

J-15



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**REFORMACION DE NAFTA.**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :  
GUADALUPE BAXIN PELAYO**

**MEXICO, D. F.**

**15820**

**1979**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



I N D I C E

## I.- INTRODUCCION

I.1. Objetivo.....	1
I.2. Reformación..	1
I.3. Química.....	5
I.4. Termodinámica .	5
I.5. Cinética.....	6

## II.- PROCESOS EXISTENTES

II.1. Cicloverción (Phillips Petroleum Company).....	14
II.1.2. Diagrama No. 1. ....	20
II.2. Hydroforming (The M. W. Kellogg Company).....	21
II.2.1. Diagrama No. 2 .....	24
II.3. Platforming (Universal Oil Products Company).....	25
II.3.1. Diagrama No. 3.....	29
II.4. Catforming (The Atlantic Refining Company).....	30
II.4.1. Diagrama No. 4.....	34
II.5. Fluid Hydroforming (Standard Oil Development - Company).....	35
II.5.1. Diagrama No. 5.....	39
II.6. Fluid Hydroforming (The M. W. Kellogg Company)..	40
II.6.1. Diagrama No. 6 .....	47
II.7. Fluid Hydroforming (Esso Research and Engineering Company) .....	48
II.7.1. Diagrama No. 7 .....	50
II.8. Houdriforming (Houdry Process Corporation).....	51
II.8.1. Diagrama No. 8 .....	55
II.9. Ultraforming (Standard Oil Company Indiana).....	56
II.9.1. Diagrama No. 9.....	59
II.10.- S.B.K. Reformación Catalítica (The M.W. Kellogg- Company).....	60
II.10.1. Diagrama No. 10.....	63

II.11.	Reformación Catalítica (Sinclair Refinery Company).....	64
II.11.1.	Diagrama No. 11 .....	69
II.12.	Hyperforming (Union Oil Company of California)	70
II.12.1.	Diagrama No. 12 .....	74
II.13.	Powerforming (Esso Research and Engineering - Company).....	75
II.13.1.	Diagrama No. 13.....	78
II.14.	Rexforming (Universal Oil Products Company)...	79
II.14.1.	Diagrama No. 14.....	83
II.15.	Iso plus Houdriforming (Houdry Process Corporation).....	84
II.15.1	Diagrama No. 15.....	87
II.16.	Reformación Térmica (Universal Oil Products - Company).....	88
II.16.1.	Diagrama No. 16.....	91
II.17.	Rheniforming (Chevron Research Company).....	92
II.17.1.	Diagrama No. 17.....	95
II.18.	Reformación Catalítica y Magneforming (Engelhard Industries, División of Engelhard Minerals and Chemicals Corp).....	96
II.18.1.	Diagrama No. 18.....	99
II.19.	Reformación Catalítica (Institut Francais du - Pétrole).....	100
II.19.1.	Diagrama No. 19.....	102
II. 20.	Selectoforming (Mobil Oil Corp.).....	103
II.20.1.	Diagrama No. 20.....	106

### III - INFLUENCIA DE LAS VARIABLES EN LOS PROCESOS.

III.1.	Influencia de la Temperatura.....	109
III.2.	Influencia del espacio velocidad.....	110
III.3.	Influencia de la Presión.....	110
III.4.	Influencia de la Relación Molar de Hidrógeno - a Hidrocarburo.....	110

IV. CONCLUSIONES.....	112
V. BIBLIOGRAFIA.....	114

## I.- I N T R O D U C C I O N

### I.1. OBJETIVO:

El objetivo del presente trabajo es con la finalidad de recopilar los procesos existentes de reformaciones de naftas, debido a que no hay ninguna información adecuada de esta índole en la facultad, es un problema para la población estudiantil que generalmente se encuentra desorientada y no sabe como se reforma una gasolina de automóvil.

### I.2. REFORMACION:

Este procedimiento ocasiona la descomposición de las moléculas grandes y la formación o polimerización de las pequeñas. También da lugar a cambios en la estructura de algunas moléculas.

El proceso de reformación se usa mucho en la industria de refinación, para producir gasolina de alto número de octano. En este proceso, el número de octano se aumenta por producción de isoparafinas y aromáticos. Las isoparafinas se obtiene por isomerización de las parafinas, los aromáticos se producen por isomerización y deshidrogenación y ciclización de parafinas y olefinas.

Por lo tanto la reformación es una herramienta muy útil para mejorar la calidad de las gasölinas.

Los procedimientos que cambian la estructura de las moléculas hidrocarburicas (deshidrogenación, polimerización, isomerización, ciclización y alquilación), son los que se adoptan para que los gases producidos simultaneamente con los

productos líquidos resultados del craqueo, se combinan para formar moléculas más grande que tienen el mismo punto de ebullición que las gasolinas de autos.

Los procesos de refinación disponible caen dentro de dos grupos principales: separación física y conversión química; ambos son suplementados con varios procedimientos de tratamientos que dan a los productos las especificaciones de color, aroma, estabilidad, etc. requerido por el mercado.

Entre los procedimientos de simple separación física están la destilación, cristalización, la extracción por disolventes, la adsorción y la absorción, durante los cuales las moléculas hidrocarburicas no cambian su estructura y no se forman nuevos compuestos.

Son los procesos de conversión química los que le interesa al refinador que quiere modificar la variedad de productos, y principalmente el craqueo y la reformación.

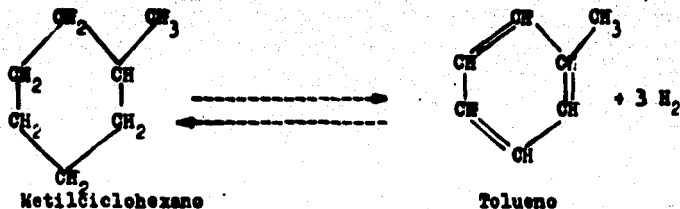
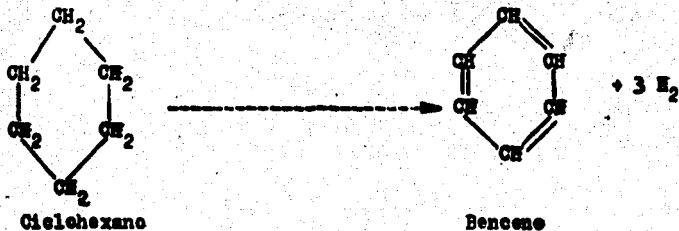
Con el craqueo se puede realizar la reformación térmica catalítica. El primero de estos procedimientos reporta gasolinas que tienen una escala de punto de ebullición mucho más amplia y mejor calidad de ignición que las gasolinas producidas en la primera destilación, que son la materia usada en la reformación, pero en cambio, el porcentaje rendido es algo bajo. La reformación catalítica produce gasolina de buena calidad mucho más grande, y por lo consiguiente es el procedimiento que se adopta más frecuentemente.

La mayoría de esos procesos se efectúan en presencia de hidrógeno, y por lo tanto pertenecen a la categoría conocida como reformación con hidrógeno (Hydroforming). Las reacciones que ocurren en estos procesos se presentan a continuación:

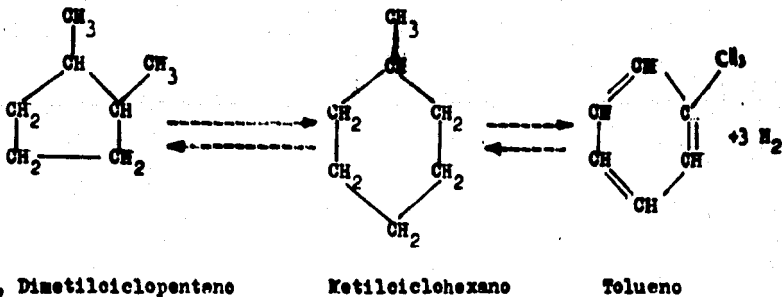


Reacciones en la reformación de nafta.

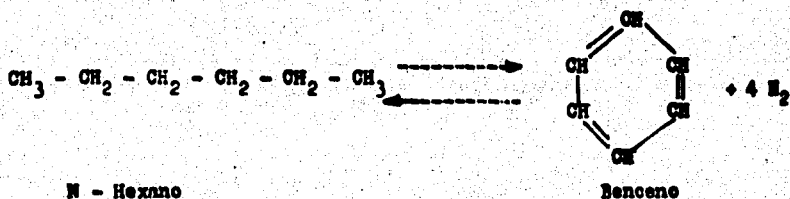
1.- Deshidrogenación de naftenos C<sub>6</sub> a aromáticos.



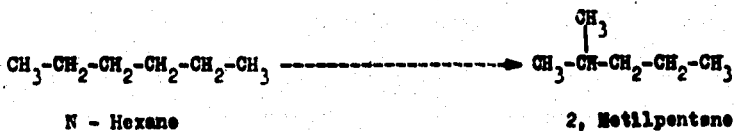
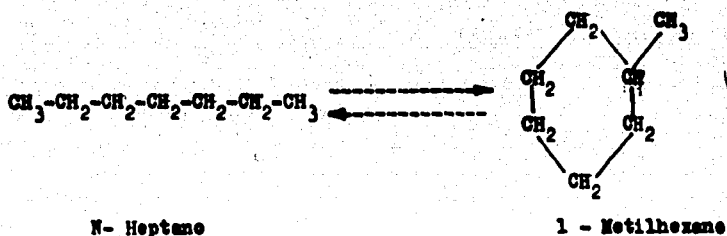
2.- Deshidrogenación Isomerización de naftenos a aromáticos.



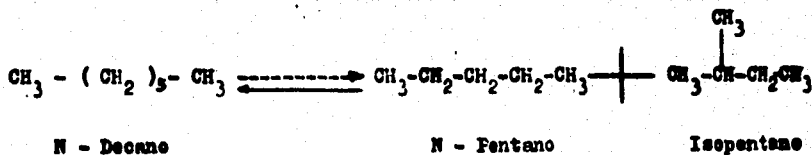
3.- Deshidrogenación.- Ciclización de parafinas a aromáticos.



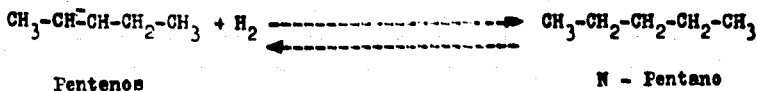
**4.- Isomerización de Parafinas**



**5.- Hidrogenación y craqueo de parafinas.**



**6.- Hidrogenación de Olefinas**



La extensión relativa de las diferentes reacciones - que ocurren durante el proceso de reformación, es una función - principalmente de las condiciones de operación, de la composición de la carga y de las condiciones del catalizador.

Las reacciones de reformación se han tratado de explicar de diferentes maneras:

Química  
Termodinámica  
Cinética

### I.3. QUIMICA

Las reacciones químicas que tienen lugar son incontables, pero se pueden agrupar en unas cuantas categorías, lo mismo ocurre con los hidrocarburos iniciales como son aquellos que se obtienen.

Algunas de estas reacciones sólo ocurren en presencia de catalizadores bifuncionales que promueven por una parte mecanismos de radicales libres responsables de la deshidrogenación y por otra, de mecanismo reaccionales iónicos capaces de introducir las isomerizaciones y ciclizaciones.

### I.4.- TERMODINAMICA.

A partir de los datos termodinámicos experimentales - de hidrocarburos recientemente publicados (1) podría ser interesante obtener los valores más útiles que puedan auxiliar tal vez a la operación, al diseño y al mejor conocimiento de las - unidades reformadoras.

A partir de estos valores y de las ecuaciones que los relacionan con la presión y concentración se puede calcular: - la entalpía de reacción (H), la energía libre (G), la temperatura de equilibrio (T eq.) y la constante de equilibrio a presión atmosférica (Kp), para temperatura de 300, 400, 500 ..... .... 1000 °K.

Estas temperaturas son las más usuales y prácticamente las únicas donde se posee información de propiedades termodinámicas de los compuestos que intervienen en las reacciones.

### I.5. CINETICA

Los estudios recientes sobre la cinética de reformación catalítica de nafta, opera con altas conversiones y el catalizador se desactiva rápidamente entre las regeneraciones.

Estos estudios los dividieron en tres áreas principales:

- 1.- Mecanismo de reacción
- 2.- Desactivación de catalizador
- 3.- Limitaciones de la transferencia de masa

#### MECANISMO DE REACCION BASICO

	N- HEPTANO	TOLUENO	BENCENO + CH <sub>4</sub>
PRODUCTOS CRAQUEADOS			
	I- HEPTANOS	METILCICLOPENTANO + CH <sub>4</sub>	

La deshidrociclicización de las parafinas el más lento-

de los principales tipos de reacciones de reformación requiere promotores efectivos para acelerar la velocidad de reacción y disminuir con el tiempo.

Los estudios que se hicieron estuvieron relacionados con las reacciones de N-Heptano, catalizador comercial de platino sobre alúmina el cual había sido activado mediante un haluro promotor, el cual reduce las velocidades de desactivación, las condiciones del proceso fueron constante tales que el catalizador se desactiva a temperatura y presión constantes.

En la siguiente serie de figuras se presentan algunos resultados experimentales de los experimentos de reformación catalítica de N-Heptano.

Los datos se presentan en una gráfica semilog de la constante de velocidad contra la raíz cuadrada del tiempo sobre la corriente.

En la figura 1 la desactivación por deshidrociclización se ve que ocurre en dos regímenes distintos un paso rápido inicial seguido por uno más lento, y una declinación gradual.

Deberá señalarse que las energías de activación de Arrhenius están basadas normalmente en los valores iniciales de la constante de velocidad, las velocidades de las reacciones en el mecanismo de reacciones de N-Heptano declinan más lentamente como lo hace la reacción de deshidrociclización.

Esta diferencia se hace aparente observando las figuras 2, 3 en las que la constante de velocidad de isomerización parafínica declinan lentamente y la constante de velocidad de hidrocraquin no del todo.

Las figuras 1, 2, 3, fueron obtenidas de un experimento simple en condiciones de reformación comercial.

Los experimentos han sido conducido usando partículas que varían desde 1/2 pulgada hasta partículas pequeñas de 40-mallas. Variando el tamaño de partícula uno es capaz de acertar la magnitud de los efectos de difusión de la partícula intermedia sobre las constantes de velocidad.

La reducción del tamaño de partículas y por lo tanto la longitud de difusión reduce el efecto de este tipo de resistencia a la transferencia de masa, sobre la velocidad de reacción.

Uno de los avances más significativos en la tecnología de reformación catalítica ocurrió en 1963 con la introducción de los catalizadores reformadores de platino promovido por un segundo metal.

Se demostró que los bimetálicos reducen las velocidades de desactivación aumentando el tiempo antes de que el catalizador tenga que ser regenerado.

La figura 5 muestra la constante de velocidad de ciclización graficando como una función de  $(T)^{-1}$  para los catalizadores convencionales y bimetálicos.

