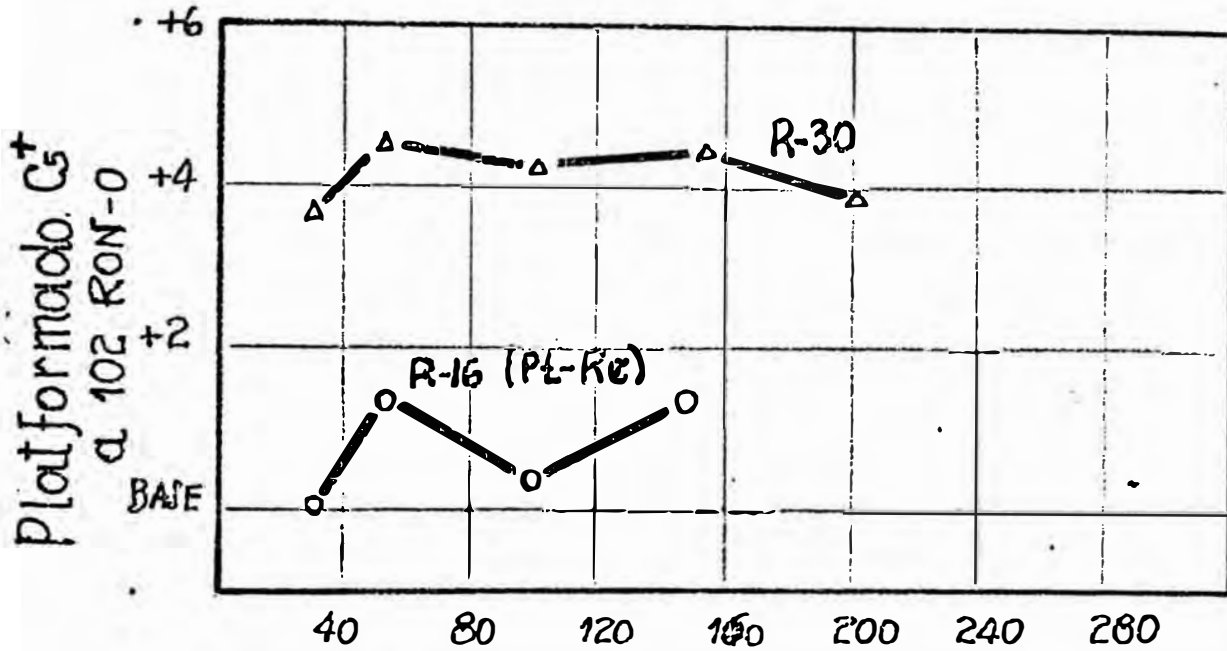
Comparación de Catalizadores
 Planta piloto U.O.P. - Nafta Mid-
 Continent ($C_7-180^\circ C$)



* Condiciones: 100 RON; 8.8 Kg/cm² (125 psig).

Fig: F-5-2A

Planta U.O.P. Piloto - Nafta Midecast (iC₆-134°C)
comparación de Bimetálicos
R-16 y R-30



Vida del Catalizador (Horas)

* Condiciones : 102 RON-0 ; 7 Kg/cm² (100 PSIG)

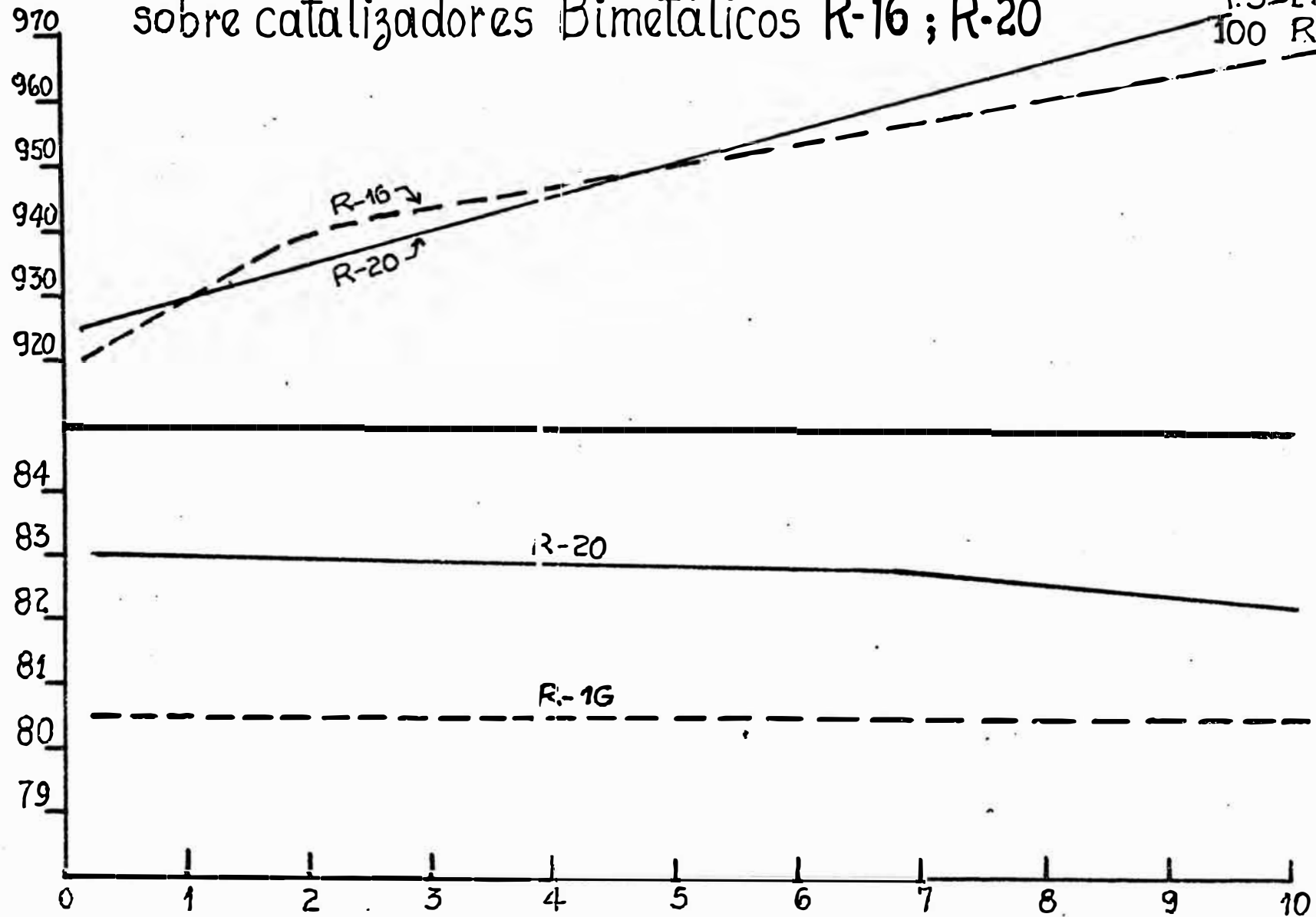
Fig: F-5-3A

Reforming de Nafta. Mid-Continent
sobre catalizadores Bimetálicos R-16 ; R-20

150 PSIG
1.5-LHSV
100 RON

Temperatura (°F)
Aveg. Block.

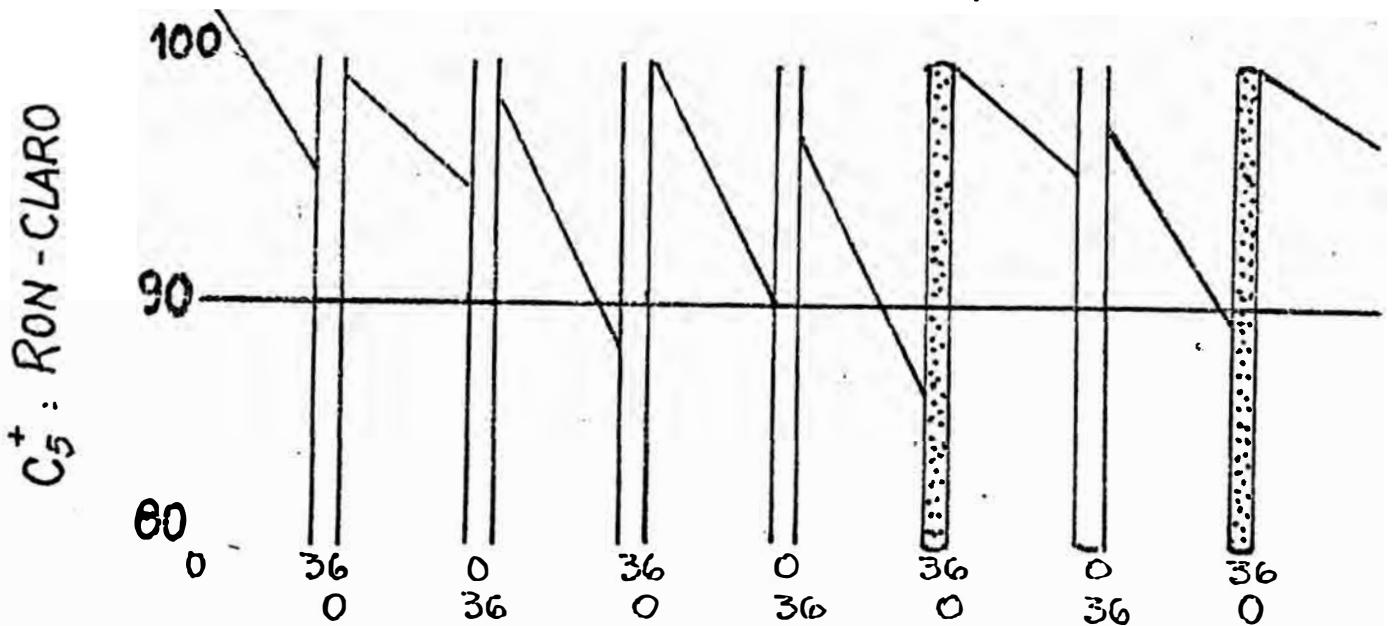
Rendimiento C₅⁺
(% Vol. Liq.)



Volumen del catalizador (Bbl/lb).

FIG: F-5-4A

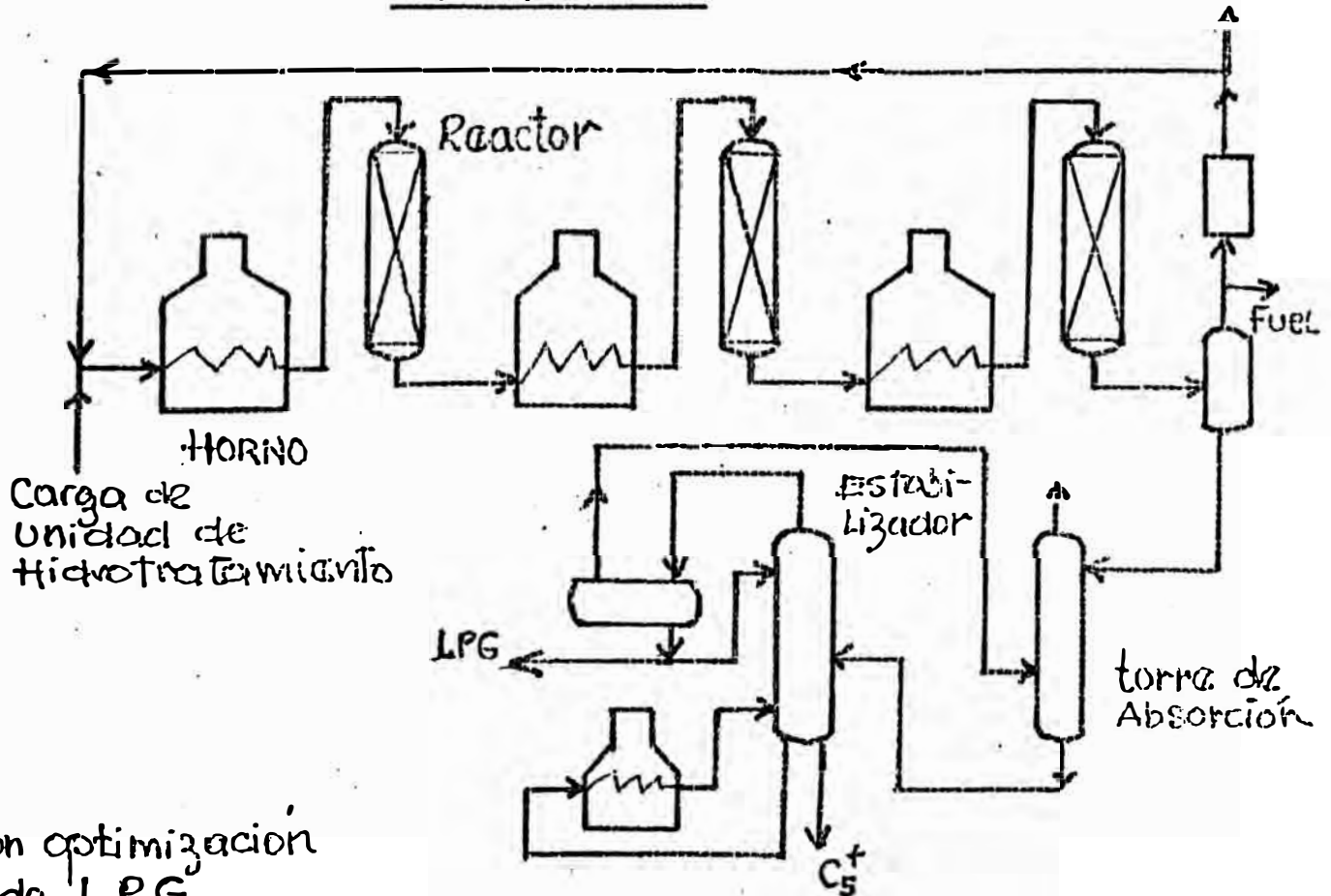
Regeneración del Naph-tane 235



- || regeneración simplificada (1^o quema de coke).
- ▤ procedimiento industrial (reg. y distrib. de Pt).

FIG: F-5-5A

a Hidrotrat.

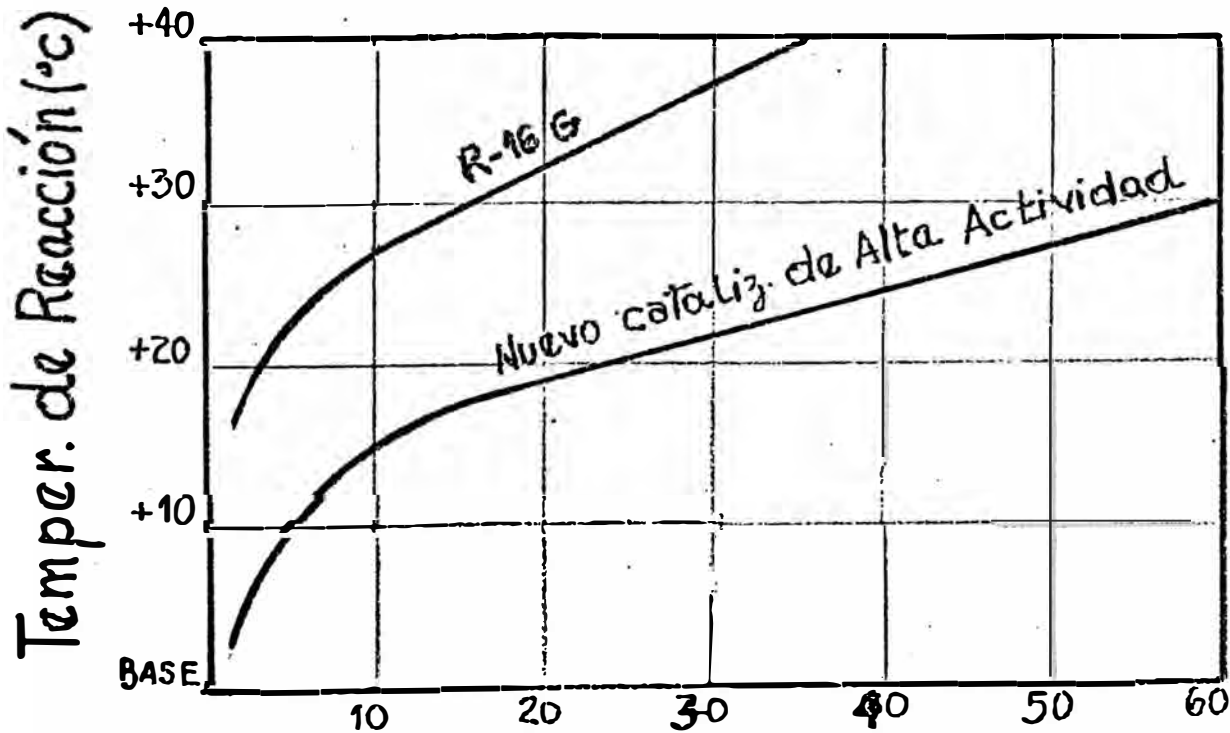
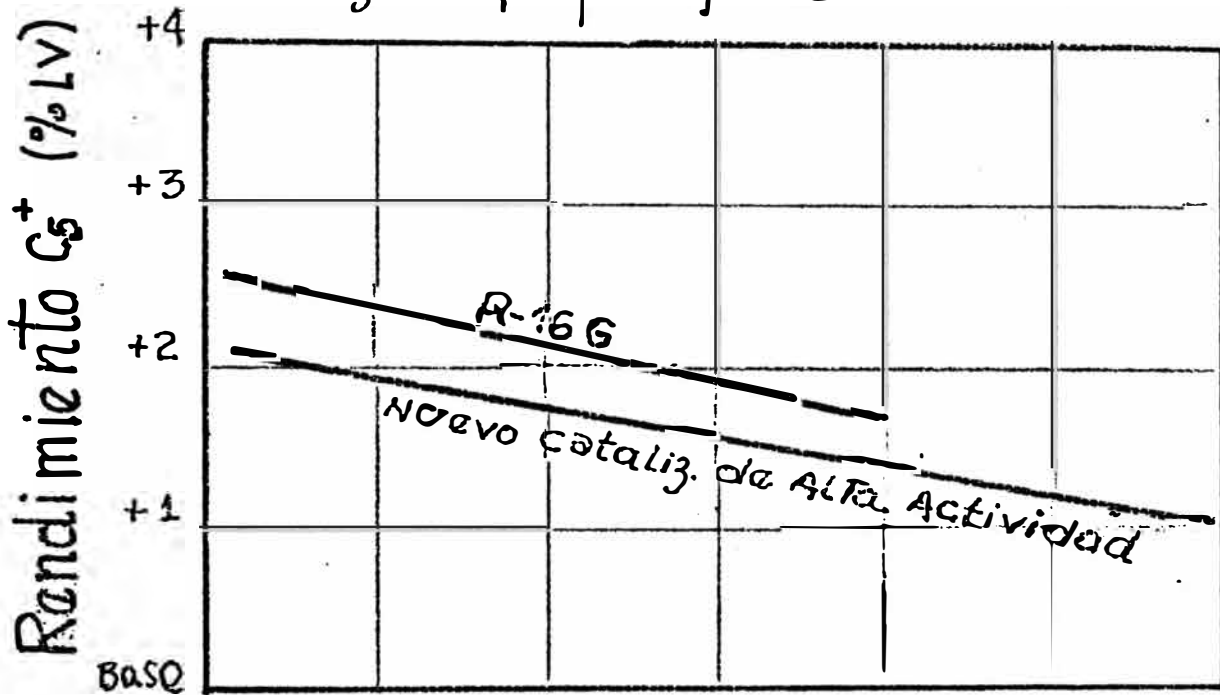


* Con optimización de L.P.G.

Fig: F-5-6A

Planta Piloto U.O.P.

comparación de Catalizadores
(carga: tipo parafínico Mideast F.B.R.)

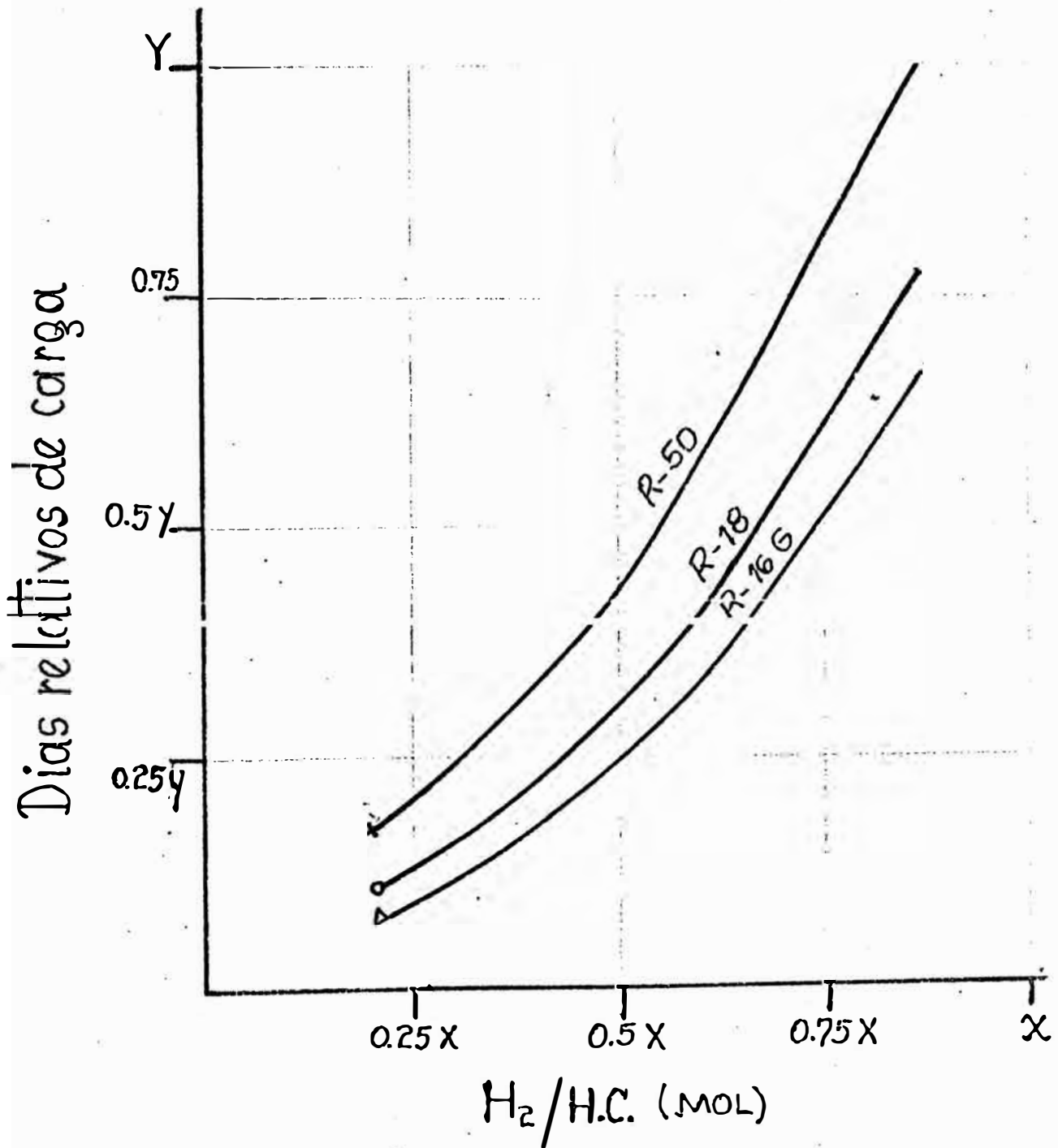


Dias de Carga

* Condiciones: 100 RON-C ; 300 PSIG de Pres. de reacción
(baja razón de gas de reacción).

FIG: F-5-7A

Efecto de la razón $H_2/H.C.$
sobre el tiempo de carga



V.2. PROYECCION A LA REFINERIA "LA PAMPILLA"

Anteriormente realizamos una demostración analítica de la conveniencia de usar catalizadores Bimetálicos a platforming, y todo ese análisis se hizo con un solo objetivo: Realizar la proyección de todos los beneficios estudiados a la refinería La Pampilla; para lo cual contamos también con resultados de corridas de pruebas realizadas en la planta piloto de la U.O.P. con naftas nuestras o con naftas de propiedades muy parecidas a las nuestras; es decir, se parte de bases científicamente comprobadas y verdaderas para llegar a conclusiones de igual característica.

A fines de 1975 la planta piloto - U.O.P., usó nafta de Capahuari y nafta ecuatoriana y desarrolló información para los siguientes casos:

1. Máximo RON claro (combustible para motor) para una carga de 1,760 B/D de nafta Capahuari y Ecuatoriana usando Catalizador R-11 (Monometálico).
2. Máxima producción de motor fuel a máximo RON claro para 1,760 B/D de carga de nafta Capahuari y Ecuatoriana.
3. Máxima producción razón de carga de nafta Capahuari y Ecuatoriana para un RON claro de 88.

Donde se obtuvieron 6 tablas que muestran rendimientos estimados de productos y propiedades para cada ca

so. Estas tablas son: I, II, III, IV, V, VI.

La Tabla VII muestra información general tal como, tipo de catalizador, volumen, precios, vidas estimadas y condiciones operativas.

La Tabla VIII muestra el Duty de diseño original de los equipos principales en la unidad y los aproximados para los 3 primeros casos.

TABLA I

RENDIMIENTOS ESTIMADOS

CASO I: Catalizador R-11 - Máximo RON Claro de 95; para
1760 B/D de Nafta Capahuari.

<u>NAFTA (carga)</u> (180-380°F)	°API	% Vol.	BPD	% Peso	lb/Hr	SCFD
P/N/A = 36.5/50/13.5	51.4	100	1,760	100	19,833	

PRODUCTOS

H ₂				1.83	363	933
C ₁				1.38	274	
C ₂				2.06	408	
C ₃		4.83	85	3.18	631	
iC ₄		2.17	38	1.58	313	
nC ₄		3.13	55	2.37	470	
iC ₅		3.28	58	2.65	526	
nC ₅		2.17	38	1.77	351	
C ₆ ⁺		78.35	1,380	83.18	16,497	

PROPIEDADES ESTIMADAS DE PRODUCTOS DEBUTANIZADOS

C ₅ ⁺ , Platformado, BSD	1,468
°API	43.6
RVP	3.4
RON Claro	95
RON + 3 cc TEL	101.1
ASTM-D-86	
IBP, °F	144
10%	186
30%	230
50%	283
70%	296
90%	339
EBP, °F	415

TABLA II

RENDIMIENTOS ESTIMADOS

CASO II: Catalizador R-16G - Máximo Motor fuel en nivel
máximo de octano en nafta Capahuari.

<u>NAFTA (carga)</u> (180-380°F)	°API	<u>% Vol.</u>	BPD	% Peso	<u>lb/Hr</u>	SCFD
P/N/A: 36.5/50/13.5	57.5	100	1,760	100	19,833	
<u>PRODUCTOS</u>						
H ₂				2.19	434	1,115
C ₁				1.71	339	
C ₂				2.26	448	
C ₃	4.80	4.80	84	3.16	627	
iC ₄		2.11	37	1.54	305	
nC ₄		3.06	54	2.31	458	
iC ₅		3.22	57	2.60	516	
nC ₅		2.12	37	1.73	343	
C ₆ ⁺		76.08	1,339	82.50	16,363	

PROPIEDADES ESTIMADAS DE PRODUCTOS DEBUTANIZADOS

C ₅ ⁺ , platformado, BSD	1,418.0
°API	39.9
RVP	3.4
RON Claro	100.0
RON + 3 cc TEL	104.5
<u>ASTM-D-86</u>	
IBP: °F	139
10%	183
30%	232
50%	267
70%	299
90%	342
EBP, °F	422

TABLA IV

RENDIMIENTOS ESTIMADOS

CASO IV: Catalizador R-11 - Máximo 95 RON claro motor fuel
en 1,760 B/D de nafta Ecuatoriana

<u>NAFTA (carga)</u>	<u>°API</u>	<u>% Vol.</u>	<u>BPD</u>	<u>% Peso</u>	<u>lb/Hr</u>	<u>SCFD</u>
180-380 °F	56.1	100	1,760	100	19,348	
<u>PRODUCTOS</u>						
H ₂				1.81	350	900
C ₁				1.57	304	
C ₂				2.53	490	
C ₃		5.77	101	3.89	753	
i-C ₄		2.59	46	1.93	373	
n-C ₄		3.74	66	2.90	561	
i-C ₅		3.84	68	3.18	615	
n-C ₅		2.54	45	2.12	410	
C ₆ ⁺		74.81	1,317	80.07	15,492	

PROPIEDADES ESTIMADAS DE PRODUCTOS DEBUTANIZADOS

C ₅ , Platformado, BSD	1,420.0
°API	46.9
RVP	3.7
RON Claro	95.0
RON 3 cc TEL	101.0
<u>ASTM-D-86</u>	
IBP: °F	137
10%	176
30%	220
50%	255
70%	290
90%	336
EBP, °F	415

TABLA V

RENDIMIENTOS ESTIMADOS

CASO V: Catalizador tipo R-16G - Máximo Motor Fuel a máximo RON Claro de nafta Ecuatoriana.

