

Universidad Nacional de Ingeniería

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA
DE PETROLEO Y PETROQUIMICA**



TITULACION PROFESIONAL EXTRAORDINARIA

—————:o:—————

**“ Determinación del punto final Optimo de la Destilación
ASTM - D - 86 de la Gasolina de Craquing Catalítico
de la Refinería la Pampilla ”**

—————:o:—————

Trabajo Profesional para optar el Título de:

INGENIERO PETROQUIMICO

ENRIQUE CONTRERAS CLEMENTE

PROMOCION: 1974 - 2

LIMA • PERU • 1983

DETERMINACION DEL PUNTO FINAL OPTIMO DE LA DESTILACION ASTM-D-86 DE LA GASOLINA DE CRAQUING - CATALITICO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

	Pág. N°
I Resumen	1
II Conclusiones	4
III Introducción	7
1 Vaporización y Condensación	7
2 Mecanismo de vaporización de una mezcla.	7
3 Destilación ASTM	8
4 Destilación TBP	8
5 Equipo de Destilación TBP	9
IV Descripción de la Unidad de Riser Craquing de la Refinería La Pampilla	11
1 Conceptos Teóricos	11
2. Mecanismos de las Reacciones	12
3 Descripción de la Unidad	17
V Procedimiento de Preparación de Gasolinas en la Refinería La Pampilla.	21
VI Estudio para la Determinación del Punto Final Optimo de la Destilación ASTM-D-86 de la Gasolina de Craquing Catalítico.	32
VII Estudio Económico	42
1 Cálculos Previos	42
2 Análisis Económico	43
VIII Bibliografía	50

CAPITULO I

RESUMEN

El presente trabajo tiene por finalidad determinar la temperatura del punto final optimo de la gasolina producida en la Unidad de Riser Craquing para favorecer una mayor producción de gasolina de alto octanaje, conservando inalterable su susceptibilidad al plomo tetraetilico.

Esta gasolina de craquing catalítico es mezclada con las gasolinas producidas en las unidades de destilación primaria durante la preparación de gasolinas motor.

Actualmente la refinería esta constituida por las siguientes unidades de procesos:

	<u>capacidad operativa max. , MBPD</u>
1. Unidad de destilación Atmosferica I	35.0
2. Unidad de destilación Atmosferica II	65.0
3. Unidad de destilación al vacio	11.0
4. Unidad de Riser Craquing	6.7
5. Unidad desulfurizadora y reformación catalítica	1.5

La composición volumetrica del pool

de gasolinas de acuerdo al cuadro No. 5.3 es el siguiente:

	<u>% vol.</u>	<u>operando a 91.5, MBPD de carga</u>
Butano	2.55	
Gasolina UDP I	23.48	
Gasolina UDP II	51.23	
Gasolina Craqueada	16.65	
Nafta reformada	6.09	

Se puede reservar el mayor porcentaje disponible de gasolina de bajo octanaje (74.71 % vol.), por lo que no pierde interés una vía ó procedimiento para obtenerse volúmenes adicionales de gasolina de craqueo catalítico con propiedades inalterables a las obtenidas.

Actualmente con punto final de 430°F. La reducción por consumo de plomo tetra-etílico no es muy significativa.

El procedimiento para la determinación del punto final óptimo consistió en fraccionar la gasolina en cortes de aproximadamente 10% volumétrico mediante el uso del equipo de destilación TBP, cuya capacidad de fraccionamiento equivale a 17 platos teóricos, seguidamente.

Se analizó cada corte tratando de encontrar todas sus características entre las que se puso mayor atención al número de octano, susceptibilidad al plomo

tetraelítico, distribución de los tipos de hidrocarburos y variaciones de rendimientos volumétricos de producción.

Cabe indicar que toda la producción de L. C. o. (aceite ciclico ligero) es enviado al pool de Diesel-2.

Actualmente la refinería La Pampilla recepciona 3.0 MBPD de gasolina craqueada de la Refinería Talara como se indica en el Cuadro No. 5.3, con la finalidad de producir mayor volumen de gasolinas motor.

CAPITULO II

CONCLUSIONES

II. 1 DEL ESTUDIO

La unidad de craquing catalítico desde el inicio de sus operaciones (Octubre, 1967) ha producido gasolina craqueada de 430 °F de punto final probado por la destilación ASTM-D-86, por lo que se ha considerado como base del presente estudio.

De producirse una gasolina FCC con punto final de 465 °F, el octanaje base es de 90.0, bajo las condiciones de operación de la unidad indicadas en el Cuadro No. 6.1, la susceptibilidad al plomo tetraetílico mejora y el rendimiento volumétrico es mayor en 2.4% Vol.

Solo considerando el incremento volumétrico en la producción de gasolinas VS. La disminución de la producción de diesel-2, representaría una ganancia anual de \$ 234,072.0 referidos al mercado nacional, cálculos hechos en base a precios de Febrero de 1983.

De obtenerse una gasolina craqueada con punto final de 380 °F, el octanaje base es de 89.8 y el rendimiento volumétrico adicional del producido de Diesel-2 sería de 224 BPD.

Este esquema de producción de la gasolina craqueada no es favorable porque produciría pérdidas por la diferencia de precios entre la gasolina de 84 Oct. y Diesel-2, tanto en el mercado nacional como en el internacional, según el cuadro No. 7.3 y 7.4.

II.2 DE LOS ANALISIS DE LABORATORIO

El fraccionamiento en TBP de la gasolina craqueada, en cortes de 10% V., y el ulterior análisis de los mismos, permite conocer importantes características de la gasolina que nos puede llevar a conclusiones de calidad y rendimientos óptimos para las operaciones de la refinería.

El octanaje de los cortes de la gasolina craqueada es fluctuante; se inicia con octanajes mayores que 100.0, después baja hasta valores de 76.3 octanos, luego sube hasta un máximo de 95.0 octanos y por último, nuevamente comienza a decaer.

El octanaje de los cortes de la gasolina craqueada es función del tipo de hidrocarburos que más predomina en el corte, en los primeros cortes predominan los hidrocarburos olefínicos. En los cortes de puntos de ebullición más alto, predominan los hidrocarburos aromáticos, en la parte media se encuentran, en proporciones casi equivalentes, los hidrocarburos saturados con los olefínicos más los aromáticos.

De la observación de los dos últimos cortes se puede determinar el punto final de destilación -- ASTM-D-86 óptimo para obtener el máximo rendimiento volumétrico de gasolina, con el mayor octanaje y la máxima susceptibilidad al plomo tetraetílico.

La presión de vapor Reid depende de la presión de vapor R. de los tres primeros cortes; los otros cortes actúan como diluyentes.

El contenido de azufre total en los cortes aumenta conforme aumenta el punto de ebullición; a excepción del primer corte.

Otras importantes características, tales como: estabilidad a la oxidación y contenido de gomas, no fué posible determinarlos por la inestabilidad que presentan los cortes una vez obtenidos.

Aparentemente, al redestilar una gasolina de este tipo, se activa el doble enlace de los hidrocarbuos provocando reacciones de polimerización.

CAPITULO III

INTRODUCCION

III.1 VAPORIZACION Y CONDENSACION

Se define la vaporización como el cambio del líquido al estado de vapor. Este cambio absorbe energía. Cuando se aplica calor a una mezcla de hidrocarburos bajo presión constante, parte de la energía lo absorbe para cambiar de estado y parte es gastado en elevar la temperatura incrementada la presión de vapor ó la tendencia de todos los componentes de la mezcla para salir del líquido y entrar a la fase vapor.

Por lo tanto, el vapor que se forma a partir del líquido contiene cada uno de los componentes presentes en el líquido. El vapor es siempre más concentrado en componentes de bajo punto de ebullición que el líquido original, a menos que la mezcla sea calentado a una temperatura a la cual sea completamente vaporizado, en dicho caso el vapor tendrá la misma composición que el líquido original.

III.2 MECANISMO DE VAPORIZACION DE UNA MEZCLA

El método más común para la formación de vapor es la "vaporización Batch" que se efectúa como en

la destilación ASTM. Cuando se eleva la temperatura en un pequeño valor, originará una correspondiente formación de vapor. Si este vapor es retirado y la temperatura nuevamente es incrementada, ocurrirá otra formación de vapor.

En la destilación de una mezcla líquida cada componente en el líquido ejerce su presión de vapor parcial, y cada componente tiende a salir de la mezcla en proporción a su presión parcial de vapor a esa temperatura.

El componente de bajo punto de ebullición, aquel que ejerce alta presión de vapor, constituye los primeros vapores, pero algo permanece en el líquido y son destilados después con los otros componentes cuyos puntos de ebullición son mucho más altos.

III.3 DESTILACION ASTM

Es usado universalmente para el control de refinería, ya que no es esencialmente fraccionado, los cortes adyacentes forman overlap en la destilación ASTM y contienen hidrocarburos en común.

III.4 DESTILACION TBP

Es preciso y separa los componentes individuales incrementándose el punto de ebullición. Prácticamente no hay overlap entre cortes adyacentes. Como

resultado de ello, los puntos de ebullición de los derivados de petróleo tomados desde una curva TBP son aditivos mientras que aquellos tomados desde una curva ASTM no lo son.

En la figura No. 3.1 se puede apreciar gráficamente las diferencias entre los dos métodos de destilación.

III. 5 EQUIPO DE DESTILACION T. B. P.

III. 5. 1 DESCRIPCION

Consiste de un balón de destilación de 5 litros de capacidad con dos chaquetas de calentamiento, columna rellena con empaque tipo Hely-Pak de material resistente a la corrosión con condensador de tipo integrado, trampa de vapor para la condensación de hidrocarburos ligeros tal como el GLP, la columna: tiene las siguientes características:

- Tipo de Columna: Con condensador integral, embudo separador de condensado líquido-líquido.
- Altura del Empaque: 36 pulgadas (91.44 cm.)
- Diámetro: 38 mm (3.8 cm.)
- Eficiencia de fraccionamiento: 17 platos teóricos operando a reflujo total.