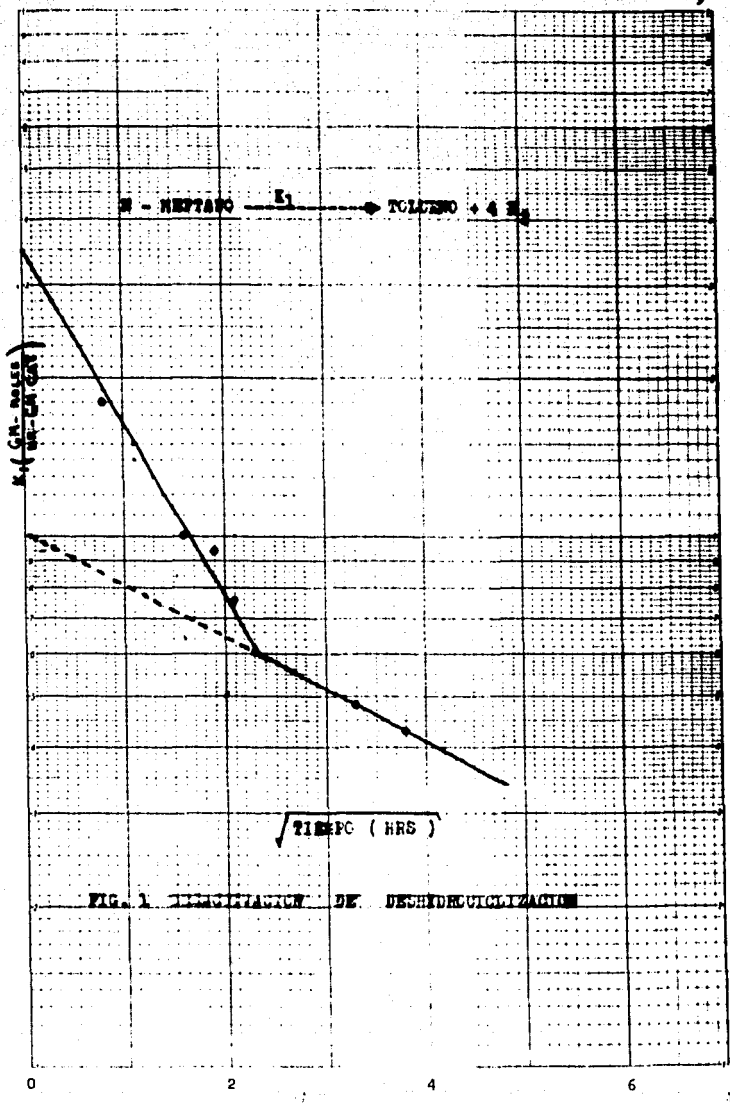


FIG. 1. KINETICS OF DEHYDRATION

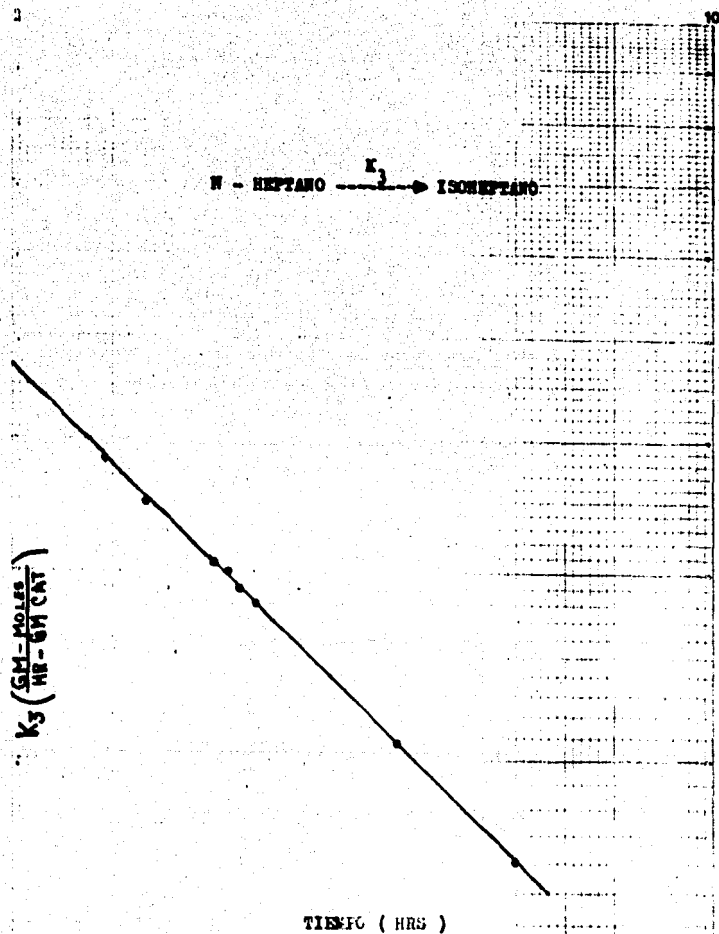


FIG. 2 DESACTIVACION DE PARAFINAS Y ISOMERIZACION



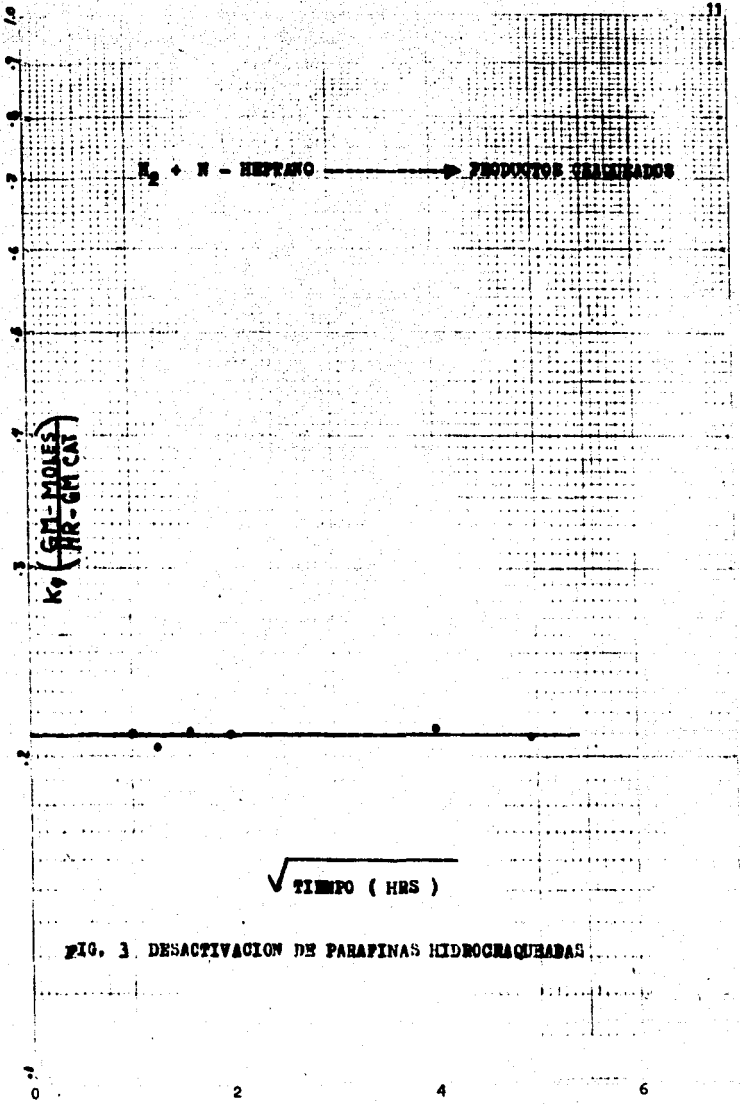
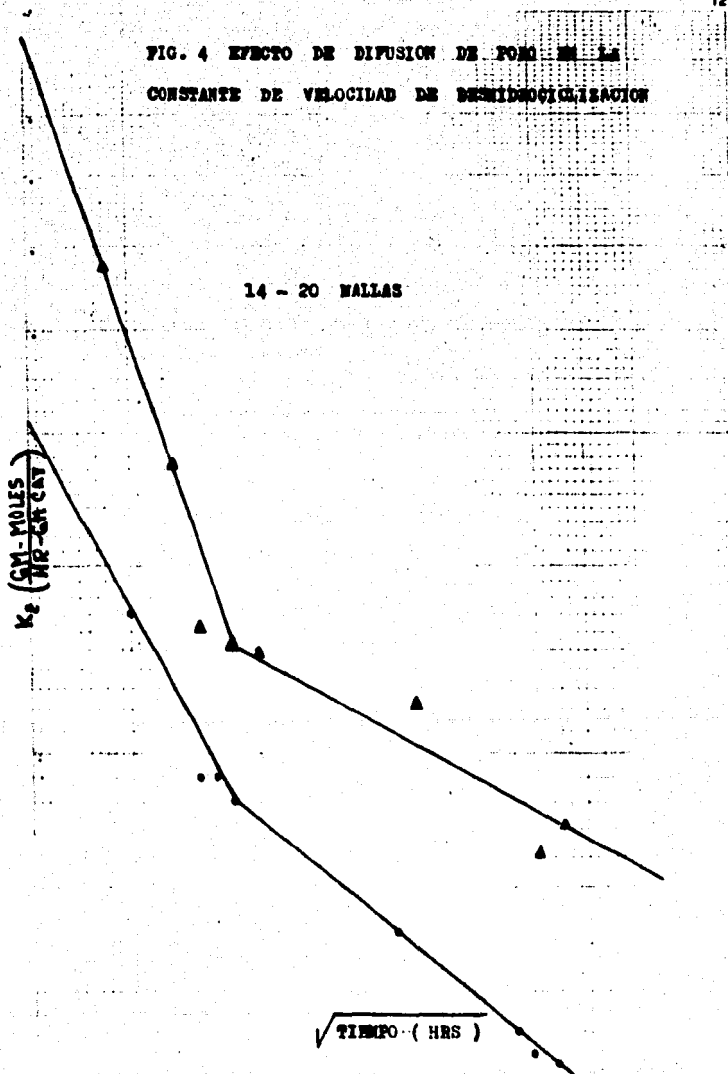


FIG. 3. DESACTIVACION DE PARAFINAS HIDROCRACQUEADAS

FIG. 4 EFECTO DE DIFUSION DE FOMO EN LA  
CONSTANTE DE VELOCIDAD DE DESHIDRATACION



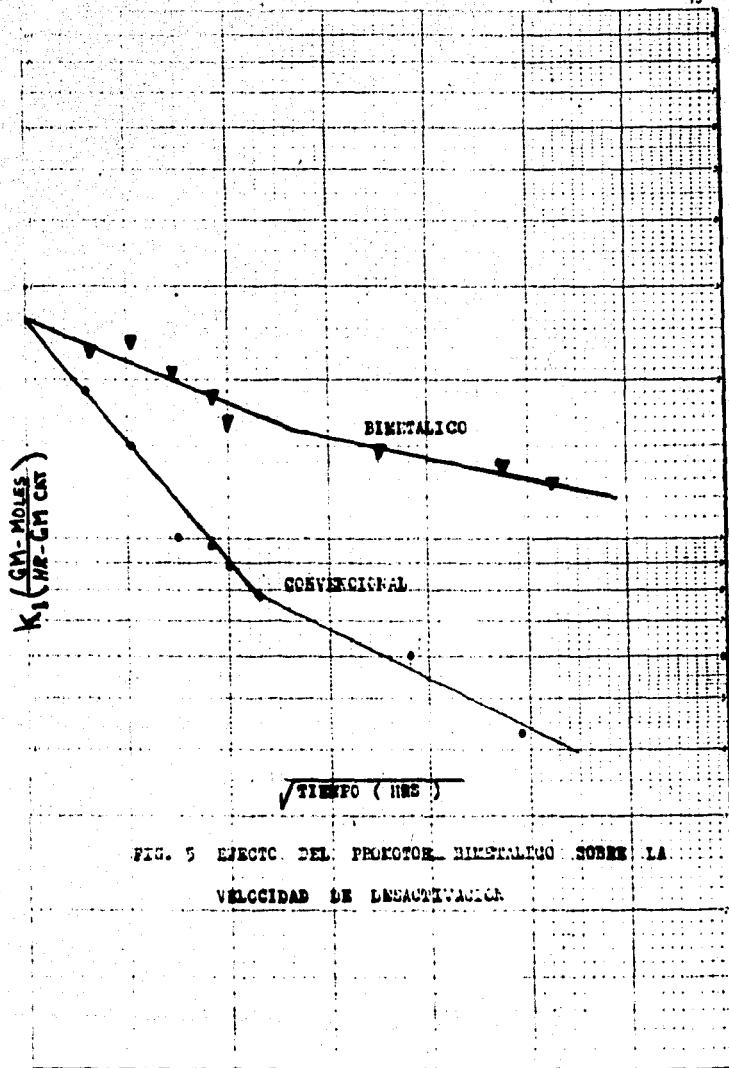


FIG. 5 EFECTO DEL PROMOTOR BIMETALICO SOBRE LA VELOCIDAD DE DESACTIVACION

## II.1. CYCLOVERSION (Phillips Petroleum Company)

**APLICACION.**- La cicloversión se usa (1) para desulfurar las gasolinas craquedas y de destilación primaria, fracciones de naftas y kerosinas (2) para reformar gasolina de destilación primaria o nafta, con el objeto de elevar el número de octano y para impedir la susceptibilidad al plomo, (3) para craquear catalíticamente las cargas de aceite gaseoso para la producción de gasolina de alto número de octano. También se usa para el retratamiento de las gasolinas sintéticas altamente olefinicas.

**CARGA.**- En condiciones de desulfuración, la carga puede ser ya sea una gasolina de alto rango de ebullición o una fracción de naftas, varias mezclas de cargas craqueadas pueden procesarse en una operación combinada. En condiciones de reformación las cargas son similares a las procesadas para efecto de desulfuración. La carga craqueada del aceite de gasolina tiene un rango de ebullición de 400 - 800 °F y puede ser procesada satisfactoriamente.

**PRODUCTO** - La desulfuración catalítica de las gasolinas naturales o de destilación primaria no tiene un cambio apreciable en la composición del producto tratado más que la reducción del contenido de azufre. Con la gasolina craqueada el aumento del octano se debe a la desulfuración y parte a la isomerización. La ausencia de reacciones laterales indeseables esta dada por el hecho de que no hay un cambio apreciable en las propiedades físicas. Tales como presión de vapor, gravedad o características de destilación.

Los beneficios obtenidos por la reformación catalítica incluyen a los de sulfuración catalítica. Junto con aumento apreciable en las proporciones del claro y del octano.

El Craqueo del aceite gaseoso rinde gas altamente olefinicos, Combustible para motor de alto octano, cargas de recirculación de punto bajo y fondos.

DESCRIPCION.- El diagrama de flujo acompañante muestra el equipo básico de una unidad de cicloverción. El calentador y los intercambiadores de calor son de diseño convencional y sirve para calentar la carga alimentada hasta la temperatura deseada con un mínimo descomposición. Se suministra a dos reactores para operación continua, es decir una cámara esta en proceso mientras la otra esta siendo regenerada. El retratamiento y la estabilización también son de diseño convencional. El vapor sobrecalentado y el compresor de aire dan facilidades para regeneración, se usan para reactivar el catalizador en situ. Una instalación de este tipo puede usarse, para cualquiera de las aplicaciones de cicloverción. Sin embargo las facilidades del retratamiento y estabilización no se requiere para la desulfuración de destilación primaria. También algunas unidades construidas para el servicio de desulfuración tiene solamente un reactor simple y no incluyen facilidades de regeneración. Estas instalaciones desechan al catalizador cuando se gasta y vuelven a cargar el reactor con un nuevo catalizador.

Todo el equipo mostrado en el diagrama de flujo es necesario para el craqueo del aceite gaseoso y las operaciones de reformación. La alta deposición del carbón sobre el catalizador. El vapor agregado con el aceite gaseoso cargado sirve para impedir la deposición del carbón sobre el catalizador pero generalmente no se usa la operación de desulfuración o reformación.

El lavado con sosa caústica se hace generalmente para extraer el  $H_2S$  formado cuando los compuestos de azufre se descomponen. Generalmente no es necesario un tratamiento posterior.

El catalizador es recirculado y es un material a base de bauxita. Tiene una vida de 5000 a 20000 Bbl/Ton. Cuando se usa en unidades de desulfuración no regenerativas y de 50000 a 100000 Bbl/Ton. cuando se usa en unidades regenerativas.

**CONDICIONES DE OPERACION.**- Las principales variables del proceso son la temperatura, presión y velocidad espacial.- Las altas temperaturas aumentan el grado de conversión. Las presiones más bajas aumentan la olefinidad de la gasolina obtenida del aceite gaseoso craqueado, el cual aumenta el rango de octano del producto. Aumentando el espacio velocidad a temperatura constante y presión disminuye el grado de conversión.

**RENDIMIENTOS.**- En las operaciones de desulfuración, los rendimientos son de 98 - 99.5% en volumen de líquido de carga. Los rendimientos de la reformación dependen de la severidad de la operación. Esto también es cierto para el craqueo del aceite gaseoso para el cual en esta operación una conversión al 50% se considera normal. Los datos típicos para estos tres tipos de operación, los cuales pueden efectuarse en el proceso de cicloverción se muestran en la tabla siguiente.

**INSTALACIONES COMERCIALES.** La primera unidad de cicloverción instalada en 1940. Actualmente hay 32 instalaciones en operación sobre 100,000 Bpd. El rango de estas instalaciones fueron diseñadas para una capacidad 300 - 20,000 Bd..