NAFTA (carga) 180-380 °F	°API	% Vol	BPD	% Peso	lb/Hr	SCFD
	56.1	100	1,760	100	19,348	
PRODUCTOS						
H ₂				2.17	420	1,080
C ₁				1.84	356	
C ₂				2.66	515	
C ₃		5.51	97	3.72	720	
i-C		2.43	43	1.81	350	
n-C ₄		3.51	62	2.72	526	
i-C ₅		3.64	64	3.01	582	
n-C ₅		2.40	42	2.01	389	
C ₆		73.27	1,290	80.06	15,490	

PROPIEDADES ESTIMADAS DE PRODUCTOS DEBUTANIZADOS

C ₅ ⁺ , Platformado, B/D	1,379.0
°API	43.1
RVP	3.6
RON-Claro	99.3
RON + 3 cc TEL	103.9
ASTM-D-86	
IBP, °F	135
10%	175
30%	223
50%	260
70%	294
90%	339
EPD, °F	421

TABLA VI

RENDIMIENTOS ESTIMADOS

CASO VI: Catalizador R-16G - Máxima razón de carga para un RON Claro de 88, de nafta Ecuatoriana.

NAFTA (carga) 180-380°F	°API	% Vol.	BPD	% Peso	lb/Hr	SCFD
	56.1	100	2,465	100	27,098	
PRODUCTOS						
H ₂				1.76	477	875
C ₁				1.16	314	
C ₂				1.60	434	
C ₃		3.32	82	2.24	607	
i-C ₄		1.46	36	1.09	295	
n-C		2.11	52	1.64	444	
i-C ₅		2.29	56	1.90	515	
n-C		6.51	37	1.27	344	
C ₆ ⁺		83.61	2,061	87.34	23,668	

PROPIEDADES ESTIMADAS DE PRODUCTOS DEBUTANIZADOS

C ₅ ⁺ , Platformado, BS I	2,150.0
°API	49.8
RVP	3.0
RON Claro	88.0
RON + 3 cc TEL	97.4
ASTM-D-86	
IBP; °F	148
10%	186
30%	224
50%	255
70%	290
90%	336
EBP; °F	405

TABLA VII. INFORMACION GENERAL

<u>C A S O</u>	<u>I</u>	<u>II</u>	<u>III</u>	<u>IV</u>	<u>V</u>	<u>VI</u>
	<u>CARGA: NAFTA CAPAHUARI</u>			<u>CARGA: NAFTA ECUATORIANA</u>		
Tipo Catalizador	R-11	R-16G	R-16G	R-11	R-16G	R-16G
Cantidad de Catalizador (lbs)	8,792	8,792	8,792	8,792	8,792	8,792
Precio de Catalizador, (US\$) Pt	82,500	82,500	82,500	82,500	82,500	82,500
Activador Metal	-	17,000	17,000	-	17,000	17,000
<u>Soporte</u>	<u>28,500</u>	<u>28,500</u>	<u>28,500</u>	<u>28,500</u>	<u>28,500</u>	<u>28,500</u>
T O T A L (US\$)	111,000	128,000	128,000	111,000	128,000	128,000
<u>Costo de Recuperación de Cat.</u>						
\$US/lb. de Catalizador	1.25	1.95	1.95	1.25	1.95	1.95
Vida estimada de Catalizador con 4 regeneraciones meses	28	29	50	25	29	50
<u>Condiciones Operativas</u>						
Carga de Alimentación; BSD	1,760	1,760	2,465	1,760	1,760	2,465
Sep. Productos ; psi	400	300	400	400	300	400
LHSV	1.5	1.5	2.1	1.5	1.5	2.1
Razón Molar de H ₂ /HC	6.0	4.5	4.0	6.0	4.5	4.0
RON claro Platformado	95	100	38	95	99.3	88

TABLA VIII. DUTIES PRELIMINARES ESTIMADOS

	<u>MM BTU / H r.</u>			CASO III
	DUTY DE DISEÑO	CASO I	CASO II	
Horno N° 1 (12H-3) o H1P	7.96	6.73	6.24	
" N° 2 (12H-4) o H2P	5.25	3.88	4.17	
" N° 3 (12H-5) o H3P	2.38	1.98	2.62	
Condensador de Productos	6.50	6.10	5.45	
Enfriador de Fondos de la Estabilizadora	1.36	1.31	1.23	
Condensador de Tope de la Estabilizadora	1.68	1.27	1.21	
Compresor del Reciclo (ASFM)	470	304	306	

INTERPRETACION:

CASO I : La unidad existente trabajará sin problemas.

CASO II: El Horno N° 3 es muy pequeño.

Para analizar mejor cada caso, se tiene el siguiente cuadro:

TABLA IX.

		T I P O D E C A R G A					
		NAFTA CAPAHUARI			NAFTA ECUATORIANA		
RESULTADOS	TABLA	T-I	T-II	T-III	T-I	T-II	T-III
Catalizador		R-11	R-16G	R-16G	R-11	R-16G	R-16G
Razón de Carga (B/D)		1,760	1,760	2,465	1,760	1,760	2,465
RON Claro		95	100	88	95	99.3	88
Rendimiento del Platformado (B/D)		1,468	1,418	2,201	1,420	1,379	2,150
RON + 3 cc TEL		101.1	104.5	97.4	101	103.9	97.4

Como se ve en el cuadro anterior y para la misma cantidad de catalizador las Tablas T-I y T-II, muestran para igual carga de alimentación, una pequeña diferencia en cuanto al rendimiento, pero compensado por otro lado el alto RON claro obtenido con R-16G, así mismo, observando las Tablas VII y VIII, vemos que para una misma cantidad de catalizador en los casos I y II sugiere menos volumen de R-16G (mayor densidad que el monometálico R-11) y por consiguiente menor área activa, mayor costo del catalizador; por otro lado el Horno N° 3 sería levemente de capacidad insuficiente; pero se contaría con más tiempo de vida del catalizador, menor presión de separación de productos, menor relación H_2/HC de recicló, mayor RON claro y conside-

rable ahorro de energía. Resumiendo tendremos:

Ventajas que se obtienen:

- 1) Alto RON claro (100 contra 95 y 99.3 contra 95)
- 2) Mayor tiempo de vida del catalizador.
- 3) Menor presión de separación.
- 4) Menor relación H_2/HC de gas de recicló.
- 5) Ahorro de energía. (0.35 MM BTU/Hr.).

Desventajas que se presentan:

- 1) Mayor inversión en catalizador.
- 2) Posible incapacidad del Horno N° 3. (Para el Caso II)
- 3) Menor producción de platformado. (Una producción diferencial de más o menos 50 B/D).

Por lo que desde ya se augura un hgran efecto del alto RON que se obtiene, en el Pool de gasolinas de la Refinería lo que se manifestaría en un ahorro de conjunto de TEL (plomo tetraetílico) y por consiguiente mayor ahorro económico.

ANALISIS DE LA CAPACIDAD DEL HORNO N° 3

El cuadro o Tabla VIII muestra los duty requeridos para cuando se usa catalizador bimetálico (R-16G) tal como se ve en el Caso II.

Los duty requeridos en el Caso II con respecto a los

de diseño son suficientes a excepción del horno N° 3, que es mayor que el de diseño (2.62 contra 2.38 MM BTU/Hr); ésto nos indica que la capacidad del horno existente N° 3 es insuficiente, por lo que se debe analizar técnicamente y a la vez económicamente que alternativa de solución es la más aconsejable. Así, para poder disponer de un horno capaz de absorber 2.62 MM BTU/hr se requiere de las siguientes alternativas:

- A. Un nuevo horno.
- B. Menor régimen de carga a la unidad. (Trabajando Unifining a máx. capacidad).
- C. Adición de más área de transferencia. Cambio de tubos.
- D. Carga de 1,760 B/D y severidad de 90-95 RON.

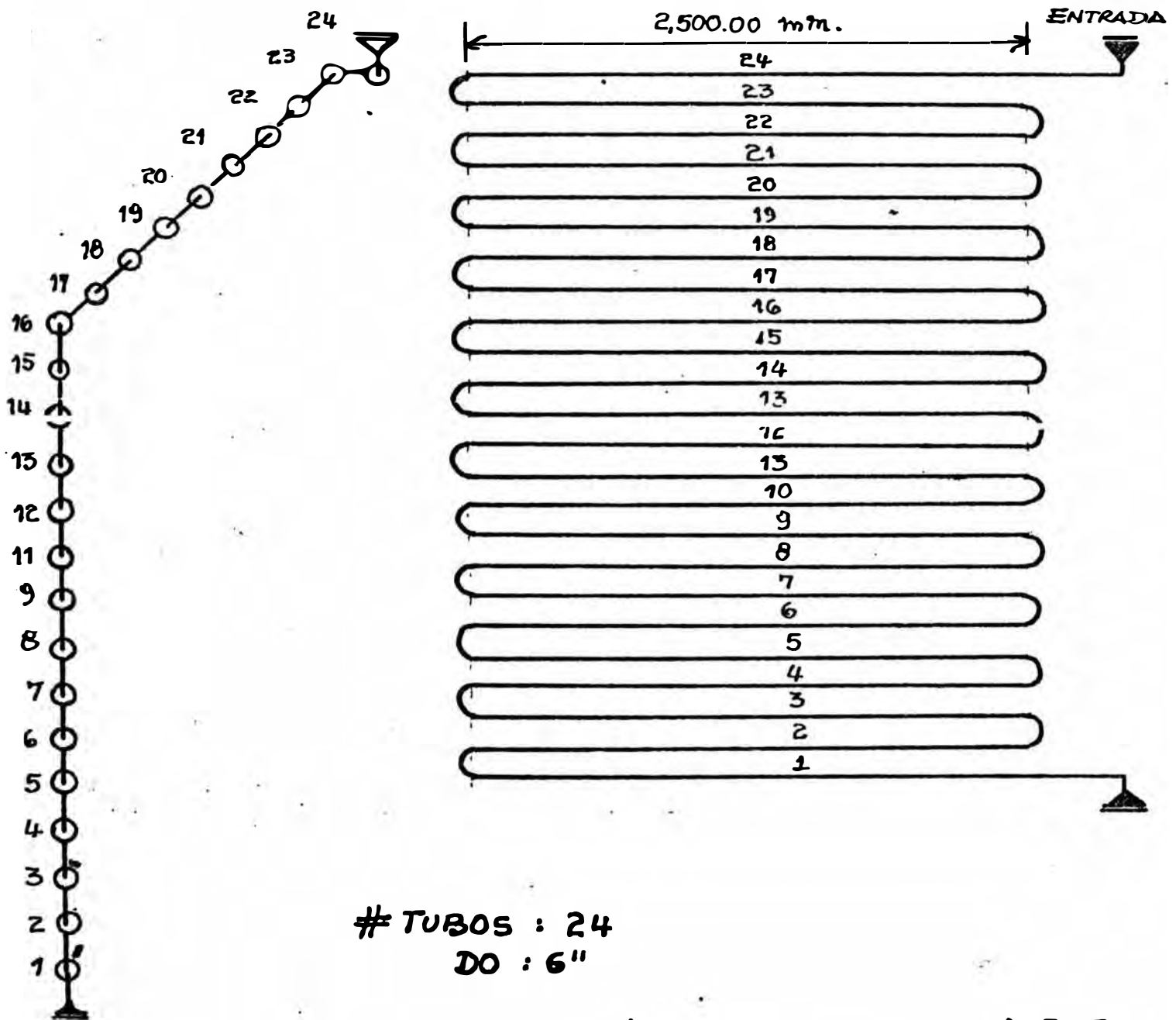
El Horno N° 3 posee 24 tubos de 2.5 mt. de longitud cada uno con DO de 106 pulgadas de 2.1/4 Cr - 1 Mo ASTM-A-335, grado P22. La disposición esquemática se muestra en la figura F-5-2A (a).

ANALISIS DE CADA ALTERNATIVA

- A. UN NUEVO HORNO: Esta alternativa se tomará en cuenta siempre y cuando las condiciones del material que lo confirma sean muy precarias, es decir cuando presente fallas técnicas (corrosión, desgaste, etc.) y/o cuando se decida a operar con cargas a

FIG: F-5-2A (a)

Horno N°3 de Platforming



TUBOS : 24
DO : 6"

MATERIAL : 2 1/2 Cr - 1 Mo ; ASTM A-335
GRADO P22.

platforming muy altas.

En consecuencia esta alternativa es la menos recomendable por el elevado costo de inversión del proyecto y porque la situación actual de los materiales están dentro de las especificaciones. (Según reporte de inspección luego de la última parada del mes de Mayo).

B. MENOR REGIMEN DE CARGA A LA UNIDAD DE PLATFORMING:

Para enfocar esta alternativa, primero se detalla y toma en cuenta el consumo de combustible y/o energía por la Unidad de Unifining-Platforming en los últimos meses de operación, para ver la relación de las cargas y el calor absorbido por la Unidad y todo aspecto que se derive de él.

Cabe señalar que las bases de este análisis son datos reales en lo que concierne a balances másicos y datos teóricos en lo que a Energía (ver Tabla VIII) absorbida.

(a) Con Catalizador Monometálico (R-11)

Combustible: °API = 16.45

d = 334.5 lb/Bbl.

Poder calórico = $17,680 + (60) (API) = 17,680 + 60(16.45)$

Poder calórico = 18,667 BTU/lb.

En función del volumen quemado:

P. Calórico = $18,567 \times 334.5 = 6'244,111.50$ BTU/Bbl.

En la Tabla: T-5-2A1; se muestra la Energía su ministrada en (BTU/hr) a la unidad de Unifining Platforming.

En la Tabla: T-5-2B1; se muestra el balance másico o volumétrico de la unidad, y los duty de diseño de los hornos de Pt-Unif. Se usará la siguiente nomenclatura:

H1U = Horno N° 1 Unifining

H2U = " 2 "

H1P = " 1 Platforming

H2P = " 2 "

H3P = " 3 "

(H1U + H2U) = Hornos de Unifining

UNIF-PLAT = Unifining-Platforming.

Calor Cedido a los Hornos:

Vemos de la Tabla T-5-2B1 que el calor total absorbido es: 24.96×10^6 BTU/hr.

Según la Tabla VIII, caso I, la razón de absorción de los hornos de platforming con respecto a los duty de diseño son:

HORNO	H1P	H2P	H3P
Razón, 1	84.55%	73.90%	83.19%

TABLA: T-5-2A1. CALOR ENTREGADO POR EL COMBUSTIBLE
A UNIF-PLATF.

DO	MES/AÑO	COMBUSTIBLE (B/Mes)	C A L O R (BTU)		
			(a) MENSUAL	(b) DIARIO	(c) POR HORA
31	Marz/80	2,115	1.32062	426.006	17.75025
20	Abril (r)	1,980	1.23633	618.165	25.75687
16	Mayo (r)	690	0.430843	269.276	11.21983
30	Junio	2,430	1.51731	505.770	21.07375
31	Julio	2,867	1.79018	577.477	24.06154
31	Agosto	2,294	1.43239	462.061	19.25254
30	Set.	2,145	1.33936	446.453	18.60220
31	Oct.	2,139	1.33561	430.841	17.95170
30	Nov.	2,040	1.27379	424.596	17.69150
16	Dic.	1,336	0.834213	521.383	21.72429
31	Enero/81	2,232	1.39368	449.574	18.73225
28	Feb.	1,939	1.21073	432.403	18.016791
31	Mar.	2,635	1.64532	530.748	22.11450
30	Abr.	2,640	1.64844	549.480	22.8950
18	May. (n)	1,462	0.91288	507.1600	21.13166
30	Jun. (n)	2,700	1.68591	561.970	23.41542
31	Jul. (n)	2,852	1.78082	574.458	23.93575
31	Agost. (n)	2,806	1.75209	565.190	23.549584
30	Set. (n)	2,940	1.83576	611.920	25.5000
31	Oct. (n)	2,790	1.74210	561.9670	23.4153
30	Nov. (n)	2,115	1.32062	440.206	18.3420

(a) Expresado en 10^{10} BTU/mes

(b) " " MM BTU/día

(c) " " MM BTU/hr.

DO: Días operativos del mes

(r) Regeneración del R-11

(n) Catalizador nuevo R-11.

TABLA T-5-2B1. BALANCE VOLUMETRICO EN UN-PLATF. (Bbl)

<u>DO</u>	<u>MES/AÑO</u>	<u>CARGA A PLATFORM.</u>		<u>CARGA A UNIFIN.</u>	
		<u>(B/M)</u>	<u>(B/D)</u>	<u>(B/M)</u>	<u>(B/D)</u>
31	Marzo/80	34,766	1,121	40,454	1,305
20	Abr.	21,950	1,098	25,759	1,288
16	Mayo	17,383	1,086	20,031	1,252
30	Jun.	39,800	1,327	47,794	1,593
31	Jul.	41,533	1,340	50,463	1,628
31	Ago.	30,942	998.13	36,927	1,191
30	Set.	32,733	1,091	34,341	1,145
31	Oct.	33,413	1,078	33,973	1,096
30	Nov.	32,083	1,069	32,217	1,074
16	Dic.	21,958	1,372	21,668	1,354
31	Enero/81	35,668	1,151	35,668	1,151
28	Feb.	30,800	1,100	30,922	1,104
31	Marz.	44,083	1,422	44,083	1,422
30	Abr.	29,850	995	30,251	1,513
18	may.	24,740	1,375	24,817	1,379
30	Jun.	42,616	1,420.53	46,670	1,556
31	Jul.	49,666	1,602.13	49,708	1,603.48
31	Ago.	47,991	1,548.1	48,258	1,557
30	Set.	51,000	1,700	53,403	1,780
31	Oct.	47,267	1,525	48,243	1,556
30	Nov.				

DUTY DE DISEÑO DE LOS HORNOS

<u>HORNO</u>	<u>(H1U + H2U)</u>	<u>H1P</u>	<u>H2P</u>	<u>H3P</u>	<u>TOTAL</u>
(MMBTU/hr)	(5.20+4.17)	7.96	5.25	2.38	24.96
	9.37				

Se observa que la Razón de Absorción de los hornos (H1U+H2U) para el caso I estará relacionado con el Duty Global del proceso (Dg) o sea el calor total entregado por el combustible a Unif-Platf. en MMBTU/hr así, también la proporción de absorción calórica de cada horno de Unif-Platf será:

$$\frac{100\%}{24.96} = \frac{X\%}{7.96} \quad \therefore X = 31.891\%$$

Luego:

HORNO	(H1U + H2U)	H1P	H2P	H3P
(% ABS)	(37.54)	31.891	21.034	9.535

Este modelo matemático se tabula en la Tabla T-5-2C1.

Resumiendo se tiene:

$$\text{E. Entregada al Horno} = (\% \text{ Absorción}) \cdot (\text{E. Entregada a U-P})$$

$$\text{E. Absorbida por el Horno} = (\text{Razón } 1, i) (\text{E. Entregada al Horno})$$

$$\text{E. Perdida por el Horno} = (\text{E. Entregada al Horno} - \text{E. Absorbida})$$

$$\% \text{ E. Perdida por el Horno} = \frac{(\text{E. Perdida por el H})}{(\text{E. Entregada al H.})} \times 100$$

$$\text{E. Disponible por el Horno} = (\text{Duty diseño} - \text{E. absorbida})$$

$$\% \text{ E. Disponible por el Horno} = \frac{(\text{E. Disponible por el H})}{(\text{Duty de diseño})} \times 100$$

Aplicando estas relaciones, se forma la Tabla T-5-2C1, poniéndose más énfasis a los datos concernientes en el balance energético del H3P (3er. Horno de Platforming).

Los datos de las Tablas T-5-2B1 y T-5-2C1 se representan en los gráficos F-5-2A(b).

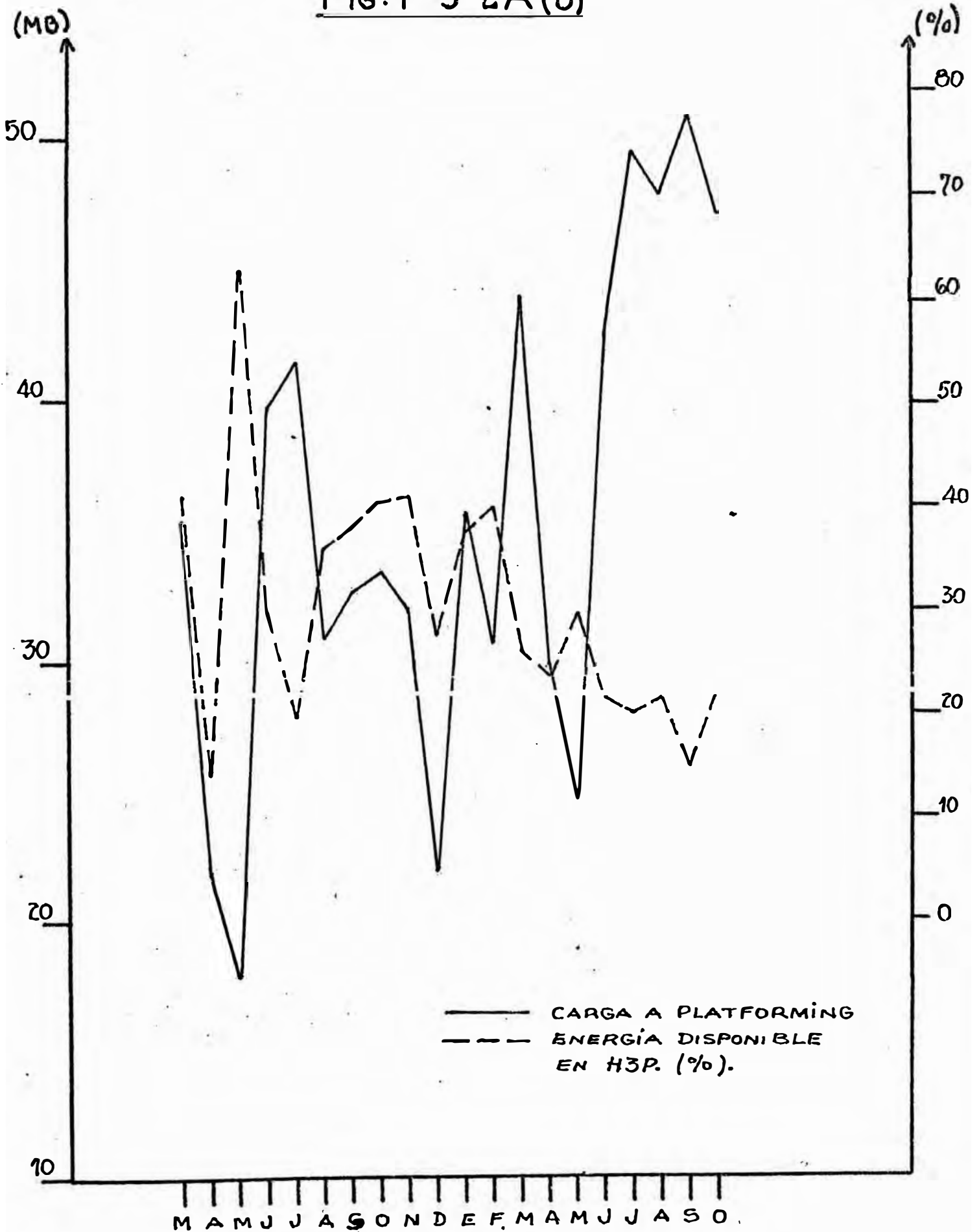
De donde analizando el gráfico F-5-2A1, se llega a la conclusión que cuando la unidad opera a máxima carga a platforming; la energía disponible en el 3er. Horno de platforming es máxima. Lo que demuestra que para cuando se trabaja con catalizador bimetálico R-16G, la carga a platforming debe ser menor que 1,760 B/D.

Observando la Fig. F-5-2A1 se observa que entre los meses: marzo a octubre 1981 la unidad opera con catalizador monometálico (R-11) nuevo y para una carga de 1,379 B/D correspondiente al mes de mayo se tiene una mejor energía disponible en el 3er. Horno de platforming (29.37%) con respecto al duty de diseño. (NOTA: En la Fig. F-5-2A(b) el origen del (%) se ubica donde aparece sólo y exclusivamente para efectuar el gráfico).

TABLA T-5-2C1. BALANCE DE ENERGIA - 1980
(MM BTU/hr)

MES	ENERGIA A UN-PT	ENERGIA ENTREGADA			ENERGIA ABSORBIDA			ENERGIA PERDIDA		ENERGIA DISPONIBLE (NO APROVECHADA)	
		H1P	H2P	H3P	H1P	H2P	HH3P	H3P	(%)	H3P	(%)
Marz.	17.750	5.660	3.733	1.692	4.785	2.758	1.407	0.285	16.84	0.973	40.88
Abr.	25.757	8.214	5.417	2.456	6.945	4.003	2.043	0.413	16.81	0.337	14.15
May.	11.219	3.578	2.359	1.069	3.025	1.743	0.8893	0.1797	16.810	1.4907	62.63
Jun.	21.073	6.720	4.432	2.010	5.682	3.275	1.672	0.338	16.816	0.708	29.74
Jul.	24.061	7.673	5.061	2.294	6.487	3.740	1.908	0.386	16.826	0.472	19.83
Ago.	19.252	6.139	4.049	1.835	5.190	2.992	1.526	0.309	16.839	0.854	35.88
Set.	18.602	5.932	3.912	1.774	5.015	2.890	1.476	0.298	16.798	0.904	37.98
Oct.	17.952	5.725	3.776	1.712	4.840	2.790	1.424	0.288	16.822	0.956	40.16
Nov.	17.691	5.642	3.721	1.687	4.770	2.750	1.403	0.284	16.834	0.977	41.05
Dic.	21.724	6.928	4.569	2.071	5.857	3.376	1.723	0.348	16.803	0.657	27.60
1981											
Ene.	18.733	5.974	3.940	1.786	5.051	2.911	1.486	0.30	16.797	0.894	37.56
Feb.	18.017	5.746	3.790	1.718	4.858	2.800	1.429	0.289	16.821	0.951	39.95
Mar.	22.115	7.053	4.651	2.108	5.963	3.437	1.754	0.354	16.793	0.626	26.30
Abr.	22.895	7.301	4.816	2.183	6.173	3.559	1.816	0.367	16.811	0.564	23.69
May.	21.132	6.739	4.445	2.015	5.698	3.285	1.676	0.339	16.823	0.704	29.57
Jun.	23.415	7.467	4.925	2.232	6.313	3.639	1.857	0.375	16.801	0.523	21.97
Jul.	23.935	7.633	5.034	2.282	6.453	3.720	1.898	0.384	16.827	0.482	20.25
Ago.	23.55	7.510	4.954	2.245	6.349	3.661	1.868	0.377	16.792	0.512	21.51
Set.	25.50	8.132	5.363	2.431	6.875	3.963	2.023	0.403	16.783	0.357	15.00
Oct.	23.415	7.467	4.925	2.233	6.313	3.639	1.858	0.375	16.793	0.522	21.93

Fig: F-5-2A (b)



Como conclusión; la Unidad de Platforming debe operar a una capacidad de carga menor o igual a 1,400 B/D, cuando se requiera usar catalizador Bimetálico R-16G; y poder trabajar con el Horno N° 3 de platforming sin adición ni modificación alguna en los equipos de proceso.