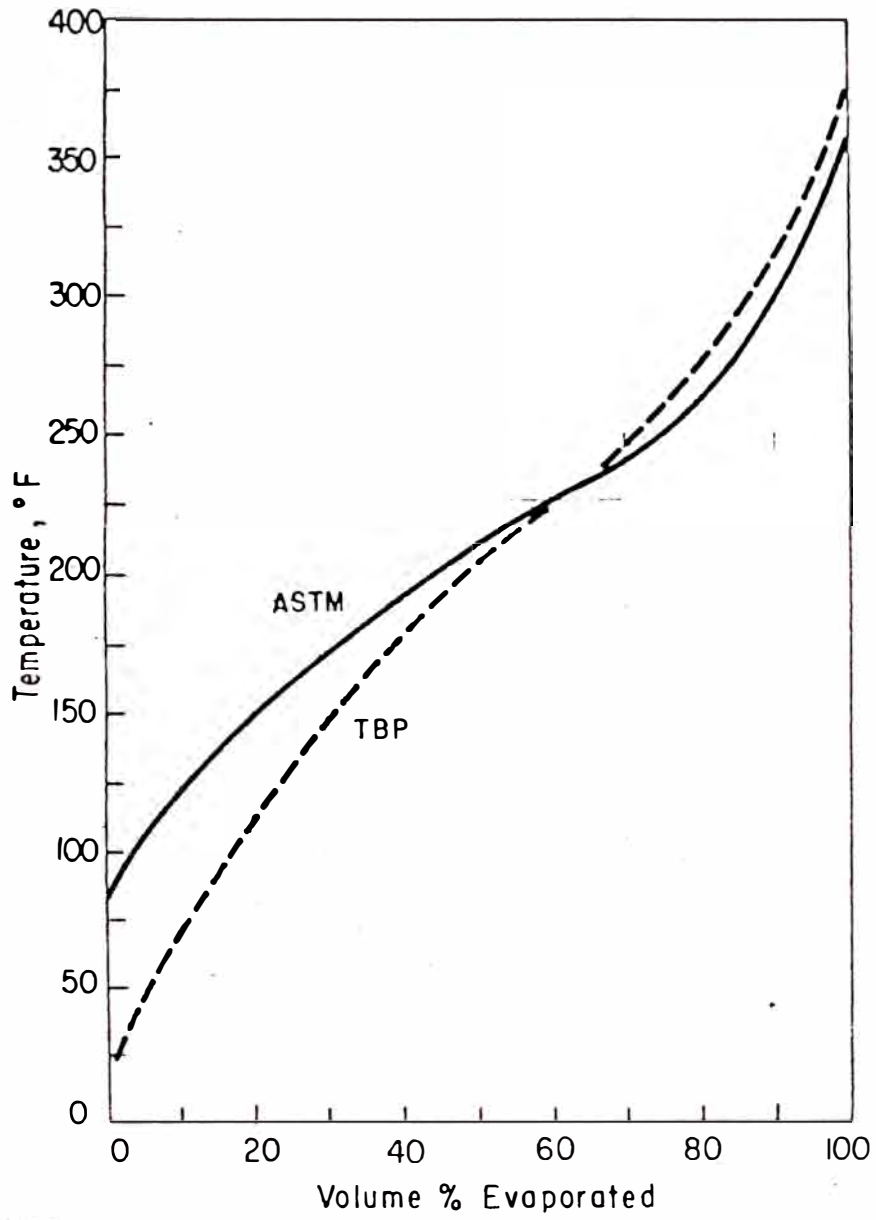


FIG. N° 3.1

Curvas Típicas de Destilación T.B.P. y ASTM

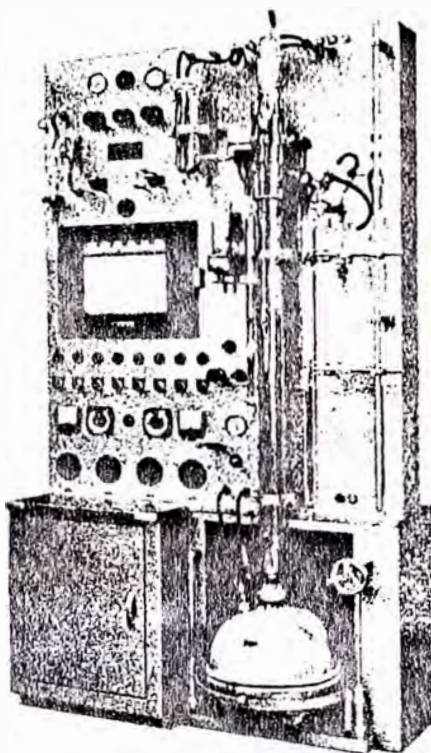


FIGURA N° 3.2

Equipo de Destilación T.B.P.
de la Refinería La Pampilla.-

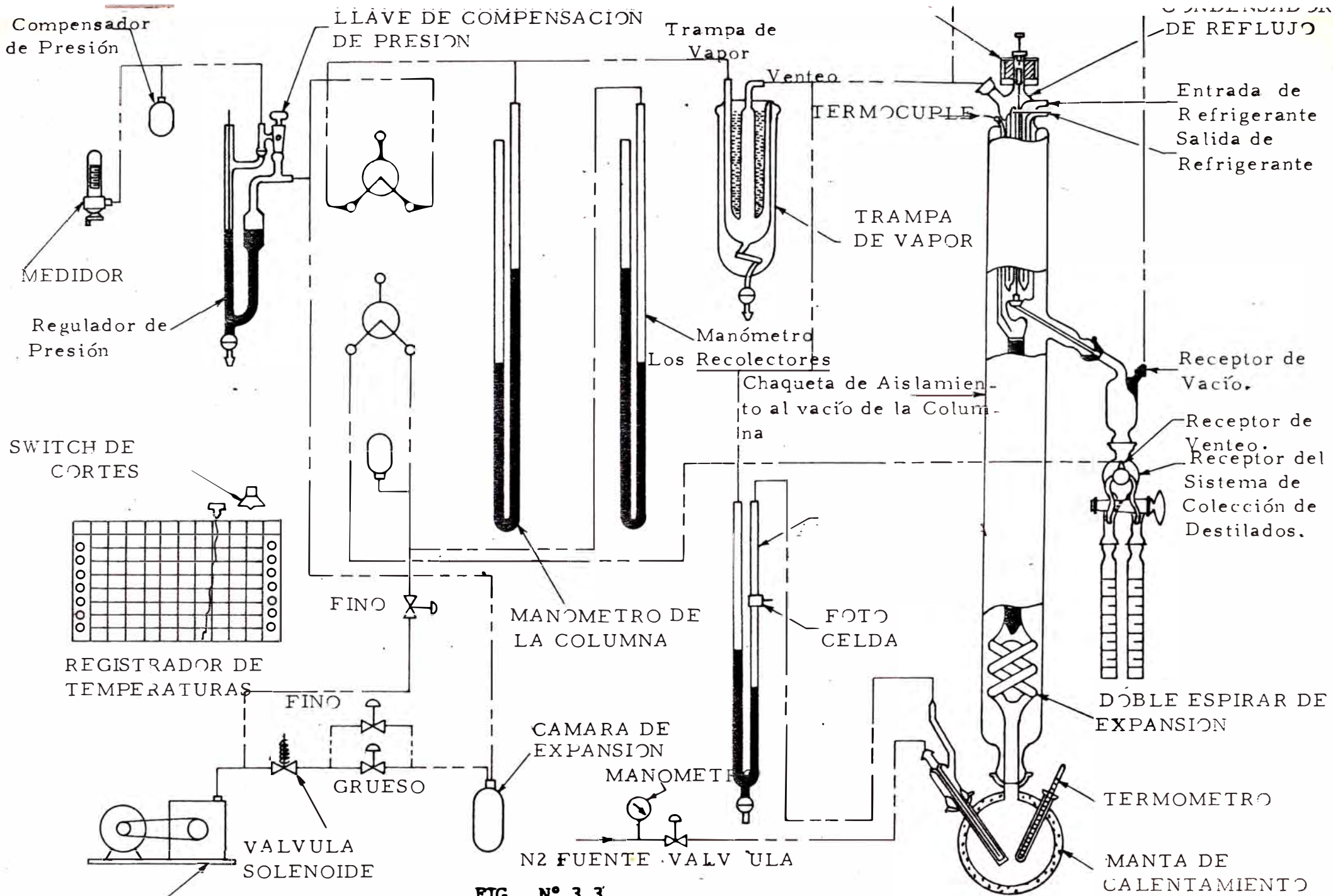


FIG. N° 3.3.

DIAGRAMA DE FLUJO DE HYPER - CAL SERIE 3800

Dispone de los siguientes Controles:

- De vaporización
- Reflujo de tope
- De temperatura
- De presión reducida

III. 5. 2 USOS

Básicamente está diseñado para la destilación de petróleos crudos a presión atmosférica y a presión reducida con la finalidad de evaluarlos.

Debido a la flexibilidad de sus controles y el grado de fraccionamiento que ofrece la columna se pueden realizar diversos trabajos de investigación tales como:

- Purificación de componentes a partir de mezclas binarias o multicomponentes.
- Fraccionamiento de productos derivados de petróleo tales como gasolinas, diesel, crudo recído.
- Evaluación de gases sulfurosos generados durante un craqueo termico, etc.,

CAPITULO IV

DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE RISER CRAQUING DE LA REFINERIA LA PAMPILLA.

IV.1 CONCEPTOS TEORICOS

La unidad de Riser Craquing es un proceso usado en la Refinación del petróleo con la finalidad de producir más y mejores gasolinas y satisfacer la creciente - demanda que exige gasolinas de alto octanaje para una indus - tria automotor que cuenta con mejores diseños y aleaciones de mayor resistencia. El craqueo permite obtener de un ba rril de petróleo crudo dos veces más gasolina que la obtenida por simple destilación.

El craquing catalítico se práctica prin - cipalmente sobre los gasoleos ligeros y pesados provenientes de columnas de destilación al vacío y eventualmente se craquea gasoleos atmosféricos y diesel. Este proceso se ha desarro llado por tener altos rendimientos económicos al disminuir - la cantidad de gasoleos obtenidos de crudo por procedimientos primarios. De estos gasóleos se logra del 50 al 70 % de ga solina entre 88 a 92 octanos, así como de 15 a 25% de G. L. P y 6% de gas combustible en forma aproximada, dependiendo - estos rendimientos del catalizador que se use, del tipo de car ga y la severidad con que se opere la unidad.

El primer proceso catalítico de craquing fué el proceso Houdry, con lechos fijos en 1938, el que se usó durante algunos años, luego se produjo unidades de lecho móvil y finalmente el catalizador fluidizado. En la actualidad el 80% de los procesos de craquing es representado por el catalítico fluído.

Este es un proceso que utiliza una sustancia llamada catalizador, el que sin intervenir en las reacciones ni cambiar aparentemente, favorece una reacción química deseada. Puesto que el catalizador no sufre alteraciones permanentes puede volver a usarse repetidas veces lo que determina que su empleo resulte económico y el proceso sea contínuo.

Los catalizadores en general pueden ser sólidos, líquidos y gaseosos y ejercen su influencia catalítica sobre sustancias en estado sólido, líquido ó gaseoso. Inicialmente los catalizadores para unidades de craquing fueron compuestos naturales de sílice-alumina, como arcilla bentonita, tierra de batan, hidrosilicatos de aluminio, etc., posteriormente compuestos sintéticos de sílice-alumina amorfos y en la actualidad los catalizadores zeolíticos cristalinos.

IV.2 MECANISMO DE LAS REACCIONES: El ion carbonio

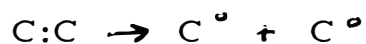
Las gasolinas de craquing catalítico, y,

en particular, sus fracciones ligeras, contienen muchas estructuras, tanto olefínicas como parafínicas, mientras que sus fracciones pesadas son marcadamente aromáticas. Los butanos, producidos en gran cantidad, están, asimismo, isomerizados en fuertes proporciones y la concentración en olefinos del corte $C_3 - C_4$ es también importante. Se encuentran muy pocas.

Diolefinas y estructuras policíclicas complicadas y los productos líquidos pesados están también en escasas cantidades. Estos son los rasgos principales que diferencian el craqueo catalítico del térmico

Las diferencias estructurales pueden explicarse con la teoría del ion carbonio que examinaremos a continuación.

En el craqueo térmico, el par de electrones que une los núcleos de los átomos de carbono, se separa, de tal suerte, que queda un electrón en cada núcleo, con la consecuente formación de radicales libres:



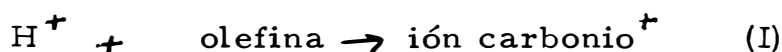
En el craqueo catalítico, el par de electrones permanece sobre el núcleo de uno de los átomos de carbono, con lo que el otro se carga de electricidad positiva. Se forma, pues, un ión positivo, llamado ión carbonio:



Este tipo de ruptura exige una energía considerable y sólo puede producirse en presencia de donadores de protones H^+ , Tales como los centros activos del catalizador.

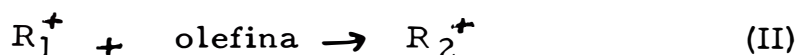
IV. 2. 1 FORMACION DEL ION CARBONIO

La teoría del ión carbonio, formulada para explicar la acción catalítica de algunos ácidos en las reacciones de alquilación y de polimerización a baja temperatura, de las olefinas y de las isoparafinas, puede aplicarse a la ruptura de las moléculas de hidrocarburos, a elevada temperatura y, en presencia de un catalizador. El ión carbonio es un producto intermedio, fugaz, originado por la adición a una olefina de un protón H procedente del catalizador:



Esta adición se acompaña de un desprendimiento de calor que es mayor para la adición sobre un carbono terciario que secundario, y secundario que primario, lo que explica la tendencia a la isomerización y facilidad de craqueo de las isoparafinas.

El ión carbonio puede, a su vez, adicionarse a una olefina para dar un ión carbonio más largo:

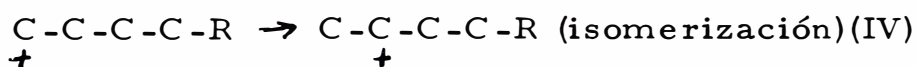


Esta alquilación, o polimerización, se acompaña también de un desprendimiento de calor. En el craquing se produce exactamente la reacción inversa:

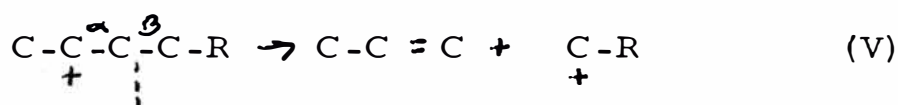


IV. 2. 3 MECANISMO DE ACCION DEL ION CARBONIO

Tomaremos, como ejemplo, el craquing de una olefina larga en cadena recta, con doble enlace en posición 1. En primer lugar se forma el ión carbonio por reacción (I); después, el ión, alquilado en posición normal, se isomeriza instantaneamente pasando a posición secundaria.



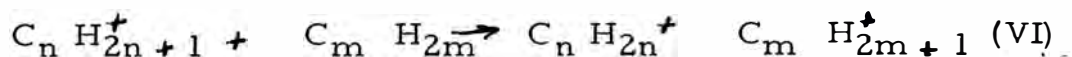
A continuación se rompe la cadena, en posición beta, con formación de un ión carbonio más corto:



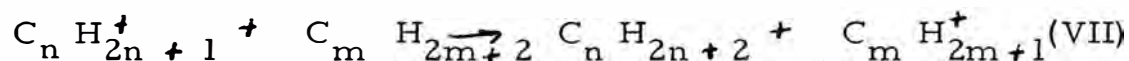
Hay que notar que, la ruptura en posición beta, no permite la formación de olefinas más cortas que el propileno. Los iones carbonio, formados así, se isomerizan instantáneamente y sufren craquing, también, formando cada vez propileno y un ión carbonio más corto.