TABLA 1

## Cicloversión de continente medio aceite de gas

Gravedad. API.....	32.2	.....
10% (Vacío) .....	604	.....
90% (Vacío) .....	752	.....
punto de anilina °F.....	181	.....
gasolina catalítica, C <sub>5</sub> - 400°F .....	prueba 1	prueba 2
gravedad, API.....	55.1	54.9
presión Reid de vapor.....	6.0	6.6
número de octano ASTM.....	80.4	81.1
+ 3 CC. TEL .....	84.5	84.7
RON .....	94.3	94.5
+ 3 CC. TEL .....	97.8	98.0
RENDIMIENTO DE PROCENTAJES DE CARGA.		
gasolina, catalítica C <sub>5</sub> -400°F, % volumen..	28.6	33.2
10 Lb RVP de gasolina % en volumen.....	37.2	42.9
% en volumen de propileno.....	4.1	4.2
% en volumen de butileno .....	4.9	5.6
recirculación catalítica 400°F + % en vol.	59.1	50.7
% en peso de carbón .....	1.5	2.3

TABLA 2

## Nafta reformada desbutanizada

## Ejemplo de diseño

número de carga	carga	uno	dos
Condiciones de operación			
Velocidad espacio V/V/Hr		1.0	1.0
entrada del catalizador a la cámara °F.		875	974
Presión de la cámara del catalizador psig.		50	50

## RENDIMIENOS

## nafta reformada, desbutinizada

porcentaje de carga		95.6	88.7
Clasificación del Research octano claro	42.7	52.2	68.0
Plus 1.0 CC. TEL/gal	51.0	62.3	75.4
Plus 3.0 CC. TEL/gal	59.4	73.3	83.3
API gravedad a 60°F	46.9	46.3	46.1
R.V.P.	1.5	1.1	3.2
Azufre total, % en peso	0.184	0.011	0.02

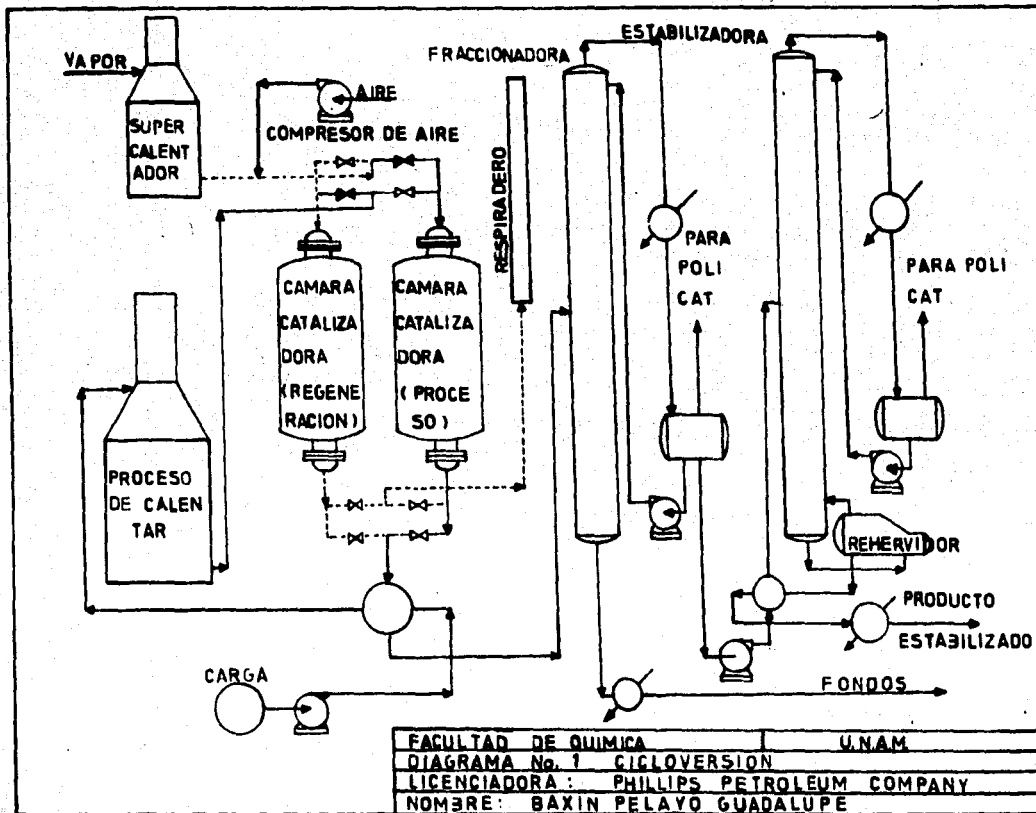
## ASTM destilación °F

Primera gota	271	187	129
10%	312	297	259
30%	324	320	309
50%	334	333	327
70%	346	348	344
90%	365	370	367
Punto final	416	429	442



TABLA 3  
DESULFURIZACION

	GASOLINA	PRIMARIA
Condiciones de operación		
Velocidad espacio V/V/Hr		1.0
Entrada a cámara catalítica °F		803
La presión de la cámara catalítica psig		50
Clasificación R.O.		
Claro	64.2	66.3
Plus 1.0 CC. TEL/gal	71.5	76.6
Plus 3 CC. TEL/gal	78.1	85.5
RENDIMIENTOS:		
Rendimiento, volumen en % de carga gravidad API a 60 °F	64.6	99.6
R.V.P.	11.1	10.9
Azufre total, % en peso	0.123	0.004
Sulfuro de mercaptano, % en peso	0.049	0.001
Prueba doctor	agrio	dulce
ASTM destilación °F		
Primera gota	94.0	96.0
10%	117	131
30%	171	176
50%	207	203
70%	239	239
90%	281	278
punto final	339	343



## II.2 HYDROFORMING (The M. W. Kellogg Company)

**APLICACION.-** El proceso se aplica para convertir una nafta de bajo número de octano a una gasolina de alto número de octano.

**DESCRIPCION.-** El Hydroforming se efectúa en una unidad que tiene generalmente cuatro o más reactores con catalizador, la mitad de los cuales está siempre en funcionamiento y la otra mitad en diferentes etapas de refinación. Los reactores se encienden para una reacción a través de una regeneración y regresa a un ciclo de 8 a 16 horas, mediante un controlador eléctrico de ciclo. La regeneración es necesario debido a que una pequeña cantidad de carbón se deposita y una reducción parcial de catalizador y se combina en un período de horas para reducir la actividad del catalizador. El carbón se quema y el catalizador reoxidado por combustión de una corriente de aire muy diluida mediante gas combustible..

Los productos de reacción se recuperan y se fraccionan el : 1) un gas que contiene hidrógeno sustancialmente libre de hidrocarburo más pesado que el propano. 2) un polímero altamente aromático con un punto de ebullición superior a 400 °F 3) una gasolina despropanizada con punto final de 400 °F.

Esta conversión se complementa principalmente mediante reacciones de deshidrogenación y ciclización.

Estas reacciones se promueven mediante un catalizador molibdeno sobre alúmina de 900 - 1000 °F y presiones de 150 a 300 psig, con una presión parcial de hidrógeno en la zona de -

reacción. La presión parcial del hidrógeno se mantiene recirculando el gas rico en hidrógeno en la zona de reacción junto con la alimentación evaporada. El proceso generalmente produce una gran cantidad de hidrógeno el cual hace posible la recirculación rica en hidrógeno.

RENDIMIENTOS.- Se obtiene rendimiento de 78 - 80 % en volumen de octano 80 CFR - M 100% de  $C_4$  y gasolina recuperable con el balance de materia se obtiene aproximadamente  $3/4$  de gas libre de  $C_4$  y un  $1/4$  para polímero y el carbón.

La siguiente tabla muestra la inspección, de una alimentación característica junto con la inspección de la gasolina producida.

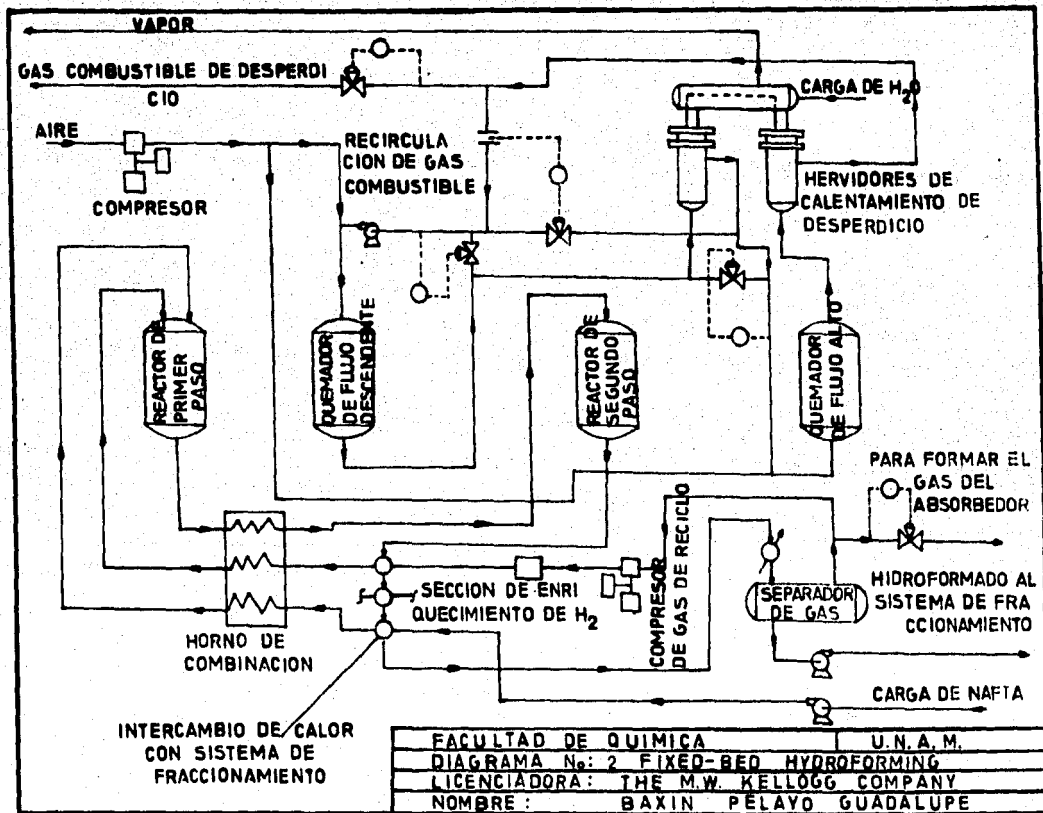
	CARGA MEZCLA DE NAFTA DE CONTINENTE MEDIO Y ESTE DE TEXAS	GASOLINA HIDROFORMADA
Gravedad °F	50.5	50.5
ASTM, destilación, °F		
IBP	174	104
10%	236	156
50%	311	256
90%	384	338
Punto final	442	399
Número de octano, CFR-M claro	39.9	80.3
Punto de anilina °F	124	57
Número de bromo	2.2	3.2
Azúfre luminoso, % en peso	0.220	0.015

**Rendimientos, % en vol. de carga**

Gasolina libre de C <sub>4</sub>	73.6
butenos	10.6
Polímero	3.2

**Rendimiento, % en peso de carga**

Gasolina libre C <sub>4</sub>	76.0
butanos	7.8
Polímero	3.9
gas libre C <sub>4</sub>	10.7
Carbón	<u>1.6</u>
TOTAL	100.00



FACULTAD DE QUIMICA	U. N. A. M.
DIAGRAMA No: 2 FIXED-BED HYDROFORMING	
LICENCIADORA: THE M.W. KELLOGG COMPANY	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE	

### II.3 PLATFORMING (Universal Oil Products Company)

**APLICACION.-** Este proceso tiene tres aplicaciones principales: (1) para elevar las naftas con bajo octano a una mayor calidad para combustible de motor, (2) para producir altos rendimientos de hidrocarburos aromáticos de los cortes de naftas seleccionadas, y (3) para producir componentes de gasolina de aviación de alta calidad.

**CARGA.-** Para combustible de motor, naftas de destilación primaria y/o naftas craqueadas con puntos de ebullición en el rango de 150 - 400 °F. Para aromáticos, naftas de destilación primaria seleccionadas.

**PRODUCTOS.-** Para combustible de motor: El producto es estable, no requiere de otro tratamiento y puede ser producido en cualquier calidad deseada, para llevar los requerimientos del mercado.

Aromáticos; el producto contiene benceno, tolueno, xileno y otros aromáticos. El rango de ebullición de la carga y las condiciones de operación de la planta se ejecutan para maximizar la producción de los aromáticos individuales deseados. El producto del platforming consiste en una mezcla de diferentes aromáticos con hidrocarburos no aromáticos de casi el mismo rango de ebullición. La producción de los aromáticos individuales a partir del producto obtenido se complementa mediante el uso de un proceso de separación, tal como la extracción-Udex seguida de la separación de los aromáticos individuales por destilación. Esta combinación de procesos se hace en la producción de aromáticos individuales de pureza extremadamente alta.

**DESCRIPCION.**- El diagrama de flujo acompañante describe una unidad típica. La unidad puede generalmente ser dividida en tres secciones; la sección calentadora en la cual la carga más el gas recirculado se calienta y separa sobre el catalizador donde ocurre la reacción, la separación y la compresión en las cuales el efluente del reactor se separa en la corriente de gas y líquido, siendo el gas comprimido para la recirculación y la sección estabilizadora en la cual el líquido separador se estabiliza a la presión de vapor.

Dependiendo del carácter de la carga alimentada puede ser deseable agregar una cuarta sección para pretratamiento de la alimentación, para extraer los componentes indeseables contenidos en la misma, o un sistema de recirculación con burbuqueo de gas para extraer  $H_2S$  del gas. La sección de preparación de la alimentación consiste de una columna de fraccionamiento que toma el material que tiene punto de ebullición en el rango de la gasolina y extrayendo cualquier gasolina ligera que no necesita ser cargada a la zona de reacción en virtud de su alto número de octano. Una pequeña cantidad de fondos se extrae para impedir que los materiales de alto punto de ebullición alcancen el catalizador. La carga del reactor se extrae de la columna como subproducto. En muchos casos, las facilidades existentes permiten el uso de un sistema de preparación de la alimentación más simple.

La sección del reactor consiste de precalentadores para la alimentación al reactor y gas de recirculación, soportes de catalizador, calentadores intermedios entre los soportes del catalizador, intercambiadores de calor, un producto separador, y un compresor para recircular gas. El catalizador se divide en varios soportes en serie dependiendo de la severidad de la operación y del tipo de carga alimentada, con intercalentadores entre soportes de catalizador, ya que la reacción es -



endotérmica. La carga de alimentación al reactor de la sección de preparación se bombea a el calentador de nafta para precalentar hasta la temperatura de reacción.

En la entrada del precalentador de la alimentación el gas recirculado se une con la nafta. Los reactantes se recalcientan entre los soportes del catalizador mediante un calentador o calentadores intermedios. Después del intercambio de calor los productos de reacción fluyen a un separador desde el cual el compresor del gas recirculado hace succión. El gas formado se ventea del sistema. Este gas el cual consiste mayormente de hidrógeno se encuentra a presión elevada, y es un subproducto útil del proceso y puede usarse para la purificación de varias fracciones en la refinería mediante proceso de hidrorefinación an algunos casos este hidrógeno se utiliza para otros procesos químicos tales como por ejemplo la producción de amoníaco. Cuando no se usa en estas formas el hidrógeno se usa para combustible de la refinería. El producto líquido del tanque separador pasa a un estabilizador para la preparación de gasolina terminada.

La sección estabilizadora consiste de un estabilizador de alta presión para producción de gasolina terminada de presión de vapor deseada de el fondo de la columna. El gas del tanque estabilizador de reflujo entra ya sea en el sistema de absorción al sistema combustible como se desea. No es necesario volver a tratar los fondos del estabilizador ya que no se forman productos de alto punto de ebullición.

Las principales reacciones químicas implícitas son - deshidrogenación de naftenos a aromáticos de hidrocraquin de - parafinas de alto peso molecular a parafinas de peso molecular más bajo isomerización de parafinas y de naftenos, deshidroci-

clización de parafinas y desulfuración de compuestos de azufre, formando sulfuro de hidrógeno.

**Condiciones de Operación.**- Las cuatro variables principales del proceso son: temperatura, velocidad espacio, presión y velocidad de recirculación del hidrógeno. La temperatura del reactor se encuentran normalmente en el rango de 850 a 980 °F cuando se opera a presiones de 200 a 800 psig.