(b) Con Catalizador Bimetálico (R-16G)

Para corroborar más categóricamente la carga presumible de "menor o igual a 1,400 B/D" a platforming, se analiza análogamente el Caso II de la Tabla VIII.

Datos: Teniendo en cuenta la razón de absorción de los hornos de U-P cuando trabaja con catalizador R-11, se toma en consideración hipotética que la razón promedio de trabajo de absorción es:

$$\text{Razón Med.} = \frac{84.55 + 73.00 + 83.19}{3} = 80.546\%$$

y suponiendo que el rigor de trabajo en los hornos es parejo, de acuerdo a las características propias y complementarias de cada proceso; se considera que los hornos de Unifining (H1U + H2U) trabajan con esta razón promedio de absorción, así:

Duty de Trabajo = $0.80546 (9.37) = 7.547$ MMBTU/hr.

Luego:

H O R N O	(H1U+H2U)	H1P	H2P	H3P	TOTAL
Dd (MM BTU/hr)	9.37	7.96	5.25	2.38	24.96
Dt (MM BTU/hr)	7.547	6.24	4.17	2.62	20.577
% Absorción	36.676	30.325	20.265	12.434	100%
(%) Razón, 2	80.546	78.392	79.428	110.08	--

A continuación, empleando las siguientes relaciones:

E.E = Energía entregada al Horno

E.A = Energía absorbida por el Horno

E.P = Energía perdida por el Horno

% E.P = Energía perdida por el Horno (Porcentual)

E.D = Energía disponible por el Horno

% E.D = Energía disponible por el Horno (Porc.)

Eg = Energía global que se proporciona a U-P

Luego:

E.E = (% ABS) (Eg)

E.A = (0.90) (E.E) --- sólo para el H3P

E.A = (Razón 2i) (E.E)

E.P = (E.E) - (E.A)

% E.P = $\frac{(E.P)}{(E.E)} \times 100$

E.D = (Duty diseño - E.A)

% E.D = $\frac{(E.D)}{\text{Duty diseño}} \times 100$

Aplicando estas relaciones se construyen las Tablas T-5-2D1 y el gráfico: F-5-2B teniendo en cuenta que el punto de partida que sirve como base para este cálculo es que el consumo de combustible y la carga a la unidad sean los mismos que en caso con catalizador monometálico (R-11).

De la Fig. F-5-2B se toma en cuenta:

Marzo 80:	1,121	B/D	de carga	a Platforming
Jun. 80:	1,327	"	"	"
Ago. 80:	998	"	"	"
Oct. 80:	1,078	"	"	"
Nov. 80:	1,069	"	"	"
Ener. 81	1,151	"	"	"
Feb. 81	1,100	"	"	"
Mayo 81	1,375	"	"	"

Observamos que en estos meses la energía disponible en el H3P es positiva, lo que significa que cuanto menor sea la carga a la unidad, mayor es la posibilidad de usar el horno (H3P). Por ejemplo para una misma severidad de 92 RON claro los meses de agosto y setiembre de 1981, la carga a la unidad fue de 1,548 B/D y 1,700 B/D por consiguiente en la fig. F-5-2B muestra que la energía disponible en H3P se hace menor,

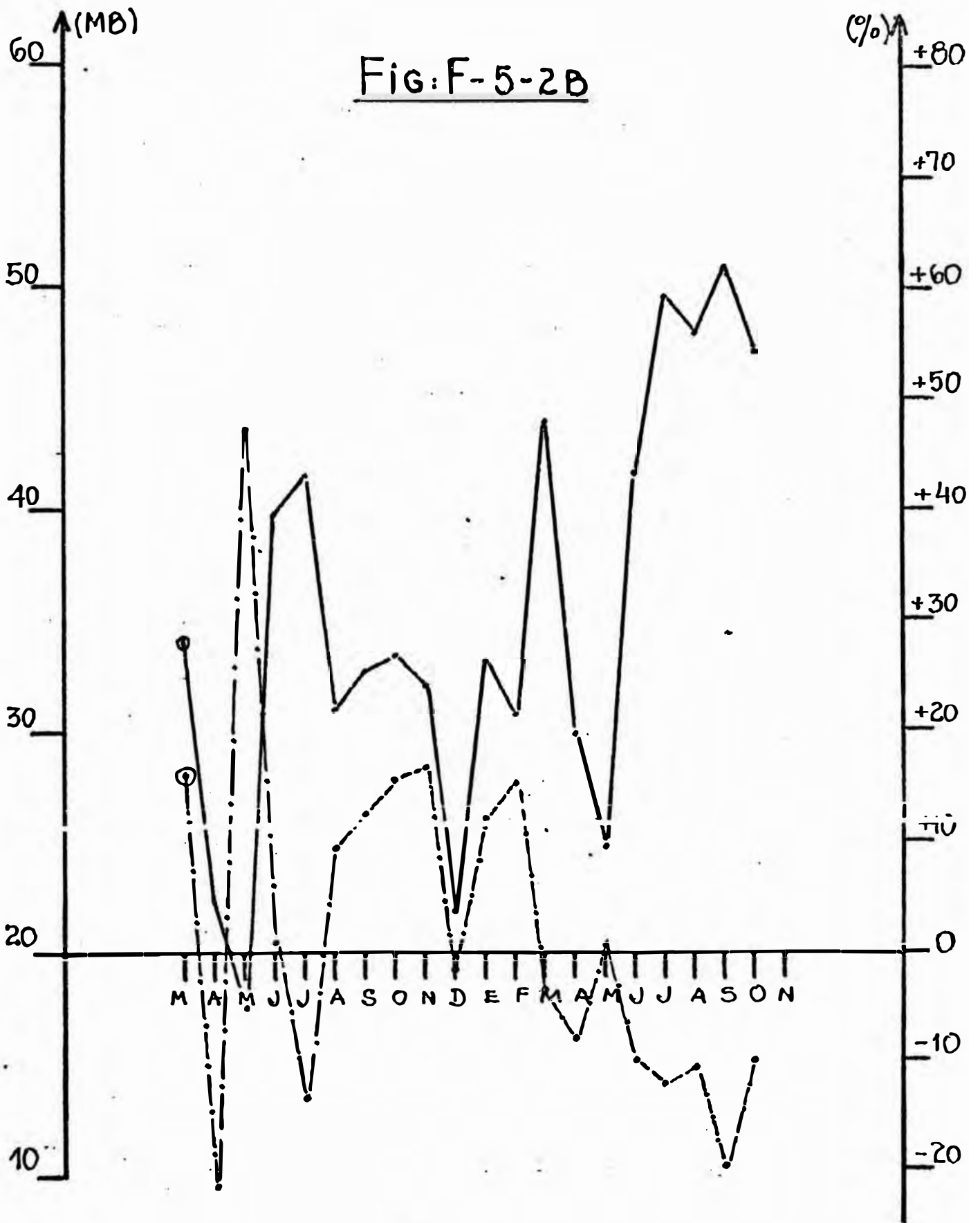
TABLA T-5-2D1. BALANCE ENERGIA - 1980 (MM BTU/hr)

MES	(Eq)	(E.E)			(E.A.)			(E.P.)		(E.D.)	
		HP1	HP2	HP3	HP1	HP2	HP3	HP3	%	HP3	
Marzo	17.750	5.382	3.597	2.207	4.219	2.857	1.9863	0.2207	10.0	+0.3937	+16.54
Abr.	25.757	7.810	5.219	3.203	6.122	4.145	2.8827	0.3203	10.0	-0.5027	-21.12
May.	11.219	3.402	2.274	1.395	2.667	1.806	1.2555	0.1395	10.0	+1.1245	+47.24
Jun.	21.073	6.390	4.270	2.620	5.009	3.391	2.358	0.262	10.0	+0.022	+ 0.924
Jul.	24.061	7.296	4.876	2.992	5.719	3.873	2.6928	0.2992	10.0	-0.3128	-13.1428
Ago.	19.252	5.338	3.901	2.394	4.576	3.098	2.1546	0.2394	10.0	+0.2254	+ 9.47
Set.	18.602	5.641	3.769	2.313	4.422	1.837	2.0817	0.2313	10.0	+0.2983	+12.53
Oct.	17.952	5.444	3.638	2.232	4.267	1.773	2.009	0.223	10.0	+0.371	+15.58
Nov.	17.691	5.364	3.585	2.199	4.204	1.746	1.9791	0.2199	10.0	+0.401	+16.84
Dic.	21.724	6.587	4.402	2.7010	5.163	2.1453	2.4309	0.2701	10.0	-0.051	- 1.138

BALANCE ENERGIA - 1981 (MM BTU/hr)

Ene.	18.733	5.680	3.796	2.329	4.452	3.015	2.0961	0.2329	10.0	+0.289	+11.92
Feb.	18.017	5.463	3.651	2.240	4.282	2.900	2.016	0.224	10.0	+0.364	+15.29
Mar.	22.115	6.706	4.481	2.749	5.257	3.560	2.4741	0.2749	10.0	-0.094	- 3.95
Abr.	22.895	6.943	4.639	2.846	5.442	3.684	2.5614	0.2846	10.0	-0.1814	- 7.62
May.	21.132	6.408	4.282	2.627	5.023	3.401	2.3643	0.2627	10.0	+0.0157	+ 0.66
Jun.	23.415	7.10	4.745	2.911	5.565	3.768	2.6199	0.2911	10.0	-0.240	-10.08
Jul.	23.935	7.258	4.850	2.976	5.689	3.852	2.6784	0.2976	10.0	-0.298	-12.54
Ago.	23.550	7.141	4.772	2.928	5.597	3.790	2.6352	0.2928	10.0	-0.255	-10.72
Set.	25.500	7.733	5.167	3.170	6.062	4.105	2.853	0.317	10.0	-0.473	-19.87
Oct.	23.415	7.100	4.745	2.811	5.565	3.768	2.6199	0.2911	10.0	-0.240	-10.08

Fig: F-5-2B



———— : Carga a Platforming
- - - - - : Energía disponible en H3P (%).

lo que quiere decir que, trabajando con una alimentación de carga baja a platforming se puede utilizar la capacidad del horno H3P.

Los valores de las cargas pueden variar desde 1,000 a 1,300 B/D; que para efectos de cálculos, sugiero se trabaje con 1,250 B/D de alimentación a platforming, o menos; para la severidad alta que proporciona el catalizador Bimetálico (R-16G). (Para obtener un margen de seguridad en el análisis Técnico-Económico).

PRODUCCION DIFERENCIAL DE LOS CATALIZADORES R-11 Y R-16G

Tomando como base los porcentajes de producción de las Tablas I y II del Capítulo V se elabora las Tablas siguientes: T-5-2E1; T-5-2E2; T-5-2E3!

De la Tabla T-5-2E2 hallamos los Barriles/DO de LPG (C_3 y C_4) para cada caso:

Con R-11 126.7 B/DO

Con R-16G 124.6 B/DO

lo que representa una disminución en la producción de LPG de 2.1 B/DO.

De la Tabla T-5-2E3 se calculan los BEFO/D para cada caso, similar al combustible líquido de 16.45

°API y poder calórico de 18,667 BTU/lb = h_D .

Así:

$$\text{BEFO/D} = \frac{W_T \times ZQ_i}{h_{FO} \times D_{FO}} = \frac{\text{lb} \times (\text{BTU/lb})}{(\text{BTU/lb}) (\text{lb/Bbl/D})}$$

Con Catalizador R-11:

$$\text{BEFO/D} = \frac{32,760 \times 25,949.53}{18,667 \times \left(\frac{145.5}{16.45 + 131.5} \right)} = 132.0$$

Con Catalizador R-16G:

$$\text{BEFO/D} = \frac{35,460 \times 26,644.15}{18,667 \times \left(\frac{145.5}{16.45 + 131.5} \right)} = 147.$$

Lo que representa un aumento en la producción de BEFO de 15 B/DO.

En lo que concierne a la producción de nafta reformada de la Tabla T-5-2E2 se nota que hay una disminución diaria de 35 Bbl. de gasolina de 95 octanos.

NOTA: Estos valores de la producción diferencial de LPG, BEFO y Platformado se tomarán en cuenta en el Capítulo VII.2.

TABLA T-5-2E1. PORCENTAJES DE PRODUCCION

CATALIZADOR	R-11		R-16G	
	%V	%P	%V	%P
CARGA	100	100	100	100
C ₅ ⁺ ; platformado	83.41	-	81.90	-
H ₂		1.83		2.19
C ₁		1.38		1.71
C ₂		2.06		2.26
C ₃	4.83	3.18	4.80	3.16
i-C ₄	2.17	1.58	2.11	1.54
n-C ₄	3.13	2.37	3.06	2.31
i-C ₅	3.28	2.65	3.22	2.60
n-C ₅	2.17	1.77	2.12	1.73
C ₆ ⁺	78.35	83.18	76.08	82.50

TABLA T-5-2E2.

CATALIZADOR	R-11		R-16G	
	(B/D)	(lb/Hr)	(B/D)	(lb/Hr)
CARGA	1,250	14,086	1,250	14,086
C ₅ ⁺	1,042.6	-	1,007.125	-
H ₂		257.8		308.5
C ₁		194.4		240.8
C ₂		290.2		318.3
C ₃	60.4	447.9	60.0	445.1
i-C ₄	27.2	222.5	26.3	217.0
n-C ₄	39.1	333.8	38.3	325.4
i-C ₅	41.0	373.3	40.2	366.2
n-C ₅	27.1	249.3	26.5	213.7
C ₆ ⁺	979.3	11,716.7	951.0	11,620.1

TABLA T-5-2E3. PRODUCCION DIFERENCIAL EN BEFO
(Barriles equivalentes de Fuel-Oil)

	<u>H₂</u>	<u>C₁</u>	<u>C₂</u>	<u>i-C₅</u>	<u>n-C₅</u>
(A) <u>CON CATALIZADOR R-11</u>					
ΔH (BTU/lb)	51,600	21,500	20,420	19,500	19,000
Wi (lb/D)	6,187.2	4,665.6	6,964.8	8,959.2	5,983.2
% Wi	18.88	14.24	21.26	27.35	18.27
Qi ($\Delta H \times \% Wi$)	9,742.08	3,061.6	4,341.3	5,333.25	3,471.3
(B) <u>CON CATALIZADOR R-16G</u>					
ΔH (BTU/lb)	51,600	21,500	20,420	19,500	19,000
Wi (lb/D)	7,404	5,779.2	7,639.2	8,788.8	5,348.3
% Wi	20.88	16.30	21.54	24.78	16.50
Qi ($\Delta H \times \% Wi$)	10,774.08	3,501.5	4,398.17	4,832.1	3,135.0

C. ADICION DE AREA DE TRANSFERENCIA

Esta alternativa se considera de inversión moderada con respecto a la alternativa de cambiar de Horno y habrá que tomarla en cuenta si se opta por trabajar con cargas a platforming superiores o iguales a 1,400 B/D utilizando catalizador bimetálico (sea R-16G u otro) pero hay condiciones ya estipuladas (ver Tabla VII). Esta técnica de adicionar más área de transferencia implica el uso de superficies extendidas, cuando a las superficies ordinarias de transferencia de calor se les añaden piezas adicionales de metal con la finalidad de extender la superficie disponible para la transferencia de calor. Mientras que estas superficies extendidas aumentan la transmisión total de calor, su influencia como superficie se trata de una manera diferente de la simple conducción y convección.

A las tiras de metal o piezas que se emplean para extender las superficies de transferencia de calor se le conoce genéricamente como "ALETAS". Existen aletas con dientes o espigas de repuestos para hornos; así por ejemplo la firma FOSTER WHEELER IBERIA presta servicios de esta naturaleza como:

Tubos ASTM-A-335 Gr. P-5 5,563"

O.D. x 0.315" M.W. long.

4.526 mm Bev. ends., con TETONES
c.s. 1/2 x 1" (20) part N° 7189/20.

Donde los llamados tetones son las superficies extendidas o aletas, distribuidas en forma aleatoria en número de 20/pie, con dimensiones de 1/2 x 1" así, el año 1981 el precio FOB unitario es de US\$ 1,364.00.

D. REGIMEN DE CARGA DE 1,760 B/D A SEVERIDAD DE 90-95
RON

Trabajando la unidad a su capacidad de diseño y para una severidad 90-95; debido a la gran actividad del Catalizador Bimetálico los niveles de temperatura en los Reactores variarán y esto se reflejará en que los hornos alcancen niveles más bajos de energía que los alcanzados con Catalizador R-11.

(Esto conlleva a visualizar otro efecto positivo del uso del Catalizador Bimetálico, que es el de reducir los niveles de energía en los hornos y compresor comparándolo con los obtenidos con catalizador R-11 a la misma carga y severidad. Este aspecto se desarrollará en el Capítulo VI.1).

CAPITULO VI

BENEFICIOS QUE SE OBTIENEN AL USAR CATALIZADORESBIMETALICOS

Los beneficios que plantean los catalizadores bimetálicos son múltiples (tal como se aprecian en las figuras del Capítulo V) con respecto al platforming convencional y/o sobre catalizadores monometálicos tal como:

- a) Menores temperaturas promedio del catalizador.
- b) Mayores rendimientos (%V) de platformado. (Ambos en la Fig. F-5D) a medida que las horas de carga se incrementan.
- c) Mayor factor de severidad (Fig. F-5E).
- d) Menor temperatura de reacción (Fig. F-5-1A).
- e) Menor relación H_2/HC (Fig. F-5-7A).
- f) Ahorro de utilidades (Tabla T-4-D).
- g) Mayor área activa en un mismo volumen de catalizador por tener mayor densidad.
- h) En el caso de bimetálicos; rendimientos de platformado varía según el % de Pt y Re que conforman al catalizador (Fig. F-4A).
- i) Mayor octanaje en el platformado.
- j) Menor presión de trabajo, etc. etc.

Sin embargo, cada refinería debe orientar sus objetivos de acuerdo a la carga que procesa, su infraestructura económica

co-técnica y a su realidad socio-económica. En el caso de la refinería La Pampilla (RELAPA), estos objetivos son:

- 1) Ahorrar energía.
- 2) Ahorrar plomo tetraetílico, en la elaboración de gasolinas comerciales.

VI.1. AHORRO DE ENERGIA

Aprovechando la gran actividad que tienen los catalizadores bimetálicos, pueden bajarse los niveles técnicos en toda la unidad, sobre todo en el sistema horno-reactor y esto representará un ahorro de energía; tal como lo demuestra la gran experiencia real y ejemplar del caso de la Refinería de ENPETROL, en ESCOMBRERAS realizadas en el año de 1975, cuyos siguientes resultados fueron presentados a la VI Convención Nacional de la Industria Química, en Madrid, Diciembre 1976. Así:

"El Catalizador Bimetálico es más activo y más resistente al envenenamiento por deposición de carbón.

Los rendimientos son esencialmente iguales a los del catalizador monometálico, trabajando la Unidad a una presión controlada de 30 Kg/cm^2 (427 psi).

Su mayor resistencia a la desactivación por carbón, le permite trabajar con una relación molar H_2/HC del orden de 5, inferior a la típicamente utilizada con

catalizador monometálico (del orden de 7).

La Unidad trabajó durante todo el año de 1975 satisfactoriamente con catalizador Bimetálico. Los ahorros evaluados comparando los costes de fabricación actuales (con bimetálico) con los obtenidos para la misma carga y severidad, con catalizador monometálico, fueron:

	<u>MM pesetas/año</u>
Ahorro de fuel-oil en Hornos	6.2
Ahorro en agua refrigeración	9.2
Ahorro de fuel oil en calderas	34.9
(por menor consumo de vapor de 40 Kg/cm ² en la turbina del compresor de gas de recirculación)	
TOTAL:	50.3

(NOTA: ING. QUIMICA - Mayo 1977)

Por otro lado existe otro precedente de ahorro energético dentro de las medidas de conservación de la energía en el Complejo Petrolífero de la RABIDA, debido al cambio de catalizador monometálico a bimetálico en las Unidades de Reformado Catalítico.

Las dos unidades de reformado con que cuenta el complejo petrolífero la RABIDA, tuvieron en su origen catalizadores a base de Pt-Alúmina. Este era un catalizador de fácil operación y con muy pocos problemas a la hora de la regeneración pero exigía una al-

ta relación H_2/HC , que disminuye con la desactivación del catalizador manteniendo una aceptable duración de los ciclos, cuando ambos se agotaron, se decidió cambiar a bimetálico a base de Platino y Octenite (óxido de Germanio) con soporte Alúmina (el cambio se efectuó en 1973).

Con el catalizador bimetálico aunque mas delicado en su manejo se pudo disminuir la relación H_2/HC dentro de los límites operativos sin que por ello exista un acortamiento sensible en la duración de los ciclos.

El reducir el H_2/HC de 8 a 6 molar, ha supuesto un a horro para el complejo de 2.44 TM de fuel-oil anual y sin efectuar inversión alguna, dándose la circunstancia favorable de que el catalizador bimetálico Pt-óx. de Ge-Al es más económico que su antecesor por tener menos contenido de Pt.

(Referencia: ING. QUIMICA - Mayo 1981).

VI.2. EFEECTO DEL RON (CLARO) EN EL POOL DE GASOLINAS

NUMERO DE OCTANO.- Un carburante tiene un número de octano igual a X si, en el motor C.F.R. (Cooperative Fuel Research - monocilíndrico de relación de compresión variable, mediante desplazamiento del fondo del cilindro); provoca un martilleo equivalente al observado para una mezcla de X partes, en volumen,

de isooctano y (100-X) de heptano.

Existen métodos para calcular el valor del número de octano: Research Method F1 y el Motor Method F2. La diferencia F1-F2, o sensibilidad del carburante, es función de la naturaleza química mientras que los hidrocarburos parafínicos tienen una sensibilidad muy baja, a veces negativa; los cíclicos poseen una elevada sensibilidad que los sitúa en desventaja en el método Motor F2. Las cadenas ramificadas y más particularmente las olefinas son las que presentan la menor sensibilidad entre los hidrocarburos de alto número de octano. Así, el carburante ideal debería poseer isoparafinas y olefinas en sus fracciones ligeras y aromáticas en su parte pesada.

Actualmente en el Laboratorio de la Refinería La Pampilla, emplean el método:

ANSI/ASTM-D-2699-79

IP - designation 237/69

que básicamente tratan el punto de detonancia.

PLOMO TETRAETILICO (TEL).- Con las operaciones clásicas de tratamiento de petróleos crudos en la refinería, es imposible producir económicamente carburantes con un número de octano elevado.

Desde 1922 los laboratorios de la General Motors, en

los Estados Unidos, habían descubierto que la adición a la gasolina de pequeñas dosis de ciertos compuestos orgánicos y órgano metálicos (hierro, plomo, estaño, Iodo, anilina, selenio), tenía la virtud de inhibir la formación de peróxidos y de retardar la detonación de los carburantes.

Después de ensayar el pentacarbonilo de hierro, cuya combustión produce desgraciadamente óxidos de hierro abrasivos; se obtuvo finalmente el plomo tetraetilo: $Pb(C_2H_5)_4$ que se añade a la gasolina en proporciones de hasta incluso 8/10,000 en volumen.

El TEL es un líquido tóxico, de densidad 1.66, insoluble en el agua, con un punto de ebullición de aproximadamente 200°C. No se añade solo sino como una mezcla cuyo monopolio de producción y distribución pertenece a la sociedad Ethyl Fluid. Las características de esta mezcla se dan en el cuadro T-6-2A.

TABLA T-6-2A.

	AVIACION (% peso)	AUTOMOVIL (% peso)	DENSIDAD	PTO. EBULLICION (°C)
TEL	61.41	61.48	1.660	200
Dibromuro de Etileno	35.70	17.86	2.175	131.7
Dicloruro de Etileno	-	18.81	1.245	83.7
Disolvente y Colorante	3.89	1.85	0.800	-
	-	-	1.745 (aviac.)	
Mezcla Ethyl Fluid	100.00	100.00	1.585 (autom.)	

La adición de dicloruro y de dibromuro de etileno, permite eliminar el plomo en forma de dicloruro y de dibromuro de plomo, volátiles; en los gases de escape y por ende provoca SMOG o contaminación ambiental, siempre se forma un poco de óxido de plomo, no volátil, que origina algunos inconvenientes, tales como depósitos en la cámara de combustión, que puede incluso provocar el autoencendido de la mezcla carburada, depósito en el escape, sobre los vástagos de las válvulas, con riesgo de bloqueo y depósitos en las cabezas de las válvulas que, al desprenderse, pueden alojarse entre la válvula y su asiento provocando la destrucción de aquella por martilleo.

Por otro lado, el punto de ebullición 200°C del TEL, lo clasifica entre las fracciones más pesadas de la gasolina, junto a las cuales se acumula. En caso de mala evaporación, las gotitas líquidas no se reparten uniformemente entre los cilindros, de modo que las concentraciones de plomo varían de un cilindro a otro, provocando así un desequilibrio.

Por último, el aumento de octano producido por la adición de plomo no es proporcional a la cantidad añadida. Los primeros centímetros cúbicos tienen mayor influencia; a partir de una cierta concentración, el número de octano no sigue aumentando. La curva de incremento del número de octano en función de la can

tividad de plomo define la: "SUSCEPTIBILIDAD AL PLOMO del carburante".

Esta susceptibilidad depende de la naturaleza química del carburante y de su contenido de azufre. En tanto mayor cuanto más bajo es el número de octano neto sin plomo (RON claro) y menor el contenido en azufre y olefinas. Las figuras F-6-2A, F-6-2B1/2, F-6-2C, presentan algunas curvas de susceptibilidad de butano y gasolinas.

Las concentraciones de TEL se expresan en:

- ‰ en volumen de TEL puro.

en cm^3/gal de TEL en los países anglosajones.

Las especificaciones oficiales limitan el contenido en plomo a 0.5‰ para la gasolina auto, y a 0.6‰ para el carburante. Esta limitación reduce los inconvenientes citados más arriba, así como la contaminación ambiental. Por otra parte, para el refinador, la obtención de un valor alto del RON (Research Octane Number) sigue siendo un compromiso económico entre el precio de coste de una operación selectiva que le permita obtener directamente, con un cierto rendimiento, los elementos de un elevado octanaje y el precio elevado del TEL que sería preciso añadir a carburantes menos elaborados.

En resumen, el RON elevado no basta para caracteri-

zar por si mismo a una gasolina de calidad. Las demás especificaciones de presión de vapor (PVR), curvas de destilación (TBP, ASTM etc.), concentración de gomas y de azufre, tienen primordial importancia, que no debe despreciarse si se desea que el usuario obtenga el máximo de satisfacciones de la utilización y mantenimiento de su vehículo.

POOL DE GASOLINAS.- El Pool de Gasolinas, es o son tanques en los cuales se almacenan las diversas gasolinas, butanos y naftas que proceden de las unidades respectivas en la refinería. Cada combustible llega con un volumen y RON claro (sin TEL) determinado y al final se obtiene un total de gasolinas y este total reflejará un RON claro de la mezcla; y de acuerdo al RON comercial que se desee con ayuda de la carta se le adicionará una cantidad específica de TEL; así por ejemplo:

El consumo de TEL en la preparación de gasolina comercial de 80 RON el 14-setiembre-1981 según el More; en el Pool de RELAPA fue:

TABLA T-6-2B.