El fenómeno prosigue hasta que el ión -

carbonio no puede separarse en dos fragmentos de, al menos, tres átomos de carbono. Entonces puede alquilarse sobre una olefina formando otra olefina y un ión carbonio:



ó bien sobre una parafina, formando otra parafina y un ión carbonio:



ó bien puede perder un proton, cediendo al catalizador, según una reacción inversa a la (I). Estas últimas reacciones son características de lo que se llama la "transferencia de Hidrogeno".

Las principales propiedades del ión carbonio son las que se deducen de las reacciones expuestas más arriba, a saber:

- Formación a partir de un protón procedente del catalizador;
- Isomerización del carbono primario sobre el carbono secundario e, incluso terciario, si la actividad catalítica es muy fuerte;



- Escisión en una olefina y un ión más corto;
- Alquilación sobre una parafina ó una olefina.

El mecanismo con el que el ión carbono interviene en el craquing de los aromáticos, está, aún, poco claro. Para los hidrocarburos saturados, cíclicos ó en cadena abierta, parece que hay, primero, formación de olefinas por un ligero craquing termico y, después, de iones carbonio, en presencia de catalizador.

Una vez formados provocan las reacciones de craquing propiamente dichas.

IV. 3 DESCRIPCION DE LA UNIDAD

La planta U. O. P. de desintegración catalítica fluída, consta de tres secciones: catalítica, fraccionamiento y recuperación de gases, las que operan en forma conjunta.

La sección catalítica esta formada principalmente por el reactor, el regenerador, turbo soplador, y equipo auxiliar.

La mayor cantidad de catalizador se encuentra en el regenerador, de donde el catalizador fluye por la bajante del regenerador a una temperatura de 1,200°F aproximadamente hasta la "y" donde comienza el riser, juntándose con la carga combinada. La temperatura resultante es alrededor de 900°F y ya desde los 700°F se inicia la reacción del craquing en presencia de catalizador. En el reactor se

separa el catalizador agotado (cubierto de carbón), de los hidrocarburos, y baja al degenerador donde se quema el carbón con aire, el que es suministrado por el turbo soplador, quedando activo, caliente y listo para iniciar el siguiente ciclo.

El control de la circulación se hace con las valvulas deslizantes, que son tres:

La de catalizador regenerado, que controla la temperatura del reactor, la de catalizador gastado, que controla el nivel del reactor y la de gases de la chimenea, que controla la presión en el regenerador y por lo tanto mantiene fija la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor.

Los gases que inician su reacción en el fondo del tubo elevador (riser), ascienden hasta el reactor donde se separa del catalizador, los vapores atraviesan el ciclón del reactor y se dirigen a la torre de fraccionamiento, a la zona de expansión en el fondo de la torre, a una temperatura aproximada de 900° F.

Los productos terminados que salen de la fraccionadora se enfrían antes de enviarlos a tanques y son en aceite clarificado, aceite cíclico pesado y el ligero. La producción del domo que tiene productos de punto de condensación de 430° F y más ligeros contienen gasolina, gas licuado (GLP) y gas seco.

Estos productos son procesados posteriormente en la unidad de recuperación de gases.

Los productos que salen por el domo de la fraccionadora, salen hacia la sección de recuperación de gases. El primer paso en el proceso de recuperación de gases es la separación del gas seco no condensable. Los compuestos de C_3 y C_4 previo lavado con soda y agua para eliminar los sulfídricos que aún arrastra, es enviado a la depa-panizadora y secadora donde se fracciona para producir C_3 y C_4 puros ó mezclados de acuerdo a requerimientos. La gasolina estabilizada se envía a la unidad merox.

CUADRO No. 4.1

CARACTERISTICAS DE CATALIZADORES ZEOLITICOS FRESCOS USADOS EN LA REFINERIA

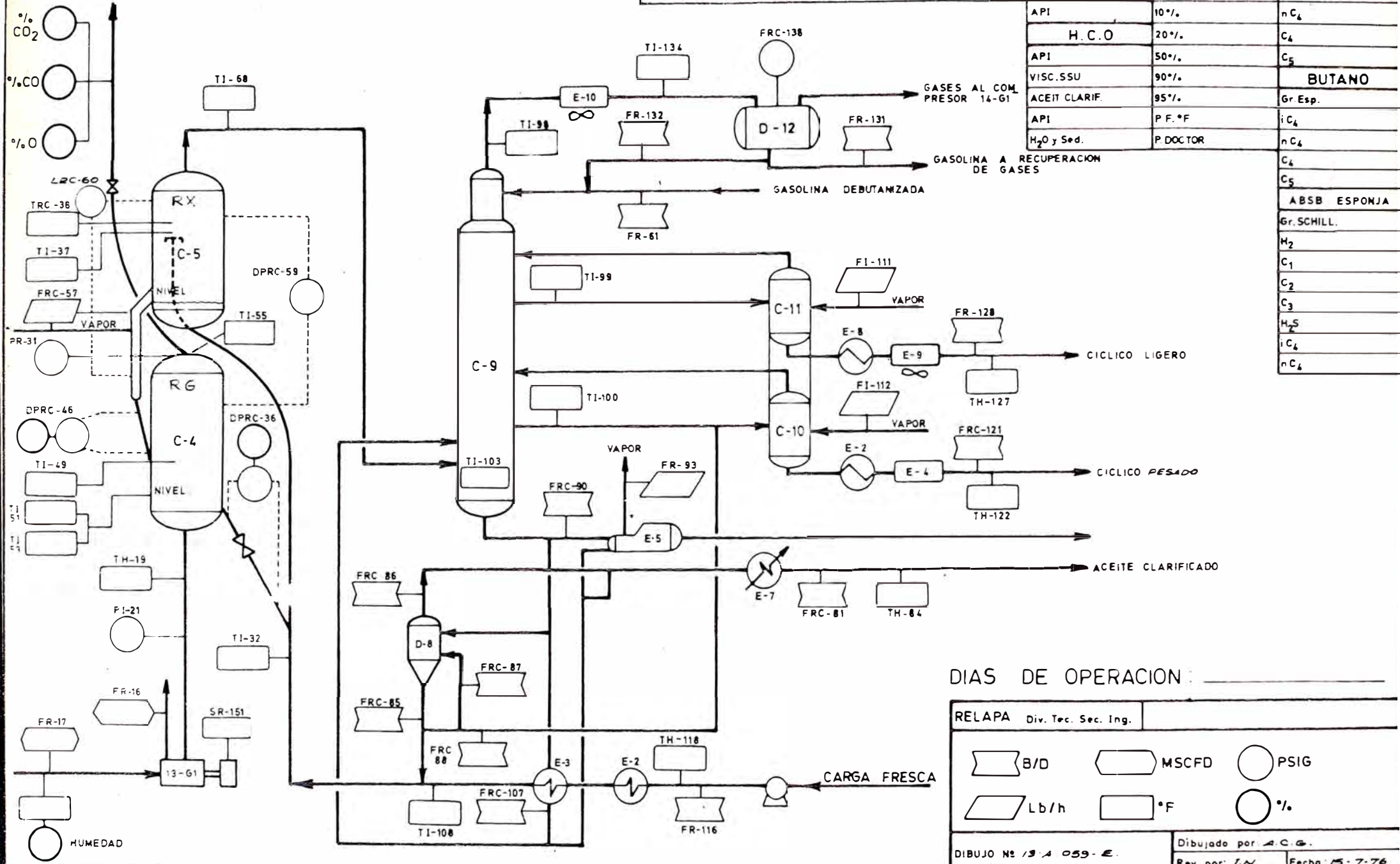
LA PAMPILLA:-

<u>Propiedades Químicas</u> <u>% Peso base seca</u>	<u>XZ-25</u>	<u>CBZ-1</u>
AL ₂ O ₃	32.5	28.5
Na ₂ O	0.17	0.75
S O ₄		0.6
Fe	0.14	0.1
<u>Propiedades Físicas</u>		
Area superficial, m ² /gr.		290
Volumen de poros, cm ³ /gr.	0.62	0.47
Densidad aparente a granel, gr/cm ³	0.50	0.52
Tipica microactividad de equilibrio		70

UNIDAD MODELO UOP STACK MODIFICADA A RISER CRACKING

POR CHIMENEA		
POR CARGA		
TOTAL		

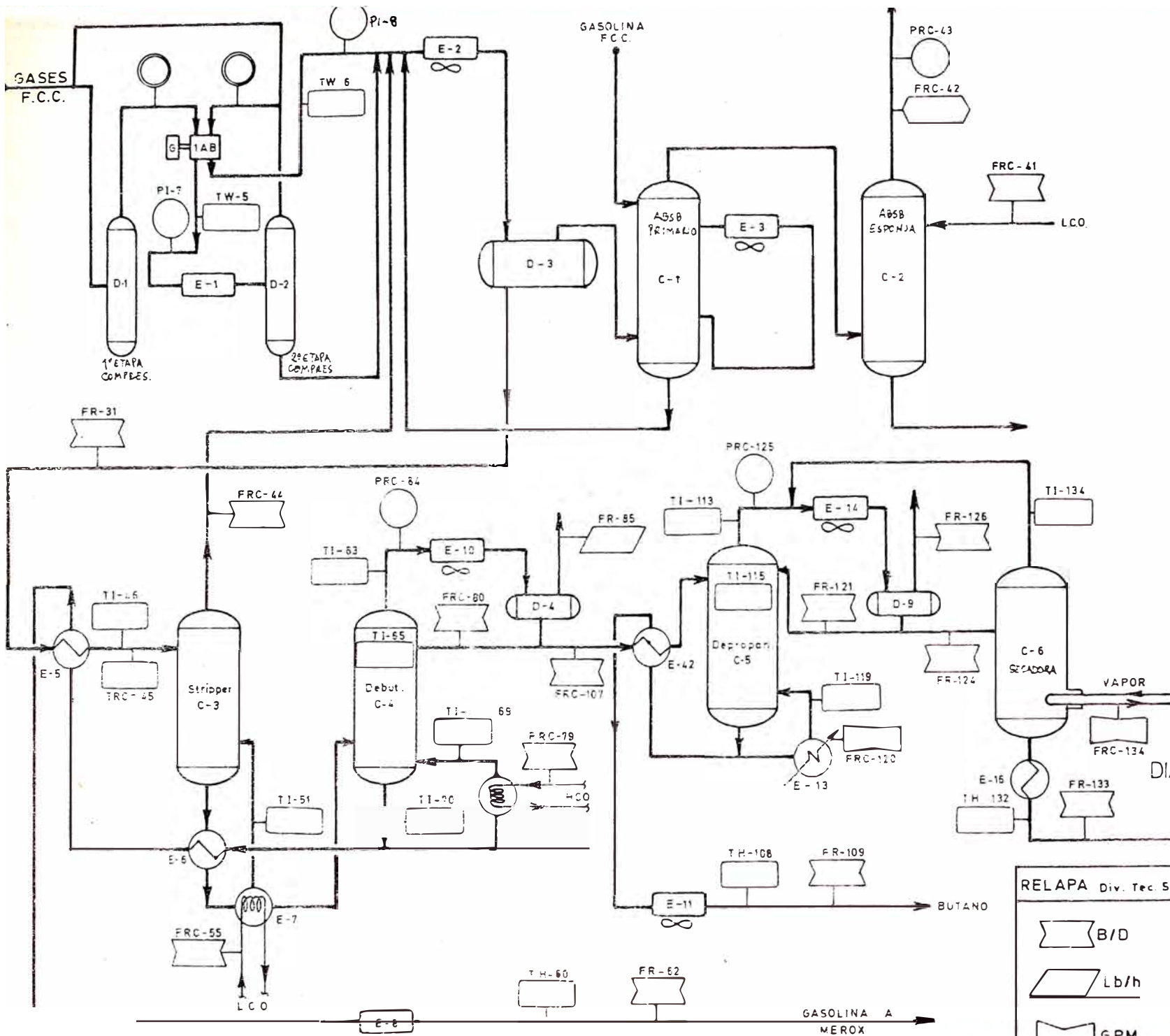
VISC.SSU	PVR	P.V.
AZUFRE	RON	C ₂
CARBON C.	P.I. °F	C ₃
L.C.O	5%	iC ₄
API	10%	nC ₄
H.C.O	20%	C ₄
API	50%	C ₅
VISC.SSU	90%	BUTANO
ACEIT CLARIF.	95%	Gr Esp.
API	P.F. °F	iC ₄
H ₂ O y Sed.	P DOCTOR	nC ₄



C ₄
C ₅
ABSB ESPONJA
Gr. SCHILL.
H ₂
C ₁
C ₂
C ₃
H ₂ S
iC ₄
nC ₄

DIAS DE OPERACION: _____

RELAPA	Div. Tec. Sec. Ing.
B/D	MSCFD
Lb/h	°F
PSIG	%
DIBUJO No 13-A-059-E	
Dibujado por: A.C.G.	
Rev. por: J.V.	Fecha: 5-7-76



GASOLINA GLR	
API	Grav. Esp.
PVR	PV
RON	C ₂
PI F	C ₃
5% "	iC ₄
10% "	nC ₄
20% "	C ₄ ^F
50% "	C ₅
90% "	BUTANO
95% "	Grav. Esp.
PF	iC ₄
	nC ₄
	C ₄ ^F
	C ₅
	ABSB. ESPONJA
	Grav. SCH.
	H ₂
	C ₁
	C ₂
	C ₃
	H ₂ S
	iC ₄
	nC ₄

DIAS DE OPERACION: _____

RELAPA Div. Tec. Sec. Ing.