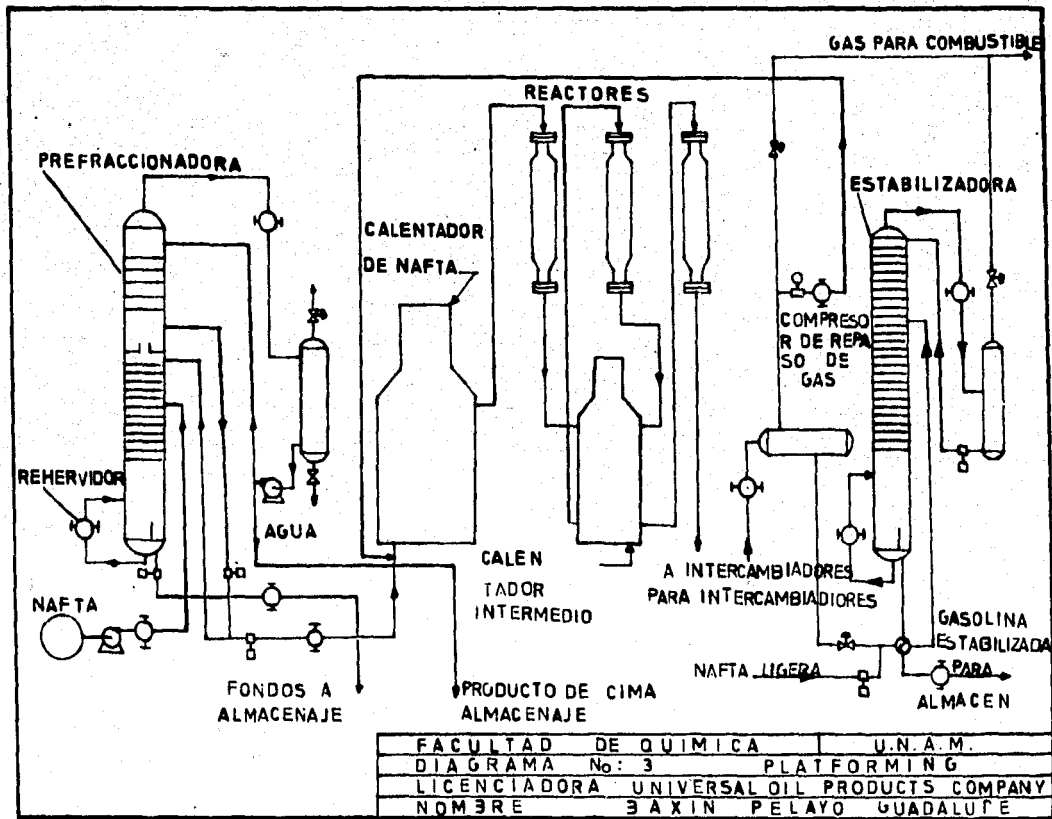
**Rendimientos.**- Los rendimientos de productos para 55.1 API° de nafta de Continente Medio tienen un rango de ebullición de 208 a 382 °F son los siguientes: para 3 diferentes-casos, cuando la presión es baja para la forma continua y un nivel intermedio y para la forma semiregenerativa.

MODO DE OPERACION	SEMI- REGENERATIVA	SEMI- REGENERATIVA	CONTI NUO.
Clasificación de Octano			
Reserarch, Clear Catalizador	100 R-16	100 R-20/30	100 R-20/30

**RENDIMIENTOS:**

C <sub>3</sub> , % en peso	4.16	3.69	2.35
C <sub>4</sub> , % en peso	5.07	4.50	2.87
C <sub>5</sub> - Plus, % vol.	77.51	79.08	82.50
H <sub>2</sub> SCFB	1150	1108	1380

**Instalaciones Comerciales.**- Platforming es el proceso de reformación catalítica más ampliamente aceptado con más de 500 unidades en operación, diseño o construcción.



## II.4 CATFORMING ( The Atlantic Refining Company)

**APLICACION.-** Atlantic catforming es un proceso de reformación catalítica selectivo para la conversión de naftas de bajo octano en gasolina terminada de alto octano y para la producción de aromáticos para sustancias petroquímicas y gasolina de aviación. El catalizador promueve las siguientes reacciones químicas. Isomerización de parafinas y naftenos, ciclización de parafinas, conversión de naftenos a aromáticos, hidrocrack de parafinas de alto punto de ebullición y desulfuración mediante conversión a sulfuro de hidrógeno.

**CARGA.-** Las fuentes de alimentación pueden ser naftas con altos puntos de ebullición, alto contenido de azufre, naftas craqueadas hidrogenadas a cortes selectos para la producción de aromáticos especiales.

**PRODUCTO.-** Durante la operación de la gasolina de motor el producto del reactor requiere solamente estabilización antes de incluirlo en la gasolina terminada. No se requiere endulzamiento u otro tratamiento de terminado.

**DESCRIPCION.-** La nafta generalmente es cargada a la sección de reacción sin ninguna de las facilidades de la preparación para la alimentación. Para operaciones de alta severidad se recomienda el tratamiento con el hidrógeno. La alimentación se une con una corriente de gas recirculado y precalentado mediante intercambio con el afluente del reactor final. La mezcla se calienta entonces hasta la temperatura de reacción en un horno y se pasa a través de 3 reactores de soporte-fijo en serie. Los recalentadores entre los reactores se usan para compensar el calor endotérmico de deshidrogenación. El efluente del reactor final después del intercambio con la ali-

mentación se condensa en un enfriador y se separa del hidrógeno recirculado y del gas formado en el tanque "flash" de alta presión. El hidrógeno recirculado se comprimen y regresa a los reactores mientras que la producción del hidrógeno se ventea desde la unidad bajo el control de presión. El hidrógeno de 90 a 95% de pureza es útil para muchos otros procesos de refinación. El líquido del tanque "flash" fluye a un estabilizador convencional. Para las cargas de alto contenido de azufre la desulfuración se facilita. En este proceso generalmente se complementa mediante un absorbedor convencional de aminas sobre el gas recirculado. Ya que el nitrógeno ni el agua son catalizadores, no se requiere el lavado con agua o glicol al salir del absorbedor para operaciones de alta severidad, - la hidrodesulfuración antes del catforming lo hace económico.

El carbón se deposita sobre el catalizador gradualmente, las operaciones normales. Después de un gran proceso el catalizador puede restaurarse a una actividad inicial que mando el depósito de carbón con una mezcla diluida de aire y vapor. La capacidad para regenerar simple y rápidamente también gasta el catalizador una mayor cantidad de depósito se tiene.

CONDICIONES DE OPERACION.- La temperatura del reactor es de 850 - 950 °F mientras que la presión se mantiene de 300 - 700 psig. Los rendimientos del producto y sus calidades dependeran de las propiedades, de alimentación y de la severidad de la operación empleada.

RENDIMIENTOS.- Las cargas características, los rendimientos e inspecciones se muestran en la tabla acompañante. La columna para la nafta de Kuwait representan los datos experimentales de un nuevo catalizador, el cual permite la operación a un 95 - 100 de octano en tres reactores catforming convencionales. Las pruebas comerciales de este nuevo catalizador están actualmente haciendose.

**INSTALACIONES COMERCIALES.**- Ya que la primera operación comercial del proceso catforming comenzó en agosto de 1952, 23 unidades adicionales se han completado y se han puesto en operación. Estas y muchas unidades están operando u operarán con carga de alimentación de gran variedad. Las capacidades de las unidades varían de 300 - 15000 Bl/D.

ABASTECER	ESTE TEXAS	ARABIA	CALIFORNIA	KUWAIT
-----------	------------	--------	------------	--------

**CARGA:**

ASTM 10%	236	268	284	288
50%	268	294	319	300
90%	317	334	365	320
% peso de azufre	0.005	0.03	0.028	0.04
Octano claro F-1	51.5	37.4	54.0	31.9

.....

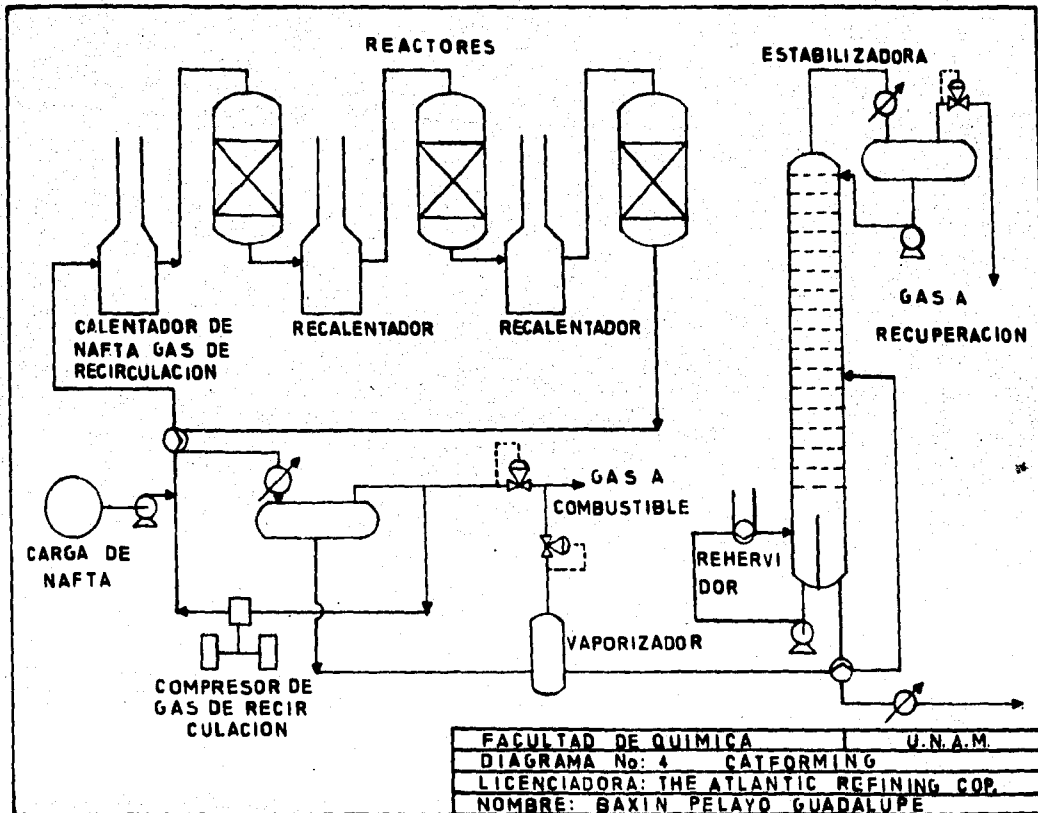
**PRODUCTOS:**

Debut. gaso.% en vol.	86.7	84.4	84.6	75.7	93.5	88	77.8	71.1
% en Vol. C <sub>4</sub>	6.3	8.2	11.3	17.22	2.6	6.1	....	19.1
% en peso C <sub>3</sub>	2.5	3.4	4.0	6.3	1.2	2.2	....	7.6
% en peso C <sub>2</sub>	0.3	0.4	0.7	2.2	0.1	0.5	....	1.8
% en peso C <sub>1</sub>	0.1	0.2	0.2	0.6	0.1	0.3	....	0.5
% en peso H <sub>2</sub>	1.9	1.9	0.5	0.5	1.3	1.7	....	0.6
RVP debut. gaso.	2.4	2.7	2.4	3.7	1.6	2.5	....	6.0

## F-1 octano 10 psi RVP

Claro	89.9	92.9	86.4	93.0	83.9	93.6	95.0	99.0
2 CC. TEL	97.8	99.2	96.3	99.8	94.3	99.6	101.9	104
ASTM 10%	201	187	184	160	259	212	....	150
50%	261	258	279	263	316	309	....	290
90%	329	323	342	354	377	380	....	339

% en peso azufre 0.001 0.001 0.001 0.001 0.001 0.001 0.001 0.001 0.001





## II.5. FLUID HYDROFORMING (Standard Oil Development Company)

Es un proceso de sólidos fluidizados catalítico, totalmente continuo y flexible para convertir naftas de bajo octano a cargas de gasolina con alto octano. La versión del modelo II recientemente anunciado bajo los costos de investigación hasta un 20% aumenta la flexibilidad del proceso.

### CARGAS.-

Tanto las cargas vírgenes como las craqueadas pueden reformarse con buena selectividad. No hay limitación en el punto final de la carga alimentada, y alimentaciones con alto contenido de azufre puede reformarse sin el uso de equipo de desulfuración.

### PRODUCTO:

Se obtiene buenos rendimientos de gasolina con alto octano especialmente cuando se alimentan cargas parafinicas. El tope de octano es más grande que en los otros métodos conocidos de reformación.

### DESCRIPCION:

Los catalizadores de alumina molibdeno finamente divididos tienen un comportamiento muy parecido a un fluido, circulan continuamente entre las zonas de reacción y regeneración del proceso.

En el reactor la carga de alimentación precalentada se pone en contacto íntimo con el catalizador y el gas residual recirculado, y se reforma a productos con alto octano.

Los materiales carbonosos, los cuales se acumulan sobre el catalizador se queman en el regenerador y el catalizador caliente regenerado se regresa continuamente al reactor.

Las reacciones de reformación catalítica requieren - un calentamiento sustancial para entrar al reactor a una temperatura realmente elevada.

La versión del modelo II de el proceso suministra una fuente de calor y así elimina parte del equipo caro inicialmente necesario para suministrar calor.

Previamente todo el calor fue llevado al reactor como calor sensible de la nafta alimentada, el catalizador recirculado, y el gas residual recirculado. En el modelo II la nueva fuente de calor es una corriente de sólido inerte el cual circula con el catalizador entre el reactor y el regenerador, el cual lleva a el reactor el calor de regeneración, el cual no puede ser transportado económicamente por el catalizador en sí.

Las partículas inertes son más grandes y más densas - que las del catalizador, y por lo tanto se depositan más rápidamente en los soportes del fluido del catalizador en el reactor y en el regenerador.

Debido a esto, las partículas inertes pueden hacerse circular a través del sistema muchas veces más rápido que el catalizador en sí, y todo el calor de regeneración es transportado al reactor.

El resultado es una reacción considerable con el calor necesario de la corriente del gas recirculado, y ahorros de investigación hasta un 20% en compresoras, hornos, cambiadores de calor, agua de enfriamiento y energía.

Las condiciones óptimas para el modelo II Houdriforming son de 250 a 325 °F para la nafta virgen del oeste de Texas que produce una gasolina con número de octano 92 con las siguientes características:

#### Reactor

Presión, Psig 200

Temperatura, °F 900

#### Gas recirculado:

Velocidad, cu. ft. por bariles de alimentación 2000

Temperatura precalentador °F 1000

#### Naftas:

Temperatura del precalentador °F 1000

Circulación de sólidos, Lb/Lb de nafta alimentada.

Catalizador (relación catalizador a aceite) 0.6

Partículas inertes (relación de aceite a inerte) 3.1

#### Regenerador:

Presión, psig. 200

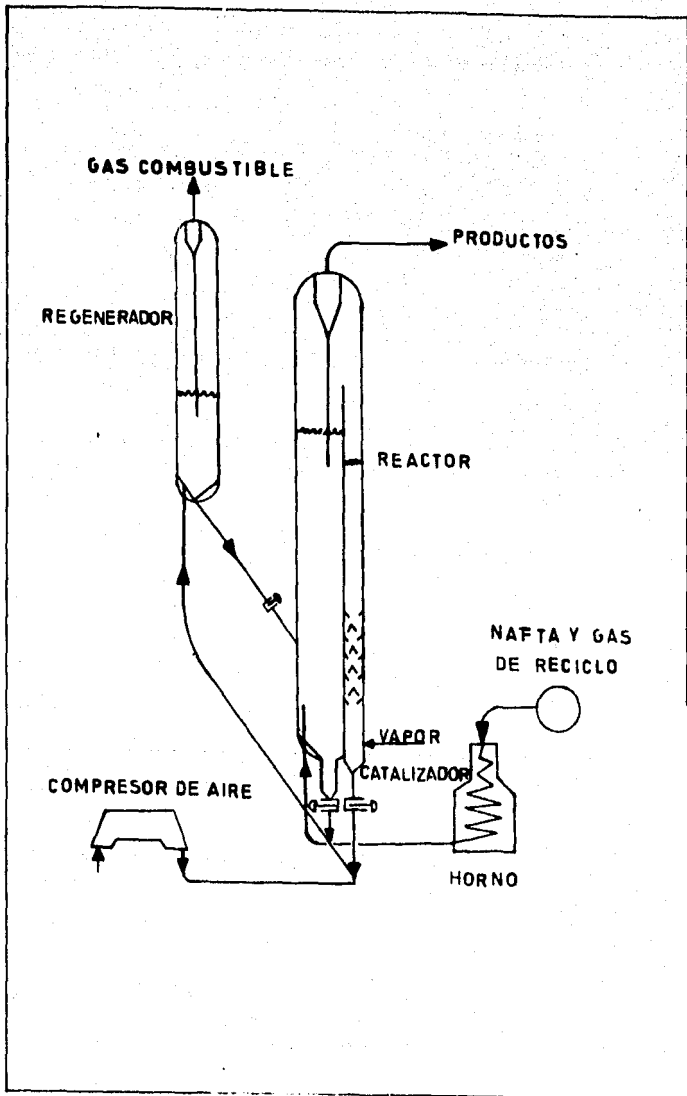
Temperatura, °F 1125

Estandar de aire, cu. ft./bbl de alimentación 685

**INSTALACIONES COMERCIALES.**

Actualmente se encuentra en construcción u operación plantas con capacidad de 127000 bbl/día en los E.U. y a través de todo el mundo.