	<u>RON claro</u> <u>(de cada uno)</u>	<u>Volumen</u> <u>(M Bbl)</u>
Butano	89.1	0.51
Gasolina UDP I	63.7	2.80
Gasolina U P II	54.2	6.09
Gasolina FCC	90.5	0.49
(*) Nafta Reformada	92.2	1.34
Gasolina FCC de Talara	0.0	0.00
T O T A L		11.23
RON Claro	67.2 (de la mezcla)	
RON + 1.4 cc TEL	80.6	
Lbs. de TEL (Total)	1,538.7	

(*) Corriente de Platformado por monometálico; por Bimetálico en volumen será levemente inferior pero el RON claro será alrededor de 100.

Lo que significa que un RON claro de la mezcla mayor que 67.2 y por consiguiente una adición de TEL menor que 1.4 cc/gal y lógicamente un incremento en todos los beneficios que se autoderivan de este ahorro de consumo de TEL (Ver Fig. F-6-2C).

Para tener una idea y conocer cuál ha sido hasta el presente año el consumo de TEL comercial desde 1970 para la preparación de gasolinas 84 y 95 octanos se muestra la siguiente Tabla T-6-2C y la figura F-6-2D1 y F-6-2D2.

TABLA T-6-2C. CONSUMO DE TEL (cc/gal) COMERCIAL

AÑO	GASOLINA 84	GASOLINA 95
1970	0.37	1.66
71	1.15	1.65
72	2.18	3.12
73	2.42	3.12
74	2.34	3.12
75	1.94	3.41
76	1.95	3.04
77	2.52	3.63
78	4.35	4.79
79	5.04	5.35
80	4.58	5.26
a Oct. 81	3.954	0.0

A continuación se muestra una Tabla que nos indica la carga neta de la Refinería La Pampilla (Tabla T-6 2D)

TABLA T-6-2D. CARGA NETA DE REF. LA PAMPILLA

<u>AÑO</u>	MB	MB/DC
1970	6,678.5	18.3
71	7,644.9	20.9
72	10,173.	27.8
73	10,960.3	30.0
74	11,623.4	31.8
75	11,746.6	32.2
76	12,139.4	33.2
77	19,008.2	52.1
78	19,172.9	63.1
79	29,466.5	80.73
80	29,236.5	80.1

Vemos que la tendencia en ambas tablas es de aumentar; la primera Tabla T-6-2C indica que a través de los años existe marcada tendencia de consumo de TEL ocasionado por la demanda de gasolinas lo que se traduce en cantidades de dinero verdaderamente gravitantes en el presupuesto de la empresa. Por otro lado la Tabla T-6-2D por la misma razón expuesta, procesa cada vez más petróleo crudo.

Asi mismo, el presupuesto operativo de la Refinería, está afectado análogamente a los casos anteriores (ver Tabla T-6-2E), lo que nos muestra que el efecto es representado por índices de crecimiento.

TABLA T-6-2E. PRESUPUESTO OPERATIVO REFINERIA

AÑO	M S/.	M US\$	INDICE CRECIMIENTO
1970	184,450	4,717	1.0000
71	216,338	5,425	1.173
72	218,576	5,477	1.185
73	263,324	6,478	1.428
74	280,817	6,908	1.522
75	302,870	6,730	1.642
76	504,045	9,066	2.733
77	989,288	11,749	5.383
78	1'359,269	8,713	7.369
79	3'834,696	17,100	20.790
80	7'710,791	26,739	41.804
81	12'507,431	31,426	67.809

TABLA T-6-2F. COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS (%V)

G A S O L I N A 8 4								
PRODUCTO	1973	1974	1975	1976	1977	1978*	1979	1980
Gasolina UDP I/II	44.2	41.4	44.5	45.4	59.0	62.7	68.03	71.45
Nafta UDP I	12.5	21.8	11.6	10.9	2.2	1.8	1.24	1.74
Gasolina FCC	28.0	26.6	32.9	27.7	24.2	25.3	20.75	18.99
Nafta Reformada	12.9	7.5	9.6	11.9	8.3	4.8	6.24	5.26
Butano	2.4	2.7	1.4	4.1	6.3	5.4	3.74	2.56
T O T A L	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.00	100.00
Producción (MB)	3,549.0*	3,354.3	3,046.1	2,973.8	3,979.7	3,249.1	5,583.45	6,082.29

G A S O L I N A 9 5								
Gasolina UDP I/II	1.4	2.8	2.4	2.3	8.1	20.2	-	7.26
Nafta UDP I	-	-	--	0.5	0.4	0.3		
Gasolina FCC	88.3	87.8	90.9	94.6	75.0	68.3	-	76.28
Nafta Reformada	9.6	8.7	6.1	2.1	13.7	10.3	100.0	15.31
Butano	0.7	0.7	0.6	0.5	2.8	1.2	-	1.15
T O T A L	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.00
Producción (MB)	413	561	419.5	207.3	188.2	176.7	4.716	9.536

* Incluye 23.6 MB Gasolina 66.

Para tener una mejor visión del consumo de TEL en kilogramos o toneladas a través de los años se muestra la siguiente tabla T-6-2D2.

Aplicando la fórmula:

$$\frac{\text{Tonelada de TEL comercial}}{\text{M Bbl Gasolina}} \times 15.0123 = \frac{\text{CC TEL comercial}}{\text{galón}}$$

TABLA T-6-2D2. CONSUMO DE TEL COMERCIAL (TONELADAS)

AÑO	GASOLINA 84 (MB)	GASOLINA 95 (MB)	TEL COM.	
			G-84	G-95
1973	(1) 3,549.0	413.0	572.102	85.833
74	3,554.3	561.0	554.016	116.592
75	3,046.1	419.5	406.562	95.1746
76	2,973.8	207.3	385.638	42.010
77	3,979.5	188.0	668.664	45.478
78	4,014.1	203.0	1,164.318	64.799
79	5,552.6	11.7	1,861.419	4.173
80	5,895.7	41.4	1,800.656	14.490
a Oct. 81	5,911.3	0.0	1,556.751	0.0

(1) Incluye 23.6 MB de gasolina 66.

ANALISIS DE LAS UNIDADES DE REFINACION QUE PRODUCEN BASES PARA LA PREPARACION DE GASOLINA COMERCIAL

En la Figura F-6-2D se muestra el diagrama de flujo de las unidades que conforman la Refinería La Pampilla; de las cuales salen gasolinas que son básicas para la elaboración de la gasolina comercial.

Estas unidades son:

- a) Unidad de Destilación Primaria I (UDP I)
- b) Unidad de Destilación Primaria II (UDP II)
- c) Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)
- d) Unidad de Reformación Catalítica (Platforming).

a) UDP I: Produce gasolina primaria I con un octanaje de 58 a 60 (de acuerdo al crudo que procesa).

b) UDP II: Produce gasolina primaria II con un octanaje de 54 (idem).

Estas unidades no pueden elevar el octanaje de sus gasolinas (refinando una misma clase de crudo); por lo tanto el octanaje es fijo y por la característica propia de su proceso no puede ser optimizado.

c) FCC :Esta unidad tiene la peculiaridad de optimizarse a una severidad en que la pérdida de catalizador se hace antieconómico; por lo que actualmente usa catalizador zeolítico y produce gasolina de 90-91 octanos. Por lo expuesto se considera este octanaje constante o fijo.

d) Platforming: Produce nafta reformada. Aquí el octanaje de la gasolina aumenta según sus variables operativas sean más severas, disminuyendo paralelamente el rendimiento de platformado. Así

"La refinería debe limitar la severidad de la re-

formación al punto en que el costo del proceso más el valor del producto perdido comienza a exceder el costo de abastecimiento adicional de números octanos con aditivos antidetonantes (Plomo Tetraetílico o TEL)".

Es aquí donde se debe aplicar no solamente criterios de Ingeniería Química sino que debe complementarse con las ciencias económicas, por consiguiente esta unidad es crítica para la minimización de los costos variables en la elaboración de gasolina comercial. Es por esto que platforming debería operar a máxima carga posible pero a alta severidad necesariamente. Cuando se utilice catalizador Bimetálico.

SUSCEPTIBILIDAD DE LAS GASOLINAS AL TEL

Anotamos que: RON-0 = N° octano con 0.0 cc TEL/gal.

RON-3 = N° octano con 3 cc TEL/gal.

RBN-0 = N° de mezclado con 0.0 cc TEL/gal.

RBN-3 = N° de mezclado con 3 cc TEL/gal.

GASOLINA	RON-0	RON-3	RBN-0	RBN-3
UDP I	57.4	78.2	51.4	56.9
UDP II	54.0	76.3	50.5	56.2
FCC	91.0	98.6	62.7	69.0
C ₄	95.0	105.2	65.5	78.7
Platforming	95.0	100.0	65.5	70.6

PARAMETROS DE CALIDAD DEL ITINTEC

PVR, (lb/pulg ²)	máx:	12
	mín:	6
Destilación	max:	
10%		158°F
50%		284
90%		392
Pto. Final		430
Plomo (elemento)	máx:	4.0
cc/galón		

TABLA T-6-2D3. INCIDENCIA DEL TEL EN EL PRESUPUESTO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA
(EJECUTADO)

AÑO	PRESUPUESTO (MM \$.)	GASTO TEL (%)
1973	256.093	12.10
74	270.246	12.70
75	306.486	13.50
76	435.900	9.49
77	956.304	13.44
78	2,013.304	16.87
79	3,859.764	28.27
80	6,543.983	28.11

Fig: F-6-2D

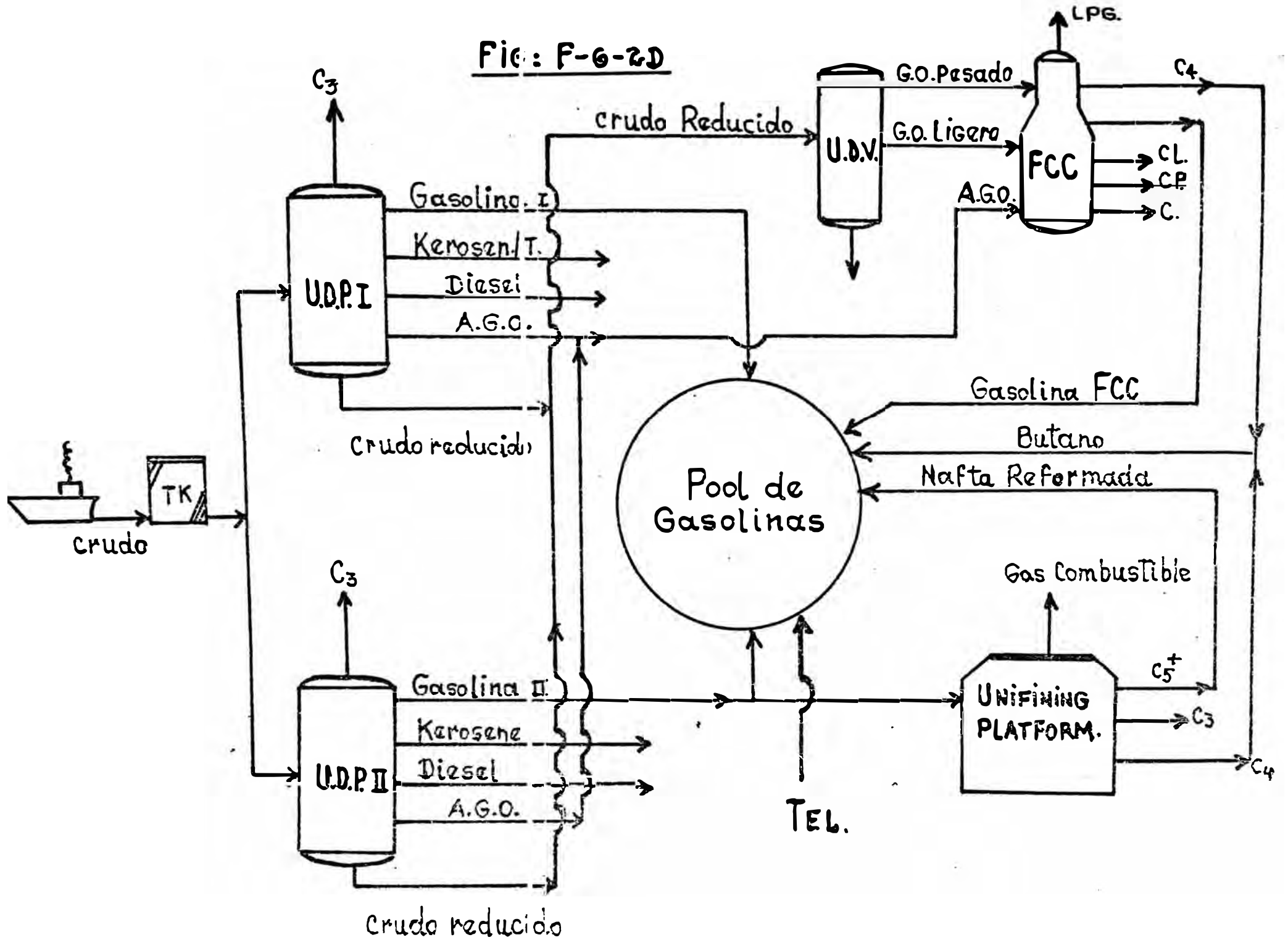


Fig: F-6-2D1

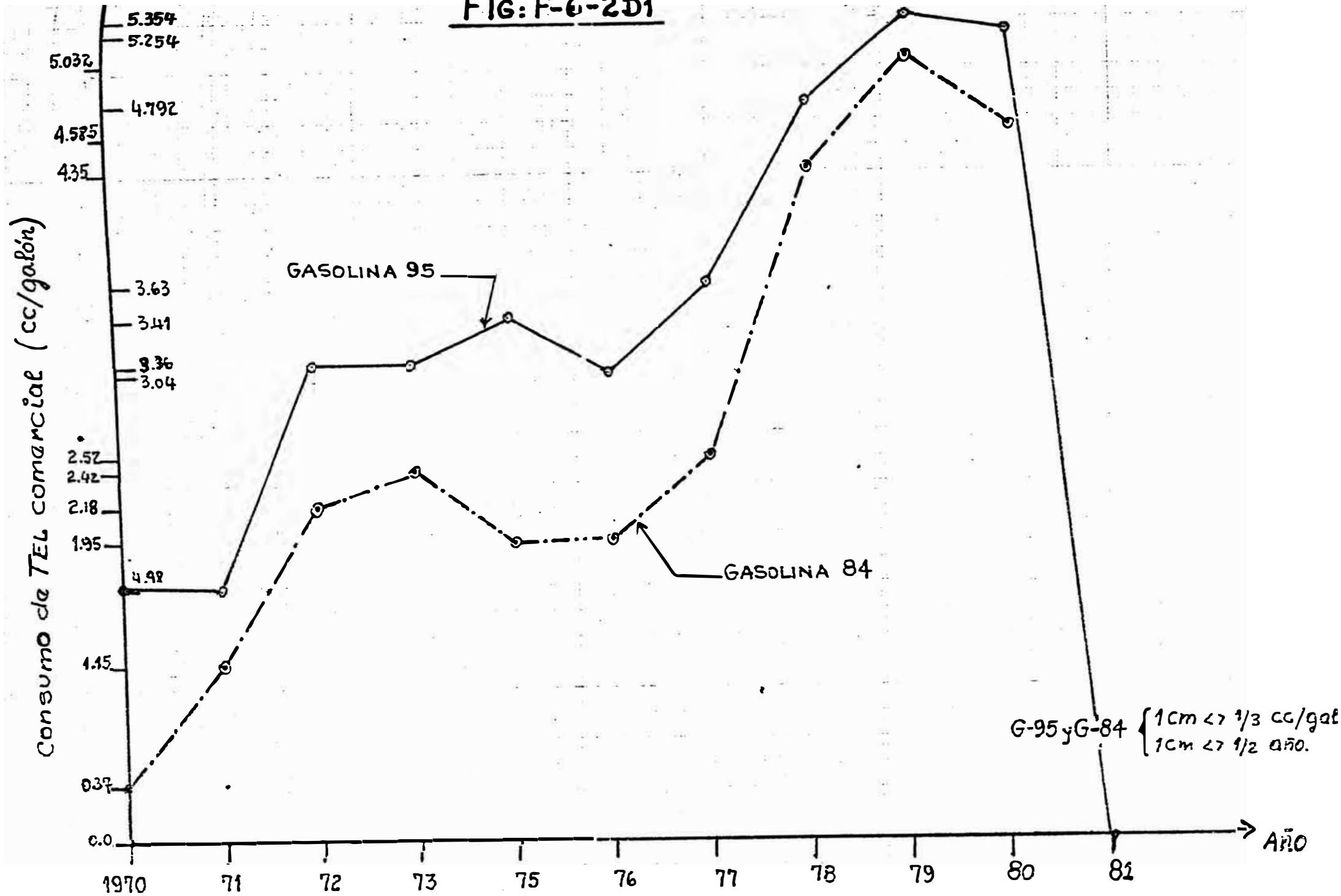
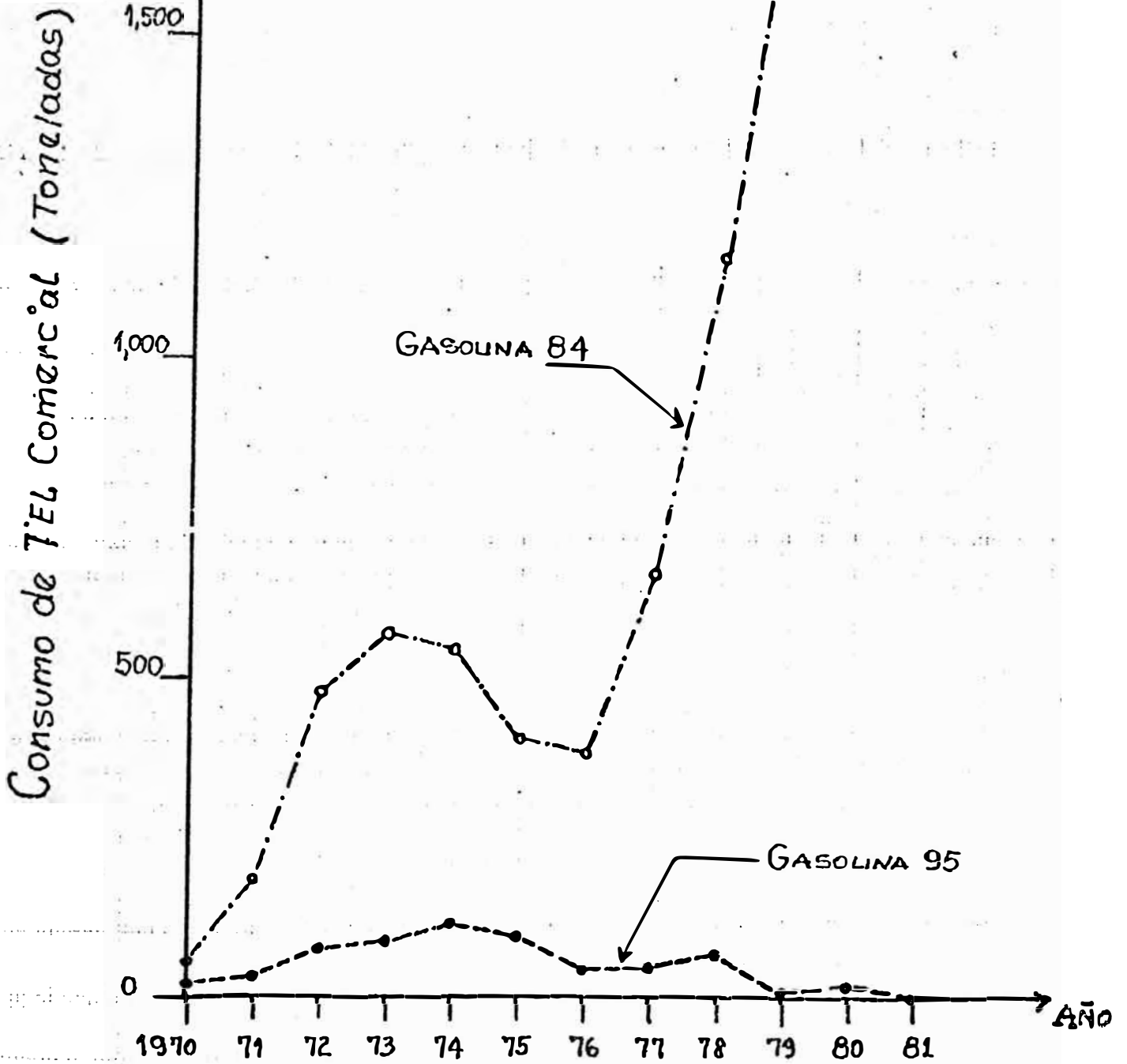


Fig: F-6-2D2



ESCALA: 1 CM \approx 1 AÑO
1 CM \approx 100 TON.

Estructura del Presupuesto Operativo
(1981)

Labor y beneficios	14.6 %
Materiales y Suministros	7.9
Productos químicos	4.2
Prod. de Pet. Consum.	10.6
Mantenim. y reparac.	3.4
Fuerza eléctrica	4.1
Depreciación y tributos	9.8
TEL	40.5
Otros gastos	4.9
	<hr/> 100.0

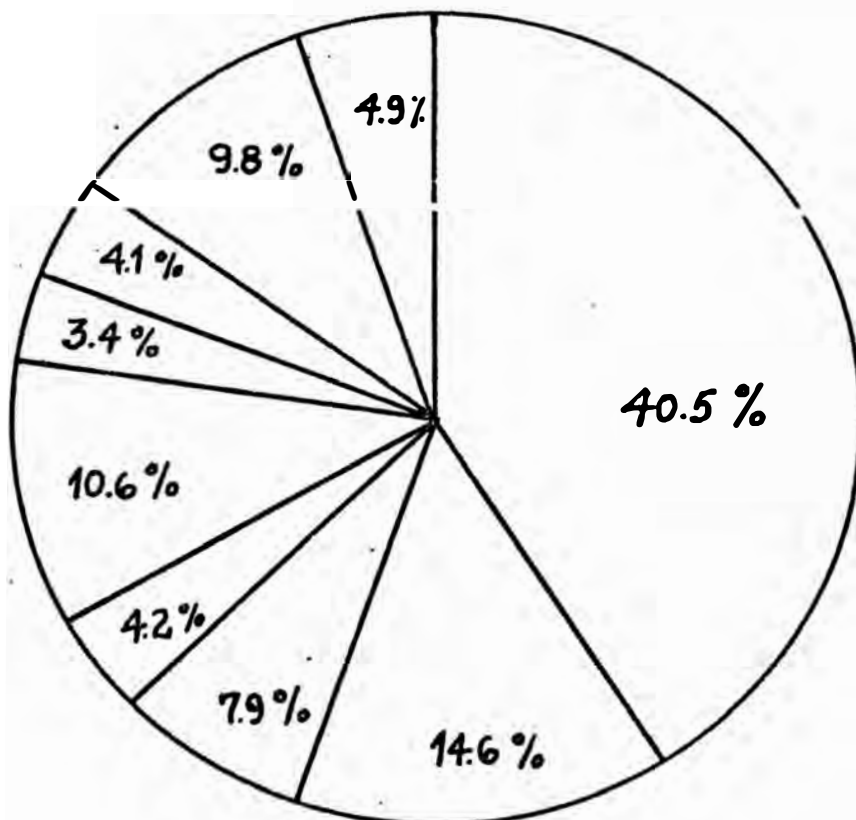


Fig: F-6-2E

Presupuesto Operativo - Refinería

Carga Neta de Refinería

12,500 MM \$ / 30 M US \$

10,000 25 M

7,500 20 M

5,000 15 M

2,500 10 M

0

- ◇— MB
- M US \$
- MM \$

1970 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80 81

Años

30 M US \$

25

20

15

10

5

0

5 M

T A B L E A - 1

RES.	RESEARCH BLENDING NUMBER										RON	
	O.N.	.0	.1	.2	.3	.4	.5	.6	.7	.8		.9
11		39.4	39.4	39.4	39.5	39.5	39.5	39.6	39.6	39.6	39.6	11
12		39.7	39.7	39.7	39.7	39.8	39.8	39.8	39.8	39.9	39.9	12
13		39.9	39.9	40.0	40.0	40.0	40.0	40.1	40.1	40.1	40.1	13
14		40.2	40.2	40.2	40.2	40.3	40.3	40.3	40.3	40.4	40.4	14
15		40.4	40.4	40.5	40.5	40.5	40.6	40.6	40.6	40.6	40.7	15
16		40.7	40.7	40.7	40.8	40.8	40.8	40.8	40.9	40.9	40.9	
17		40.9	41.0	41.0	41.0	41.0	41.1	41.1	41.1	41.1	41.2	
18		41.2	41.2	41.2	41.3	41.3	41.3	41.3	41.4	41.4	41.4	
19		41.5	41.5	41.5	41.5	41.6	41.6	41.6	41.6	41.7	41.7	
20		41.7	41.7	41.8	41.8	41.8	41.8	41.9	41.9	41.9	41.9	20
21		42.0	42.0	42.0	42.0	42.1	42.1	42.1	42.2	42.2	42.2	
22		42.2	42.3	42.3	42.3	42.3	42.4	42.4	42.4	42.4	42.5	
23		42.5	42.5	42.5	42.6	42.6	42.6	42.6	42.7	42.7	42.7	
24		42.7	42.8	42.8	42.8	42.9	42.9	42.9	42.9	43.0	43.0	
25		43.0	43.0	43.1	43.1	43.1	43.1	43.1	43.2	43.2	43.2	25
26		43.2	43.3	43.3	43.3	43.3	43.4	43.4	43.4	43.4	43.5	
27		43.5	43.5	43.5	43.6	43.6	43.6	43.7	43.7	43.7	43.7	
28		43.8	43.8	43.8	43.8	43.9	43.9	43.9	44.0	44.0	44.0	
29		44.0	44.1	44.1	44.1	44.1	44.2	44.2	44.2	44.2	44.3	
30		44.3	44.3	44.3	44.4	44.4	44.4	44.5	44.5	44.5	44.5	30
31		44.6	44.6	44.6	44.6	44.7	44.7	44.7	44.8	44.8	44.8	
32		44.8	44.9	44.9	44.9	44.9	45.0	45.0	45.0	45.0	45.1	
33		45.1	45.1	45.1	45.2	45.2	45.2	45.2	45.3	45.3	45.3	
34		45.4	45.4	45.4	45.4	45.5	45.5	45.5	45.5	45.6	45.6	
35		45.6	45.6	45.7	45.7	45.7	45.8	45.8	45.8	45.8	45.9	35
36		45.9	45.9	45.9	46.0	46.0	46.0	46.1	46.1	46.1	46.1	
37		46.2	46.2	46.2	46.2	46.3	46.3	46.3	46.3	46.4	46.4	
38		46.4	46.5	46.5	46.5	46.5	46.6	46.6	46.6	46.6	46.7	
39		46.7	46.7	46.7	46.8	46.8	46.8	46.9	46.9	46.9	46.9	
40		47.0	47.0	47.0	47.0	47.1	47.1	47.1	47.2	47.2	47.2	40
41		47.2	47.3	47.3	47.3	47.3	47.4	47.4	47.4	47.4	47.5	
42		47.5	47.5	47.6	47.6	47.6	47.6	47.7	47.7	47.7	47.7	
43		47.8	47.8	47.8	47.8	47.9	47.9	47.9	48.0	48.0	48.0	
44		48.0	48.1	48.1	48.1	48.1	48.2	48.2	48.2	48.2	48.3	
45		48.3	48.3	48.3	48.4	48.4	48.4	48.4	48.5	48.5	48.5	45
46		48.6	48.6	48.6	48.6	48.7	48.7	48.7	48.7	48.8	48.8	
47		48.8	48.9	48.9	48.9	48.9	49.0	49.0	49.0	49.0	49.1	
48		49.1	49.1	49.1	49.2	49.2	49.2	49.2	49.3	49.3	49.3	
49		49.3	49.4	49.4	49.4	49.4	49.5	49.5	49.5	49.6	49.6	
50		49.6	49.6	49.7	49.7	49.7	49.7	49.8	49.8	49.8	49.8	50
51		49.9	49.9	49.9	49.9	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.1	
52		50.1	50.1	50.1	50.2	50.2	50.2	50.2	50.3	50.3	50.3	
53		50.3	50.4	50.4	50.4	50.4	50.5	50.5	50.5	50.5	50.5	
54		50.6	50.6	50.6	50.6	50.7	50.7	50.7	50.7	50.8	50.8	
55		50.8	50.8	50.8	50.9	50.9	50.9	50.9	51.0	51.0	51.0	55
56		51.0	51.1	51.1	51.1	51.1	51.2	51.2	51.2	51.2	51.3	
57		51.3	51.3	51.3	51.3	51.4	51.4	51.4	51.4	51.5	51.5	
58		51.5	51.5	51.6	51.6	51.6	51.6	51.7	51.7	51.7	51.7	
59		51.7	51.8	51.8	51.8	51.8	51.8	51.9	51.9	51.9	51.9	
60		52.0	52.0	52.0	52.0	52.0	52.1	52.1	52.1	52.1	52.1	60

VI.2.1. PREPARACION DE GASOLINA COMERCIAL DE 80 RON SEGUN
DEL MORE PARA 14-Setiembre-1981

(POOL DE RELAPA)

Como se sabe el MORE es un modelo matemático de computadora que especifica cuál es o sería la composición de las Gasolinas (en el Pool) comerciales según lo que la empresa estima. Así, el MORE recomienda para el 14. Set. 81 la siguiente composición para gasolina comercial de 80 RON.