B/D	MSCFD	PSIG
Lb/h	°F	%
GPM		

Dibujado por: A.C.G.
 Rev. 000/01/1968

CAPITULO V

PROCEDIMIENTO DE PREPARACION DE GASOLINAS EN LA
REFINERIA LA PAMPILLA

En la figura No. 5.1 se muestra el diagrama de flujo de la producción de gasolinas base en la Refinería La Pampilla, indicándose las unidades de proceso.

Como se muestra en los cuadros No. 5.1 y 5.2, las gasolinas base que intervienen en la preparación de gasolinas de 80 y 84 octanos son los siguientes: gasolinas primaria I y II, nafta reformada y gasolina FCC. También se indica la gasolina FCC de la refinería Talara que se recepciona en la Pampilla.

Las pruebas de número de octanaje, susceptibilidad al plomo tetraetílico, presión de vapor Reid y el 10% de destilado se determina cada semana a cada gasolina base. Conociendo el volumen ó % volumen de la producción diaria facilita la determinación del número de octano de la mezcla de todas las bases.

En el cuadro No. 5.3, se aprecia las composiciones de las gasolinas de 80 y 84 octanos para la indicada, la determinación de la cantidad de gasolina base se realiza mediante cálculos de iteración ó cálculos mecanizados por computadoras, debiéndose seleccionar la composición que

requiera menor cantidad de plomo tetraetílico para llevarse -
al octaneje deseado.

Estas determinaciones ó cálculos se
realizan mensualmente y constituye las pautas para las prepa
raciones de gasolinas durante el mes.

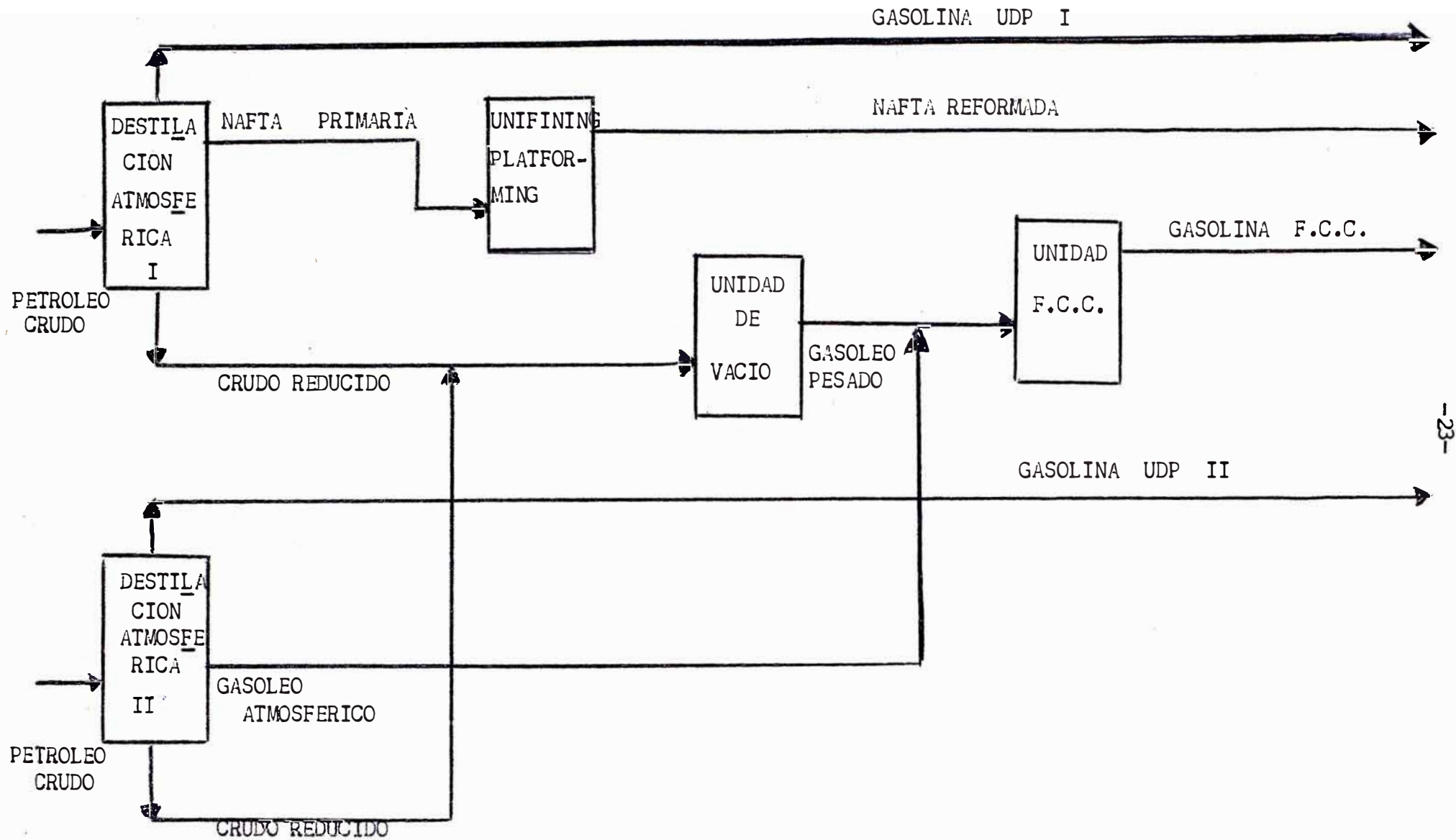


FIGURA No 5.1 - DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA PRODUCCION DE GASOLINAS BASE

CUADRO No. 5.1

OCTANAJE Y SUSCEPTIBILIDAD AL TEL DE LAS GASOLINAS BASE

1. GASOLINA U. D. P. I.

Fecha	<u>04.09.81</u>	<u>08.09.81</u>	<u>14.09.81</u>	<u>23.09.81</u>
Ron claro	60.6	63.0	63.7	65.0
Ron + 2CC tel x gal.	78.1	79.8	80.0	81.8
Ron + 3CC tel x gal.	80.7	82.2	82.5	84.4
PVR, Lbs x pulg.2	5.2	7.9	6.9	5.0

2. NAFTA PRIMARIA

Fecha	<u>04.09.81</u>	<u>08.09.81</u>	<u>14.09.81</u>	<u>23.09.81</u>
Ron claro	aprox. 40.0	aprox. 40.0	aprox. 40.0	46.5
Ron + 2CC Tel x Gal.	61.8	59.0	61.9	66.3
Ron + 3CC Tel x Gal.	65.0	62.0	65.0	69.4

3. GASOLINA U.D.P. II

Fecha	<u>04.09.81</u>	<u>08.09.81</u>	<u>14.09.81</u>	<u>23.09.81</u>
Ron claro	55.7	56.0	54.2	59.5
Ron + 2CC Tel x Gal.	74.2	72.4	73.2	77.4
Ron + 3CC Tel x Gal.	77.0	75.0	76.0	80.0
PUR, Lbs x pulg. 2	3.9	5.2	3.9	5.0

CUADRO No. 5.2

OCTANAJE Y SUSCEPTIBILIDAD AL TEL DE LAS GASOLINAS BASE

4. NAFTA REFORMADA

Fecha	<u>04.09.81</u>	<u>08.09.81</u>	<u>14.09.81</u>	<u>23.09.81</u>
Ron Claro	92.7	88.0	92.2	94.9
Ron + 2cc Tel x Gal.	99.2	96.8	99.0	99.7
Ron + 3cc Tel x Gal.	100.3	98.2	100.0	100.5
PUR, Lb x Pulg. 2	7.0	6.2	3.7	4.2

5. GASOLINA FCC

Fecha	<u>08.09.81</u>	<u>14.09.81</u>	<u>23.09.81</u>
Ron Claro	90.0	90.5	90.9
Ron + 2cc TEL x Gal.	98.3	97.0	97.5
Ron + 3cc TEL x Gal.	99.5	98.0	98.7
PUR, Lb x Pulg.2	7.2	6.1	8.6

6. GASOLINA FCC TALARA

Fecha	<u>06.06.81</u>	<u>29.06.81</u>	<u>17.07.81</u>
Ron Claro	89.8		
Ron + 0.60cc TEL x Gal.		94.2	
Ron + 1.0 cc TEL x Gal.	95.3		94.2
PUR, Lb x Pulg.2	7.5	6.9	7.1

CUADRO No. 5.3

COMPOSICION DE LAS GASOLINAS DE 80 y 84 RON SETIEMBRE 1981

<u>80 RON</u>	<u>% VOL.</u>	<u>MBPD</u>
Butano	4.54	0.51
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
		<u>11.23</u>
<u>84 RON</u>	<u>% VOL.</u>	<u>MBPD</u>
Butano	0.36	0.05
Gasolina UDP I	17.16	2.36
Gasolina UDP II	37.60	5.17
Gasolina FCC	23.06	3.17
Gas. FCC Talara	21.82	3.00
		<u>13.75</u>

REQUERIMIENTOS DE TEL CONSIDERANDO LAS COMPOSICIONES DADAS EN EL MORE

80 RON

<u>Fecha</u>	<u>Ron Claro</u>	<u>CC de Tel x Gal. para Obtener 80.5 Ron</u>
08.09.81	66.7	1.60
14.09.81	67.2	1.40
23.09.81	70.9	0.86

84 RON

<u>Fecha</u>	<u>Ron Claro</u>	<u>CC de Tel x Gal. para Obtener 84.5 Ron</u>
08.09.81	76.3	0.87
14.09.81	76.1	0.90
23.09.81	77.6	0.66

CUADRO No. 5.4

ESPECIFICACIONES PETROPERU PARA GASOLINAS MOTOR

Color Comercial	MOGAS 80		MOGAS 84		MOGAS 95	
	MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX
	<u>Amarillo</u>		<u>Amarillo</u>		<u>Azul</u>	
RVP, Lbs./Pulg. 2	6.0		10		10	
Relac. V/L a 140°F			20		20	
Estab. Oxid. Minutos	240		240		240	
Corrosión Lam de Cu	1		1		1	
Número de Octano R.	80		84		95	
Goma existente, mgr/100 ml			5		5	
Azufre total, % peso			0.2		0.2	
Plomo, Ml TEL/Gln			4.0		4.0	
Gr TEL/Gln	3.0		4.23		4.23	

Color Comercial	MOGAS 80		MOGAS 84		MOGAS 95	
	MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX
	<u>Amarillo</u>		<u>Amarillo</u>		<u>Azul</u>	
Destilación, °F						
10% recuperado		158		158		158
50% recuperado				284		284
90% recuperado				392		392
Punto Final		400		430		430
Rec. % Vol.				96		96
Res. % Vol.				2		2
Per. % Vol.				Report.		Report.

CAPITULO VI

ESTUDIO PARA LA DETERMINACION DEL PUNTO FINAL DE LA DESTILACION ASTM OPTIMO DE LA GASOLINA CRAQUEADA.

En el mes de Febrero del año 1978, el Laboratorio de esta refinería inició unos ensayos tratando de fraccionar, en pequeños cortes, la gasolina craqueada.

En esta oportunidad se utilizó un equipo de destilación ensamblado en el Laboratorio, llamado Hempel Modificado. Tenía como característica principal una columna rellena con anillos rasching de 5 platos tedricos determinados.

El resultado de las pruebas de octaneje en los cortes fueron sorprendentes por sus fluctuaciones.

En junio de 1978 se produjo la llegada del equipo de destilación TBP, estando disponible para efectuar destilaciones. Recien en el mes de Febrero de 1979.

Debido a la necesidad de utilizar este - destilador en la evaluación de crudo para la refinería y otras dependencias de la empresa, se postergaron los ensayos de - la gasolina craqueada hasta el mes de Octubre de 1979.

Básicamente se ha realizado dos evaluaciones de la gasolina FCC. La diferencia entre ellas está en el punto final de la destilación ASTM-D-86.

La primera tiene un punto final de 428° F y la segunda, obtenida bajo condiciones especiales en la planta, con un punto final de 465° F.

Los resultados obtenidos ilustran mejor en los Cuadros y Gráficos adjuntos.

CUADRO No. 6.1

CONDICIONES DE OPERACION DE LA UNIDAD F. C. C.