Estas unidades son del diseño del modelo I; se anticipó que las nuevas unidades usarían el diseño del modelo II.



FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.  
DIAGRAMA No: 5 FLUID HYDROFORMING  
LICENCIADORA: STANDARD OIL DEVELOPMENT COMPANY  
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE

## II.6. FLUID HYDROFORMING (The M. W. Kellogg Company)

**APLICACION.-** Este proceso se usa para reformar naftas craqueadas o mezclas de dos altos números de octano.

**CARGA.-** Se usa una gran variedad de naftas craqueadas o de hidrocarburos de destilación primaria para alimentarse a la unidad.

Un rango de ebullición normal para estas naftas puede ser considerado entre 200-400°F aunque también pueden usar otras fracciones. Algunas ventajas en el rendimiento se obtienen empleando naftas aromáticas o compuesto altamente nafténicos, pero los productos de gran número de octano también pueden ser obtenidos de las naftas altamente parafínicas. Las naftas con alto contenido de azufre pueden ser procesadas sin sistemas extraños de desulfuración.

**PRODUCTO.-** Un producto fluido hidroformador tiene a la vez un alto número de octano, y un alto contenido aromático. Puede por lo tanto ser usado ya sea como agente mezclador de alto octano para gasolina de aviación o de motor como fuente de sustancias petroquímica aromáticas. Las plantas actualmente en diseño producirán un producto desbutanizado con un 85-95 de índice de octano.

**DESCRIPCION.-** La carga de nafta se precalienta en una bobina del horno de combinación, y el hidrógeno que recircula el gas es calentado en una bobina separada. Estas dos corrientes se ponen en contacto con el catalizador regenerado en el reactor, y los productos de reacción se separan en un sistema

de recuperación convencional. El catalizador gastado en el reactor se extrae continuamente a un regenerador donde el contenido de carbón se reduce a un valor requerido mediante combustión con aire.

El catalizador regenerado se regresa entonces al reactor para un contacto posterior. Esto hace el proceso realmente continuo y permite que una parte del calor de reacción sea suministrado por el catalizador recirculado.

Este sistema de circulación del catalizador hace posible un control muy cercano de la actividad del catalizador en cualquier momento y permite tener una baja temperatura de alimentación de precalentamiento.

El catalizador nuevo puede usarse cuando se requiera, a el catalizador usado puede extraerse mientras la unidad esta en operación continua. Una baja temperatura de precalentamiento a la alimentación minimiza la cantidad de precraqueado de la nafta. Empleando un sistema de catalizador circulante, pueden alcanzarse grandes índices de octano sin el inconveniente de parar el proceso debido a el coque formado sobre el catalizador.

CONDICIONES DE OPERACION.- Ya que la operación de la unidad dependerá en gran parte de la carga alimentada y el producto deseado solamente pueden darse variables de operación dentro de un amplio rango. Un rango aproximado de estas variables para unidades comerciales es la siguientes:

Presión del reactor	200-500 psi
Temperatura del reactor	900-950 °F
Presión del regenerador	210-510 psi
Velocidad de recirculación del hidrógeno gaseoso	4000- 8000 Ft <sup>3</sup> /seg.
Velocidad de espacio	0.30-0.80 W/Hr/W
Proporción catalizador/aceite	0.25-1.00 W/W

**RENDIMIENTO.**- Tablas 1 y 2 ilustra los rendimientos - típicos e inspecciones de los productos cuando se obtienen aromáticos, gasolina de aviación y gasolina de motor.

**INSTALACIONES COMERCIALES.**- Una planta con capacidad de 2000 Bbl/día se encuentra en operación en Destrehan, La., - la cual produce ya sea gasolina de motor de alta calidad, o gasolina de aviación. Se espera una planta en operación para fines de 1954-1955 con capacidad para 13000 Bbl/día otra de 20000 Bbl/día y una más de 30000 Bbl/día.

**TABLA 1**

Fluid Hidroforming de 214/291° nafta vírgen para aromáticos o gasolina de aviación de 115/145°

Condiciones de operación

Presión (psig) 250

Temperatura (°F) 934

Rendimiento en base a la alimentación:

100% C<sub>4</sub> líquido - % volumen 83.0



fracción C <sub>4</sub> - % volumen	6.9
Buteno	0.1
Isobutano	2.9
n-butano	3.9
Fracción C <sub>5</sub> - % volumen	7.2
Isopentano	3.8
N-pentano	3.4
Líquido despentanizado - % volumen	68.9
Agente mezclador preaviación- % volumen	22.8
Agente mezclador post-aviación-% volumen	33.5
Carbón - % peso	0.37
Hidrógeno producido Ft <sup>3</sup> /Bbl	740
Benceno - % volumen	1.6
Tolueno - % volumen	15.8
Aromático C <sub>8</sub> - % volumen	15.4
Aromáticos C <sub>9</sub> - % volumen	6.8

#### INSPECCION DE PRODUCTO

Líquido desbutanizado:

Número de octano - CFRR 95.2

Agente mezclador pre- aviación:

Presión de vapor (psi) 2.0

Número de octano 91.8

Número de octano de mezcla 94.2

Indice de octano de mezcla	89.5
Agente mezclador de aviación:	
Presión de vapor (psi)	0.4
Número de octano de mezcla	100
Indice de mezcla	216
Agente mezclador post-aviación:	
Presión de vapor (psi)	0.5
Número de octano	100

TABLA 2

Resultado de una planta piloto de un típico Fluid Hydroforming  
Naftas vírgenes - producción de gasolina de motor.

FUENTE	CONTINENTE MEDIO	KUWAIT
CARGA:		
Gravedad ° API	56.1	55.4
Destilación ASTM:		
Punto de ebullición °F	204	206
10%	235	264
50%	269	299
90%	329	346
95%	351	360
EP	373	381

RVP	1.0	0.7
Azufre (% peso)	0.03	0.07
CFRM clear (F-2)	39.1	28.8
CFRR clear (F-1)	40.9	30.2

## CONDICIONES DE OPERACION:

CATALIZADOR	MOLIBDENO SOBRE ALUMINA	MOLIBDENO SO BRE ALUMINA.
Presión (psig)	250	250
Temperatura °F	930	930
Gas recirculado Ft <sup>3</sup> /Bbl	5000	5000

## HIDROFORMADO:

10 # RVP rendimiento % en volumen	88.9	83.5
10 # RVP octano:		
CFRR clear	90.7	92.5
CFRR + 3 cc TEL/gal.	99.6	100.0
Butano producido % volumen	6.4	8.2
Butanos extraños	3.4	0.6

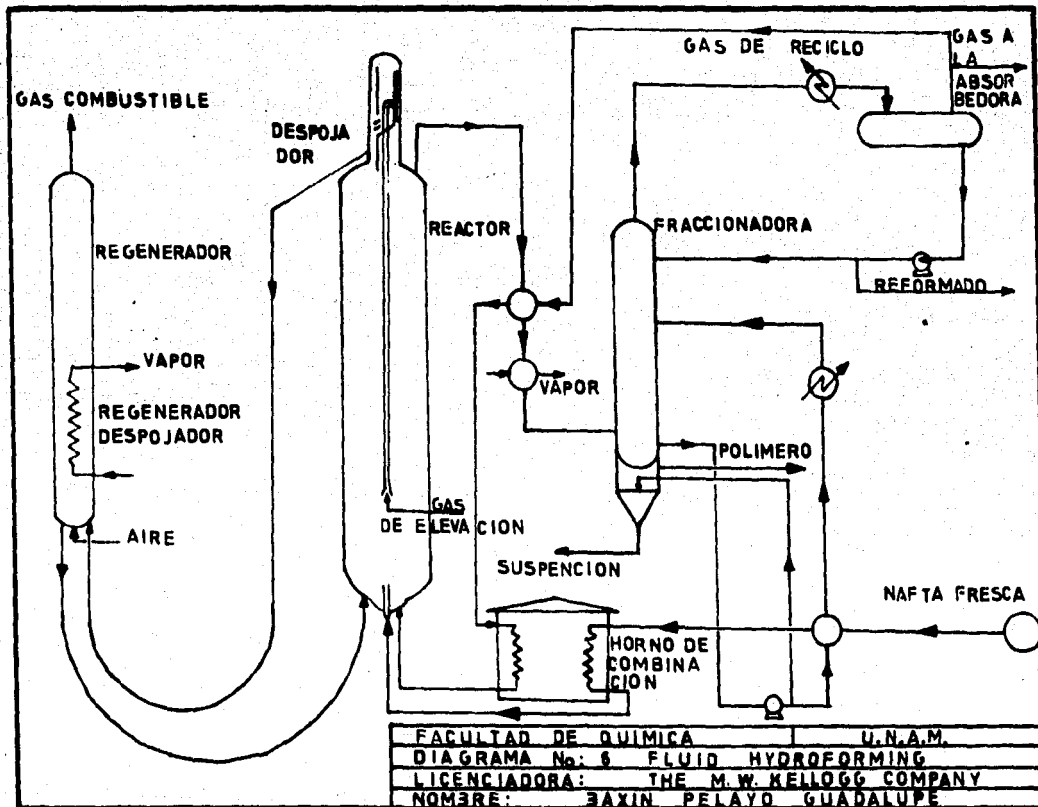
## HIDROFORMADO DESBUTANIZADO:

Gravedad ° API	48.4	48.5
----------------	------	------

## Destilación ASTM:

Punto de ebullición (°F)	133	122
10%	184	169

50%	250	259
90%	319	314
95%	352	368
EP	435	436
RVP	3.0	4.2
Azufre (% peso)	0.01	0.01



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 6 FLUID HYDROFORMING	
LICENCIADORA: THE M.W. KELLOGG COMPANY	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE	

## II.7 FLUID HIDROFORMING (Esso Research and Engineering Company):

**APLICACION.-** Es un proceso totalmente continuo que utiliza la técnica de sólidos fluidizados (y un catalizador de alúmina-molibdeno) para convertir las naftas vírgenes y craqueadas a una gasolina de alto número de octano.

**CARGA.-** Una gran variedad de fuentes de alimentación han sido reformadas a productos en el rango de 90-100 de número de octano. La nafta del Este Medio ha sido hidroreformada comercialmente a casi un número de octano 100 claro. Se han procesado tanto las alimentación de corte estrecho como los de corte amplio. No hay un límite para el punto final de la alimentación, y las alimentaciones que contienen fuentes craqueadas pueden reformarse con excelentes rendimientos sin el pretratamiento para la saturación olefínica o extracción de azufre. Los rendimientos del proceso para cualquier nivel de octano dependen de la calidad de la fuente alimentada.

**PRODUCTO.-** El producto principal es una nafta con un alto número de octano la cual puede usarse para gasolina de motor directamente o ser extraída para mezclas aromáticas para gasolina de aviación. Los productos líquidos se encuentran tan esencialmente libres de azufre. El gas residual producido en este proceso puede usarse para complementar otras fuentes de la refinería para la extracción de azufre.

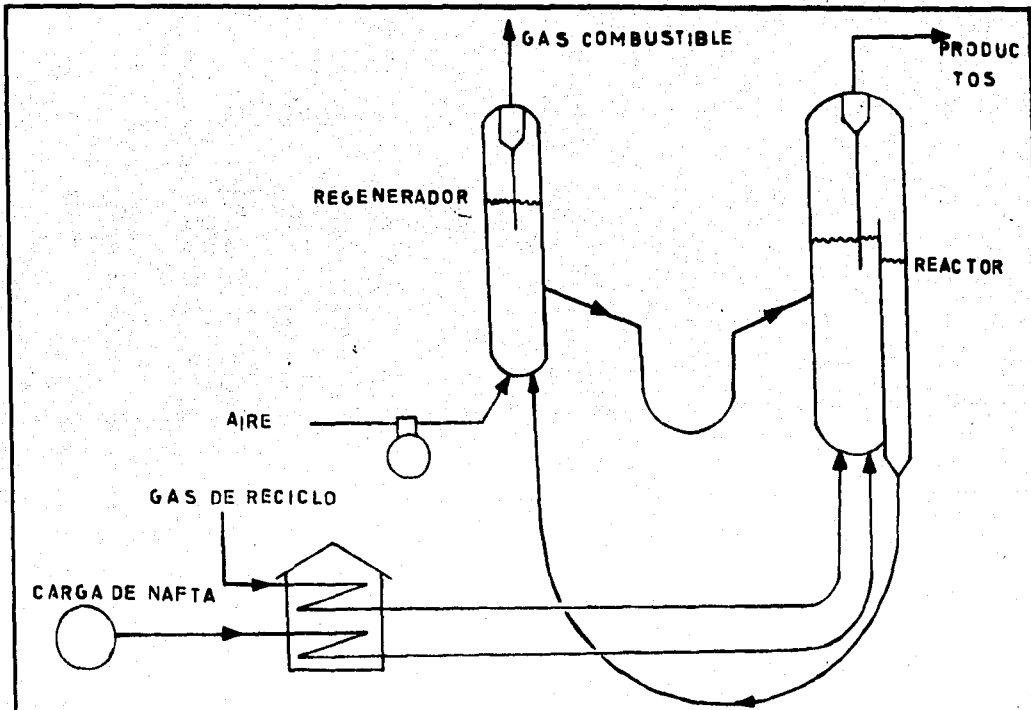
**DESCRIPCION.-** El catalizador finamente dividido se comporta en forma muy parecida a un fluido, circula continuamente entre el reactor y el regenerador. El catalizador es barato y no susceptible de flotar por el azufre o el agua. La carga alimentada no requiere pretratamiento para la extracción

de azufre. La selectividad del catalizador no decae por el uso continuo.

La alimentación de la nafta precalentada entra por el fondo del reactor donde encuentra un soporte isotérmico caliente de catalizador. Los productos reformados dejan el soporte del catalizador y pasan a través de separadores donde el catalizador transportado se extrae y se regresa al soporte. Los productos de la parte superior se calientan, enfriados y separados de los productos líquidos y gaseosos.

Después de la estabilización, el producto líquido se extrae como gasolina de alto número de octano. Una parte del producto gaseoso se comprime, se calienta y se recircula al reactor para suministrarle calor adicional.

Para extraer el carbón, el cual se deposita sobre el catalizador durante la reacción una parte se extrae continuamente y se deja fluir al regenerador. Aquí el carbón se quema con aire el cual libera grandes cantidades de calor. El calor puede usarse para producir vapor o para precalentar la alimentación. El catalizador caliente regenerado como corriente fluidizada al reactor, suministrándole algo de calor de el calor necesario y completando el ciclo continuo.



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 7	FLUID HYDROFORMING
LICENCIADORA: ESSO RESEARCH AND ENG. COMPANY	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE	



## II.8 HOUDRIFORMING (Houdry Process Corporation)

**APLICACION.-** Es un proceso continuo de reformación catalítica aplicable a la reformación de gasolinas de motor de alto octano, gasolina de aviación y aromáticos.

**CARGA.-** Las naftas rectificadas y craqueadas con puntos de ebullición por arriba de 400 °F pueden procesarse. Los rangos actuales de ebullición de la carga estarán influenciados por el tipo de productos deseados. En la producción de aromáticos, la operación será óptima para fracciones de estrecho punto de ebullición ricas en hidrocarburos parecidos a los aromáticos. Para operación en gasolina de motor, las naftas dentro de un rango de ebullición entre 200 a 400 °F se prefieren generalmente como cargas.

**PRODUCTOS.-** En la producción de gasolina de motor de cargas medias es factible producir reformados desbutanizados con valores de octano F-1 en el rango de 90-95. El nivel de octano actual requerido para balancear la calidad total de la gasolina determinará necesariamente el grado de severidad usado en el peso de la reformación. En general es más económico operar a niveles de menor severidad donde se obtiene recuperaciones líquidas inicitadamente altas.