Butano	4.54	% Vol.	0.51	MB
Gasolina UDP I	24.93	"	2.80	"
Gasolina UDP II	54.23	"	6.09	"
Gasolina FCC	4.36	"	0.49	"
Nafta Reformada	11.94	"	1.34	"
	100.00	% Vol.	11.23	MB

(A) Con Monometálico (R-11)

<u>Componente</u>	<u>%V</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RBN-3</u>	<u>RON-0</u>	<u>RON-3</u>
Gasolina UDP I	24.93	52.8	58.5	63.7	82.5
Gasolina UDP II	54.23	50.6	56.1	54.2	76.0
Gasolina FCC	4.36	62.4	68.4	90.5	98.0
Nafta Reformada	11.94	63.4	70.6	(1)92.2	100.0
Butano	4.54	61.6	68.3	89.1	97.9

(1) RON-claro obtenido con R-11 (ver Tabla I. Cap. V.2)

(B) Con Bimetálico (R-16G)

<u>Componente</u>	<u>%V</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RBN-3</u>	<u>RON-0</u>	<u>RON-3</u>
Gasolina UDP I	24.93	52.8	58.5	63.7	82.5
Gasolina UDP II	54.23	50.6	56.1	54.2	76.0
Gasolina FCC	4.36	62.4	68.4	90.2	98.0
Nafta Reformada	11.94	70.6	77.5	(2) 100.0	104.5
Butano	4.54	61.6	68.3	89.1	97.9

(2) RON-claro obtenido con R-16G (ver Tabla II. Cap. V.2)

NOTA.- Con los valores del RON se hallan los RBN (número de mezcla research) en las Tablas A-1 y A-2.

$$\text{Sea: RBN}^* = \sum \left(\frac{\% V_i}{100} \times \text{RBN}_i \right) = \text{Número Research de la mezcla}$$

Aplicando esta fórmula general para ambos casos:

Para (A) con monometálico

$$\begin{aligned} \text{RBN}^*-0 &= 0.2493 \times 52.8 + 0.5434 \times 50.6 + 0.0436 \\ &\quad \times 62.4 + 0.1193 \times 63.4 + 0.0455 \times 61.6 \end{aligned}$$

$$\text{Luego: RBN}^*-0 = 53.69$$

$$\text{RBN}^*-3 = 59.62$$

con estos valores de las Tablas A-1 y A-2, se hallan los RON de la mezcla

$$\text{RON}^*-0 = 67.1$$

$$\text{RON}^*-3 = 84.7$$

con estos valores se traza la recta de susceptibilidad al plomo de esta mezcla (ver Gráfico F-6-2C)

Para (B) con Bimetálico:

Análogamente: RBN*-0 = 54.55

RBN*-3 = 60.34

RON*-0 = 70.30

RON*-3 = 86.50

Luego de trazadas las líneas de susceptibilidad se plotea para un RON de 80: los consumos requeridos de TEL para ambos casos. Así del Gráfico F-6-2C:

Para Caso (A) 1.31 cc TEL puro/galón

Para Caso (B) 0.90 cc TEL puro/galón.

Luego: Ahorro TEL = 1.31 - 0.90 = 0.41 cc/galón.

Para convertir TEL puro a TEL comercial se usa la siguiente fórmula:

$$\text{cc TEL puro} = 8.872 \times \frac{\text{Kgr. de TEL comercial}}{\text{Bbl. de gasolina}}$$

$$\text{así: } 0.41 \quad 8.872 \times \text{Kgr. TEL com.} \\ 11,230$$

Ahorro TEL comerc./día -- 518.97 Kgr.

Es decir, si se estuviera utilizando catalizador Bimetálico R-16G, esto representaría lo ahorrado en la preparación de gasolina comercial de 80 octanos.

Por otro lado, si en el Pool de gasolinas se consi

dera gasolina de FCC de la Refinería de Talara este ahorro sería muy notable. Así:

Preparación de Gasolina comercial de 84 octanos

Según recomendación del MORE para setiembre 04-'81 se tiene que:

(A) Con Monometálico (R-11)

Componente	MB	% V	RBN-0	RBN-1	RON-0	RON-1
Butano	0.31	22.545	61.6	65.0	89.1	94.5
Gasol. UDP I	2.84	20.6545	52.8	56.0	63.7	75.5
Gasol. UDP II	6.20	45.0910	50.6	54.0	54.2	68.4
Gasol. FCC	2.01	14.6131	62.4	65.8	90.5	95.3
Gasol. FCC Talara	1.65	12.000	62.8	65.8	89.8	95.3
Nafta Reform.	0.74	5.3818	63.4	67.5	92.2	97.1
	13.75	100.00				

Luego: $RBN^{*-0} = 55.18$ Donde: $RON-0 = 72.8$

$RBN^{*-1} = 58.53$ $RON-1 = 82.4$

Así, trazamos la recta de susceptibilidades (ver Gráf. F-6-2C) para 84 octanos = 1.41 cc TEL puro/galón.

Análogamente con catalizador Bimetálico:

(B) Con Bimetálicos (R-16G)

<u>Componente</u>	M(Bbl)	% V	RBN-0	<u>RBN-1</u>	RON-0	RON-1
Butano	0.31	2.2546	61.6	65	89.1	94.5
Gasol. UDP I	2.84	20.6545	52.8	56	63.7	75.5
Gasol. UDP II	6.20	45.091	50.6	54	54.2	68.4
Gasol. FCC	2.01	14.6181	62.4	65.8	90.5	95.3
Gasol. FCC Talara	1.65	12.00	62.8	65.8	89.8	95.3
Nafta Reform.	0.74	5.3818	70.6	102.6	100.0	102.6
	13.75	100.0				

Luego: $RBN^*-0 = 55.56$ donde $RON-0 = 73.8$

$RBN^*-1 = 60.42$ $RON-1 = 86.7$

(ver gráfico F-6-2C) para 84 octanos: $0.65 \text{ cc TEL puro gal.}$

Resumiendo:

Caso (A): 1.41 cc TEL puro/gal.

Caso (B): 0.65 "

Ahorro TEL = $1.41 - 0.65 = 0.76 \text{ cc TEL puro gal.}$

Luego: Ahorro TEL comercial: 1,177.86 Kgr/día.

Como se ve tanto en la preparación de gasolinas de 80 y 84 octanos (en un sólo día) se ahorra un promedio de 1,500 Kgrs. de TEL comercial, para visualizar este aspecto, se muestran a continuación la programación llevada a cabo en RELAPA (Refinería La Pampilla) durante el año 1980 en la preparación de gasolina comercial de 84 octanos. (Se toma esta composición porque ya vimos que el efecto del aho-

rro de TEL es mas gravitante que en el caso de pre
paración de gasolina de 80 octanos y por ende en
el presupuesto total operativo de la Refinería).

FIG: F-6-2A

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART

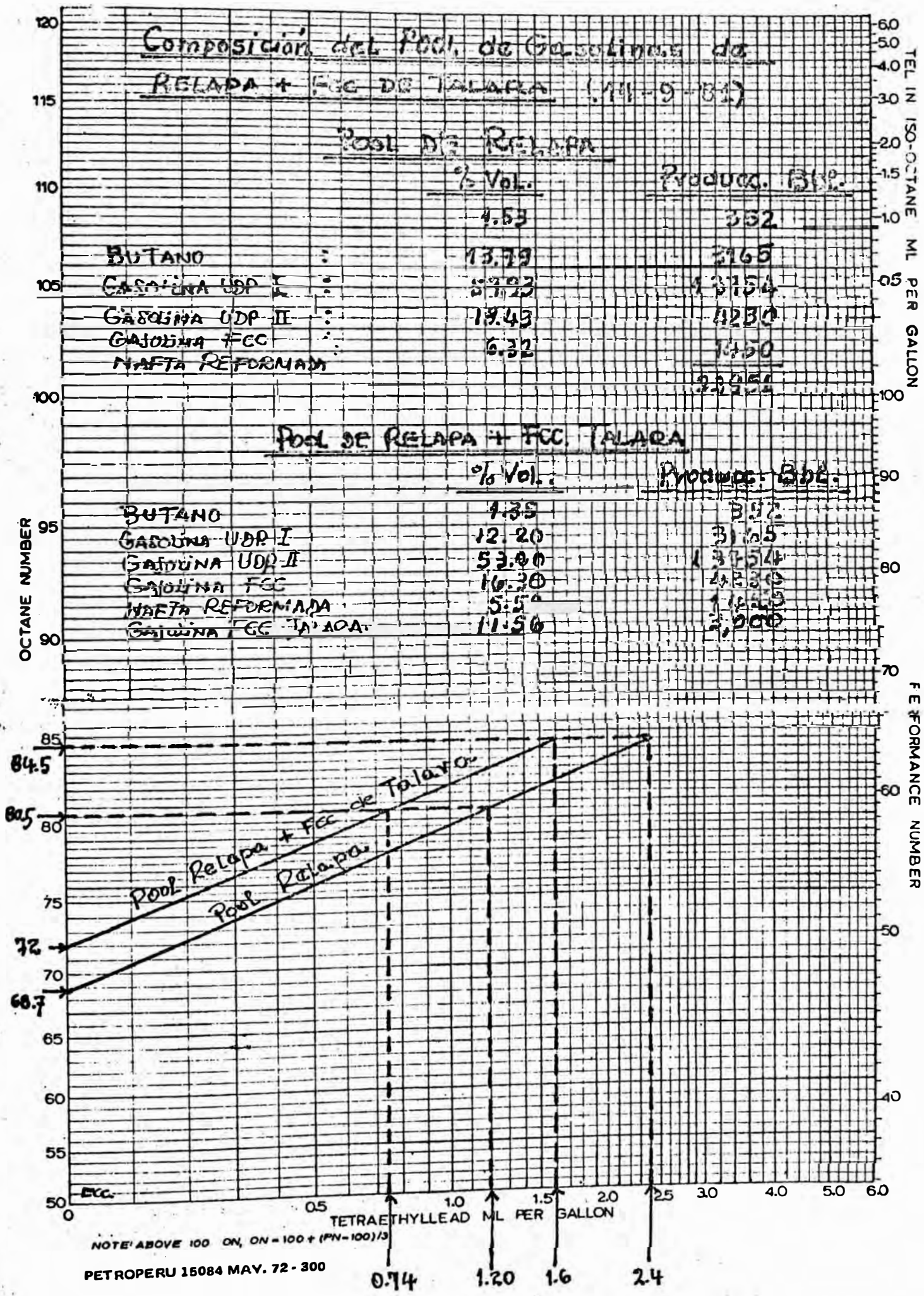
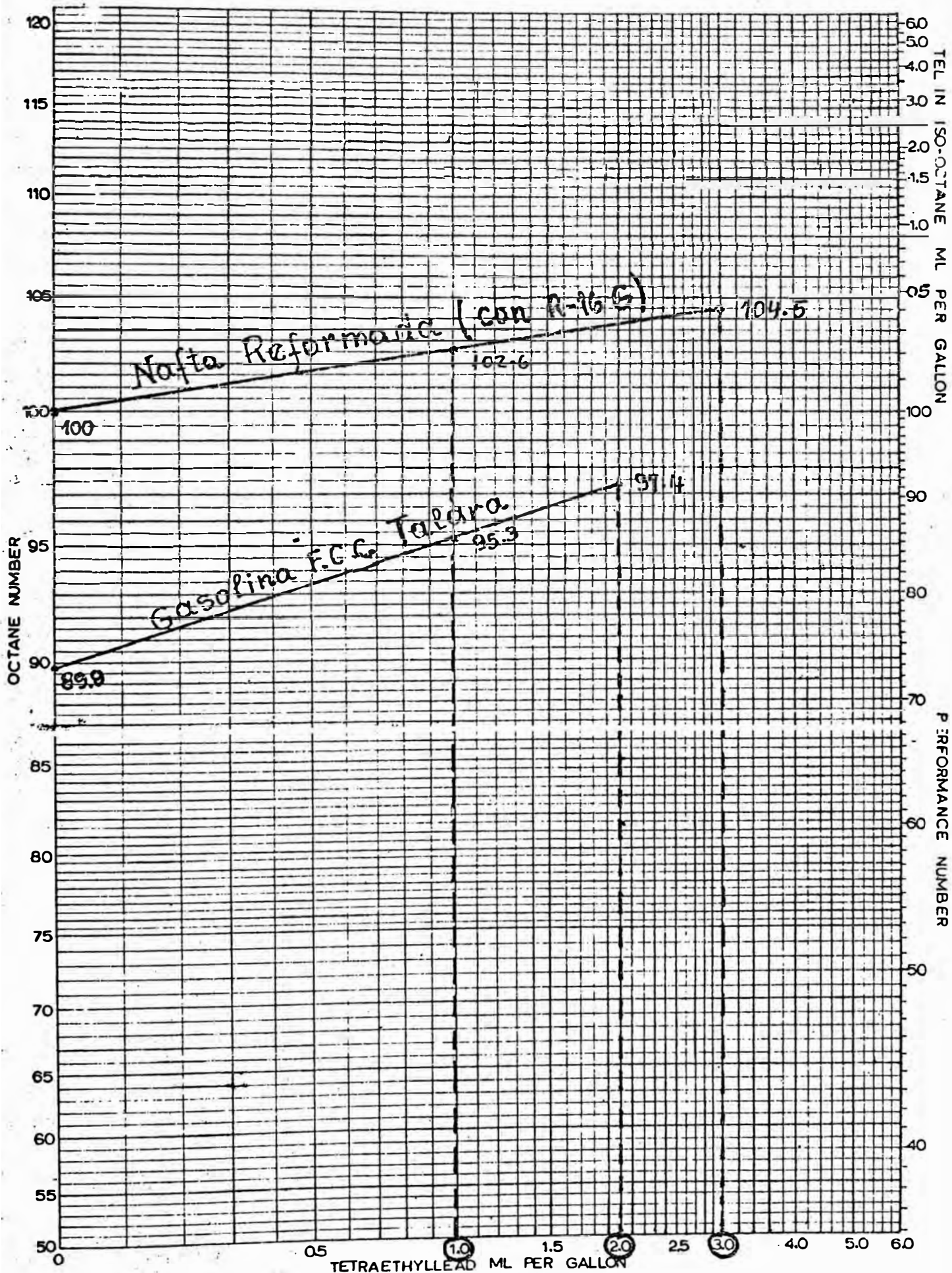


FIG: F-6-2B1

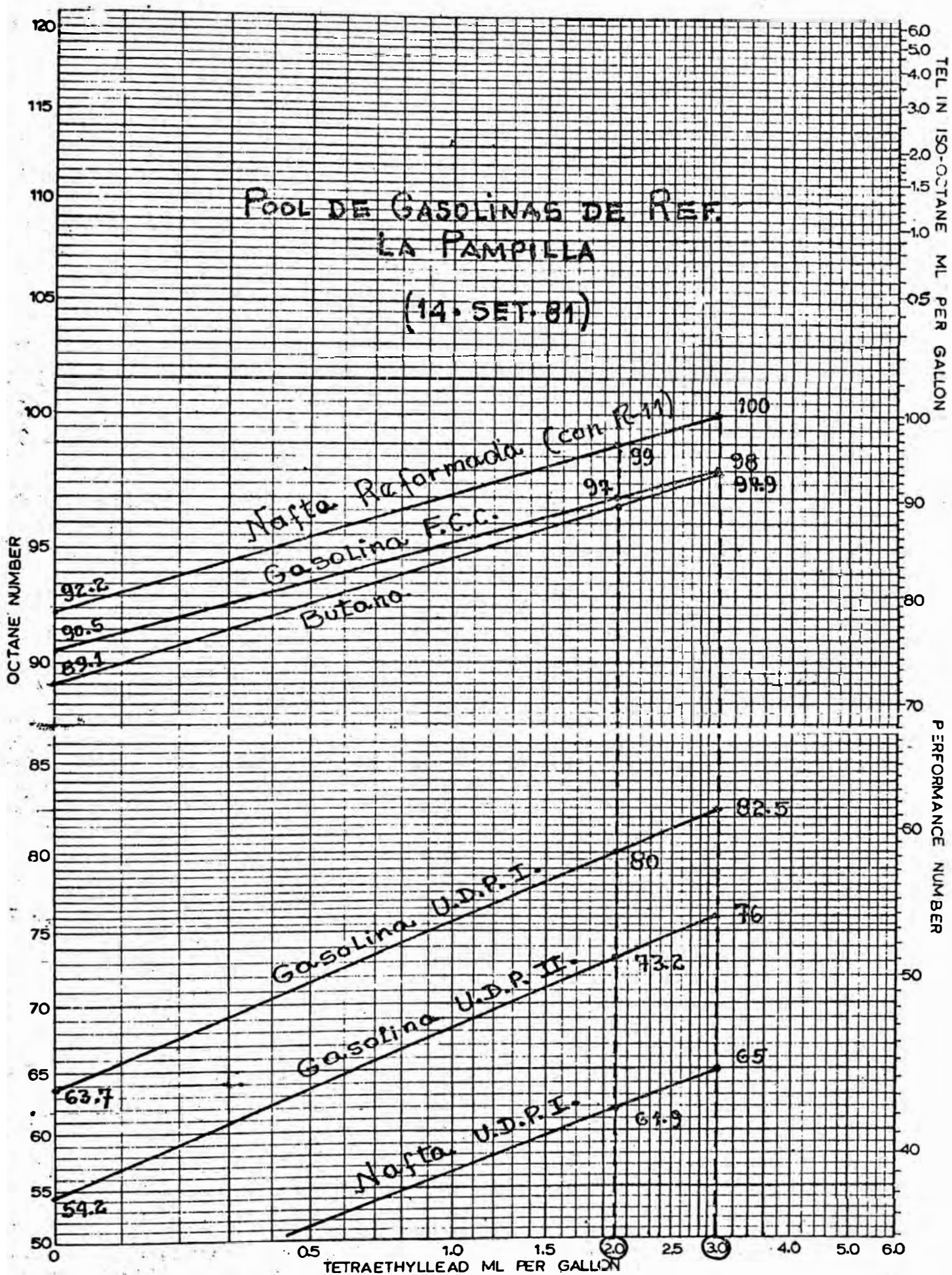
TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3

FIG: F-6-2B2

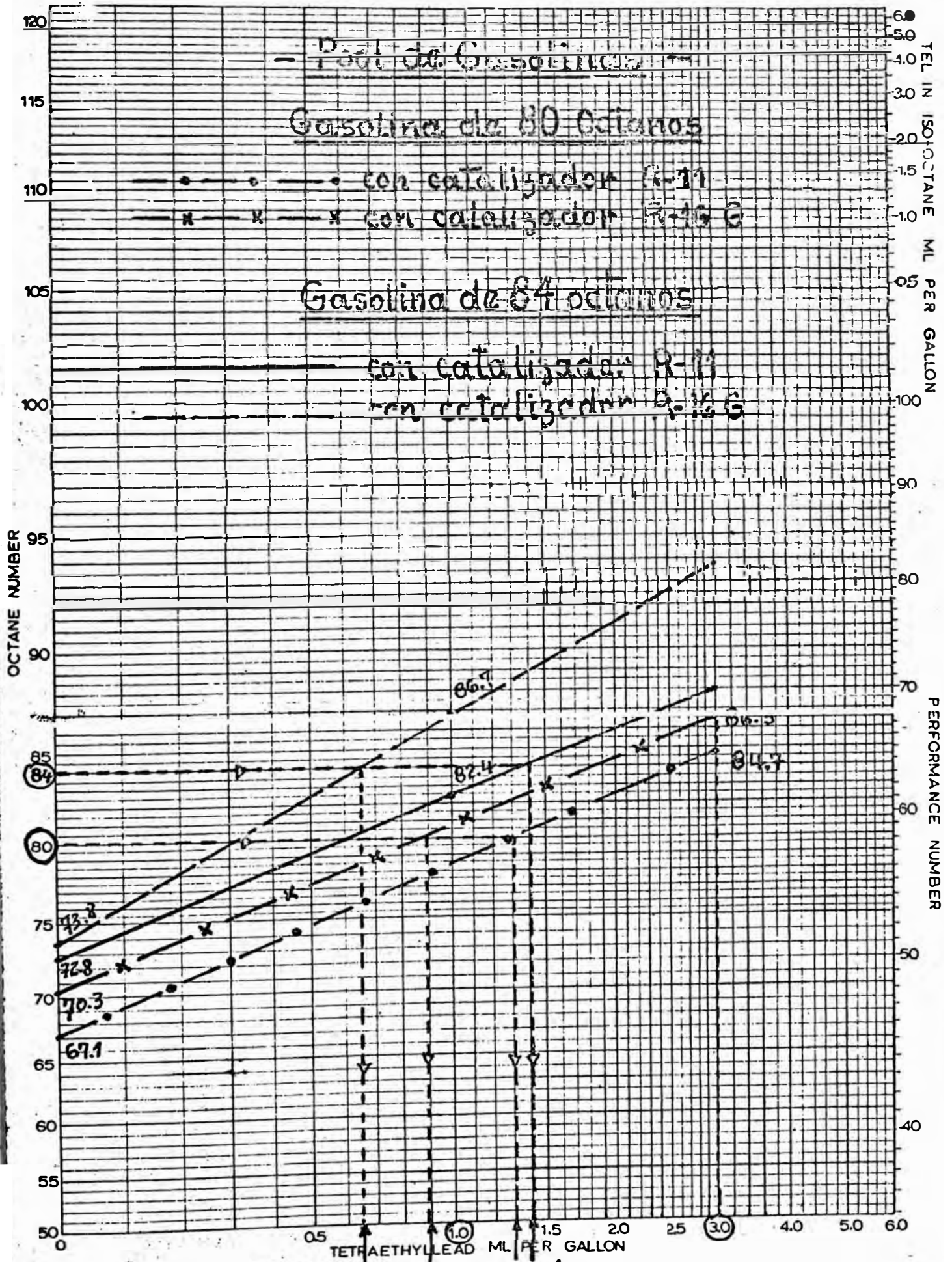
TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3

FIG: F-6-2C

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE: ABOVE 100 ON, $DN = 100 + (PN - 100)^{1/3}$

0.65 0.9 1.31 1.44

CAPITULO VII

BENEFICIOS ECONOMICOS ESTIMADOS POR EL CAMBIO DE CATALIZADOR MONOMETALICO A BIMETALICO

Si bien es cierto que el cambio de catalizador a Bimetálico en la Unidad de Platforming de la Refinería La Pampilla requiere de una inversión (en este caso sería una inversión económica con recursos propios) por otro lado, hemos visto que existe la real posibilidad de ahorrar energía (Hornos de Platforming, compresor de gas de recirculación) y la categórica gravitante y real posibilidad de ahorrar TEL (plomo tetraetílico comercial) en la preparación de gasolinas comerciales.

A continuación se da un estimado de lo que se pudo "ahorrar" durante la preparación de gasolinas en el año de 1980, ya que la base de los cálculos es lo recomendado por el MORE.

Como observamos en la Tabla T-7-1B, a/b lo recomendado por el MORE no siempre se cumple en la vida práctica ya que existen muchas razones imprevistas acerca de la preparación de las gasolinas (poca flexibilidad en las mezclas, exceso de gasolina de alguna unidad con respecto a otra, paradas imprevistas de planta, embarques, inadecuado PVR de la gasolina lo que implica adición de LPG no contemplado por el MORE, etc.).

En vista de todo ésto se escoge un valor representativo de cada componente que recomienda el MORE y se calcula el porcentaje en volumen anual que se preparó en 1980. Ver Tabla T-7-1F.

La producción de gasolinas de destilación primaria I y II están en la proporción volumétrica de producción de 17.75% y 82.25% en todo el año de 1980, en base a esto se elabora la Tabla T-7-1F.

TABLA T-7-1A. CARGAS A LAS UNIDADES (MB/DC) - 1980

MES	DESTILACION		DESTIL. VACIO		CRAQUEO CATALITICO		REFORMACION		FCC TALARA	
	PRIMARIA		REAL	MORE	REAL	MORE	CATALITICA		REAL	MORE
	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE
Ene.	84.79	35.0	10.62	10.30	5.97	6.00	1.54	1.00		
Feb.	75.55	77.84	9.42	10.3	5.97	6.00	1.75	0.57		
Marz.	78.36	84.53	2.59	2.0	5.56	5.50	1.13	0.50	-	3.21
Abr.	77.38 (a)	82.77	6.58	9.62	5.72	5.50	0.71	0.40	2.50	3.38
May.	74.04	81.00	7.91	10.30	4.51	4.60	0.57	0.91	0.85	2.83
Jun.	74.68	78.53	7.59	10.30	6.00	6.00	1.33	0.80	-	3.88
Jul.	78.85	85.53	8.78	10.30	6.00	6.00	1.34	0.80	1.61	4.00
Ago.	73.77	74.03	8.34	10.30	5.93	6.00	1.19	0.80	-	3.00
Set.	91.84	91.00	9.64	10.30	5.93	6.00	1.04	0.80	-	3.00
Oct.	85.64	90.63	9.47	10.30	5.81	6.00	1.07	0.80	2.15	3.00
Nov.	85.5	91.0	8.65	10.30	5.98	6.00	1.07	1.10	-	1.50
Dic.	82.39	81.20	8.63	9.30	5.99	6.00	0.72	1.10		

(a) Incluye 0.77 MB/DC de gasóleo.

TABLA T-7-1B (a). COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINA DE 84 OCTANOS (MB/DC) - 1980

MES (1980)	GASOLINA UDP		NAFTA PRIMARIA		GASOLINA DE FCC		NAFTA REFORMADA		BUTANO BUTANO		GASOLINA FCC TALARA		KEROSENE (Gasolina 95)	
	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE
Ene.	13.64	12.99	0.02	-	3.27	3.28	1.20	0.83	0.34	0.74				
Feb.	12.21	12.60	0.15	-	3.67	3.28	1.27	0.39	0.46	0.60	-	4.00		
(1) Mar.	10.70	10.35	0.36	-	3.13	3.03	0.96	0.45	0.34	1.07	-	3.21		
(2) Abr.	10.94	12.67	0.52	-	2.69	3.01	0.00	0.33	0.47	0.63	1.62	3.81	(0.01)	
(3) May.	10.26	12.41	0.09	-	2.67	2.52	0.44	0.76	0.35	0.80	0.85	2.33	(0.04)	
(4) Jun.	10.50	11.94	0.16	-	3.24	3.28	1.05	0.67	0.51	0.71	-	3.88	(0.02)	
(4) Jul.	11.29	12.84	0.46	-	2.72	3.28	1.05	0.67	0.40	0.66	0.23	4.00		
(4) Ago.	11.21	11.08	0.10	0	3.22	3.28	0.90	0.67	0.46	0.58	1.32	3.00		
Set.	4.47	9.45	0.38	-	1.62	3.28	0.53	0.71	0.17	0.36	-	2.25		
(4) Oct.	12.77	9.42	0.51	-	3.04	3.28	0.80	0.71	0.32	0.46	1.92	2.25		
(5) Nov.	9.80	8.45	0.25	-	2.84	3.28	0.61	0.94	0.48	0.52	-	0.24	0.06	
Dic.	8.19	<u>10.87</u>	0.19	-	2.23	3.28	0.41	<u>0.89</u>	0.32	0.54				
		135.07				38.08		8.02		7.67		28.97		

(1) GLP = 0.05 MB/DC (Real) aparte.