	<u>17.10.79</u>	<u>05.03.80</u>
<u>Composición del crudo procesado, % Vol.</u>		
Selva	88.5	26.6
ONO	7.5	--
BELCO	4.0	--
CABO BLANCO	--	73.4
Carga Fresca (BDC)	6500	6000
<u>Producción (BDC)</u>		
Gas combustible	366	304
Propano	1694	1604
Butano	604	520
Gasolina	3803	3636
Ac. cíclico ligero	693	480
Ac. cíclico pesado	103	93
Aceite clarificado	338	258
<u>Conversión %</u>	82.6	86.2

	<u>17.10.79</u>	<u>05.03.80</u>
Reactor		
R. C. C.	1.08	1.10
Carga fresca a reactor, °F	389	391
Fasedensa a reactor, °F	951	941
Nivel del reactor, pulg.	90.0	90.0
Velocidad espacial (WHSV)	--	1.11
Catalizador/aceite	--	11.5
Catalizador	CBZ-1	CBZ-1
<u>Análisis de Laboratorio</u>		
Carga fresca; Gravedad API	27.2	28.7
SSU 100°F	143	84.9
Factor K; UOP	11.9	11.9
HVGO Gravedad API	--	26.2
SSU 100°F	--	176.6
Factor K; UOP	--	11.9
LCO Gravedad API	--	19.6
SSU 100°F	--	33.9
HCO Gravedad API	--	11.4
SSU 100°F	--	51.6

CUADRO No. 6.2

DESTILACION TBP DE LA GASOLINA F.C.C. CON PUNTO FINAL DE DESTILACION ASTM-D-86 =

465°F, API 60°F - 54.8

Rango TBP % Vol.	Rango de Destilación TBP		% Peso del del corte	% Peso acumulad	% Volumen del corte	% Volumen acumulad	Graveda API 60°F
	° C	° F					
0.0 - 10.7	PI - 26	PI - 79	10.6	10.6	10.7	10.7	
10.7 - 20.5	26 - 56	79 - 133	8.1	18.7	9.8	20.5	87.4
20.5 - 30.5	56 - 65	133 - 149	8.7	27.4	10.0	30.5	76.0
30.5 - 40.5	65 - 89	149 - 192	9.2	31.6	10.0	40.5	67.0
40.5 - 50.5	89 - 106	192 - 223	9.7	46.3	10.0	50.5	59.6
50.5 - 60.5	106 - 132	223 - 270	10.0	56.3	10.0	60.5	52.1
60.5 - 70.5	132 - 150	270 - 302	10.4	66.7	10.0	70.5	42.1
70.5 - 80.5	150 - 174	302 - 345	10.8	77.5	10.0	80.5	38.0
80.5 - 90.5	174 - 207	345 - 405	11.1	88.6	10.0	90.5	33.7
90.5 - 100.0	207 - PF	405 PF	11.4	100.0	9.5	100.0	24.2

CUADRO No. 6.3

DESTILACION TBP DE LA GASOLINA F. C. C. CON PUNTO FINAL DE DESTILACION ASTM-D-86 =

428°F, API 60°F = 56.0

Rango TBP % Vol.	Rango de Destilación ° C ^{TBP} ° F		% Peso del del corte	% Peso acumulado	% Volumen del corte	% Volumen acumulado	Gravedad API 60°F
0.0 - 12.81	PI - 28	PI - 82	11.95	11.95	12.81	12.81	94.8
12.81 21.28	28 - 57	82 - 125	7.20	19.15	8.47	21.28	85.1
21.28 31.90	57 - 68	125 - 154	9.42	28.57	10.62	31.90	75.3
31.90 41.90	68 - 91	154 - 196	9.34	37.91	10.00	41.90	65.4
41.90 51.90	91 - 107	196 - 225	9.78	47.69	10.00	51.90	56.1
51.90 61.90	107 - 133	225 - 271	10.03	57.72	10.00	61.90	52.6
61.90 71.90	133 - 149	271 - 300	10.64	68.36	10.00	71.90	42.1
71.90 81.90	149 - 171	300 - 340	10.85	79.21	10.00	81.90	38.3
81.90 91.90	171 - 202	340 - 396	11.15	90.36	10.00	91.90	33.7
91.90 100.0	202 - PF	396 - PF	9.64	100.00	8.10	100.00	26.7

CUADRO No. 6.4

DESTILACION HEMPEL MODIFICADO DE LA GASOLINA F. C. C. DE PUNTO FINAL DE DESTILACION

ASTM-D-86 = 412°F

Fecha de Muestreo: 13.02.78

Rango TBP % Vol.	Rango de Destilación °C	Rango de Destilación TBP °F	% Peso de Corte	% Peso acumulado	% Volumen del corte	% Volumen acumulado
0.0 - 10.0	PI - 44	PI - 112	6.97	6.97	10.0	10.0
10.0 - 20.0	44 - 48	112 - 118	8.64	15.61	10.0	20.0
20.0 - 30.0	48 - 73	118 - 164	9.03	24.64	10.0	30.0
30.0 - 40.0	73 - 94	164 - 202	9.52	34.16	10.0	40.0
40.0 - 50.0	94 - 115	202 - 240	10.06	44.22	10.0	50.0
50.0 - 60.0	115 - 133	240 - 272	10.55	54.77	10.0	60.0
60.0 - 70.0	133 - 154	272 - 310	10.91	65.68	10.0	70.0
70.0 - 80.0	154 - 173	310 - 344	11.19	76.87	10.0	80.0
80.0 - 90.0	173 - 199	344 - 390	11.43	88.30	10.0	90.0
90.0 - 100.0	199 - PF	390 - PF	11.70	100.00	10.0	100.0

CUADRO No. 6.5

DISTRIBUCION DE NUMERO DE OCTANO R., PRESION DE VAPOR Y TIPO DE HIDROCARBUROS EN LAS FRACCIONES DE LA GASOLINA F. C. C. (PUNTO FINAL DE DESTILACION, ASTM-D-86 = 465°F)

Fracción TBP de la gasolina % Vol.	Temp. de destilación ASTM-D-86 del corte N°							Tipo de hidrocarburo % Vd.					
	Punto Inicial	5%	10%	50%	90%	95%	Punto Final	Base	1.0 cc PTE/ G.C.	Presión vapor Lb/Pulg ²	Saturados	Olefinas	AROMAT.
100.0	92	112	126	240	-	428	465	90.0	-	8.4	50.8	18.4	30.7
0.0 - 10.7	--	--	--	--	-	--	--	--	-	-	63.1	36.9	--
10.7 - 20.5	86	90	91	97	120	129	142	100	> 100	14.7	55.7	44.3	TR
20.5 - 30.5	125	137	138	142	143	147	165	84.0	92.5	6.1	73.6	25.1	1.3
30.5 - 40.5	146	163	164	170	182	188	195	80.5	88.8	-	66.8	29.1	4.4
40.5 - 50.5	180	187	190	202	212	216	224	82.2	88.6	-	65.4	21.2	13.4
50.5 - 60.5	217	220	232	237	249	256	268	76.3	88.5	0.0	58.1	14.5	27.4
60.5 - 70.5	264	269	270	274	276	280	296	92.2	95.8	0.0	34.6	6.9	58.5
70.5 - 80.5	302	306	307	314	321	326	341	92.5	95.8	0.0	24.7	4.3	71.0
80.5 - 90.5	344	350	352	360	370	378	398	95.0	97.7	0.0	24.0	0.0	76.0
90.5 - 100.0	412	421	428	444	465	475	503	88.4	95.2	0.0	23.5	0.0	76.5

CUADRO No. 6.6 - DISTRIBUCION de; NUMERO de: OCTANO, PRESION de VAPOR R., AZUFRE EN LAS FRACCIONES de LAS GASOLINAS FCC

(Punto Final D - 86 = 428 °F)

Fracción TBP de la Gasolina % VOL.	CARACTERISTICAS DE DESTILACION DEL CORTE ASTM - D 86 °F							NUMERO OCTANO RESEARCH		Presión de Vapor Lb/ Pulg. ²	Azufre Total ppm.	Mercap tanos ppm.	Tipo de Hidrocarburos % Vol.		
	Punto Ini cial	5 % V.	10 % V.	50 %	90 % V.	95 % V.	Punto Final	BASE	1.0 cc Pte./Gal.				Satur.	Olefinas	Aromat.
100.00	98	120	134	241	-	410	428	90.9	97.0	8.1	282	-	NO DETERMINADO		
0.00 - 12.81	-	-	-	72	79	88	106	> 100.0	> 100.0	29.5	60	0.001	"	"	
12.91 - 21.28	90	98	100	106	125	136	148	95.5	> 100	13.8	22	0.001	"	"	
21.28 - 31.90	140	142	142	145	147	150	164	86.0	94.5	6.0	47	0.001*	58.4	39.8	1.8
31.90 - 41.90	200	202	204	207	212	218	230	83.0	88.0	1.4	71	TR	55.7	39.9	4.4
41.90 - 51.90	200	202	204	208	212	218	234	84.4	86.1	-	142	TR	49.6	32.3	18.1
51.90 - 61.90	230	234	234	240	247	256	274	78.8	83.6	1.3	149	TR	NO DETERMINADO		
61.90 - 71.90	260	271	272	276	277	282	300	93.4	94.4	0.2	370	NULO	"	"	
71.90 - 81.90	304	308	308	315	318	324	342	95.1	96.8	0.0	487	NULO	48.7	8.3	60.4
81.90 - 91.90	346	348	350	356	365	374	390	95.3	97.4	0.0	540	NULO	21.4	5.9	72.7
91.90 - 100.00	287	365	398	416	430	435	443	95.4	98.0	0.0	1436	NULO	22.0	-	78.0

* menor que

CUADRO N° 6.7 - DISTRIBUCION DEL N° DE OCTANO RESEARCH Y SUSCEPTIBILIDAD AL PLOMO TETRAETILICO DE LA GASOLINA
DE CRAQUEO CATALITICO

Fecha de Muestreo : 13-02-78 PUNTO FINAL DE DESTILACION 412 °F

Posición de la Fracción en la Gasolina	°API a 60°F	Destilación A S T M			Contenido de Azufre de la Fracción en % P		Contenido de Mercap. de la Fracc. ppm.	Número de Octano Resear_ Claro + 1.0 cc TEL / Gal		Presión de Vapor de la Fracción Ib/ Pulg. ²
		Tempert. de la Fracc. °F	10 %	50 %	95 %					
0.0 - 100.0	55.3	136	236	400	0.027	6.7	90.0	94.3	7.5	
0.0 - 10.0	86.1	86	107		-	-	> 100.0	> 100.0	16.4	
10.0 - 20.0	84.7	100	165	206	-	-	> 100.0	> 100.0	14.3	
20.0 - 30.0	75.4	123	146	196	-	-	88.3	95.0	7.6	
30.0 - 40.0	64.6	166	186	226	-	-	85.2	92.5	3.7	
40.0 - 50.0	54.2	210	226	266	-	-	84.1	91.3	1.4	
50.0 - 60.0	45.6	248	262	298	-	-	88.2	93.9	0.1	
60.0 - 70.0	39.7	282	295	332	-	-	92.6	96.3	0.0	
70.0 - 80.0	35.4	364	376	406	-	-	94.1	96.9	0.0	
80.0 - 90.0	31.9	365	376	406	-	-	92.1	94.4	0.0	
90.0 - 100.0	28.1	-	-	-	-	-	-	-	0.0	

TEMPERATURAS DEL P. F. DE LA DESTILACION ASTM-D-86 DE
CADA CORTE OBTENIDO POR DESTILACION TBP DE LA GASOLINA

F.C.C., 465 °F PUNTO FINAL

DIFERENCIAS % VOL. ENTRE :

440 °F P.F.	-	430 °F P.F.	=	0.9
430 °F P.F.	-	380 °F P.F.	=	5.7
440 °F P.F.	-	380 °F P.F.	=	6.6
465 °F P.F.	-	380 °F P.F.	=	8.1