Quando se produce aromáticos benceno, tolueno, xileno y etilbenceno, los rendimientos se suponen comunmente como que representan eficiencias de conversión nafténicos por arriba del 90% de los valores de equilibrio termodinámico. Las fracciones aromáticas concentradas pueden esperarse de los reformados por destilación para suministrar componentes mezclados excelentes para la aviación. Con la inclusión del equipo

de purificación apropiado, el proceso suministra un medio efectivo para la manufactura de benceno y tolueno nitrados, así como mezclas de altas purezas de xilenos y etilbenceno.

**DESCRIPCION.**- Se usa un catalizador altamente selectivo de doble función en este proceso para promover reacciones que consisten predominantemente en deshidrogenación, isomerización, aromatización, hidrocraquin y desulfuración. La deshidrogenación y la deshidroisomerización de los naftenos permite la producción de concentrados aromáticos tales como benceno, tolueno, y xileno de las fracciones de naftas. Las mismas reacciones más isomerización y aromatización de parafinas da altos rendimientos de gasolina de motor de las fracciones nafténicas rectificadas.

En el diagrama de flujo adjunto, el flujo del proceso de una planta característica puede trazarse.

La carga de nafta se une con una corriente de gas recirculado rica en hidrógeno y las corrientes combinan, dos fluyen primero a través de un intercambiador de calor y luego a través de un precalentador de fuego en el reactor número 1. Los reactantes sufren una caída de temperatura al pasar a través del reactor debido al calor endotérmico de reacción. El nivel de temperatura se ajusta pasando el material parcialmente reaccionando a través de una bobina recalentada antes de seguir la reacción en el reactor número 2. El paso a través de un segundo recalentador y del reactor número 3 completa la conversión.

El efluente del último reactor se enfría mediante un intercambio de calor con la corriente de carga del reactor y -

enfriando agua y luego "flashea" el tanque de mayor presión. - Una porción de los vapores del tanque "flash" se liberan al - compresor de gas recirculado para comprimirlo y regresarlo a - los reactores; el gas neto formado se libera a un sistema de - gas combustible.

El líquido "flash" se bombea entonces a una torre es-  
tabilizadora convencional. La gasolina estabilizada se produ-  
ce como fondo con el producto de vapor sacado para llevarlo -  
a un sistema de gas combustible o utilizarlo en otro propósito  
ya que el gas es rico en hidrógeno.

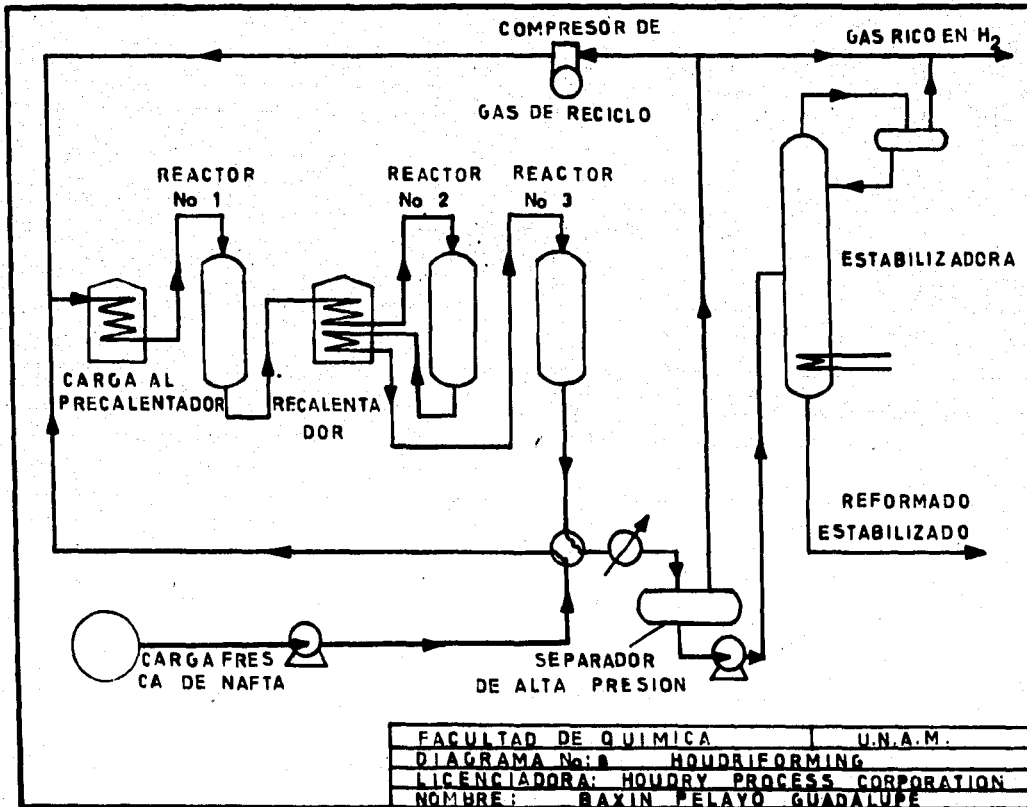
CONDICIONES DE OPERACION.- Las principales variables-  
del proceso son temperatura, presión, velocidad y proporción -  
de recirculación de hidrógeno. Mediante la manipulación adecua-  
da de estos controles es posible cambiar la severidad de refor-  
mación tan ampliamente como se requiera ya sea en gasolina pa-  
ra motor u otros usos. Las condiciones características de ope-  
ración caeran en el rango de 875 a 950 °F presión de 250-600 -  
psi, velocidad de 1.5 - 5.0 V/Hr/V y razón mol de hidrógeno/ -  
aceite de 4/10.

Rendimientos.- Los rendimientos típicos para produc-  
ción de gasolina de motor se resumen en tabla.

INSTALACIONES COMERCIALES.- Tiene un rango de opera-  
ción desde 500-45000 BPSD. Las unidades de reformación que em-  
plea este proceso tienen una capacidad consignada de 250000 -  
BPSD.

## HUODRIFORMING DE GASOLINA DE MOTOR

Reformado desbutanizado, % en vol.		Research O.N. Clear
90.5		90
87.7		95
83.5		100
78.2		102.5
Inspección de reformado	Carga de nafta	reformado
Gravedad API°	52.6	43.8
Destilación ASTM, °F		
IBP	198	110
10	222	180
30	242	222
50	264	252
90	340	342
Punto final	376	415
Research O.N. Clear	54.6	100
Research O. N. + 3 CC.TEL	76.2	104.2
Composición (Base despentanizada) % en vol.		
Parafinas	42.7	20.5
Olefinas	0.7	1.5
Naftenos	37.8	1.5
Aromáticos	18.8	76.5



## II.9 ULTRAFORMING (Standard Oil Company Indiana)

**APLICACION.-** Para producir máximos rendimientos de fuentes mezcladoras de alto octano y aromáticos.

**CARGA.-** Cargas vírgenes de bajo octano craqueadas, naftas hidrocraqueadas y craqueadas térmicamente.

**PRODUCTOS.-** Las operaciones comerciales características dan productos con octano de 95-103. El ultraformado puede dividirse para obtener una fuente con un rango de 109-113 de octano claro.

**DESCRIPCION.-** Ultraforming es un proceso de soporte fijo que emplea las propiedades rugosas del catalizador permitiendo una regeneración frecuente sobre la corriente. La regeneración frecuente permite operaciones altamente severas a bajas presiones con pequeñas cantidades de catalizador y bajas velocidades de recirculación del gas. Los resultados son altos rendimientos de ultraformado e hidrógeno. Cuando el hidrógeno se usa en procesos de corriente descendente, el rendimiento relativamente constante de hidrógeno es una ventaja sustancial del ultraformado.

Para producción de aromáticos, los ultraformados pueden diseñarse para producir xileno de alta pureza por fraccionamiento directo. También las fracciones del tolueno las cuales son suficientemente ricas para cargarse directamente a la desmetilación o a las unidades de trasalquilación pueden producirse sin extracción. Los catalizadores para ultraforming tienen un contenido de metales preciosos relativamente bajo.

En operación comerciales el catalizador ha sido regenerado casi 600 veces antes de reponerlo sin pérdidas en la selectividad.

CONDICIONES DE OPERACION.- El rango de las presiones del reactor varía desde 125-300 psig, las temperaturas de entrada al reactor se encuentran, por arriba de 1020°F, las velocidades de recirculación del gas se encuentran en el rango de 1500 a 2500 FT<sup>3</sup>/seg/barr.

RENDIMIENTOS.- Los rendimientos característicos son:

	Este medio	Continente Medio	Nafta cata lítica pesada	Hydro- craqueo- pesado.
--	------------	------------------	-----------------------------	-------------------------------

---

Carga de Nafta.

ASTM destilación,  
°F.

Inicial	212	172	202	224
10%	230	220	232	240
50%	262	257	268	273
90%	316	305	360	339
EP.	364	358	409	380
Parafinas, % en Vol.	68	52	31	25
Aromáticos Vol. %	13	13	41	39

---

## PRODUCTOS.

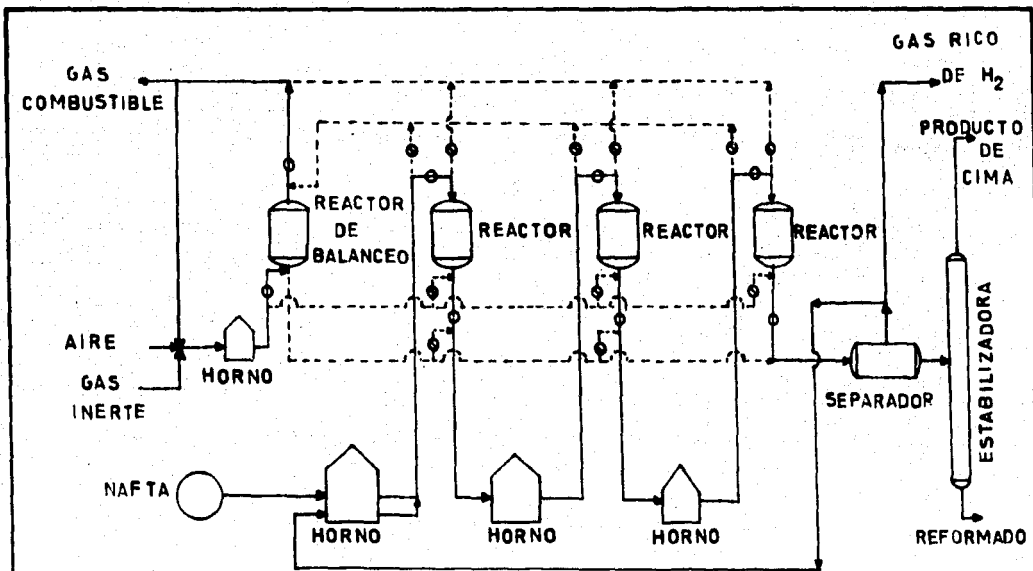
C<sub>5</sub> + Ultraformado

Investigación ON, claro	97	99	100	103	100	103	100	103	106
Producto % Vol.	78.9	78	82	77.6	90	85.9	91.8	88.4	83.6
RVP. psi	4.8	5.1	4.1	4.4	3.5	3.8	3.4	3.7	4
Aromáticos % Volumen.	65	68	72	78	75	81	72	77	84
Butano, % Volumen.	5.7	6.1	3.9	4.6	2.8	4	1.7	2.8	4.1
C <sub>1</sub> -C <sub>4</sub> % Pe- so	12.7	13.3	8.9	12.3	5.6	8.2	3.4	5.8	9.8
Hidrógeno, scf/bbl	1250	1280	1370	1370	800	800	950	950	950

---

INSTALACIONES COMERCIALES.- Arriba de 5000,000 barriles/corr/día de capacidad ultraforming ha sido instalado en 34 unidades comerciales por todo el mundo.





FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 9	ULTRAFORMING
LICENCIADORA: STANDARD OIL COMPANY INDIANA	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUAQUILUPE	

## II.10 SBK REFORMACION CATALITICA (The M.W. Kellogg Company)

**APLICACION.**- Este proceso es aplicado al aumento de octano de naftas de bajo octanaje.

**CARGA.**- Las naftas ligeras, pesadas y de rango de ebullición completo incluyendo a aquellas de los crudos de alto contenido de azufre, han sido reformados sucesivamente.

**PRODUCTO.**- La mezcla de combustibles de motor proveen de 85-100 de octano "Research clear", dependiendo de las condiciones de operación.

**DESCRIPCION.**- El diagrama de flujo acompañante ilustra un diseño comercial típico. La nafta se carga a través de un absorbedor a un desulfurizador de alta presión, a lo largo con hidrógeno producido en la unidad, para el movimiento de metálico dañino, compuesto de arsénico, desulfurización y saturación de compuestos olefínicos. El desulfurizador, el efluente del desulfurizador pasa a través de un despojador, que está unido por el gas de recirculación rica en hidrógeno, y recibe precalentamiento para la temperatura anterior a la entrada del primer reactor de reformado.

Después del primer reactor, los vapores son recalentados y pasados al segundo reactor. Siguiendo el segundo reactor, los vapores son recalentados y pasados al tercer reactor y/o cuarto reactor. El efluente del reactor final es pasado a través de los calentadores y enfriadores al separador de alta presión donde se separa de el efluente del reactor total es separado en fracciones de líquido y gas. El gas de alto conteni-

do de hidrógeno, es comprimido y recirculado a la entrada del sistema de alimentación de nafta. La fracción líquida es alimentada a la columna por estabilización para producir el producto reformado desbutanizado. El hidrógeno es producido en exceso de los requerimientos del proceso y puede ser utilizado en otro proceso.

El catalizador es regenerado en el lugar, Cualquiera de los reactores el tercero o el cuarto se puede cerrar para la regeneración sin trastorno para la operación.

CONDICIONES DE OPERACION.- El rango preferido de las condiciones del reactor es 300-500 psig y 875-950°F, con una razón de gas recirculado de 5000-8000 SCF/BBL de alimentación.

RENDIMIENTO.- Los siguientes datos dan productos típicos para reformar una nafta pesada vírgen de Texas de rango de ebullición. de 250-390 °F, número de octano claro 50 F-1.

F-1 octano claro (C <sub>5</sub> +) .....	85	90	95
% en vol. de produc. C <sub>5</sub> + reformado .....	91	88.2	84.7
% en vol. de produc. C <sub>4</sub> s .....	2.2	3.0	4.0
% en peso de produc. de gas seco .....	4.7	6.0	7.7

Los datos para el reformado de la nafta vírgen parafínica del medio Este son:

Gravedad °API .....	52.8
Destilación ASTM °F .....	
IBP .....	250

10%	293
50%	323
90%	360
E.P.	285
Octano Claro F-1	25.9
F-1 + 3 CC. TEL	51.1

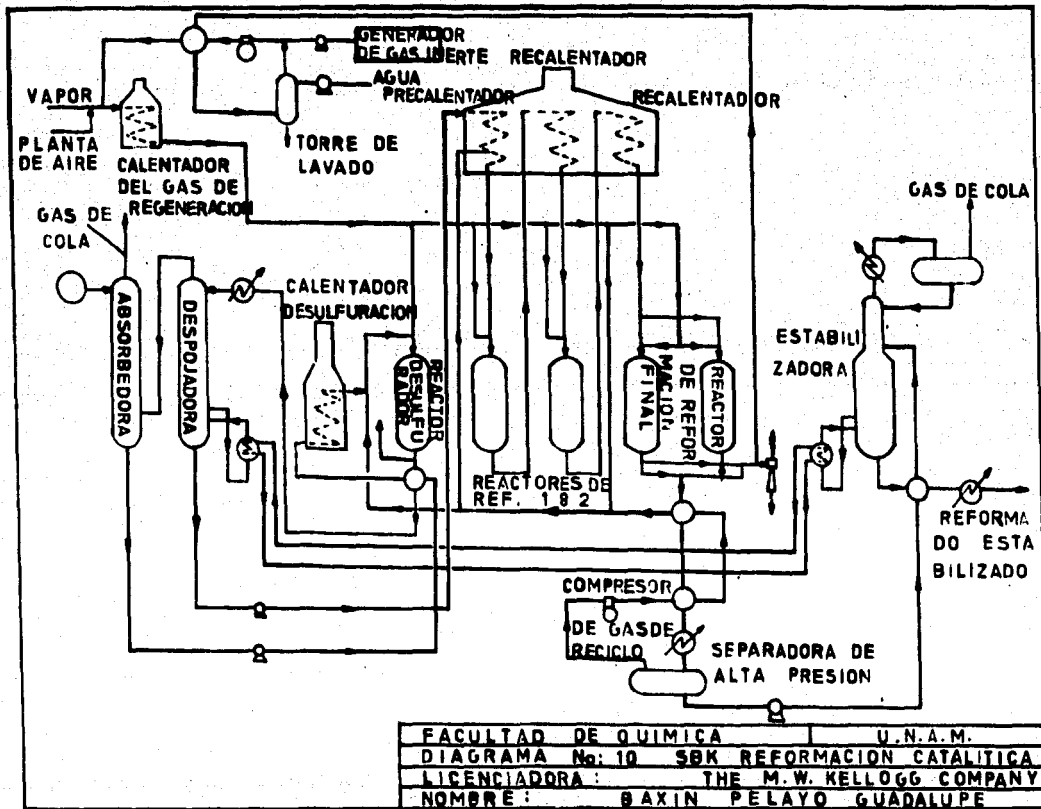
REFORMADO	CASO A	CASO B
% en vol. de productos reformados C <sub>5</sub> +	78.5	80.8
% en vol. de productos C <sub>4</sub> s	6.4	5.8
% en peso de producto de gas seco	10.5	9.2
octano claro F-1 (C <sub>5</sub> <sup>+</sup> )	95	95

#### CONDICIONES DE OPERACION.

PRESION	ALTA	BAJA
Temperatura del reactor	900	900
Relación de gas recirculado SCF/Bbl	5000	500

INSTALACIONES COMERCIALES.- 11 unidades de Kellogg es tán en operación, tienen una capacidad total de carga de - 111,700 Bpsd.