(2) $GLP = 0.02 \text{ MB/DC (Real) aparte} / (17.14 - 0.13) = 17.01 + 0.82 \text{ (Gasol. FCC Tal.)} \equiv 17.83 \text{ Total de Gasolina 84}$

(3) GLP = 0.05 (Real)

preparada.

(4) (GLP + C₄)

(5) GLP = 0.03 (Real) aparte.

TABLA T-7-1B (b). COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS EN % VOLUMETRICO - EN 1930
RECOMENDADO POR EL MORE
(GASOLINA DE 84 OCTANOS)

<u>MES</u>	GASOLINA DESTIL. PRIM.	GASOLINA FCC	NAFTA REFORMADA	BUTANO	GASOLINA DE FCC TALAPA	TOTAL (MB) /DC	TOTAL (MB) MENSUAL
Ene.	72.814	18.385	4.653	4.140	0.0	17.84	553.04
Feb.	60.374	15.716	1.869	2.875	19.166	20.87	605.23
Mar.	57.150	16.731	2.485	5.908	17.726	18.11	561.41
Abr.	61.956	14.718	1.614	3.080	18.632	20.45	613.50
May.	65.940	13.390	4.038	4.251	12.381	18.82	583.42
Jun.	58.300	16.015	3.271	3.466	18.948	20.48	614.40
Jul.	59.860	15.291	3.124	3.077	18.648	21.45	664.95
Ago.	59.537	17.625	3.600	3.116	16.022	19.61	576.91
Set.	58.878	20.436	4.424	2.243	14.019	16.05	481.50
Oct.	58.436	20.347	4.404	2.853	13.956	16.12	499.72
Nov.	62.918	24.423	7.000	3.871	1.788	13.43	402.90
Dic.	69.768	21.053	5.713	3.466	0.00	15.58	482.98
TOTAL	4,119.46	1,161.07	245.19	234.35	379.89	6,639.96	6,639.96
MB (ANUAL)							

TABLA T-7-1C. COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS DE 80 OCTANOS (MB/DC) - 1980

MES (1980)	GASOLINA DE UDP		NAFTA DE DES. PRIM.		GASOLINA DE FCC		NAFTA REFORMADA		BUTANO (GASOLINA 84)		GASOLINA DE FCC TALARA	
	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE	REAL	MORE
Ene.												
Feb.												
Mar.												
(1) Abr.	0.15	-	-	-	0.14	-	0.05	-	(0.01)	-	0.06	
(1) May.	0.03	-	-	-	0.10	-	-	-	(0.01)			
Jun.												
Jul.												
(1) Ago.	0.16	-	-	-	0.19	-	0.08	-	-	-	0.07	
(2) Set.	7.10	4.20	-	-	0.15	-	0.10	-	0.13	0.85	0.76	0.75
(3) Oct.	1.59	4.20	0.06	-	0.38	-	0.10	-	0.04	0.05	0.23	0.75
Nov.	3.99	3.74	0.11	-	0.61	-	0.19	-	0.21	-	-	1.26
Dic.	3.44	-	0.08	-	0.94	-	0.17	-	0.14			

(1) Se preparó gasolina 95.

(2) (C₄ + GLP) / Además para gasolina 95: Gasolina UDP: 0.01 + Gasol. FCC: 0.17 = 0.18

(3) (C₄ + GLP).

TABLA T-7-1D (a). CONSUMO DE TEL (PLOMO TETRAETILICO) - EN 1980

MES (1980)	CONSUMO EN Kgrs.			PRODUCCION EN MB			ADICION TEL (cc/gal)		
	G A S O L I N A S			G A S O L I N A S			G A S O L I N A S		
	80	84	95	80	84	95	80	84	95
Ene.	-	165,829	-	-	570.3	-	-	2.58	-
Feb.	-	140,359.7	-	-	508.9	-	-	2.45	-
Mar.	-	143,655.6	-	-	481.0	-	-	2.65	-
Abr.	-	143,104	5,688	-	510.2 (a)	12.0	-	2.49	4.21
May	-	152,117	1,724	-	474.7	4.1	-	2.84	3.71
(1) Jun.		(157,925)	-	75.7	384.7	-	-	(3.05)	-
Jul.	-	149,187	-	-	498.8	-	-	2.65	-
Ago.	-	125,738	3,969	-	533.5	15.5	-	2.09	2.26
Set.	76,623	73,446	787	247.2	216.4	5.4	2.75	3.01	1.29
Oct.	23,030	135,680	-	74.3	600.2	-	2.75	2.01	-
Nov.	30,951	132,270	-	153.2	418.4	-	1.79	2.80	-
<u>Dic.</u>	<u>31,282</u>	<u>118,375</u>	<u>2,322</u>	<u>148.1</u>	<u>351.1</u>	<u>6.4</u>	<u>1.37</u>	<u>2.99</u>	<u>3.22</u>
TOTAL	161,886 Kg	1,637.6863 Ton	14,190 Kg	698.5	5,548.200	43.4			

(1) consumo de TGL com. en Kgr. en total.

(a) No incluye 24.3 MB.

TABLA T-7-1E. OCTANAJE Y NUMERO DE MEZCLA DE GASOLINAS DE CHORRO REDUCIDAS EN

REF. LA PAMPILLA DURANTE 1980

MES (1980)	GASOLINA FCC (ONO)				GASOLINA PRIMARIA I				GASOLINA PRIMARIA II				GASOLINA FCC (RLP)			
	RON ₀	RBN ₀	RON ₃	RBN ₃	RON ₀	RBN ₀	RON ₃	RBN ₃	RON ₀	RBN ₀	RON ₃	RBN ₃	RON ₀	RBN ₀	RON ₃	RBN ₃
Ene.	-	-	-	-	61.9	52.4	82.1	58.3	54.4	50.7	76.7	56.4	90	62.1	97	67.4
Feb.	-	-	-	-	60	52	82.4	58.5	54.6	50.7	76.4	56.3	89.4	61.7	56.7	67.1
Mar.	-	-	-	-	65.5	53.2	84.1	59.2	55.2	50.9	77.6	56.7	89.8	62.0	97.9	68.3
Abr.	90.0	62.1	97	67.4	59.3	51.8	80	57.5	54.0	50.6	76.4	56.3	89.4	61.7	97.6	67.1
May.	90	62.1	97	67.4	57.5	51.4	79.1	57.2	53.0	50.3	75	55.9	89.5	61.8	97.9	68.3
Jun.	90	62.1	97	67.4	57.1	51.3	77	56.5	53.8	50.5	76	56.1	89.1	61.6	97.9	68.1
Jul.	90	62.1	97	67.4	54.1	50.6	76.9	56.5	52.0	50.1	75	55.9	90.0	62.1	99.4	69.9
Ago.	90	62.1	97	67.4	59.0	51.7	80.3	57.6	54.5	50.7	76.5	56.3	89.4	61.7	98	68.4
Set.	90	62.1	97	67.4	62.3	52.5	82.8	58.6	54.1	50.6	78	56.8	90.6	62.5	98.2	68.6
Oct.	90	62.1	97	67.4	61.0	52.2	83	58.7	52.8	50.3	76.5	56.3	89.8	62	99	69.5
Nov.	90	62.1	97	67.4	61.5	52.3	82.1	58.3	55.2	50.9	77.1	56.5	90.0	62.1	98	68.4
Dic.	90	62.1	97	67.4	62.1	52.4	82.3	58.4	54.1	50.6	77	56.5	90.0	62.1	98	68.4

* NOTA: Para la Nafta Reformada:

	RON ₀	RBN ₀	RON ₃	RBN ₃
Con Catalizador monometálico R-11:	95	65.5	101.1	71.9
Con Catalizador bimetálico R-16G	100	70.6	104.5	77.5
(Constante para todos los meses)				

TABLA T-7-1F. COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS EN (%) VOLUMETRICO ANUAL EN BASE A LA PRODUCCION TOTAL DE GASOLINA DE 84 OCTANOS SEGUN RECOMENDACION DEL MORE PARA EL AÑO 1980

<u>Compon.</u>	<u>% V</u>	<u>CON CATALIZADOR (R-11)</u>				<u>CON CATALIZADOR (R-16G)</u>			
		<u>RON-0</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RON-3</u>	<u>RBN-3</u>	<u>RON-0</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RON-3</u>	<u>RBN-3</u>
G. U.D.P. I	11.04	60.1	52.0	81	57.9	60.1	52.0	91	57.9
G. U.D.P. II	51.00	54.0	50.6	76.4	56.3	54.0	50.6	76.4	56.3
G. FCC	17.48	89.7	61.9	97.9	68.3	89.7	61.9	97.9	68.3
G. FCC TAL.	13.25	90.0	62.1	97.0	67.4	90.0	62.1	97.0	67.4
N. Reform.	3.70	95.0	65.5	101.1	71.9	100.0	70.6	104.5	77.5
Butano	<u>3.53</u>	96.1	66.5	102.3	73.4	96.1	66.5	102.3	73.4
T O T A L	6,639.96 MB								

NOTA: G. UDP I = Gasolina de Destilación Primaria I
 G. UDP II = " " " " II
 G. FCC = " " FCC de RELAPA
 G. FCC TAL. = " " FCC " Talara
 N. Reform. = Nafta reformada.

VII.1. AHORRO DE PLOMO TETRAETILICO (TEL)

Para evaluar lo que se hubiera ahorrado en consumo de TEL usando Catalizador Bimetálico R-16G en la elaboración de Gasolina de 84 octanos a lo largo del año de 1980; se toma en cuenta dos aspectos: el primero, se trabajan con valores promedios reales anuales de RON claro y RON + 3 para los componentes siguientes: Gasolina UDF, gasolina FCC de RELAPA y de Talara y de Butano; el caso de la nafta reformada está basado en los datos de las Tablas I y II del Capítulo V, para catalizadores monometálico y bimetálico respectivamente.

El segundo aspecto es el de considerar los octanajes promedios de la nafta reformada con que realmente se trabajó durante el año 1980 además de las otras gasolinas mencionadas anteriormente para el caso de trabajar con catalizador monometálico R-11 y para cataliz. bimetálico R-16G de la tabla anteriormente mencionada.

PRIMER ASPECTO

De la tabla T-7-1F: Con catalizador monometálico

$$RBN^* = \frac{\sum \% V_i}{100} \times RBN_i; \quad RON^* = \text{Se halla a partir de } RBN^* \text{ en las Tablas A1, A2.}$$

RBN*-0 = 55.3 le corresponde: RON*-0 = 73.1

RBN*-3 = 61.2 " " RON*-3 = 88.3

Los últimos valores representan la susceptibilidad de TEL de la mezcla, esto se ve en la Figura F-7-1, donde para 84.5 octanos:

Análogamente para con Catalizador Bimetálico:

Ahorro TEL puro = 1.40 - 1.25 = 0.15 cc/galón

$$0.15 = 8.872 \times \frac{\text{TEL Comercial (Kgr)}}{6'639,960 \text{ Bbl.}}$$

Ahorro TEL comercial = 112,262.62 Kgr/año.

Precio del TEL = 1,028.32 S\$/Kgr. (precio Enero '81)

Ahorro anual = 115.441 MM S/.

SEGUNDO ASPECTO

La nafta reformada obtenida en todo el año de 1980 arroja un promedio anual de:

<u>RON-0</u>	<u>RON-3</u>	RBN-0	<u>RBN-3</u>
84	95.2	59.1	65.7

RBN*-0 = 55 le corresponde: RON*-0 = 72.0

RBN*-3 = 61 " " RON*-3 = 88.0

Ahorro TEL puro = 1.54 - 1.25 = 0.29 cc/año

$$0.29 = 8.872 \times \frac{\text{TEL comercial (Kgr)}}{6'639,960 \text{ Bb.}}$$

Ahorro TEL comercial = 217,041 Kgr./año

Ahorro anual = 223.187 MM S/.

Luego: Comparando los valores de los dos aspectos
decimos que: Cuando se trabaje con Catalizador R-11:

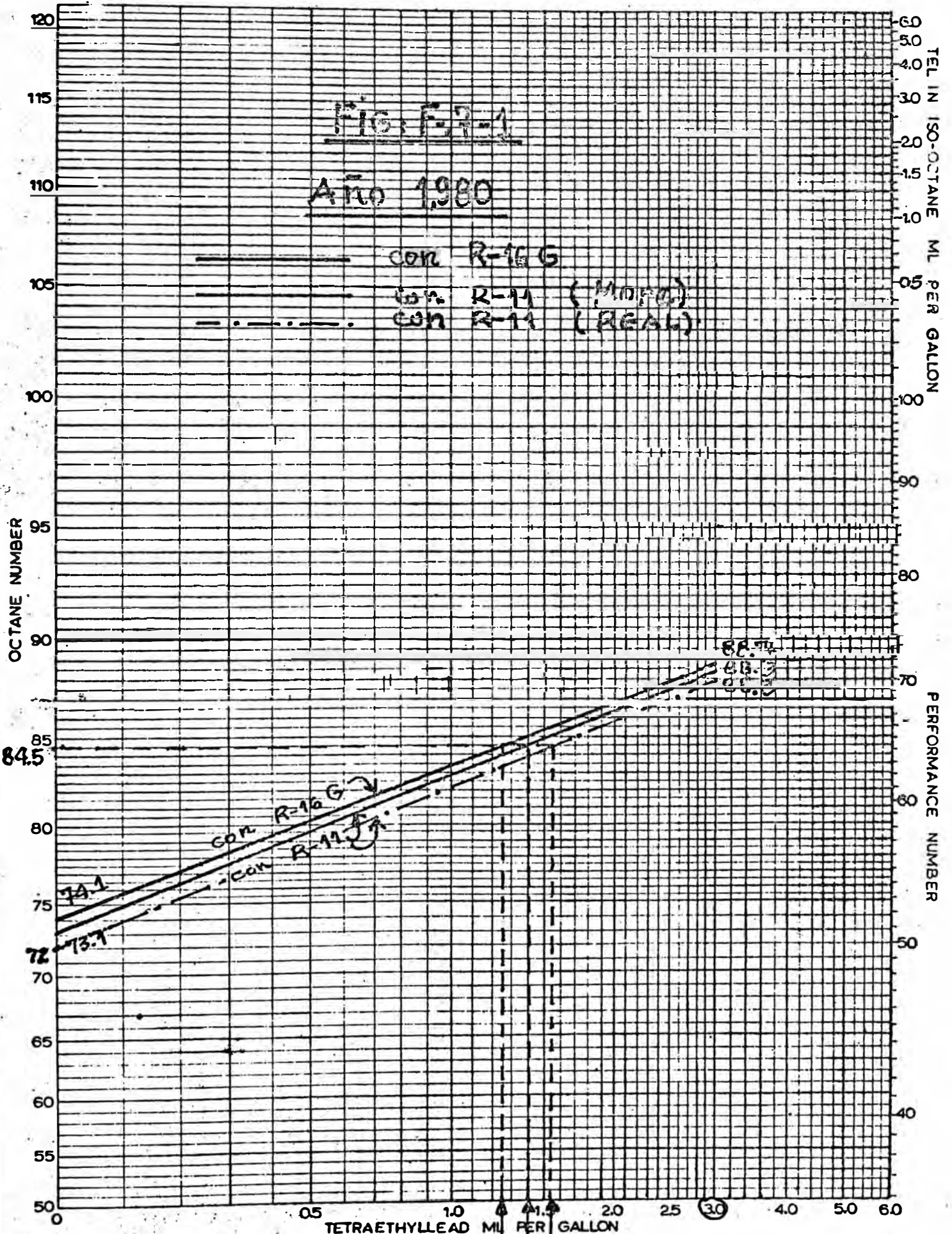
<u>Severidad</u> <u>(RCN-0)</u>	<u>TEL puro consumido</u> <u>(cc/gal)</u>	<u>Carga a Platf.</u> <u>(B/D)</u>
Baja	1.54	1,230
Alta	1.40	1,760

Tan solo el hecho de trabajar a baja severidad y baja carga significa una pérdida de:

TEL comercial: 104,778.44 Kgr/año

Pérdida: 107.74 MM S./año

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3

1.25 1.4 1.54

TABLA T-7-2A. COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS EN MB/D EN 1981

RECOMENDADO POR EL MORE

(Gasolinas de 84 y 80 octanos)

MES	GASOL. UDP		GASOL. FCC		NAFTA REFORM.		GAS. FCC TAL.		BUTANO		TOTAL (MB/MES)	
	(84)	(80)	(84)	(80)	(84)	(80)	(84)	(80)	(84)	(80)	(84)	(80)
Ene.	12.55	-	3.59	-	1.34	-	1.00	-	0.49	-	588.1	
Feb.	5.25	7.39	1.32	2.28	0.89	-	-	0.33	0.46	-	221.8	280.0
Mar.	7.76	4.83	3.24	0.68	-	1.37	-	-	0.09	0.13	343.8	217.3
Abr.	5.74	6.84	1.70	2.31	-	0.82	-	-	0.36	0.03	234.0	300.0
May.	2.74	9.35	0.28	3.67	-	0.90	1.95	-	0.27	0.01	162.4	431.8
Jun.	6.94	7.64	3.94	-	-	1.30	1.91	1.09	-	0.11	383.7	304.2
Jul.	9.35	3.95	2.92	1.00	1.39	-	3.0	-	0.20	0.05	522.7	155.0
Ago.	3.33	4.13	1.11	0.07	1.30	-	3.0	-	-	0.26	425.9	138.3
Set.	7.53	3.9	3.17	0.49	-	1.34	3.0	-	0.05	0.51	412.5	337.2
Oct.	9.10	5.73	4.30	-	0.79	0.02	1.80	-	0.22	0.13	502.5	182.3
Nov.	8.14	6.82	3.48	0.83	0.35	0.47	3.0	-	-	0.26	449.1	251.4
Dic.	12.92	-	4.49	-	0.90	-	0.16	-	0.28	-	581.25	
TOTAL (MB/AÑO)	2,942.75	1,980.61	1,023.49	340.76	212.74	198.89	575.51	41.94	73.23	45.28	4,827.72	2,597.5

TABLA T-7-2B. COMPOSICION DEL POOL DE GASOLINAS DE 84 OCTANOS SEGUN EL MORE (%V)

(PARA EL AÑO 1981)

	<u>% V</u>	<u>CON CATALIZADOR R-11</u>				<u>CON CATALIZADOR R-16G</u>				<u>% V</u>
		<u>RON-0</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RON-3</u>	<u>RBN-3</u>	<u>PON-0</u>	<u>RBN-0</u>	<u>RON-3</u>	<u>RBN-3</u>	
Gasol. UDP I	10.46	61.0	52.2	82.2	58.4	61.0	52.2	82.2	58.4	13.09
Gasol. UDP II	50.49	55.0	50.8	76.9	56.5	55.0	50.8	76.9	56.4	63.17
Gasol. FCC	21.20	89.7	61.9	97.6	68.0	89.7	61.9	97.6	68.0	13.12
Nafta Reformada	4.406	95.0	65.5	101.1	71.9	100.0	70.6	104.5	77.5	7.27
Gasol. FCC Talara	11.92	90.0	62.1	97.0	67.4	90.0	62.1	97.0	67.4	1.61
<u>Butano</u>	<u>1.53</u>	96.0	66.4	102.2	73.3	96.0	66.4	102.2	73.3	<u>1.74</u>
TOTAL (MB) Gasolina 84	4827.72									TOTAL (MB) Gasolina 80 2597.5

(I) AHORRO DE "TEL" SEGUN EL MORE EN 1981

CALCULO DEL AHORRO DE TEL EN 1981.- Análogamente al procedimiento del ejemplo de cálculo de TEL para el año 1980 se tiene, para elaborar gasolina de 84 octanos y 80 octanos:

(A) GASOLINA 84 OCTANOS

De la Tabla T-7-2B1: Con catalizador monometálico

RBN*-0 = 55.5 de Tabla A-1 RON*-0 = 73.8
 RBN*-3 = 61.4 " " A-1 RON*-3 = 88.7

Se grafica en la Fig. F-7-2B1:

Para 84.5 octanos le corresponde: 1.26 cc TEL
 puro/gal.

De la Tabla T-7-2B1: Con Cataliz. Bimetálico

RBN*-0 = 55.8 de la Tabla A-1 RON*-0 = 74.8
 RBN*-3 = 61.7 " " A-1 RON*-3 = 89.3

Se grafica en la Fig. F-7-2B.

Para 84.5 octanos le corresponde: 1.10 cc/TEL
 puro/gal

Luego: Ahorro TEL puro = 1.26-1.10 = 0.16 cc TEL
 puro/gal

$$0.16 = 8.872 \times \frac{\text{Kgr. TEL comercial}}{4'827,720 \text{ Bbl.}}$$

Ahorro TEL comercial = 87,064.40 Kgr/año --- (a)

(B) GASOLINA 80 OCTANOSDe la Tabla T-5-2E2 y T-7-2B: Con Catalizador R-11

$$\begin{aligned} \text{Producción de } C_5^+ \text{ anual} &= 1,042.6 \frac{B}{DO} \times 350 \text{ DO} = \\ &= 364,910 \text{ Bbl.} \end{aligned}$$

$$\text{Platformado disponible} = 364,910 - 212,740 = 152,170 \text{ B/A}$$

$$\begin{aligned} \text{Con lo que se elabora} &= 152,170 \times \frac{100}{7.27} = 2'093,122.4 \frac{B}{A} \\ & \quad (80 \text{ oct.}) \end{aligned}$$

En la Fig. F-7-2B2; análogamente construida que la Fig. F-7-2B1:

$$\text{RON}^*-0 = 68.0$$

$$\text{RON}^*-3 = 85.4$$

Para 80.5 . . . Consumo TEL = 1.25 cc TEL puro/gal-- (1)

Análogamente: Con Catalizador R-16G

$$\text{Reducción de Platformado anual} = 352,493.75 \text{ B/A}$$

$$\text{Nafta Reformada disponible} = 139,754 \text{ B/A}$$

$$\text{Gasolina 80 oct. Total anual} = 1'922,339 \text{ Bbl.}$$

$$\text{En la Fig. F-7-2B2: } \text{RON}^*-0 = 69.7$$

$$\text{RON}^*-3 = 86.3$$

$$\text{Consumo TEL} = 1.01 \text{ cc TEL puro/gal} \text{ ----- (2)}$$

$$\text{Ahorro consumo TEL comerc.} = \frac{1'922,339}{8.872} \times (1.25 - 1.01)$$

$$\text{Ahorro TEL com.} = 52,002.0 \text{ Kg/año} \text{ ----- (b)}$$

Luego el ahorro Total de TEL será: (a) + (b)

Ahorro Total TEL com. = 139,066.4 Kg/año

NOTA: - Esta cantidad ahorrada anual se considerará en la evaluación económica (como ingresos).

- Como egresos: (152,170 - 139,754) Bbl gasolina 95 o sea:

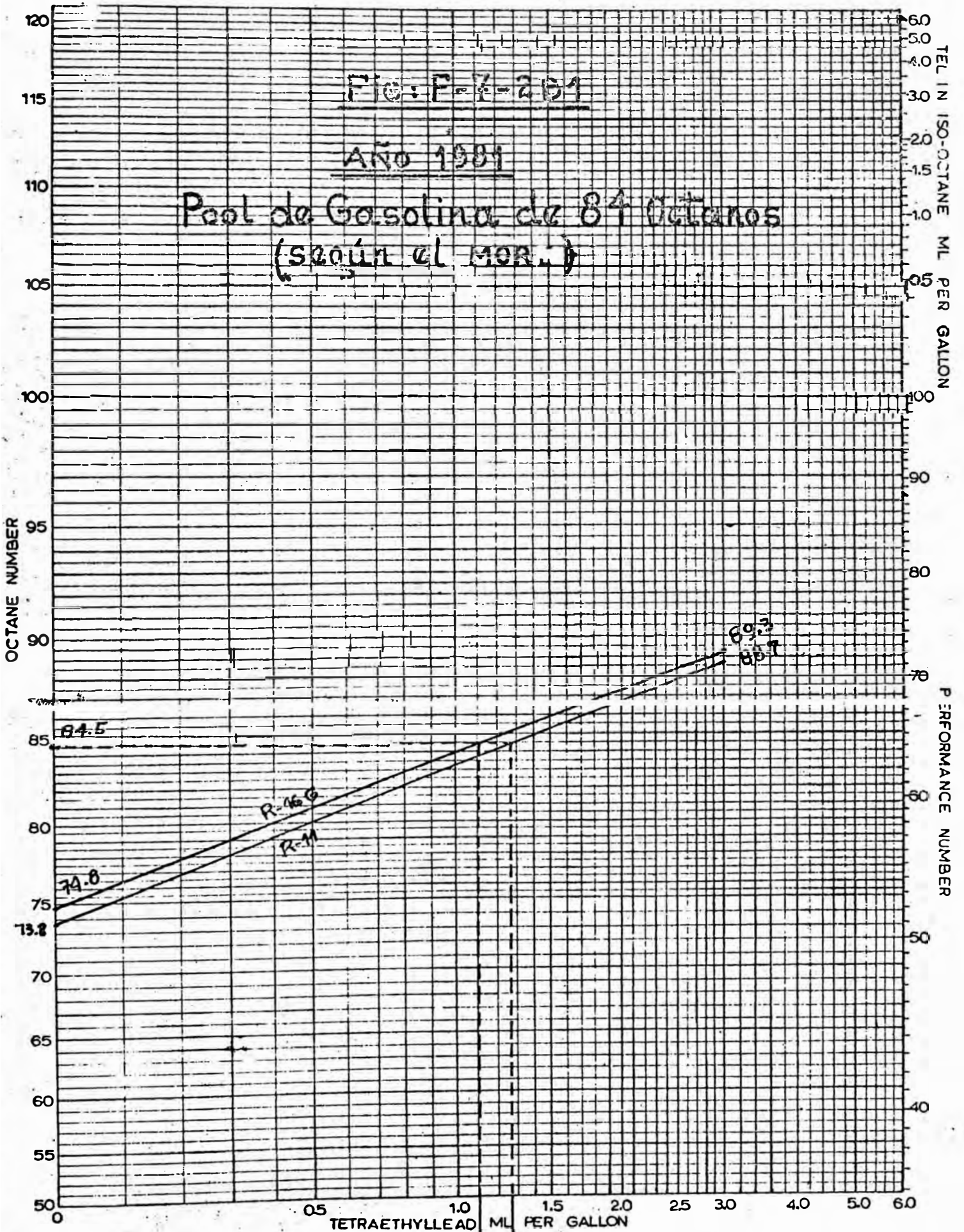
12,417 Bbl/año (35 Bb/DO).

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART

FIG: F-Y-201

AÑO 1981

Pool de Gasolina de 84 Octanos
(según el MOP.)