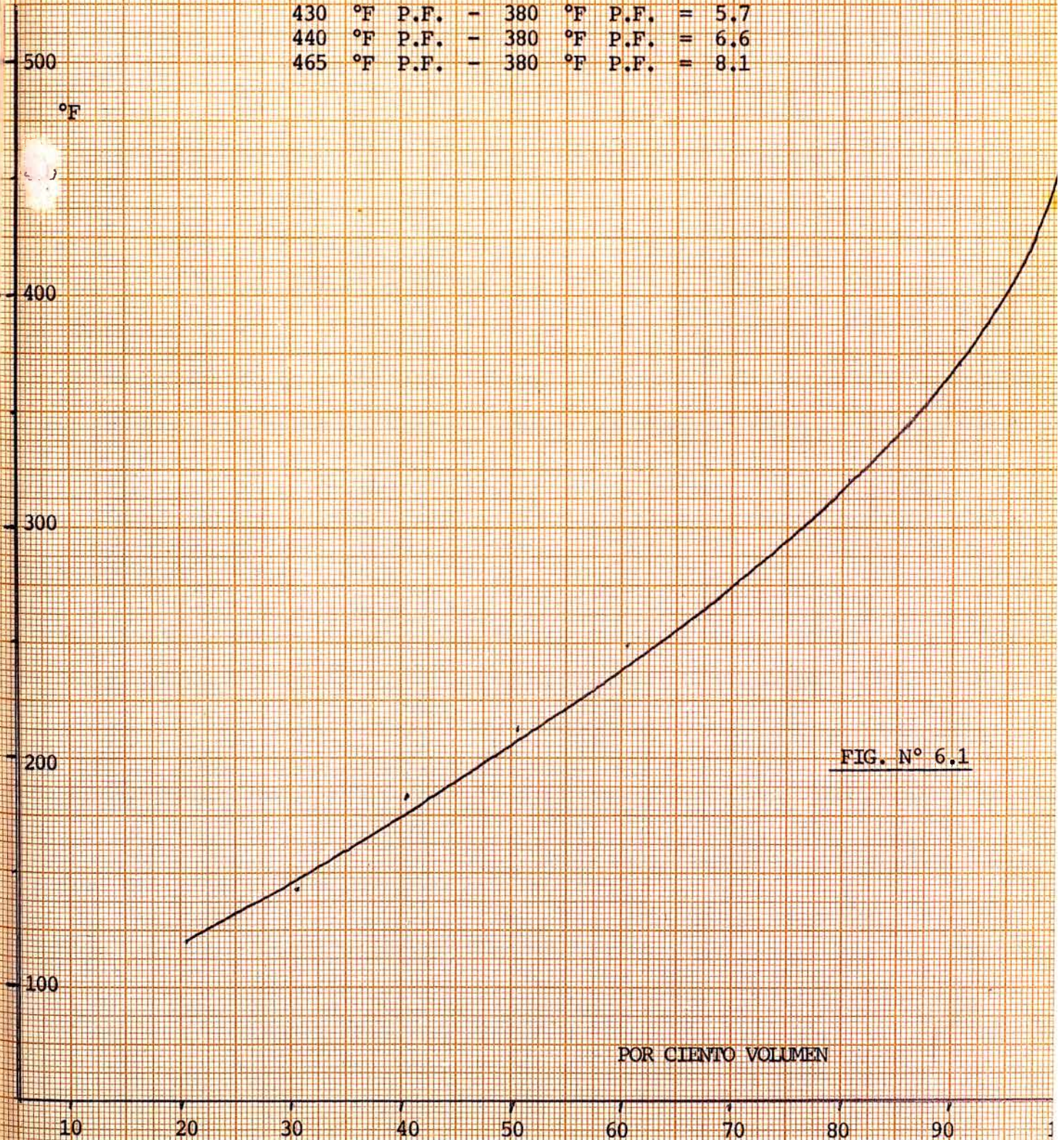


FIG. N° 6.1

DISTRIBUCION DEL NUMERO DE OCTANO R. DE LAS FRACCIONES DE LA

GASOLIA F.C.C. 465 °F P. T.

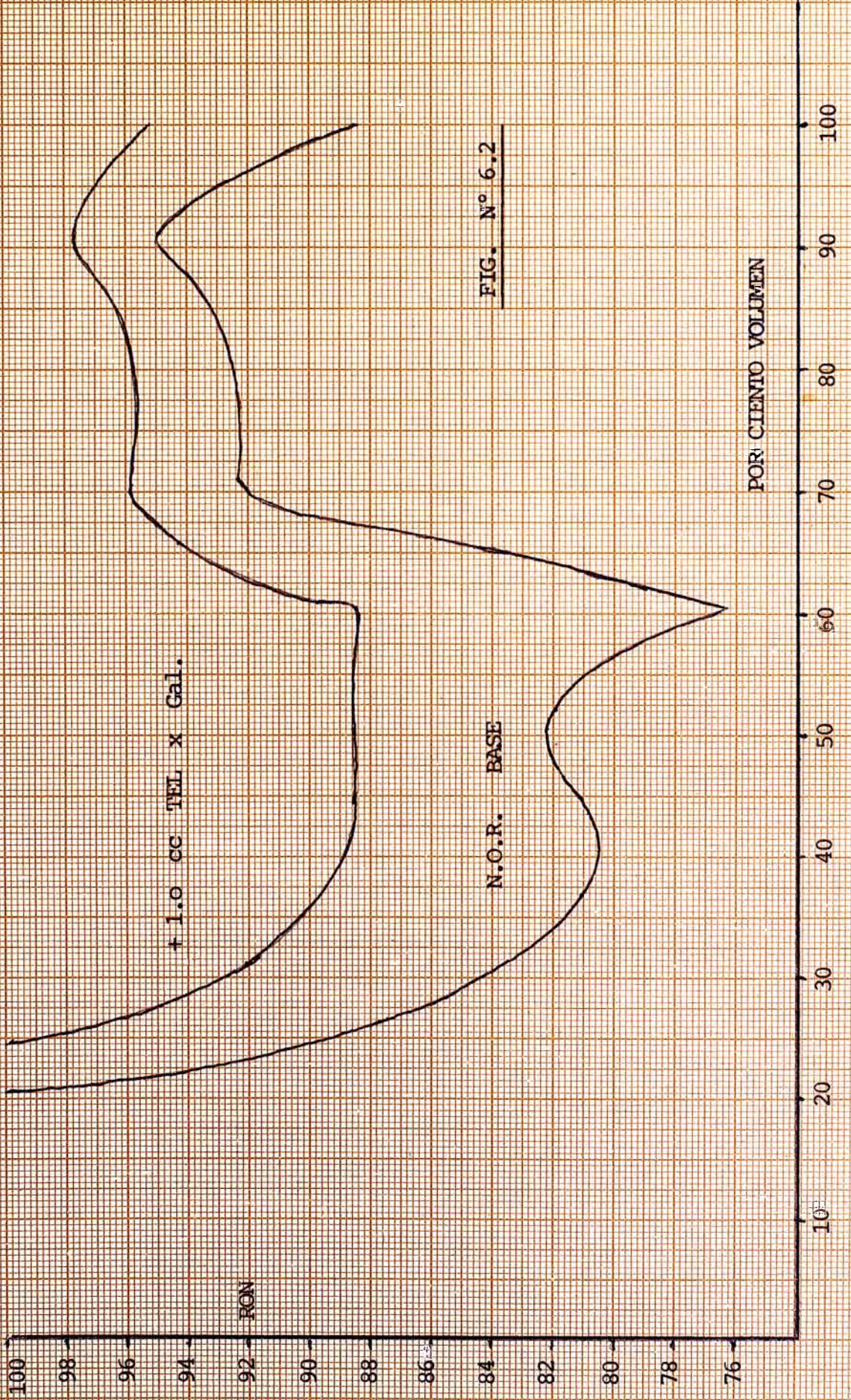


FIG. N° 6.2

DISTRIBUCION DEL TIPO DE HIDROCARBUROS EN LAS FRACCIONES

DE LA GASOLINA F. C. C. DE 465 °F F. P. F.

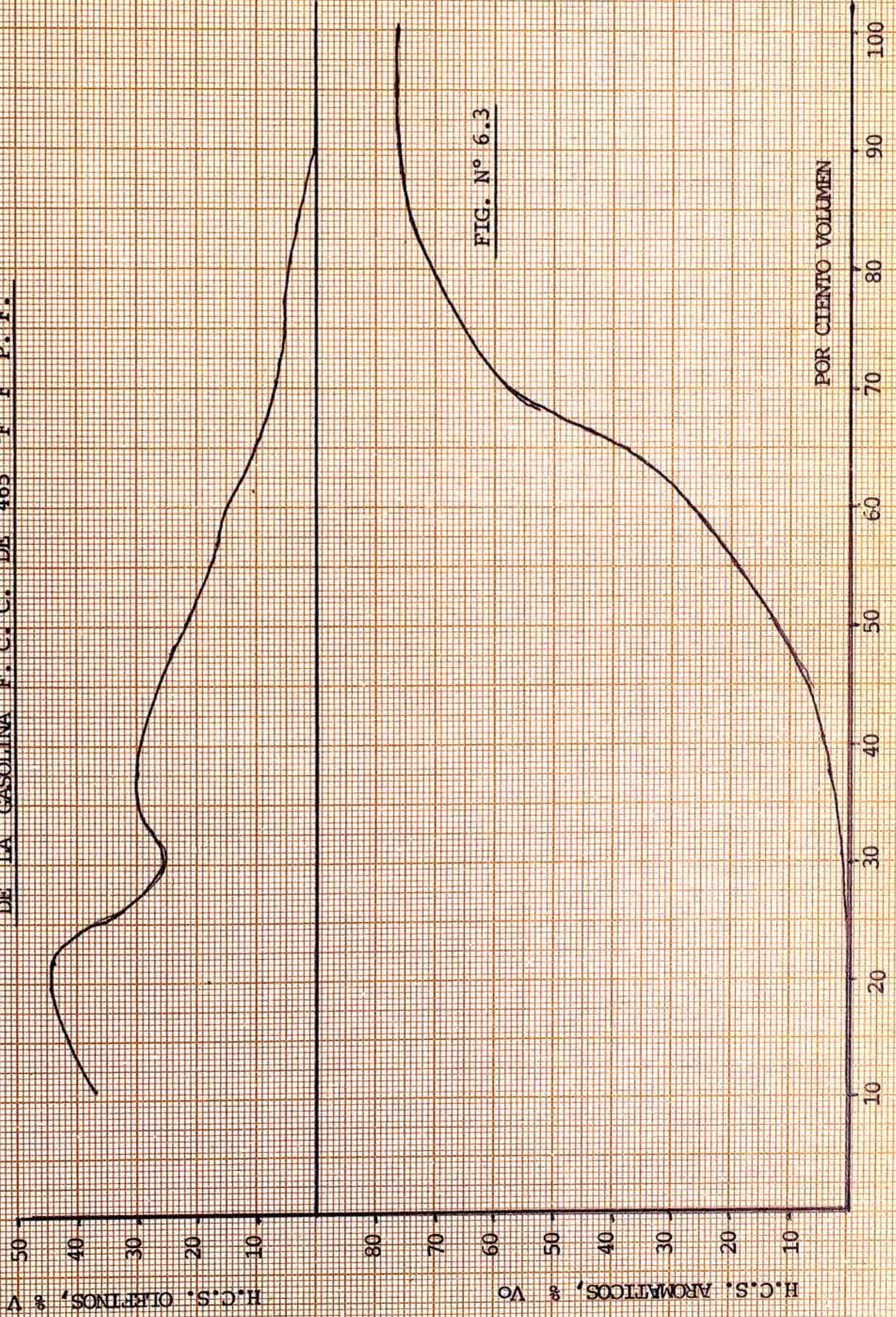


FIG. N° 6.3

TEMPERATURAS DE P. F. DE LA DESTILACION ASTM - D - 86

(Gasolina FCC 465 °F P. F.)

Vs.