Una variedad de industria 39 instalaciones de reformación fue ron diseñadas por Sinclair-Beker Catalizador, representando - una combinación de carga de 357,300 Bpsd.



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 10	SBK REFORMACION CATALITICA
LICENCIADORA:	THE M.W. KELLOGG COMPANY
NOMBRE:	Ø AXIN PELAYO GUADALUPE

## II.11. REFORMACION CATALITICA (Sinclair Refinery Company)

**APLICACION.**- Este proceso se aplica a elevar las naftas de bajo octano y la producción de aromáticos.

**CARGA.**- Naftas primarias (los ejemplos característicos se dan en la tabla 1) las fuentes craqueadas de rango de ebullición similar.

**PRODUCTO.**- Una fuente para mezcla de combustible para motor de 85-98 octano (RESEARCH CLEAR) dependiendo de las condiciones de operación. Cuando funciona para producción aromática, el producto puede contener benceno, tolueno, xileno u otros aromáticos dependiendo de las cargas de alimentación y de las condiciones de operación empleadas.

Los anteriores aromáticos pueden encontrarse en el producto y pueden extraerse por cualquiera de los diferentes procesos de extracción conocido.

**DESCRIPCION.**- El diagrama de flujo acompañante ilustra un diseño comercial característico. La nafta se carga a un precalentador, después de mezclarse con una corriente gaseosa rica en hidrógeno que se recircula desde el reactor. La corriente alimentada por la parte superior del reactor número 1. Los vapores que salen de este reactor se vuelven a calentar y se alimenta al segundo reactor. Después que la corriente del reactor número 2 sale y se vuelve a calentar antes de entrar al reactor número 3. El efluente del tercer reactor se pasa a través de enfriadores y un tanque "flash". En este tanque el efluente total del reactor se separa en una fracción líquida y gaseosa.

La fracción gaseosa siendo rica en contenido de hidrógeno se comprime y se recircula hasta la entrada del sistema de alimentación de nafta. La fracción líquida se alimenta a una columna para estabilización para producir el producto reformado desbutanizado. El hidrógeno es producido en exceso y puede utilizarse para otro proceso.

La naturaleza regenerativa del catalizador de platino hace posible la aplicación de dos procesos diferentes de reformación gobernado por la severidad de la operación cuando se procesa en condiciones mediana solo es necesario practicar la regeneración ya que la actividad del catalizador disminuye lentamente. Tales operaciones son especialmente continua y se caracterizan por bajas temperaturas, altas presiones y altas velocidades espacio.

El procesamiento para obtener altos niveles de octano requiere de temperaturas más altas y velocidades espacio más bajo. El uso de presiones más bajas se indican debido al potencial; sin embargo se requiere de una regeneración más seguida.

El diseño para esta operación es tal que los reactores pueden ser regenerados por separados sin intercepción del ciclo de procesamiento de la nafta. Es necesario suministrar un reactor adicional para que cualquiera de los reactores pueda retirarse de servicio y regenerarse.

La regeneración después de las operaciones medias se efectúan despresurizando, purgando el sistema con gas inerte y admitiendo una cantidad de aire para quemar el material carbónico el cual obstruido el catalizador; el frente de la flama avanza a través de cada reactor en serie.

La regeneración durante una operación muy severa puede efectuarse en una forma similar sobre cualquier reactor individual mientras los otros permanecen trabajando.

El catalizador se caracteriza por (1. alta ciclización parafínica, 2. deshidrogenación maximizada de naftenos, 3. alta isomerización parafínicas y naftenicos, 4. alta producción de hidrógeno, 5. bajo hidrocracuin. Dependiendo del tipo de operación, la vida del catalizador puede variar desde 40 a 200 bbl/lb. El catalizador es un desarrollo de Sinclair Refinery Company y Beker-Company.

CONDICIONES DE OPERACION.- Las condiciones varían con la fuente alimentada y los rendimientos deseados: 200-750 lb/pulg.<sup>2</sup> manométrica, de 825-950°F, de 1 a 5 velocidad espacio/hora en peso y de 3 a 10 de recirculación molar.

#### RENDIMIENTOS CARACTERISTICOS: VER TABLA 2

TABLA 1

Característico de una fuente de alimentación

Fuente de crudo	Continente Medio	Kuwait
Destilación:		
Gravedad API°	53.9	58
I. V. P. °F	253	228
10% °F	266	252
50% °F	289	286
90% °F	333	340
E. P. °F	360	370



## Análisis

Naftenos % en volumen	41.4	20
Aromáticos % en volumen	7.3	13
Parafinas % en volumen	50.6	67
Azufre % en peso	0.015	0.045
Octanos:		
Research clear	38.2	35
Reserarch + 3 cc. TEL/gal.	65.0	58.5

Planta piloto datos de rendimientos de las naftas del continente medio y de Kuwait.

Fuente de crudo para reforma  
ción Research

	85	85	95	95
Claro	M-C	A-K	M-C	A-K

## Rendimientos:

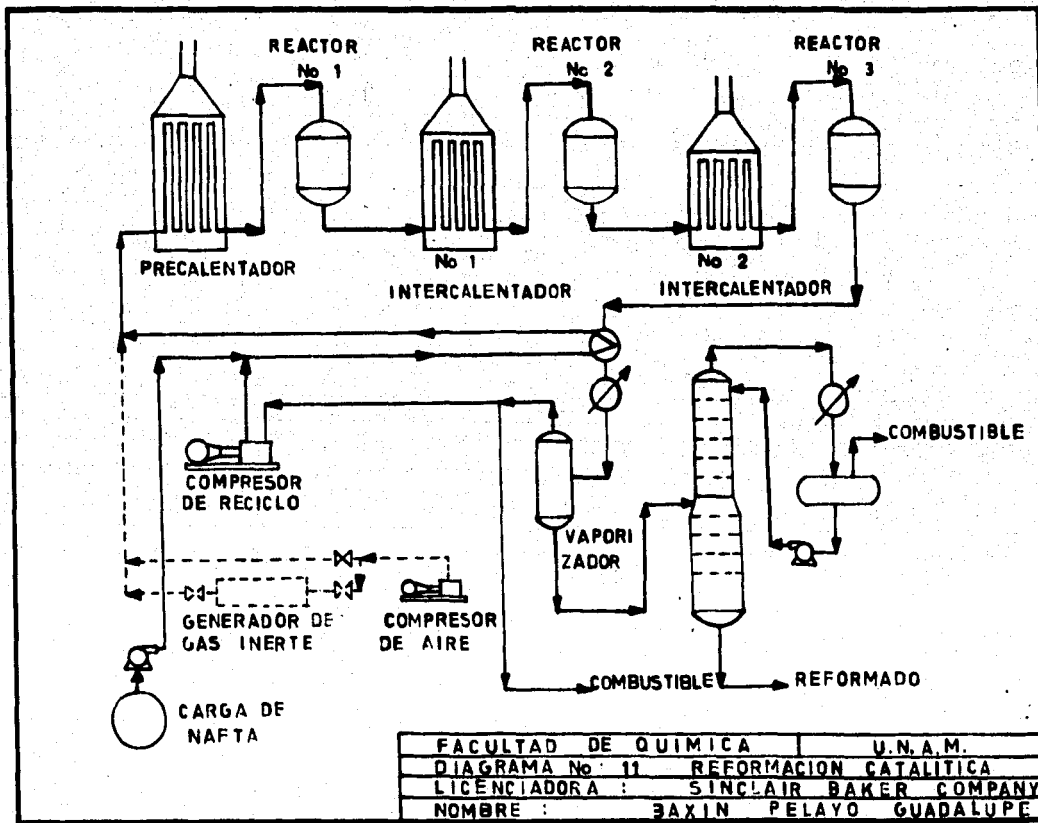
% en peso de H <sub>2</sub>	1.7	0.8	1.8	1.1
% en peso de metano	1.0	1.2	1.8	2.0
% en peso de etano	1.6	2.4	2.8	3.8
% en peso de propano	2.5	4.0	4.2	6.2
C <sub>3</sub> total % en peso	5.1	7.6	8.8	12
Butano % en volumen	3.6	6.1	6.2	9.7
% en volumen E.P. C <sub>5</sub>	87.9	84.9	80.8	75.9

## Octanos:

Método Research Clear	85.0	85.0	95.0	95.0
Método Reserarch clear + 3 cc. de TEL/gal.	94.6	95.5	100.1	100.1

Método del motor clear	78.6	78.6	85.7	85.7
Método del motor clear + 3 cc. de TEL/gal.	87.0	88.6	91.1	92.2

INSTALACIONES COMERCIALES.- 3 unidades están operan--  
do.



## II.12.- HYPERFORMING (Union Oil Company of California)

**APLICACION.-** Corrientemente es aplicable para elevar la gasolina de destilación primaria y/o las mezclas craqueadas de gasolina para producir un producto esencialmente libre de Azufre y nitrógeno, elevado en octano, reducido en el rango de ebullición, y estable.

**CARGA.-** Pueden procesarse fracciones de gasolina craqueada y de destilación primaria con puntos de ebullición entre 150 y 450 °F ya que el proceso incorpora las facilidades de recuperación, no hay un límite crítico en el rango de ebullición de la carga ni el nivel de octano de el producto.

**DESCRIPCION.-** El proceso Hyperforming es un proceso de reformación catalítica continuo el cual utiliza el nuevo Hiperflow (Flujo Másico) técnica de manipulación de catalizador. El catalizador es circulado a velocidades muy bajas y virtualmente no existen pérdidas por impacto. Saca el reformado de las naftas de destilación primaria, así como mezclas de cargas de destilación primaria y craqueadas para efectuar mayores elevaciones en la calidad de la gasolina con altos rendimientos sobre el líquido. El reactor utiliza un soporte móvil del tipo de catalizador Molibdato-Cobalto. La presión de operación es cerca a 400 psi. Se emplea una corriente de recirculación del hidrógeno para las reacciones catalíticas y las temperaturas del reactor se encuentran en el rango de 800 900°F.- El reactor incorpora características de manipulación de sólidos el cual suministra un control preciso del movimiento del catalizador en todos los puntos. El catalizador va hacia abajo en el reactor por flujo gravitacional, y se regresa hasta lo alto del reactor por medio de transporte de masa en la lí-

nea de transferencia del catalizador simultaneamente con ésta elevación vertical se efectúa la regeneración. La nafta que - está siendo procesada se calienta con el efluente del reactor - y se introduce en el fondo del reactor a una presión de aproxi - madamente 400 psi. El vapor de nafta con el gas recirculado - fluye hacia arriba en contracorriente con el catalizador y el - hidrógeno caliente se introduce en puntos internos de calenta - miento. La nafta sale de la cabeza del reactor como un produc - to fuertemente refinado. Los vapores que pasan a través del - precalentador se enfrían y el recirculado y el producto líqui - do se separan.

Las mezclas de gasolina se destilación primaria y car - gas craqueadas pueden refinarse simultaneamente mediante Hyper - forming. En el curso de la elevación de octano el hidrógeno - cedido en la deshidrogenación de los naftenos se vuelven a - usar para la eliminación de grandes cantidades de azufre, ni - trógeno y compuestos oxigenados en las cargas inferiores. Tam - bién se saturan las olefinas. Este intercambio de hidrógeno - entre la gasolina y las cargas inferiores producen gasolina re - finada sin el requerimiento de producción externa de hidróge - no. Las reacciones del proceso incluyen la combinación de des - hidrogenación de naftenos a aromáticos así como la hidrogena - ción para eliminar los contaminantes de la gasolina. La deshi - drociclización de las parafinas es una característica que lle - va a productos de alta calidad a partir de cargas parafini - cas.

Existe una cantidad substancial de hidrocarburos de - Hidrocraquin de alto peso molecular junto con la isomerización de las parafinas y naftenos. La volatilidad del producto es - una característica de la operación lo cual aumenta el volumen - potencial de las fuentes cargadas a la planta de reformación - con un aumento correspondiente de la producción posible de ga -

solina de una instalación refinadora dada.

Frecuentemente en la etapa de desarrollo es una modificación del Hyperforming para poder efectuar en un reactor de diez Zonas simultáneamente la desulfuración y la elevación de una fracción de gas oil empleando el hidrógeno formado en la zona de reformación.

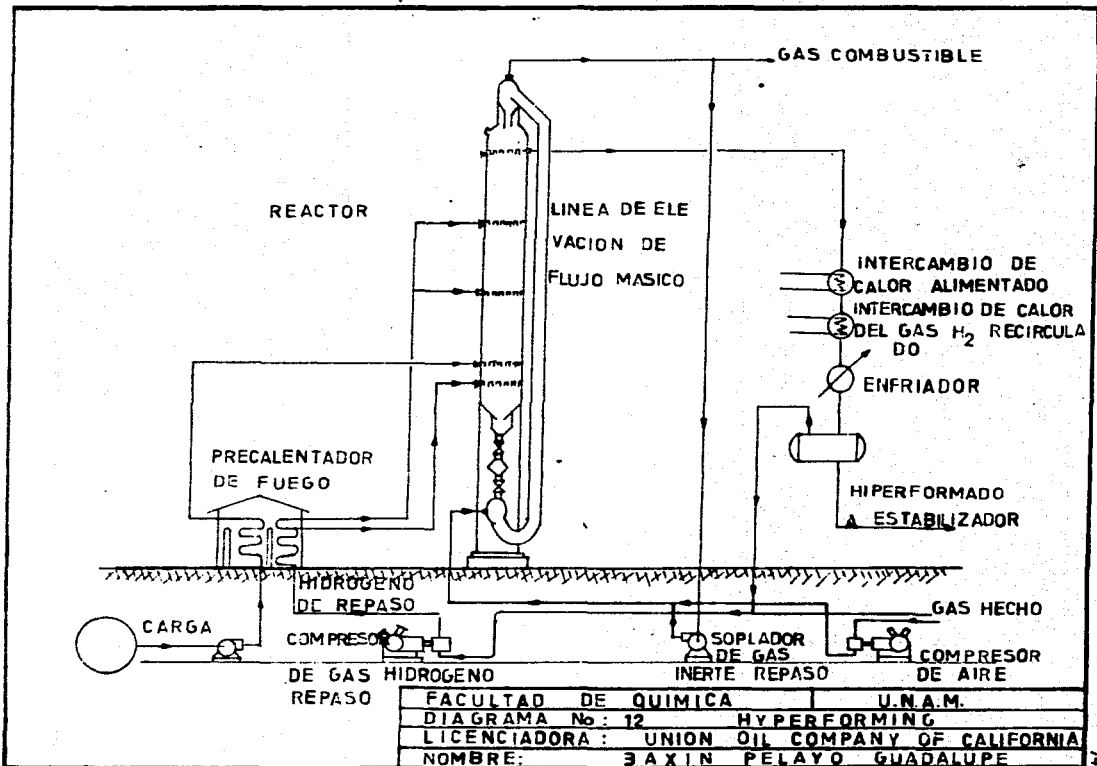
CONDICIONES DE OPERACION.- Se efectúa a niveles de presión del orden de 400 psi y temperaturas del reactor en el rango de 800°F. El hidrógeno recirculado se utiliza y la velocidad espacio se ajusta a la característica particular de la carga a procesarse.