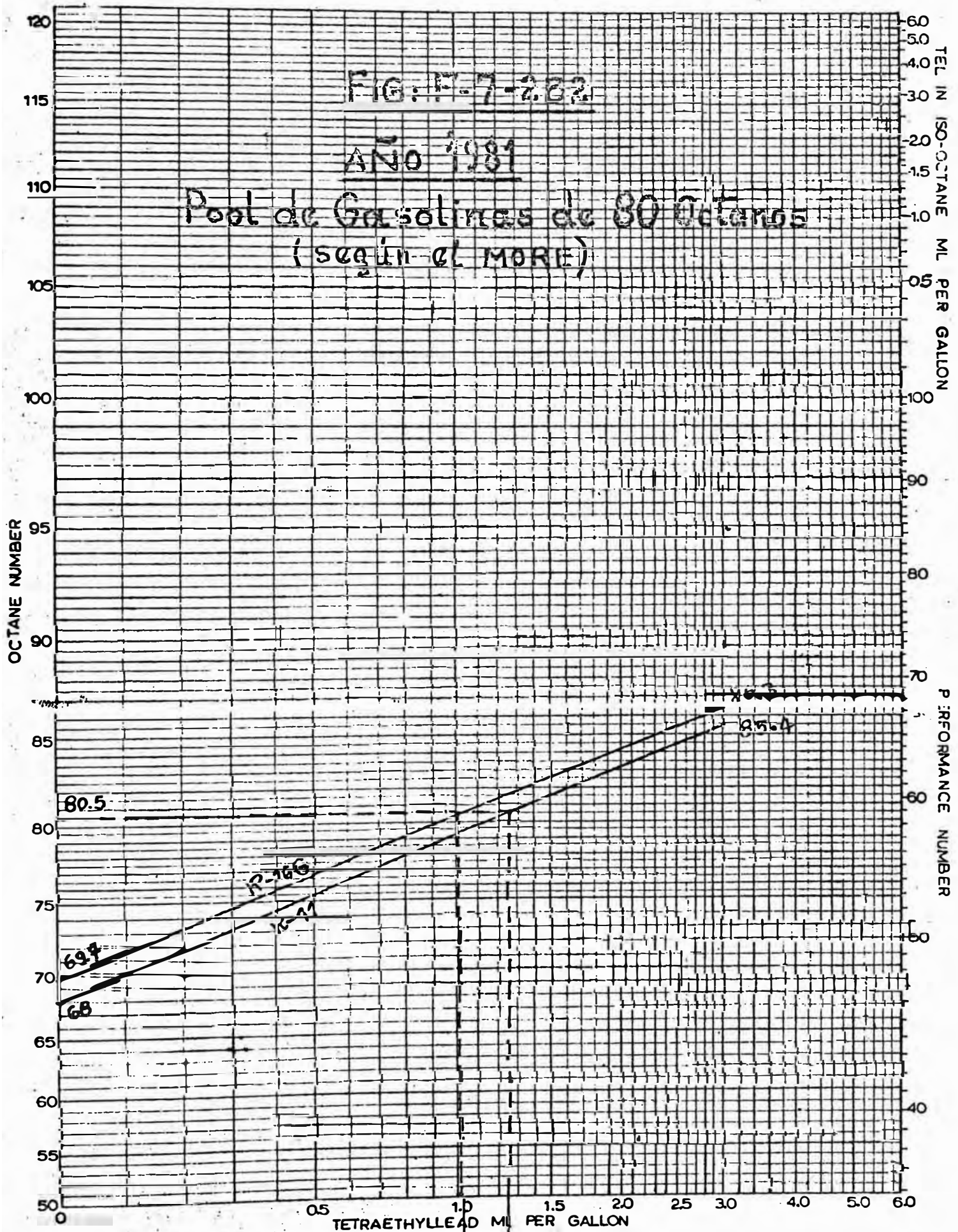


NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN-100)/3

1.1 1.26

PETROPERU 15084 MAY. 72 - 300

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3

VII.2. EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO

ANTECEDENTES: El aspecto más importante de este proyecto es la incidencia y el efecto de la nafta reformada con elevado número de octano en el Pool de gasolinas como ya se ha comprobado y por esta razón veamos algunos puntos económicos importantes.

"El petróleo crudo contiene una cantidad limitada de Hidrocarburos, adecuado para el uso directo en la elaboración de gasolina. Por tanto, las refinerías deben convertir otras porciones del petróleo crudo a componentes de gasolinas.

Muchos procesos de diferentes tipos se han desarrollado para cambiar la composición química del petróleo para obtener vasolinas terminadas.

El valor agregado y los costos de operación hacen que los productos refinados al cumplir con las especificaciones de calidad, tengan un costo total que puede ser optimizado, si se evalúan las unidades críticas de refinación.

Petroperú es la única empresa que elabora y comercializa la gasolina, por lo tanto, es una empresa monopólica. Siendo así tiene que enfrentar a la demanda del mercado y para optimizar sus operaciones debe producir y vender su gasolina a un precio en el cual iguale sus costos marginales con sus ingre-

sos marginales (ver Figura F-7-2A; el pto. M, precio: p' y cantidad: q').

Pero Petroperú no maneja la política de precios, lo hace el Estado con criterios macro-económicos (contemplados en su política económica); por lo que el precio de la gasolina no cubre sus costos medios. Como el subsidio no es por galón vendido, se supone que es por la pérdida que produce toda la operación de la empresa y no por la elaboración de la gasolina.

El precio de la gasolina está por debajo de su precio óptimo. Si estuviera por debajo de sus costos medios habría pérdida. La utilidad en la elaboración de la gasolina aparece en un precio por galón superior a sus costos medios.

Utilidad = $IT - CT$ (ver Figura F-7-2A)

IT = Ingresos totales

CT = Costos totales

pero $IT = p \times q = \text{precio} \times \text{cantidad}$. El precio ' p ' no lo maneja Petroperú, la cantidad ' q ' es la que obliga a producir el mercado al precio dado; por consiguiente Petroperú no maneja IT .

Sin embargo, sí maneja CT . Si se logra minimizar los costos totales variables en la elaboración de gasolina de 84 octanos, se estaría bajando la curva

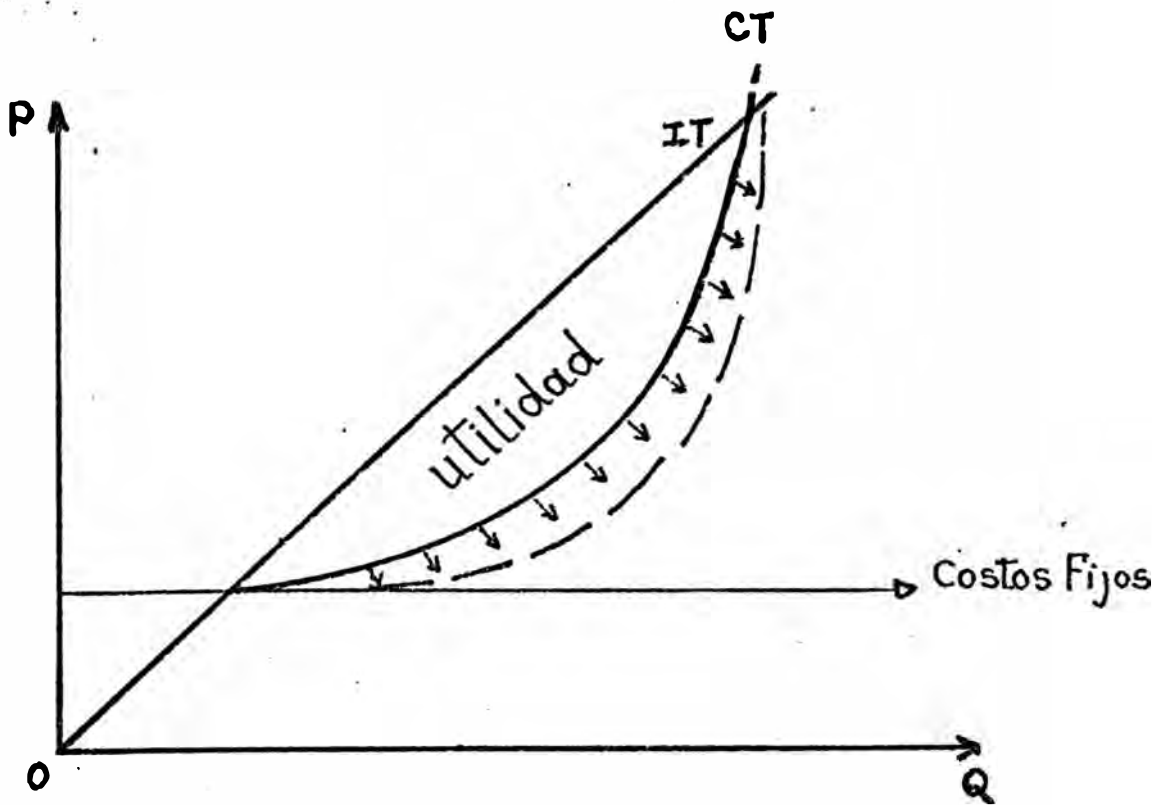
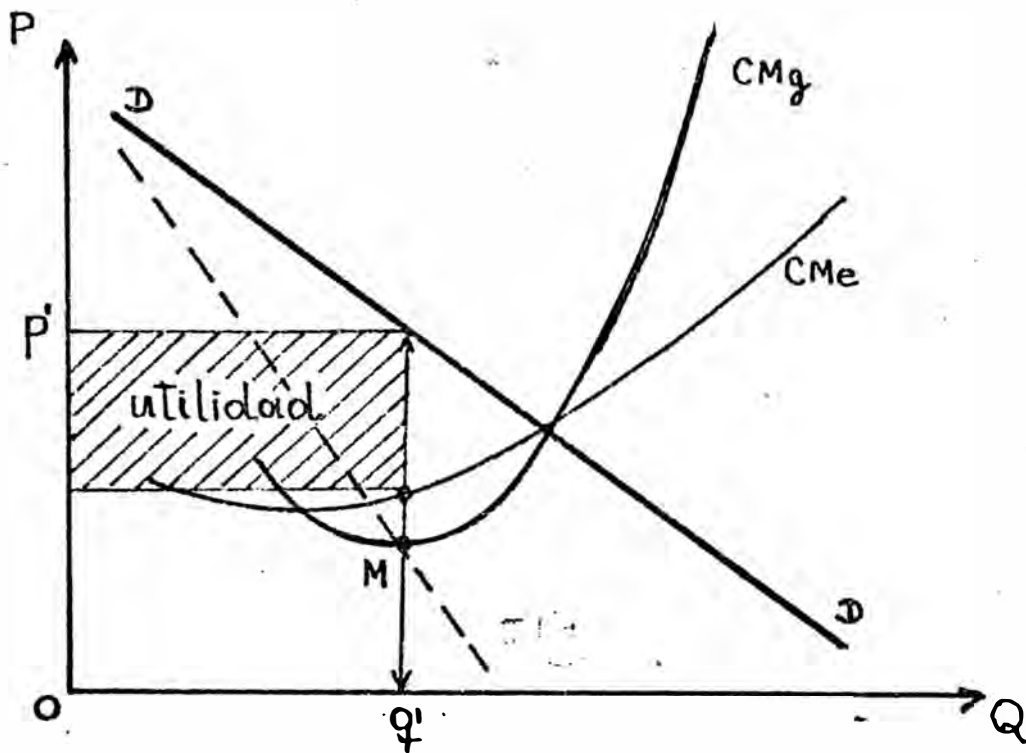
de costos totales, por lo tanto se aumenta la utilidad de la empresa". (Ver Figura F-7-2A).

ELABORACION DEL PROYECTO: Para evaluar el presente proyecto se tomará en cuenta las "normas de evaluación de proyectos de inversión", emitido en marzo 3 1981 por Petroperú, debido a que las tasas de inflación externa e interna variable, para los próximos años, impiden determinar una tasa única de corte contra la cual evalúan proyectos de inversión.

RENTABILIDAD: Se determina que para evaluar lo generalidad de los proyectos de inversión de la empresa se empleará el criterio del valor actual neto (VAN). Si el VAN del proyecto resultare mayor que cero se aceptará el mismo.

INVERSIONES NO LIGADAS A PROYECTOS CON RECURSOS PROPIOS: Dentro de esta categoría, se incluyen aquellos proyectos financiados con recursos propios, que estén involucrados dentro de proyectos mayores ya implementados. Tal es el caso de adquisición de equipos para proyectos existentes, decisión de reemplazo de equipos por avance tecnológico, evaluación de decisiones: alquiler vs. compra; reacondicionamiento o compra de equipo nuevo, etc.

FIG: F-7-2A



Se considera que para este tipo de proyectos el riesgo es mínimo.

PREPARACION DEL FLUJO DE FONDOS NETO (FFN): El FFN será preparado en soles corrientes y con tal fin, los rubros componentes del mismo (ingresos, egresos) deberán ser escalonados de acuerdo a los índices de crecimiento mostrado en la Tabla T-7-2A.

El FFN se obtiene, para cada año de la vida del proyecto, según la siguiente relación:

$$FFN = (I-E-D) - t(I-E-D) + D; \text{ donde}$$

I = Ingresos

E = Egresos

D = Depreciación

t = Tasa impositiva marginal de la Empresa (0.55).

El presente proyecto de cambiar catalizador a Bimetálico en la unidad de Platforming, está clasificado dentro de esta categoría y será evaluado desde el punto de vista de monto total de la inversión que se va a destinar al proyecto. En consecuencia el cuadro de FFN mostrará en los años de vida del proyecto, el total de la inversión (no incluyendo Servicios de deudas).

El VAN del proyecto se obtendrá sumando los resultados anuales que se obtengan de multiplicar cada uno

de los flujos de fondos netos obtenidos por sus correspondientes factores de descuento que se indican en la Tabla T-7-2B.

EVALUACION ECONOMICA - DESARROLLO:

1. COSTO DE CATALIZADORES (Del Cap. V - Tabla VII)

Tipo de Catalizador	R-11	R-16G
Cantidad (lbs.)	8,792	8,792
Precios	(US\$)	(US\$)
FOB - USA	111,000	128,000

Estos precios y el de recuperación del Platino tal como se muestran en la Tabla VII del Capítulo V corresponden al año 1975, por lo que hay que actualizarlo hasta el año de 1982, para lo cual, los indicadores económicos de inflación externa (en % en el crecimiento anual) son del 6% para los años de 1976, 77, 78 y 79 y del 10% para los años 1980, 81. A partir de este punto se realizará la evaluación económica del proyecto.

2. INVERSION DEL PROYECTO

En la Tabla T-7-2C se muestran los costos de los catalizadores R-11 y R-16G ya actualizados por efecto de los indicadores económicos.

Los costos resultantes ya contemplan el costo

TABLA T-7-2A. INDICADORES ECONOMICOS

	Tipo de Cambio (Promedio Anual)	Precio Productos (% Incremento Anual)	Inflación Externa (% Crecimiento anual)
1982	554	11	11
83	677	9	9
84	777	8	8
85	868	7	7
86	953	6.5	6.5
87	1,030	6.5	6.5
88	1,111	6.5	6.5
89	1,200	6.5	6.5
90	1,295	6.5	6.0

TABLA T-7-2B. FACTORES DE DESCUENTO (FD)

-INVERSIONES NO LIGADAS A PROYECTOS-
FINANCIADOS CON RECURSOS PROPIOS

	FD
1981	1.0000
82	0.6803
83	0.4965
84	0.3941
85	0.3128
86	0.2585
87	0.2136
88	0.1765
89	0.1459
90	0.1237

TABLA T-7-2C. ESTIMADO DE COSTO CATALIZADOR DE PLATFORMING
(Considerando Derecho de Aduana sobre Costo FOB-USA)

	<u>R-11</u>	<u>R-16G</u>
Peso, lbs.	8,792	8,792
(i) \$US/onza Troy Pt	171.58	171.58
(i) \$US/lb cat. Base	3.24	3.24
(i) \$US/lb cat. costo de recuperación	1.25	1.95
% Peso, Pt	0.375	-
<u>COSTO \$US</u>		
Base o soporte	28,500.00	28,500.00
Platino	82,500.00	82,500.00
Metal-Activador	0.0	17,000.00
(i) FOB-USA, \$US	1111,000.00	128,000.00
(ii) FOB-USA, \$US	186,519.60	215,085.67
Costo Recuperac. Pt	18,467.12	28,808.70
Transporte (a)	1,477.36	1,477.36
Seguros (b)	0.0	0.0
Derechos (c)	78,397.33	90,395.08
(ii) CIF-PAMPILLA	284,861.41	335,766.81
Pt Recuperado (95%)	(130,320.07)	(130,320.07)
Costo Catalizador sin liberación	154,541.34	205,446.74
Derechos liberados (40%)	(31,358.93)	(36,159.03)
(ii) Costo Catalizador, \$US	123,182.41	169,288.71

NOTAS: (i) Costo en el año 1975.
(ii) Costo en al año 1982 (actualizado por T-7-2A)
(a) 0.10 \$US/lb. catalizador (1975).
(b) Política de compras, no se asegura la mercadería.
(c) 42% sobre FOB-USA + 4% sobre fletes (transporte).

por recuperación de Pt, por lo que la diferencia de estos costos será lo que se considere como inversión.

Se actualizó los costos así:

$$110,000 \times (1.06 \times 1.06 \times 1.06 \times 1.06) \times (1.1 \times 1.1 \times 1.1) = 186,519.6$$

Ver Tabla T-7-2C.

$$\begin{aligned} \text{\$US, Costo diferencial} &= 169,288.71 - 123,182.41 \\ &= 46,106.3 \end{aligned}$$

$$\text{Inversión} - 46,106.3 \text{ \$US} \times 554 \frac{\text{\$/}}{\text{\$US}}$$

$$\text{Inversión} = 25'542,890 \text{ \$/. (en 1982)}$$

3. EGRESOS.- De la producción diferencial entre el cataliz. R-11 y R-16G (Ver Tabla T-5-2E2 Cap. V)

$$\text{a. LFG (C}_3, \text{C}_4) = 2.1 \text{ B/DO}$$

$$\text{Precio venta} - 167.94 \text{ \$/. /gal (en 1981)}$$

$$\text{Precio venta} - 186.41 \text{ \$/. /gal (en 1982)}$$

$$\text{Total} = 2.1 \times 186.41 \times 42 = 16,441 \text{ \$/. /DO}$$

$$\text{Total anual} - 16,441 \times 350 = 5'754,476.7 \text{ \$/.}$$

$$\text{Total anual} = 6'272,379.6 \text{ \$/. (en 1983).}$$

$$\text{b. Gasolina 95} = 35 \text{ B/DO}$$

$$\text{Precio venta} - 245 \text{ \$/. /gal (en 1981)}$$

$$\text{Precio venta} = 271.95 \text{ \$/. /gal (en 1982)}$$

$$\text{Total anual} - 139.918 \text{ MM \$/. (en 1982)}$$

$$\text{Total anual} = 152.5106 \text{ MM \$/. (en 1983)}$$

4. INGRESOS: (idem)

a. BEFO (Combustible) = 15 B/DO

Precio venta = 110.50 \$/gal (en 1981)

Precio venta = 122.66

Total anual = 27.046530 MM \$/ (en 1982)

Total anual = 29.480717 MM \$/ (en 1983)

b. Ahorro de TEL = 139,066.4 Kgr/año

Precio TEL = 2.274426 $\frac{\$US}{Kgr}$ (en 1981)Precio TEL = 2.5246128 $\frac{\$US}{Kgr}$ (en 1982)

Total anual = 194.487 MM \$/ (en 1982)

Total anual = 268.654 MM \$/ (en 1983)

5. OTROS: Existen otros parámetros de egresos e ingresos como por ejemplo:

a. De la Tabla VIII - Cap. V se observa un ahorro no muy gravitante de energía:

6.73	6.24
6.88	4.17
1.98	2.62
6.10	5.45
1.31	1.23
<u>1.27</u>	<u>1.21</u>
21.27	20.92

Ahorro = 0.35 MM BTU/Hr.

Ahorro anual = 2,940 MM BTU

b. De la Tabla VII - Cap. V:

$$H_2/HC = 6.0 \quad \text{para (R-11)}$$

$$H_2/HC = 4.5 \quad \text{" (R-16G)}$$

es decir:

$$\frac{H_2 \text{ (R-16G)}}{H_2 \text{ (R-11)}} = \frac{4.5}{6.0} = 0.75$$

esto significa que para una misma carga de alimentación habrá un 25% menos de H_2 que pase por los compresores y por consiguiente habrá un ahorro de energía (aproximadamente afectado por el mismo factor).

c. En el consumo de productos químicos tales como UNICOR (LHS) y Dicloruro de propileno (DCP) puede verse incrementado.

Todos estos parámetros no se considerará en el cuadro de F.F.N. para que la rentabilidad del proyecto tenga un margen seguro (es decir si es rentable sin considerar estos parámetros aún lo será más si se los involucran).

CALCULO DE LA VIDA UTIL DEL CATALIZADOR BIMETALICO

De la Tabla VII - Cap. V:

$$\frac{180 \text{ B/lb Pt}}{28 \text{ meses}} = \frac{N \text{ (B/lb Pt)}}{29 \text{ meses}}$$

$$N = 186 \text{ B/lb Pt} \quad (\text{con cat. R-16G})$$

$$186 \times \frac{8792}{365 \times 1250} = 3.58 \text{ años (42.96 meses)}$$

$$180 \times \frac{8792}{365 \times 1250} = 3.5 \text{ años (42 meses)}$$

Lo que representa una diferencia de 0.96 meses (28 días) de vida entre ambos catalizadores. Luego para la evaluación económica en el Cuadro de F.F.N. se tomará esta base de 42 meses (3.5 años), para la proyección de cantidades de dinero por año.

DEPRECIACION: Se toma como el cociente de la inversión entre los años proyectados (Depreciación = D).

Luego: como se regenerará 4 veces, quiere decir el catalizador, significa que habrá que regenerar cada 10.5 meses, lo que hace que en el 5° año a partir de su instalación se tendrá que renovarlo, lo que implicará en ese entonces otro gasto por adquisición del catalizador Bimetálico, por lo tanto, la proyección del proyecto es a 5 años.

$$D = \frac{25'542,890}{5} = 5'108,578 \text{ S/}$$

$$D = 5,108.576 \text{ MS/}$$

CALCULO DEL VAN: De la Tabla T-7-2D:

$$\begin{aligned} \text{VAN} = & (40,405.85 + 43,147.38 + 43,226.82 \\ & + 43,460.31 + 42,561.4) \end{aligned}$$

$$\text{VAN} = 212,801.76 \text{ M S/}$$

CALCULO DEL TIR (Tasa Interna de Retorno):

$$\text{Inversión} = \sum_{i=1}^{n=5} \frac{\text{F.F.N.}}{(1+i)^t} = F_0$$

$$F_0 = 25,542.89 \text{ M S/}$$

$$25,542.89 = \frac{81,381.32}{(1+i)} + \frac{109,483.3}{(1+i)^2} + \frac{138,193.17}{(1+i)^3} \\ + \frac{168,125.01}{(1+i)^4} + \frac{199,257.4}{(1+i)^5}$$

i	100%	275%	300%	350%
f(i)	102,070	33,226.56	30,198.6	25,530.0

De la Tabla T-7-2D se obtiene:

TIR = 350% (La Empresa PETROPERU, acepta como rentabilidad 40%)

Donde:

El plazo de recuperación del capital es:

$$\frac{1}{\text{TIR}} = \frac{1}{3.5} = 0.286 \text{ años (3.43 meses)}$$

$$\text{Lucro: el VAN (al 40\%)} = -F_0 + \sum \frac{\text{FFN}}{(1+i)^t}$$

$$\text{VAN (al 40\%)} = -25,542.89 + 245,163.0$$

$$\text{VAN (al 40\%)} = 219,620.11 \text{ M S/}$$

Como el valor del VAN a esta tasa del 40% es mayor que el VAN del proyecto; indica que cuanto más positivo es el VAN, más rentable es el proyecto (para el mismo número de años proyectados).

TABLA T-7-2D. PERFIL DE FLUJO DE DINERO (M.S/.)

(*) DATOS BASICOS DE LA PROPUESTA	CANTIDADES POR AÑO					
	(1982) 0	1	2	3	4	5
1 Inversión	25,542.89	-	-	-	-	-
2 Tasa Impositiva Marginal	-	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55
3 BEFO	-	29,480.717	31,839.17	34,067.91	36,282.32	38,640.6
4 TEL	-	268,654	376,699.0	450,274.0	526,501.6	606,029.3
5 Total de Ingresos	-	298,134.71	408,538.0	484,341.9	562,783.9	644,669.8
6 LPG	-	6,272.379	6,774.17	7,248.36	7,719.6	8,221.37
7 Gasolina 95 octanos	-	152,510.60	164,711.50	176,241.3	187,697.0	199,898.0
8 Total Egresos	-	158,783.00	171,485.60	183,489.6	195,416.6	208,119.37
9 Depreciación	-	5,108.576	5,108.576	5,108.576	5,108.576	5,108.576
10 [(5)-(8)-(9)]	-	169,495.13	231,943.9	295,743.6	362,258.7	431,441.8
11 (2) x (10)	-	93,222.32	127,569.15	162,659.0	199,242.3	237,293.9
12 FFN = (10)-(11)+(9)	-	81,381.38	109,483.3	138,193.17	168,125.01	199,257.4
13 Factores de Descuento	-	0.4965	0.3941	0.3128	0.2535	0.2136
14 VAN = (12) x (13)	-	40,405.85	43,147.38	43,226.82	43,460.31	42,561.40

(*) Cuando la carga a platforming sea de 1,250 B/DO.

ANALISIS DE LA RENTABILIDAD A DIFERENTES CARGAS A PLATFORMING

Considerando los mismos criterios con que se elaboró la Tabla T-7-2D, se elaboró las Tablas: T-7-2E y T-7-2F; considerando los como regímenes de alimentación a platforming 1,000 y 1,500 B/D de nafta Selva.

VIDA UTIL DEL CATALIZADOR (R-16G):

$$186 \times \frac{8,792}{365 \times 1,000} = 4.5 \text{ años (54 meses)}$$

$$186 \times \frac{8,792}{365 \times 1,500} = 3.0 \text{ años (36 meses)}$$

Donde en el primer caso se hará la proyección a seis años y en el segundo caso a cuatro años, ya que se regenerará el catalizador 4 veces a lo largo de su vida útil, es decir cada 13.5 meses y 9 meses respectivamente.

La producción diferencial entre el catalizador monometálico R-11 y el Bimetálico R-16G para las diferentes cargas es:

	<u>1,000 B/D</u>	<u>1,500 B/D</u>
LPG	(- 1.6) B/D	(- 2.4) B/D
BEFO	(+11.76) B/D	(+17.76) B/D
Gasolina 95	(-28.4) B/D	(-42.6) B/D
Ahorro TEL (anual)	(+132,097.7) Kgr.	(+194,194) Kgr.

CALCULO DEL VAN: De las Tablas T-7-2E/2F:

<u>CARGA (B/D)</u>	<u>VAN (M S/.)</u>
1,000	205,340.63
1,500	182,357.14

CALCULO DEL TIR:

<u>CARGA B/D</u>	<u>TIR (i %)</u>	<u>TIEMPO DE RECUPERACION DEL CAPITAL</u>
1,000	285 %	0.35 años
1,500	400 %	0.25 años

Luego observando globalmente los resultados:

<u>Carga (B/D)</u>	<u>TIR (i%)</u>	<u>Tiempo Recuperación del Capital</u>	<u>VAN (M S/.)</u>
1,000	285%	0.35 años	(a) 137,447.55
1,250	350%	0.29 años	(b) 170,240.36
1,500	400%	0.25 años	(c) 182,357.14

(a), (b), (c): Valor del VAN sobre 4 años de proyección.

TABLA T-7-2E. PERFIL DE FLUJO DE DINERO (M/S.)