NÚMERO DE OCTANO R. DE LOS CORTES OBTENIDOS POR DESTILACION TBP

+ 1.0 CC. TEL X GAL

N.O.R. BASE

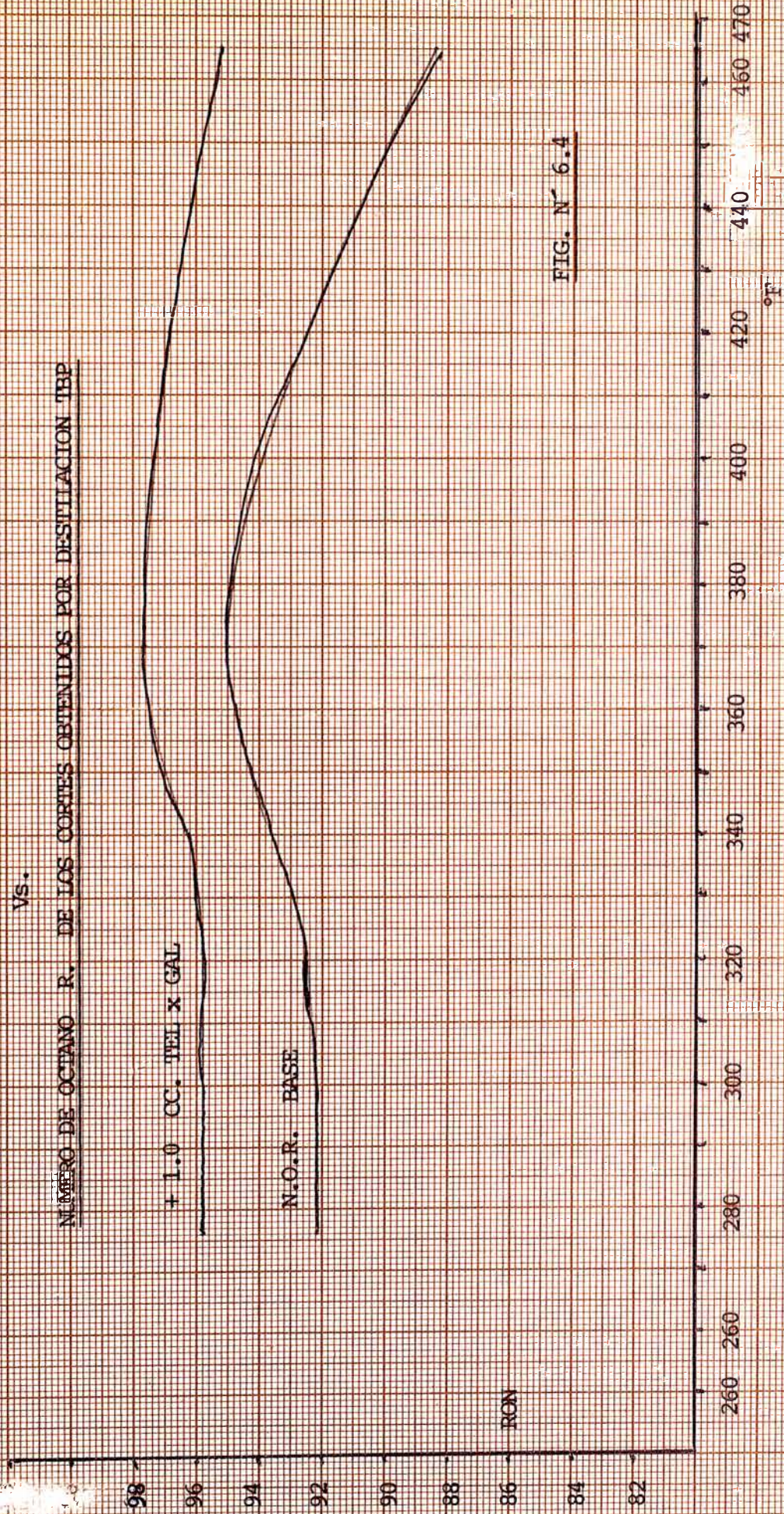


FIG. N° 6.4

DISTRIBUCION DEL NUMERO DE OCTANO R. DE LAS
FRACCIONES DE LA GASOLINA F.C.C. 428 °F. P. F.

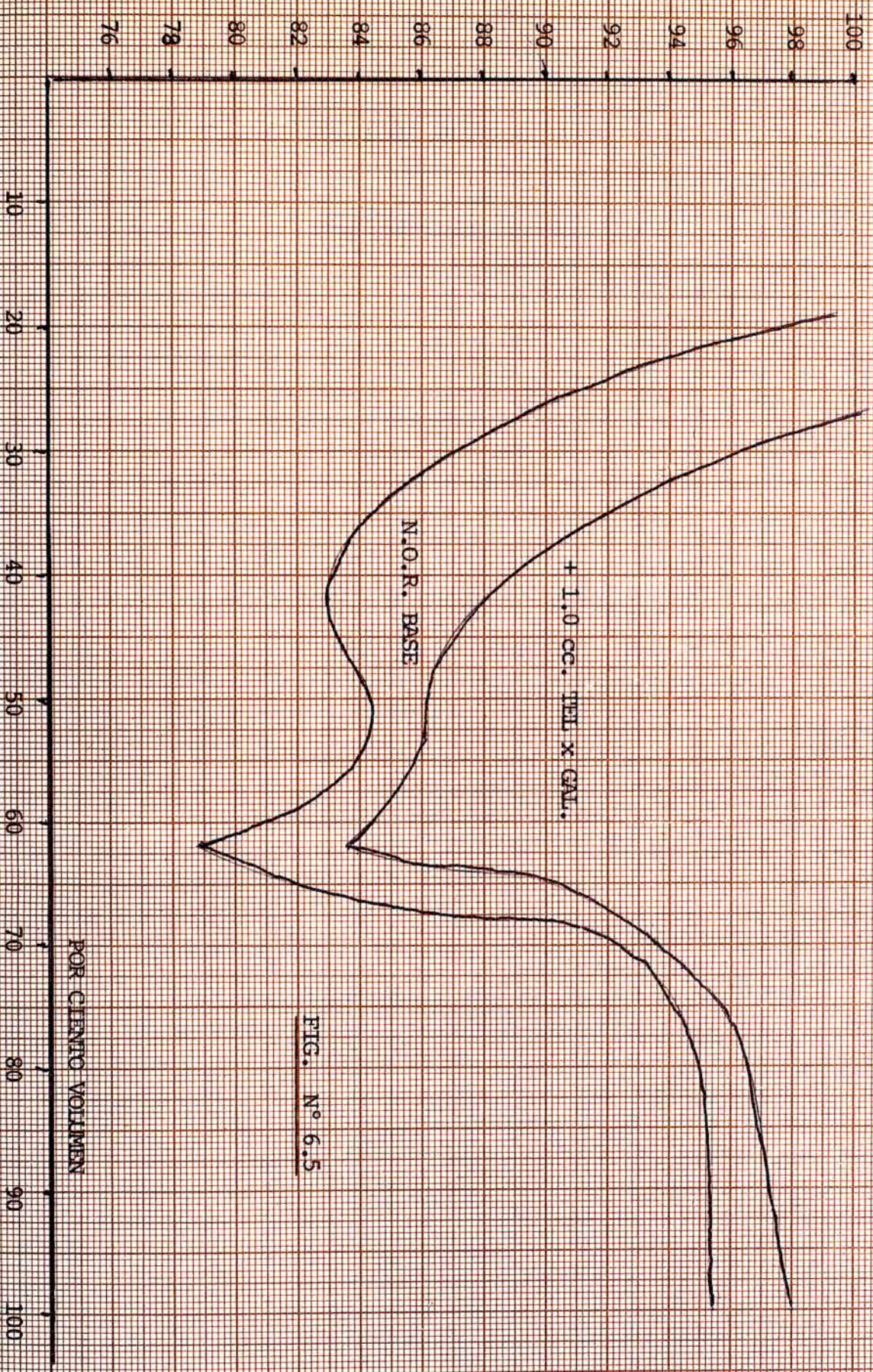


FIG. N° 6.5

POR CIENTO VOLIMEN

FIG. N° 6.6

DISTRIBUCION DE LA PRESION DE VAPOR REID EN LAS
FRACCIONES DE LA GASOLINA C.C.C. 428 °F P.F.

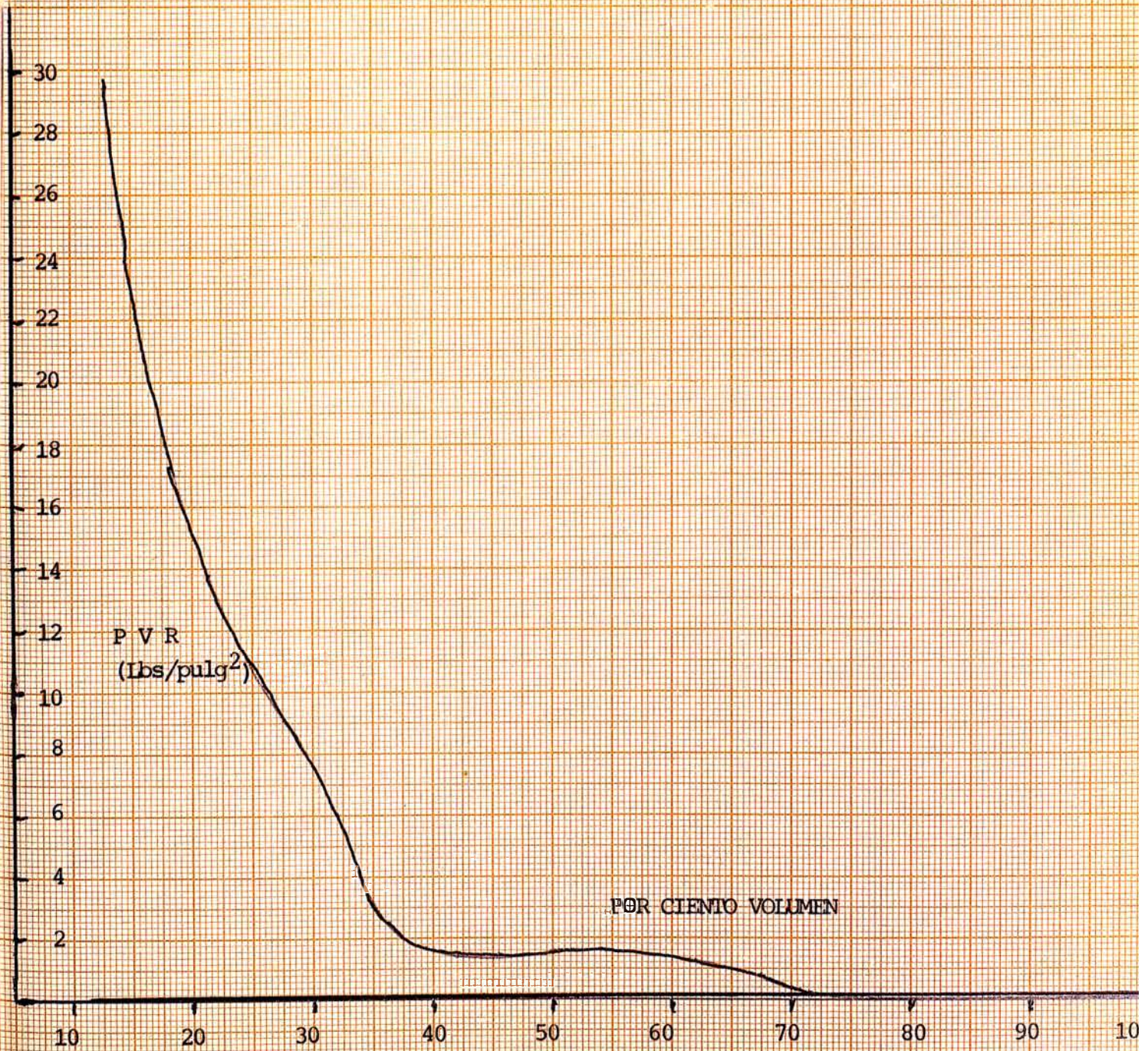
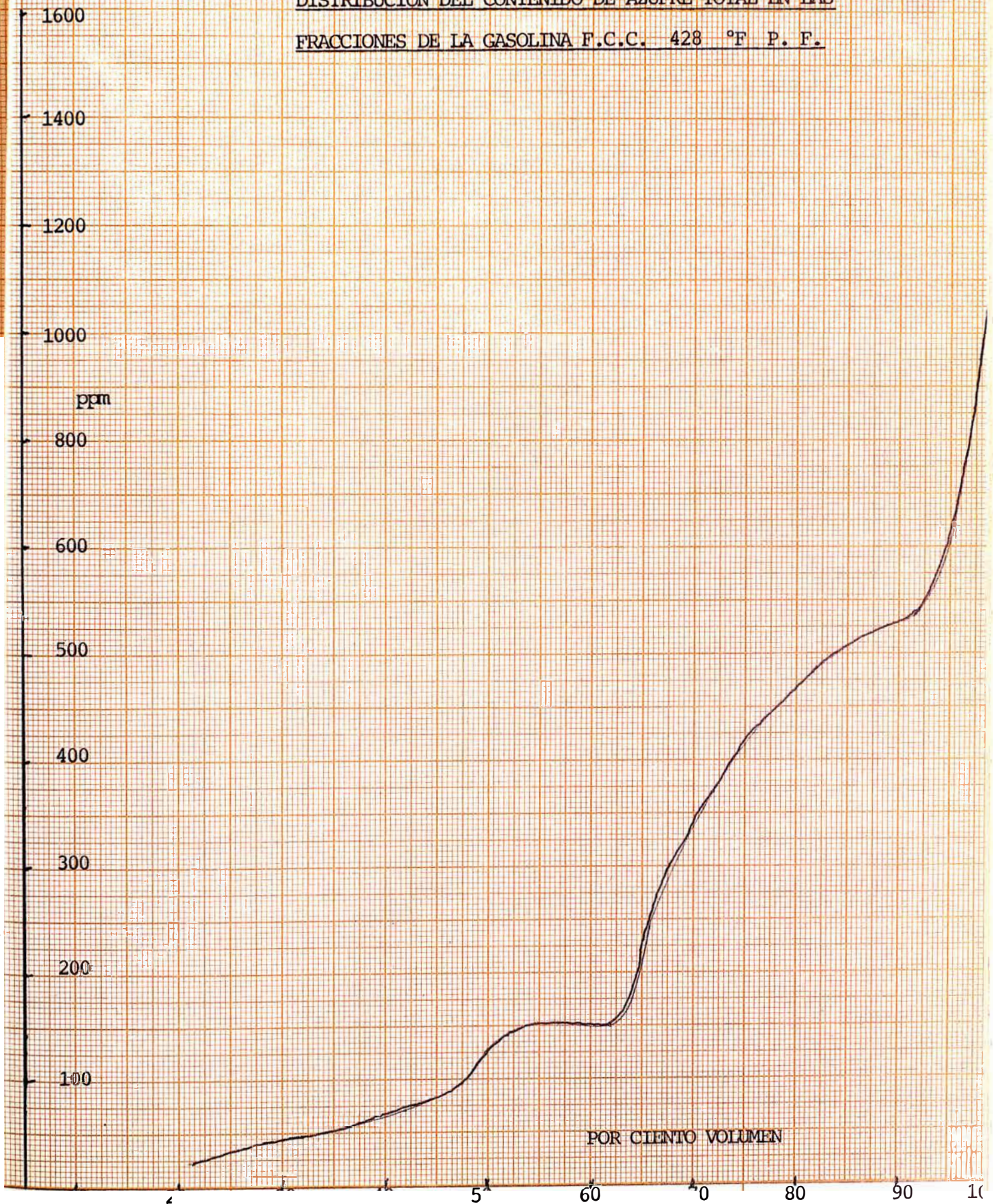


FIG. N° 6.7

DISTRIBUCION DEL CONTENIDO DE AZUFRE TOTAL EN LAS
FRACCIONES DE LA GASOLINA F.C.C. 428 °F P. F.