(*) DATOS BASICOS DE LA PROPUESTA	CANTIDADES POR AÑO						
	(1982) 0	1	2	3	4	5	6
1 Inversión	25,542.89	-	-	-	-	-	-
2 Tasa Impositiva Marg.	-	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55
3 BEFO	-	23,112.882	24,961.912	26,709.245	28,445.345	30,294.292	32,263.42
4 TEL	-	246,110.0	305,047.0	364,628.0	426,357.0	490,757.0	563,758.0
5 Total Ingresos	-	269,222.88	330,008.91	391,337.24	454,802.3	521,051.29	596,021.42
6 LPG	-	4,778.96	5,161.277	5,522.5661	5,881.5328	6,263.8324	6,670.9815
7 Gasolina 95	-	123,750.0	133,650	143,005.50	152,300.85	162,200.40	172,743.42
8 Total Egresos	-	128,528.96	138,811.27	148,528.06	158,132.38	168,464.23	179,414.40
9 Depreciación	-	4,257.143	4,257.1433	4,257.143	4,257.1433	4,257.1433	4,257.1433
10 (5)-(8)-(9)	-	136,436.77	186,940.49	238,552.03	292,362.81	348,329.91	412,349.87
11 (2) x (10)	-	75,040.23	102,817.26	131,203.61	160,799.54	191,581.45	226,792.42
12 FFN = (10)-(11)+(9)	-	65,653.69	88,380.37	111,605.56	135,820.41	161,005.6	189,814.59
13 FD	-	0.4965	0.3941	0.3123	0.2535	0.2136	0.1765
14 VAN = (12) x (13)	-	32,597.059	34,830.706	34,910.22	35,109.57	34,390.80	33,502.28

(*). Cuando la carga es de 1,000 B/D a platforming.

TABLA T-7-2F. PERFIL DE FLUJO DE DINERO (M/\$.)

(*) DATOS BASICOS DE LA PROPUESTA	CANTIDADES POR AÑO				
	(1982) 0	1	2	3	4
1 Inversión	25,542.89	-	-	-	-
2 Tasa Impositiva Marg.	-	0.55	0.55	0.55	0.55
3 BEFO	-	34,905.169	37,697.582	40,336.412	42,958.278
4 TEL	-	361,786.0	448,444.0	536,032.0	626,778.0
5 Total Ingresos	-	396,691.16	486,141.58	576,368.41	669,736.27
6 LPG	-	7,168.4338	7,741.9085	8,283.842	8,822.2917
7 Gasolina 95	-	135,627.0	200,477.16	214,510.56	228,453.74
8 Total Egresos	-	192,795.43	208,219.06	222,794.4	237,276.03
9 Depreciación	-	6,385.7225	6,385.7225	6,385.7225	6,385.7225
10 (5)-(8)-(9)	-	197,502.0	271,536.79	347,188.28	426,074.51
11 (2) x (10)	-	108,630.5	149,345.23	190,953.55	234,340.98
12 FFN = (10)-(11)+(9)	-	95,265.222	128,577.23	162,620.45	198,119.25
12 FD	-	0.4965	0.3941	0.2585	0.2136
13 VAN = (12) x (13)	=	47,299.182	50,672.306	42,067.386	42,318.271

(*) Cuando la carga es de 1,500 B/D a Platforming.

(II) AHORRO DE "TEL" SEGUN LA COMPOSICION REAL OBTENIDA EN EL POOL DE GASOLINAS DURANTE EL AÑO 1981

1° HIPOTESIS: Carga a Platforming: 1,500 B/DO y máxima severidad (95 y 100 RON claro) para cuando se trabaje con catalizador mono y bimetálico respectivamente.

2° HIPOTESIS: El volumen de gasolina de 84 octanos a elaborar será de 5,426.540 MB/ANUAL (según Tabla T-7-2C) y la de 80 octanos con la producción diferencial de platformado siendo el ideal 3,342.3 MB anual (según Tabla T-7-2E).

(A) GASOLINA DE 84 OCTANOS

De Tabla T-7-2C: Con Catalizador Monometálico
(R-11)

RBN-1 = 57.59; de Tabla A-1: RON-1 = 80.1

RBN-3 = 60.60 RON-3 = 87.1

De la Fig. F-7-2C1:

Para 84.5 RON: 2.0 cc TEL puro/galón ----- (a)

Análogamente con: Catalizador Bimetálico (R-16G)

RBN-1 = 57.86; de Tabla A-1: RON-1 = 80.7

RBN-3 = 60.91 RON-3 = 87.7

De la fig. F-7-2C1:

Para 84.5 octanos: 1.79 cc TEL puro/galón--(b)

Luego: el ahorro de TEL puro: (a)-(b) = 0.21 cc
TEL/galón. Así:

$$0.21 = 8.872 \times \frac{\text{Kgr. TEL comercial}}{5'426,540 \text{ Bbl.}}$$

Ahorro Anual de TEL comercial: 128,446.05 Kg.

(B) GASOLINA DE 80 OCTANOS

De Tablas T-5-2E2 y T-7-2C2: Con Catalizador
Monometálico

Producción de C_5^+ anual:

$$1,251.15 \frac{B}{DO} \times 350 DO = 437,902.5 B$$

Platformado disponible:

$$437,902.5 - 300,990 = 136,912.5 B$$

con lo que se elabora:

$$(129,002) \times \frac{100}{3.87} = 3'333,398.0 \text{ Bbl de Gasolina.}$$

Restando un stock de: 7,910.5 Bbl de G-95.

Luego de F-7-2C2:

RBN-1 = 57.6; Luego RON-1 = 80.1

RBN-3 = 60.07 RON-3 = 86.1

para 80.5 octanos: 1.1 cc TEL puro/galón---(c)

Análogamente: con Catalizador Bimetálico

De Fig. F-7-2C2: RON-1 = 80.0

RON-3 = 86.5

Para 80.5 octanos: 0.95 cc TEL puro/galón ----- (d)

De Tabla T-5-2E2:

Producción C₅⁺ anual: $1,228.55 \frac{B}{D} \times 350 D = 429,992.5 \text{ Bbl.}$

Platformado disponible: $429,992.5 - 300,990 = 129,002.5$

Con lo que se elabora:

$$129,002.5 \times \frac{100}{3.87} = 3'333,398 \text{ Bbl de Gasolina}$$

Luego: Reformado de TEL puro:

$$(c) - (d) = 1.1 - 0.95 = 0.15 \text{ cc/galón}$$

Para; una producción de 3'333,398 Bbl.

$$0.15 = 8.872 \times \frac{\text{Kgr. TEL comercial}}{3'333,398 \text{ Bbl.}}$$

Ahorro TEL comercial anual = 56,358.171 Kgr. --(II)

Luego (I) + (II):

Ahorro Total TEL anual = 184,804.22 Kgr.

Por lo que: los 7,910.5 Bbl. de gasolina de 95 octanos representa:

$$7,910.5 \frac{\text{Bbl}}{\text{A}} \times 245 \frac{\text{S/}}{\text{gal}} \times 42 \frac{\text{gal}}{\text{Bbl}} = 81'393,900 \text{ Soles/año}$$

También:

$$(123,446.05 + 56,358.171) \frac{\text{Kgr}}{\text{Año}} \times 2.274426 \frac{\text{\$US}}{\text{Kgr}} \times \frac{\text{S/ } 400}{\text{\$US}}$$

Lo que da:

$$168'129,400 \text{ soles/año}$$

Lo que significa que la empresa:

Ganaría = 168'129,400 soles/año en ahorro en TEL
Perdería = 81'393,900 soles/año en Gasolina 95
Total = 86'735,500 soles/año 1981
(ganancia)

CONCLUSION

18'442,520 soles sería el costo al alquilar el nuevo catalizador R-16G (ver Tabla T-7-2C).

- Es económicamente factible y rentable trabajar la unidad de Reformación con Catalizador R-16G (Bimetálico, ya que en menos de un año se recuperaría lo invertido).
- Elaborando las gasolinas comerciales tal como lo indicara el MORE y/o tal como se da en la realidad, siempre arrojará un saldo rentable a la Empresa, lo que significa que se trata de un proyecto altamente rentable (ver Cap. VII.2).

TABLA T-7-2C. COMPOSICION REAL DEL POOL DE GASOLINAS DE 84 OCTANOS EN 1981

(En MB/D)

MES	GASOLINA UDP	GASOLINA FCC	NAFTA REFORMADA	GASOLINAS FCC-TALARA	BUTANO C ₄	NAFTA UDP I	GLP	GASOLINA 80 OCT.	TOTAL (MB MENSUAL)
Enero	7.73	2.49	0.81	-	0.37	-	-	0.06	11.74
Feb.	9.64	3.18	0.78	-	0.41	0.29	-	1.34	15.64
Mar.	8.64	2.40	0.88	-	0.37	0.09	-	0.14	12.52
Abr.	10.01	3.14	0.52	-	0.52	0.47	-	-	14.66
May.	7.40	2.52	0.33	-	0.41	0.49	-	-	9.02
Jun.	9.84	2.75	1.04	1.81	0.24	0.49	-	-	16.17
Jul.	11.35	3.13	1.17	1.64	0.32	0.52	-	-	18.13
Ago.	14.11	1.69	1.11	2.98	0.25	0.26	-	-	20.40
Set.	8.56	1.90	0.82	1.79	0.16	0.12	0.05	-	13.40
Oct.	11.42	3.46	1.09	2.42	0.21	0.17	-	-	18.77
Nov.	7.45	2.51	0.57	1.05	0.23	0.26	0.02	-	12.09
Dic.	9.57	2.79	0.76	0.45	0.25	0.15	0.02	-	13.90
TOTAL (MB/AÑO)	3,522.54	970.92	300.99	371.69	113.56	100.4	2.72	43.72	= 5,426.54

Total de Gasolina anual: 5,426.540 MB

TABLA T-7-2D. COMPOSICION REAL DEL POOL DE GASOLINAS DE 84 OCTANOS EN EL AÑO 1991

(Distribución Porcentual Volumétrica y Números de Octano y Mezcla)

	CON CATALIZADOR R-11					CON CATALIZADOR R-16G				
	RON-1	<u>RBN₁</u>	RON-3	RBN ₃	(%V)	RON-1	<u>RBN₁</u>	RON-3	RBN ₃	
Gasolina UDP I	74.8	55.8	82.2	58.4	(11.52)	74.8	55.8	82.2	58.4	
Gasolina UDP II	69.0	54.1	76.9	56.5	(53.33)	69.0	54.1	76.9	56.5	
Gasolina FCC (RLP)	94.7	65.3	97.6	68.0	(17.89)	94.7	65.3	97.6	68.0	
Nafta Reformada	98.6	69.0	101.1	71.9	(5.55)	102.5	73.8	104.5	77.5	
Gasolina FCC (Tal.)	94.3	65.0	97.0	67.4	(6.85)	94.3	65.0	97.0	67.4	
Butano (C ₄)	99.5	70.0	102.2	73.3	(2.10)	99.5	70.0	102.2	73.3	
Nafta de UDP I	56.5	51.0	65.0	53.1	(1.85)	56.5	51.0	65.0	53.1	
GLP	-	-	-	-	(0.05)					
Gasolina 80 Oct.					(0.80)					
					100.00					

TABLA T-7-2E. COMPOSICION REAL DEL POOL DE GASOLINAS DE 80 OCTANOS EN EL AÑO 1981

(En M/B y %V)

<u>MES</u> <u>(MB/D)</u>	<u>GASOLINA</u> <u>UDP</u>	<u>GASOLINA</u> <u>FCC</u>	<u>NAFTA</u> <u>UDP I</u>	<u>GASOLINA</u> <u>FCC TALARA</u>	<u>NAFTA</u> <u>REFORMADA</u>	<u>GLP</u>	<u>BUTANO</u>	<u>GASOLINA</u> <u>84</u>
Ene.	3.57	0.77	-	-	0.13	-	0.11	0.17
Feb.	1.36	0.27	0.01	-	0.08	-	0.05	0.10
Mar.	3.25	0.97	-	-	0.22	-	0.12	-
Abr.	3.14	0.52	-	-	0.26	-	0.05	2.15
May.	3.53	1.10	0.23	-	0.23	-	0.13	2.13
Jun.	4.08	0.89	0.29	1.16	0.11	-	0.28	1.10
Jul.	2.64	0.60	0.10	-	0.27	-	0.14	0.19
Ago.	1.03	0.81	-	-	0.12	-	-	4.61
Set.	5.83	1.14	0.07	0.96	0.57	0.02	0.10	-
Oct.	5.55	0.96	0.31	--	0.25	0.02	0.13	0.03
Nov.	6.61	1.77	0.25	0.37	0.41	0.05	0.14	-
Dic.	4.01	1.17	0.07	0.34	0.30	0.02	0.15	-
<u>TOTAL</u> (MB/año)	1,963.80	504.3	60.60	95.10	129.30	4.50	62.40	522.30

Total de Gasolina anual = 3,342.3 MB

(%V):	58.75 (*)	15.09	1.81	2.85	3.87	0.15	1.86	15.62
-------	--------------	-------	------	------	------	------	------	-------

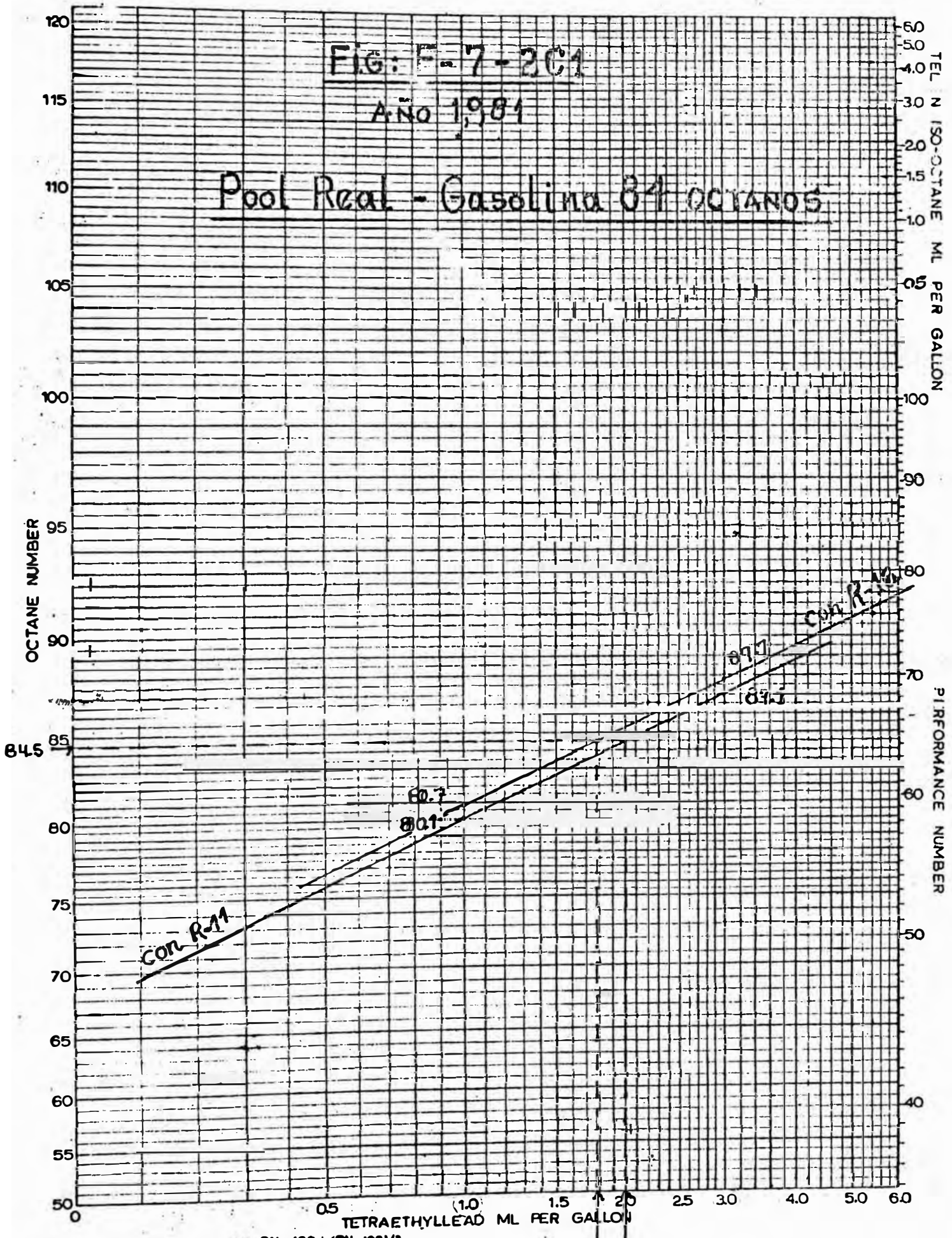
(*) UDP I : 10.43%V
 UDP II: 48.32%V

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART

FIG: F-7-201

AÑO 1981

Pool Real - Gasolina 84 OCTANOS

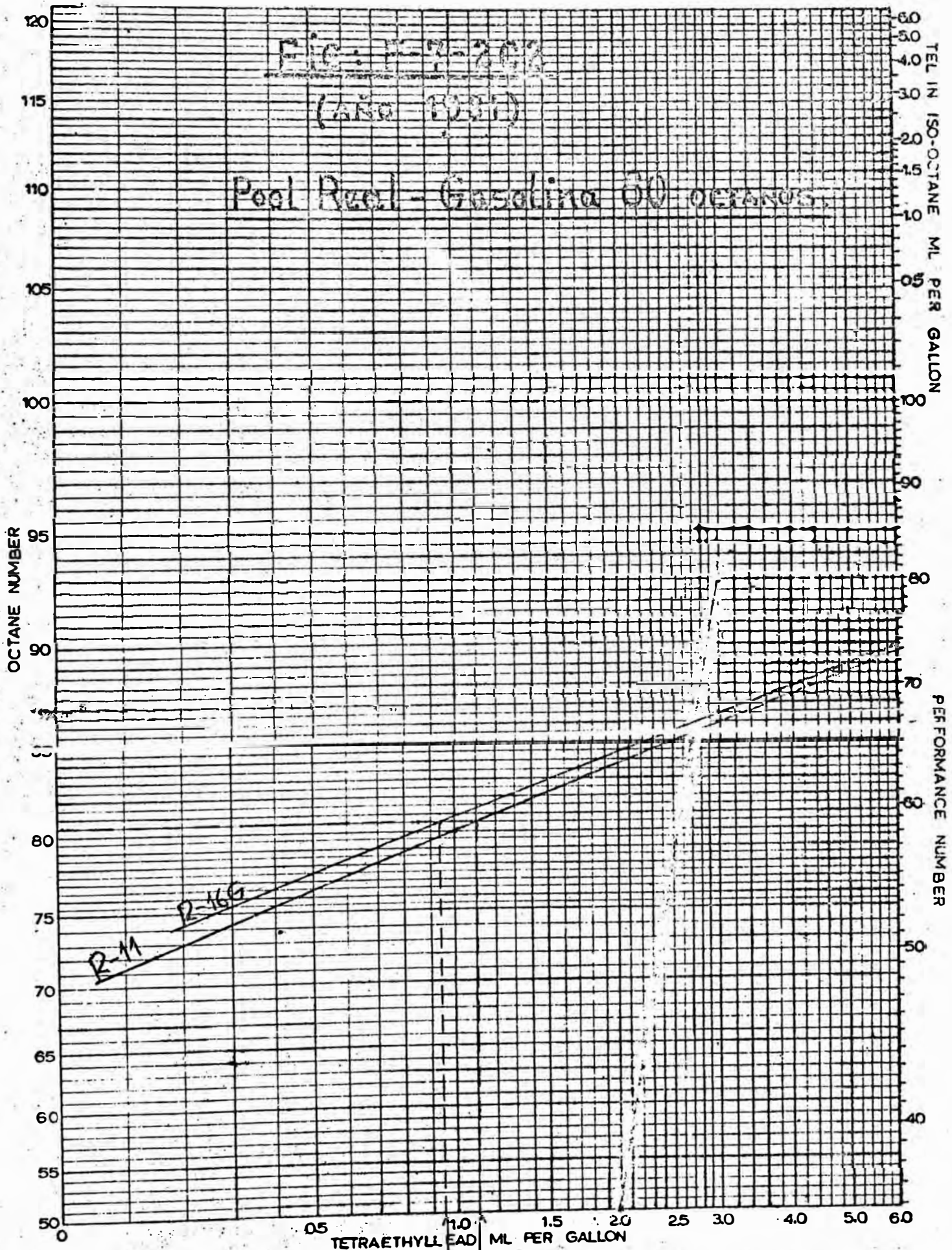


NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PN - 100) / 3

PETROPERU 15084 MAY. 72 - 300

179 20

TETRAETHYLLEAD SUSCEPTIBILITY CHART



NOTE: ABOVE 100 ON, ON = 100 + (PM - 100) / 3

PETROPERU 15084 MAY. 72 - 300

0.95 1.1

EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO CUANDO LA PREPARACION DE GASOLINAS SE ELABORE SEGUN EL "POOL" REAL DE 1981

1. INVERSION: 25'542,890 soles/año (a 1982).
2. EGRESOS: (Para una alimentación de 1,500 B/DO)
 - a. LPC: (C_3, C_4): 7,168.4348 M S./año 1983
 - b. Gasolina 95 octanos: 98,484.703 M Soles/año 1983
(correspondiente a los 7,910.5 Bbl/año de G-95).
3. INGRESOS:
 - a. BEFO: (Combustible): 34,905.169 M S./año 1983
 - b. TEL (Comercial): 344,287 M S./año 1983

4. DEPRECIACION: (Lineal)

Para una vida útil del Catalizador de

$$\frac{180 \text{ B/lb. Pt}}{28 \text{ meses}} = \frac{N \text{ (B/lb. Pt)}}{29 \text{ meses}}$$

$$N = 186 \text{ B/lb. Pt}$$

$$186 \times \frac{8792}{365 \times 1,500} = 3 \text{ años (36 meses)}$$

Donde para una proyección de 4 años:

$$\text{Depreciación} = 6,385.7225 \text{ M S/}$$

CALCULO DEL VAN: (De la Tabla T-7-2G)

$$\text{VAN} = 62,859.23 + 63,516.28 + 50,735.55 + 49,712.907$$

$$\text{VAN} = 226,823.96 \text{ M S/}$$

CALCULO DEL TIR:

$$25,542.89 = \frac{126,604.71}{(1+i)} + \frac{161,167.9}{(1+i)^2} + \frac{196,269.05}{(1+i)^3} + \frac{232,738.33}{(1+i)^4}$$

Luego: TIR = 500%

Donde: La recuperación de lo invertido se logrará en:

$$t = \frac{1}{\text{TIR}} = \frac{1}{(500/100)} = 0.2 \text{ años} \quad (2.4 \text{ meses})$$

NOTA: Comparando las Tablas y Gráficos:

T-7-2F	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Carga a Platforming de 1,500 B/D y volú-} \\ \text{menes de Gasolinas elaboradas según el} \\ \text{More (4'827,720 Bbl de 84 octanos y} \\ \text{1'922,339 Bbl de 80 octanos).} \end{array} \right.$
F-7-2B1	
F-7-2B2	

T-7-2C	$\left\{ \begin{array}{l} \text{Carga a Platforming de 1,500 B/D y volú-} \\ \text{menes de gasolinas elaboradas según la} \\ \text{composición REAL del Pool de gasolinas} \\ \text{(5'426,540 Bbl de 84 octanos y de 80 oc-} \\ \text{tanos: 3'333,398 Bbl.)} \end{array} \right.$
F-7-2C1	
F-7-2C2	

Observamos que:

- 1) Para el Primer caso existe menos ahorro de TEL puro en cc de TEL/galón. (0.16 contra 0.21) para la elaboración de gasolinas de 84 octanos, por la no influencia de la nafta de destilación primaria a pesar de su bajo RON, por la no influencia de gasolina de 80 octanos, menos corriente de gasolina de UDP II y menor cantidad de platformado en el pool.
- 2) En el segundo caso existe menos ahorro de TEL puro en cc TEL/galón (0.15 contra 0.24) para la elaboración de G-80 RON3, por la presencia de la nafta virgen de DP, menos cantidad de platformado, menor co-

rriente de gasolina de UDP II y a la presencia de una corriente de gasolina de 84 RON3 con TEL; incorporado (efecto de susceptibilidad al plomo).

TABLA T-7-2G. PERFIL DE FLUJO DE DINERO (M S/.)

* DATOS BASICOS DE LA PROPUESTA	CANTIDADES POR AÑO				
	(1982) 0	1	2	3	4
(1) Inversión	25,542.89	-	-	-	-
(2) Tasa Impositiva Marginal	-	0.55	0.55	0.55	0.55
(3) BEFO (Combustible)	-	34,905.169	37,697.582	40,336.42	42,958.28
(4) TEL (Plomo Tetraetílico)	-	344,287.00	426,754	510,105	596,462
(5) Ingresos Totales: (3)+(4)	-	379,192.16	464,451.5	550,441.41	639,420.28
((6) LPG (Gas Licuado)	-	7,168.4348	7,741.909	8,283.843	8,822.293
(7) Gasolina 95 octanos	-	98,484.703	106,363.47	113,808.91	121,206.48
(8) Egresos Totales: (6)+(7)	-	105,653.13	114,105.37	122,092.75	130,028.77
(9) Depreciación	-	6,385.7225	6,335.7225	6,385.7225	6,385.7225
(10) (5) - (8) - (9)	-	267,153.3	343,960.4	421,962.94	503,005.78
(11) (2) x (10)	-	146,934.31	189,178.26	232,079.61	276,653.17
(12) FFN = (10)-(11)+(9)	-	126,604.71	161,167.9	196,269.05	232,738.33
(13) Factores de Descuento (FD)	-	0.4965	0.3941	0.2585	0.2136
(14) VAN = (12) x (13)	-	62,859.23	63,516.28	50,735.55	49,712.907

* Cuando la carga a Platforming es de 1,500 B/D (Pool real de gasolinas).

TABLA T-7-2H. COMPOSICION DIFERENCIAL VOLUMETRICA EN EL POOL DE GASOLINAS (Año 1981)

	G UDP I	UDP II	FCC	C ₅ ⁺	FCC (TAL)	C ₄	LPG	NAFTA UDP	G-80
PARA GASOLINA DE 84 - RON3									
MORE	10.46	50.49	21.20	4.40	11.92	1.53	-	-	-
REAL	11.52	53.38	17.89	5.55	6.85	2.10	0.05	0.80	1.85
PARA GASOLINA DE 80 - RON3									
									G-84
MORE	13.09	63.17	13.12	7.27	1.61	1.74	-	-	-
REAL	10.43	48.32	15.09	3.87	2.85	1.85	0.15	15.62	1.81

TABLA T-7-2J. CONSUMO DE TEL PURO EN EL POOL DE GASOLINAS (cc/galón)

		CON R-11	CON R-16G	AHORRO
MORE	Gasolina 84	1.26	1.10	0.16
	" 80	1.25	1.01	0.24
REAL	Gasolina 84	2.0	1.79	0.21
	" 80	1.1	0.95	0.15

(iiii) BIBLIOGRAFIA

Catalitic Reforming of Pure Hidrocarbure and Naph-
tas

Por: Ciappeta - Dobres - Baker

Biblioteca RELAPA.

The Gas and Oil Journal

2/2/70 - 9/2/70 - 23/3/70 - 22/2/71 - 1/3/71 - 15/3/
71 - 26/4/71 - 20/12/71 - 21/2/72 - 15/6/72 - 26/3/
73 - 9/4/73 - 13/5/74.

The Gas and Oil Journal

May 19/69 - 23/2/70.

Ingeniería Química

May/76 - Mar/76 - May/77 - May/79 - May/81.

Hydrocarbon Processing. Sep/69.

Diseño Mecánico de Hornos y Calderas

Cap. I (Octubre 1979)

Biblioteca RELAPA - Ficha: RLP-000146

Estimations Manual of Equipement and Instalation
Costs

Por: John S. Page (Gulf Publishing Co.)

Biblioteca RELAPA - Ficha: RLP-000779.

El Petrólco - Refino y Tratamiento Químico

Por Pierre Wuithier - Tomo I y II.

Project Specifications - UOP Platforming Process

Biblioteca RELAPA - Ficha: RLP-000015.