DISTRIBUCION DEL NUMERO DE OCTANO R. DE LAS

FRACCIONES DE LA GASOLINA F.C.C. 412 °F P. F. F.

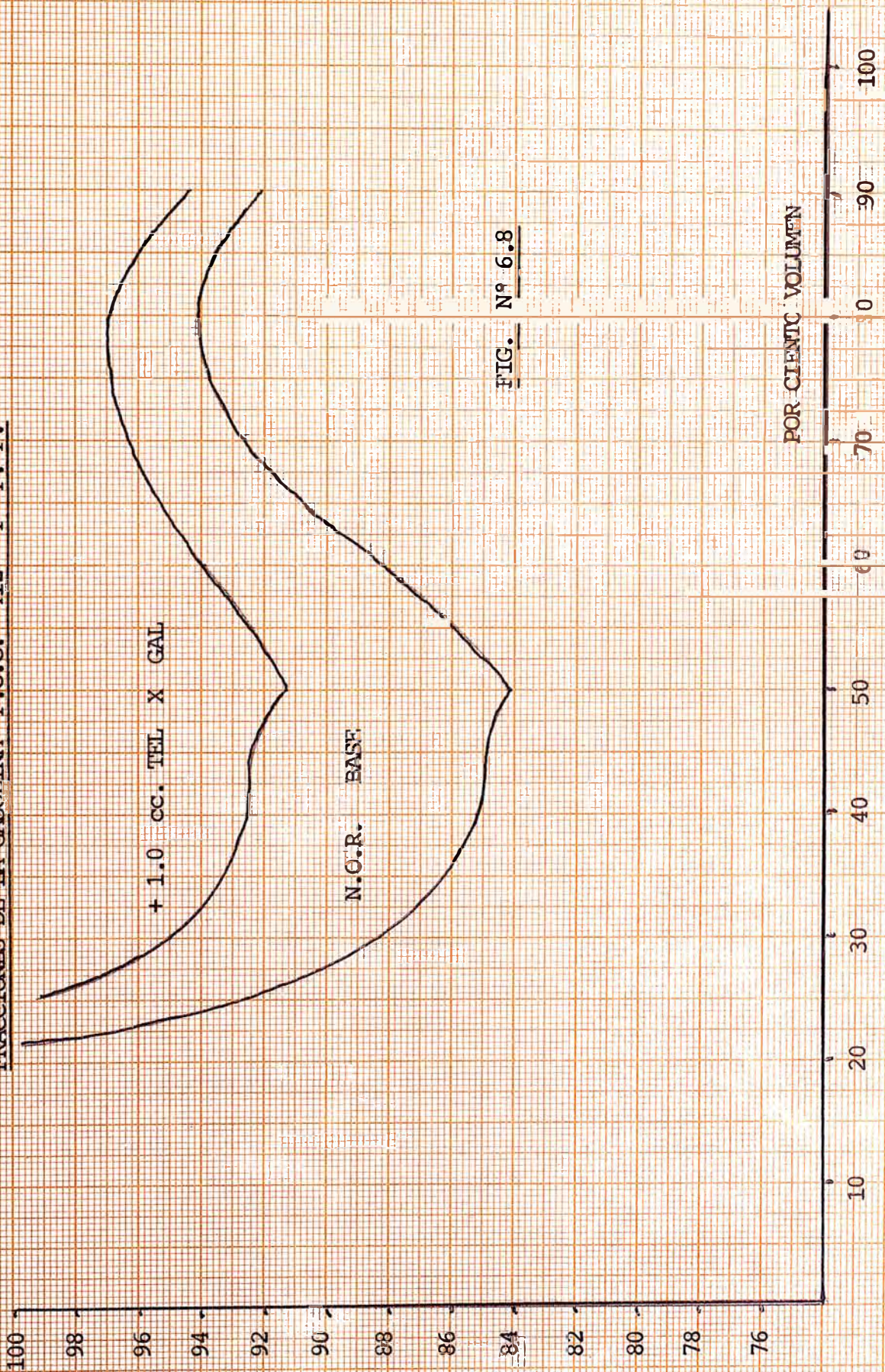


FIG. Nº 6.8

CAPITULO VII

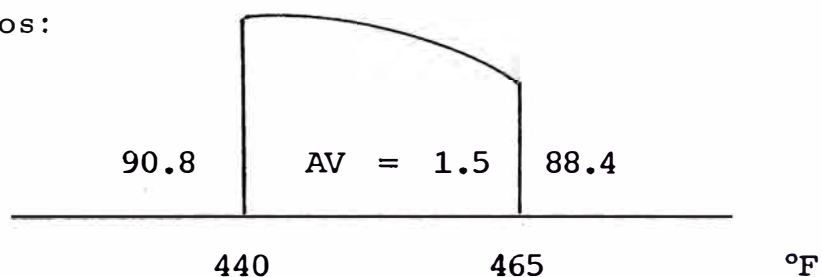
ESTUDIO ECONOMICO

VII. 1 CALCULOS PREVIOS

El número de octano base de la gasolina en estudio, 465°F P.F. es de 90.0

VII. 1. 1 Determinación del número de octano base de la gasolina de 440°F P.F.

De acuerdo a la Fig. No. 6.4 se obtiene los siguientes datos:



$$\text{Ron} = 90.8, \quad \text{RBN} = 62.6$$

$$\text{Ron} = 88.4, \quad \text{RBN} = 61.2$$

$$\text{RBN PROMEDIO} = 62.6 + 61.2/2 = 61.9$$

$$\text{RBN}_{440} \times 98.5 + 61.9 \times 1.5 = 62.1 \times 100$$

$$\text{RBN}_{440} = 6117.15/98.5$$

$$\text{RBN}_{440} = 62.1$$

$$\text{Ron}_{440} = 90.0$$

empleando el mismo procedimiento se determinan los siguientes octanajes base:

VII. 1. 2 Gasolina de 430°F P.F. ; $Ron_{430} = 90.0$

VII. 1. 3 Gasolina de 380°F P.F. ; $Ron_{380} = 89.8$

VII. 2 ANALISIS ECONOMICO

De acuerdo a la Figura No. 6.1 se obtienen las siguientes diferencias de rendimiento-volumétrico Vs. el punto final de la gasolina:

Caso I 465°F P.F. - 430°F PF = 2.4%V

Caso II 430°F P.F. - 380°F PF = 5.7%V

Según el Cuadro No. 6.1 , el día 5.3.80 la unidad de F. C. C. operó con una carga de 6,000 Bbls. por día para efectos del estudio consideraremos una carga de 6,500 BPD, siendo la capacidad máxima operativa de la unidad de 6,700 BPD.

La producción de gasolina considerando como carga a la unidad de 6,500 BPA manteniéndose la misma conversión, sera la siguiente:

$$\frac{6500}{6000} \times 3636 = \mathbf{3939} \text{ Bbl por día}$$

VII. 2. 1 CASO I.

La diferencia volumetrica expresado en Bbla por día por cambio en la temperatura del punto final de la gasolina F. C. C. es el siguiente:

$$\frac{2.4}{100} \times 3939 = 94.5 \text{ Bbls}$$

Este es el volumen adicional de gasolina F. C. C. que podría producirse al aumentarse el punto final de dicha gasolina, con las siguientes ventajas significativas:

- El Ron Claro se mantiene en el mismo valor.
- La susceptibilidad al plomo tetraetilico es favorable.

Desventaja:

Se reduce la producción del producto LCO en el mismo número de barriles ganados en la gasolina al aumentar el punto final de la gasolina.

VII. 2. 2 CASO II

La diferencia volumétrica expresado en Bbla por día por cambio en la temperatura en el punto final de la gasolina F. C. C. es el siguiente:

$$\frac{5.7}{100} \times 3939 = 224.5$$

Este es el volumen de gasolina F.C.C. que se dejaría de producir al reducir el punto final de la gasolina de 430 a 380° F, este volumen for maría parte de la producción del producto L. C. O

Ventajas:

- Mayor producción de L. C. O

Desventajas:

- Menor producción de gasolina de alto octanaje que - podría resultar en un mayor consumo de plomo tetraetilico para la preparación de gasolinas de 80 y 84 - octanos.

CUADRO No. 7.1

DETERMINACION DE LOS COSTOS DIFERENCIALES POR PRODUCIR MAS GASOLINA, APLICANDO
EN EL MERCADO NACIONAL - COSTA DEL PERU.

C A S O I	Costo por día \$	Mensual \$	Annual \$
Gasolina de 84 Oct. (+)	94.5 x 46.4 = 4,384.8	131,544.0	1'578,528
Diesel - 2 (-)	94.5 x 39.52 = 3,734.6	112,038.0	1'344,456.0
Diferencia	+ 650.2	19,506.0	234,072.0

Costo en el mercado nacional:

- Gasolina de 84 Oct. = 46.4 \$/Bbl (Febrero 83)
- Diesel - 2 = 39.52 \$/Bbl (Febrero 83)

CUADRO No. 7.2

DETERMINACION DE LOS COSTOS DIFERENCIALES POR PRODUCIR MAS GASOLINA, APLICADOS
EN EL MERCADO INTERNACIONAL

CASO I	Costo por día \$	Mensual \$	Annual \$
Gasolina de 84 Oct. (+)	94.5 x 31.03 = 2,932.33	87,969.9	1'055,639
Diesel - 2 (-)	94.5 x 30.76 = 2,906.82	87,204.6	1'046,455
Diferencia	+ 25.51	765.3	9,184

Costo en el mercado internacional: (Febrero 83)

- Gasolina 84 Oct. = 31.03 \$/Bbl.

- Diesel - 2 = 30.76 \$/Bbl

CUADRO No. 7.3

DETERMINACION DE LOS COSTOS DIFERENCIALES, POR PRODUCIR MAS L.C.O., APLICADOS
AL MERCADO NACIONAL - COSTA DEL PERU.

CASO II	Costo por día \$	Mensual \$	Annual \$
Gasolina de 84 Oct. (-)	224.5 x 46.4 = 10,416.8	312,504.0	3'750,048
Diesel - 2 (+)	224.5 x 39.52 = 8,872.2	266,166.	3'193,992
Diferencia	- 1,544.6	- 46,338.	- 556,056

CUADRO No. 7.4

DETERMINACION DE LOS COSTOS DIFERENCIALES, POR PRODUCIR MAS L.C.O., APLICADOS
EN EL MERCADO INTERNACIONAL

CASO II	Costo por día \$	Mensual \$	Anual \$
Gasolina de 84 Oct. (-)	224.5×31.03 ⇒ 6,966.2	208,986.0	2'507,832
Diesel - 2 (+)	224.5×30.76 ⇒ 6,905.6	207,168.0	2'486,016
Diferencia	- 60.6	- 1,818.0	- 21,816.

CAPITULO VIII

BIBLIOGRAFIA

1. Grace Davison Chemical : Preguntas que fre
cuentemente se ha
cen acerca de cataliz
zadores de craqueo.
2. Oil y Gas Journal, Agosto : Distribución de a -
2, 1971 zulfre en productos
de unidades de cra
queo catalítico.
3. Oil y Gas Journal : Investigación y Deu
sarrollo en unidades
de craqueo catalíti -
co e Hidrocraquing.
4. Reliance Glass Works Inc. : Manual de ensam -
blaje e instrucciones
de operación del a -
parto Hyper-Cal, se
rie 3800 -A, del equii
po de destilación T.
B.P.

5. Y. N. Watkings : Petroleum Refine-
ry Distillation.
6. Pierre Wuithier, Tomo I : Refino y Tratamiento
to.
7. División Operaciones de la : Manual de Opera -
Refinería La Pampilla ciones de la unidad
de craqueo catalíti -
co.