RENDIMIENTOS.- Los rendimientos característicos se muestran en la tabla:

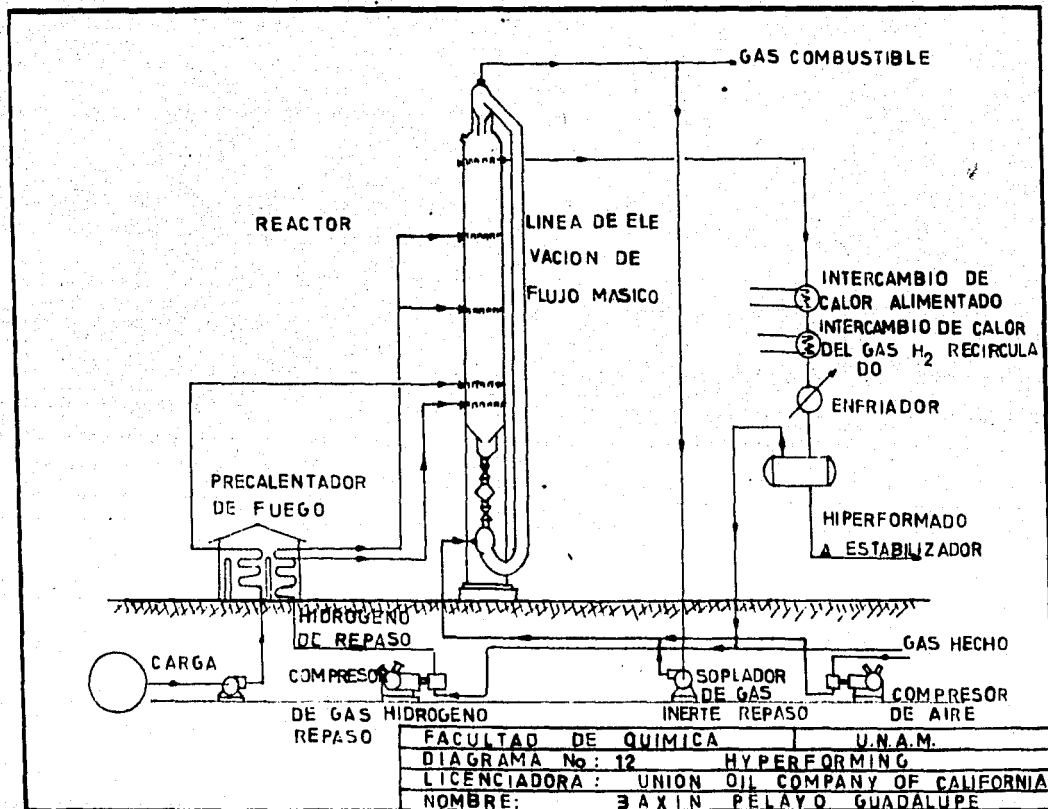
DATOS DE PRODUCTOS LIQUIDOS	CARGA	PRODUCTOS	
Rangos de octano:			
F-1 Claro	40.0	91	84
F-1 + 2 CC. TEL	62.5	98	95
F-2 Claro	40.0	81.5	75
F-2 + 3 CC. TEL.	63.0	88.5	86
Gravedad ° API.	51.6	52.1	52.2
DESTILACION ENGLER °F.			
Inicial.	256	99	115
10%	270	181	209

50%	292	272	280
90%	340	333	335
95%	354	390	370
E.P.	383	417	406
% en volumen producto líquido C <sub>4</sub>	...	91.7	93.8
% vol. producto de butano.	...	6.0	4.6
Polímero	0.0	0.4	0.2

INSTALACIONES COMERCIALES.- La primera unidad esta -  
siendo instalada en la planta Signal Hill de Calstate Refining  
Company. En esta aplicación la planta procesará una mezcla de  
un destilado y una gasolina recta de los Angeles simultáneamen-  
te se elevará el octano y se desulfurará. El producto será -  
dulce y contendrá 0.007% de azufre comparado con 0.579% de azu-  
fre en la alimentación.







## II.13. POWERFORMING (Esso Research and Engineering Company)

**APLICACION.**- Es un proceso cíclico de soporte fijo - que emplea un nuevo catalizador de platino. Se usa para producir gasolina de alto número de octano. El residuo gaseoso rico en hidrógeno de una unidad de este tipo puede usarse para extraer azufre de la alimentación a la unidad y de otras fuentes de destilación.

**CARGA.**- La alimentación característica consiste en una nafta vírgen o una mezcla craqueada de nafta vírgen. La hidrorefinación de la carga de alimentación no es necesaria, pero prefiere en lo general.

**PRODUCTOS.**- Materiales con un 95-100 de número de octano pueden producir de una gran variedad de cargas de alimentación.

**PRESCRIPCION.**- Este proceso usa cuatro, cinco o seis reactores con tres, cuatro o cinco en corriente mientras uno - esta siendo regenerado por una técnica especial. El ciclo en cualquier reactor varía de 5 a 15 días.

Debido a las nuevas técnicas de regeneración del catalizador retiene su alta actividad inicial en grandes períodos de operación.

Alimentación para el proceso pasa primero a un hidrorefinador para tratamiento con hidrógeno. Este paso puede emitirse si se esta usando una nafta dulce de destilación prima--

ria saturada pero es necesario con nafta combustible craqueada o mezclas que contengan estos componentes.

El efluente del hidrofrefinador pasa a un separador ab sorbedor. Los fondos de este entonces pasan a el primero de los reactores. La alimentación de la unidad pasa al menos a través de tres de los reactores en serie y puede pasar a través de un limite de cinco.

Efluente de la última unidad se enfrían y se envían a un separador. Un gas rico en hidrógeno se obtiene del separador y se divide en 2 corrientes. Una va al absorbedor y la otra se usa como recirculado para el reactor. Los fondos del separador se calientan y se alimentan a un desbutanizador.

RENDIMIENTO.- Ver tabla

OPERACIONES CARACTERISTICAS DE POWERFORMING

RENDIMIENTO	ARABE Ligero	ARABE Pesado	LOUISIANA Mezclado	W. TEXAS Pesado.
<b>Cargas alimentadas</b>				
Gravedad °API	61.9	54.0	60.3	50.6
%, peso, azufre	0.03	0.07	0.005	0.20
F-1 octano, claro	39	29.7	53	46.1
<b>DESTILACION:</b>				
10%	216	276	205	288
50%	241	326	231	308
90%	282	370	293	350

**CALIDAD DE****Producto:****Investigación octano:**

Claro	95	100	98	98
+ 3 cc. TEL	100.5	103	103	102

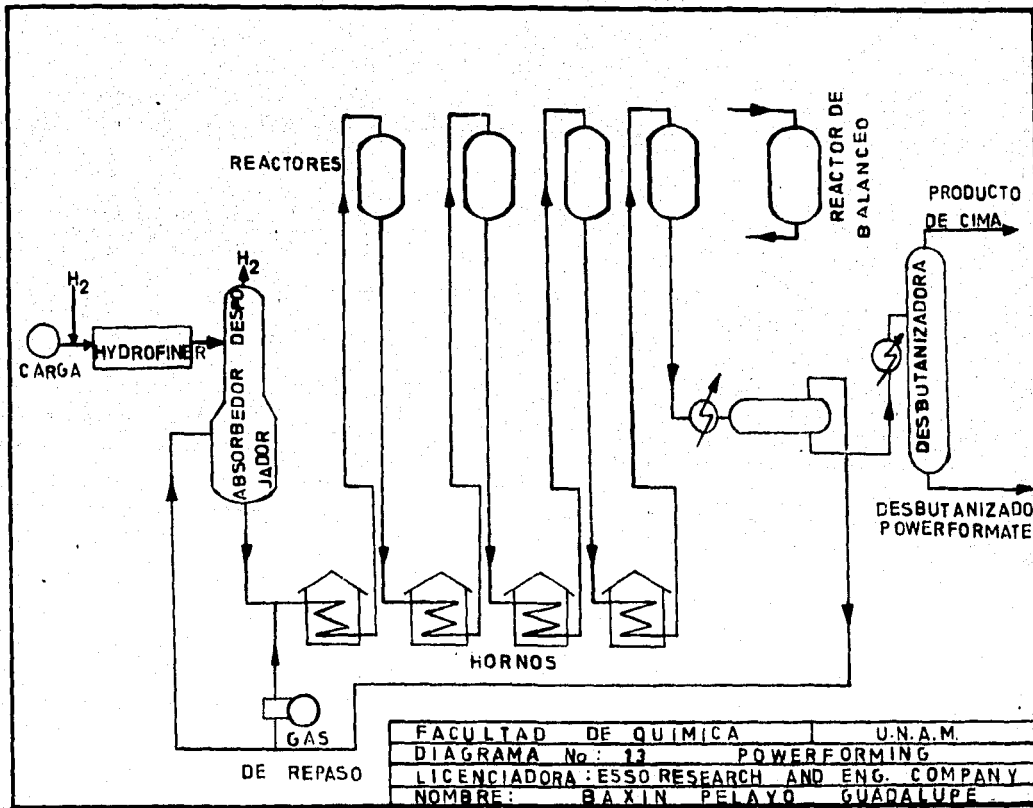
**Motor de octano:**

Claro	85.5	88.5	88	97
+ 3 cc. TEL.	92	93.5	93	92

**RENDIMIENTOS:**

C <sub>5</sub> +, % vol.	72.5	69	72.5	81
C <sub>4</sub> +, % vol.	10.5	11.5	10.5	6.5
C <sub>1</sub> - C <sub>3</sub> + % peso	12.5	16.5	12	8.5
H <sub>2</sub> , % peso.	1.4	0.7	1.8	1.8
H <sub>2</sub> , SCF/B	680	350	880	930

**INSTALACIONES COMERCIALES.-** A fines de 1976 se habran instalado más de 85 unidades con una capacidad total de 12000, 000 BPSD en suma más de 100000 BPSD se encuentran en diseño o construcción.



## II.14. REXFORMING (Universal Oil Products Company)

**APLICACION.-** El proceso rexfoming UOP produce económicamente un producto sin plomo con un rango de octano que varía de 98-100 cuando se carga una gasolina de rango de ebullición total.

**PRODUCTO.-** Consiste de aromáticos al 58% aproximadamente 5% de naftenos, olefínicos en pequeñas cantidades y el balance es parafínicas de alto octano con puntos de ebullición relativamente bajas.

**DESCRIPCION.-** Es un proceso de combinación como se indica en el diagrama de flujo, que emplea elementos del platforming en un método catalítico de reformación en conjunto con algunos pasos de el procedimiento Udex para la recuperación de aromáticos.

Cuando se carga una gasolina de rango de ebullición total, se usa un prefraccionador para preparar un corte de 180 a 200 grados IBP a 400 grados EP como una corriente lateral la cual constituye la alimentación a la sección catalítica. Esta sección emplea el catalizador platforming y su sección de flujo similar. El efluente del reactor se "flashea" para recuperar el hidrógeno producido en el proceso y para recircularlo. El líquido residual se estabiliza a la presión de vapor deseada y al punto de ebullición inicial.

El efluente del reactor estabilizado se pone en contacto en una columna extractora especialmente diseñada con una solución acuosa de glicol en flujo a contracorriente. La cabe

za o refinado de esta columna contiene esencialmente todas las parafinas de alto punto de ebullición y bajo octano. Esta corriente se recircula a la sección de reactor vía alimentación al prefraccionador, por lo que aparece en el corte previamente mencionado. El producto del fondo, a el extractor se separa de los hidrocarburos disueltos en la última columna. El separador superior es rexformato. Producto del fondo es solvente de composición deseada para efectuar la recuperación del Rexformato y se recircula al extractor.

Algunas condiciones de operación catalítica son innecesarias para asegurar un super combustible desde el punto de vista del octano. Esto se hace para mayor tiempo de vida del catalizador y altos rendimientos y reducir los costos de mantenimiento del equipo en comparación con una sola reformación catalítica con el mismo nivel de octano.

Las condiciones de la columna extractora se ajustan para controlar la calidad del rexformato en vez de las condiciones del reactor como en el proceso platforming. Las condiciones del reactor se ajustan para la conversión óptima de los hidrocarburos de la alimentación total al reactor a compuestos de alto octano.

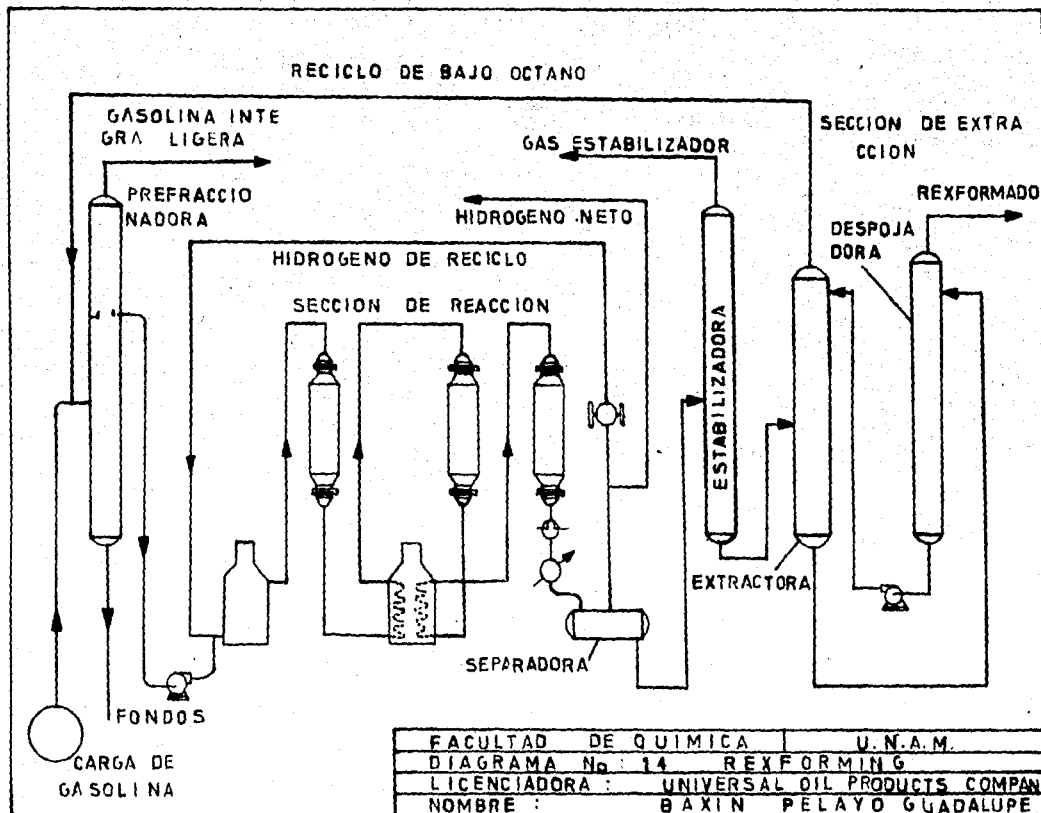
Ya que el refinado es una corriente de recirculación en lugar de un producto final en rexforming, no hay pérdidas de materiales de alto contenido de octano a una corriente de menor calidad. Esto permite una importante simplificación del equipo y economías de operación debido a que la separación entre el refinado y el extracto no necesariamente necesita ser total.

**RENDIMIENTO.-** La calidad superior del producto esta -  
indicada en la tabla:

	REACTOR DE COMBINACION DE ALIMENTACION	REXFORMADO DEBUTANIZADO
Gravedad °F	56-58	42
ASTM destilación	180	110
Punto de ebullición inicial °F	180	110
10%	215	160
30%	240	210
50%	260	240
90%	287	275
Punto final	380	410
% en peso, azufre	0.055	0.001
<b>TIPO DE HIDROCARBURO EN % EN VOLUMEN:</b>		
Parafina	60.5	35
Olefina	traza	0.0
Naftenos	33.5	5
Aromático	6.0	60.0
Presión de vapor Reid	.....	3.6
<b>CLASIFICACION DE OCTANO:</b>		
Investigación, clara	.....	98.0 (min)
+ 3 ml. TEL.	.....	iso C <sub>8</sub> +
Producto estimado % en volumen		0.19 ml TEL
alimentación fresca		81.0



**INSTALACIONES COMERCIALES.**- Toda la variedad de las - unidades nuevas de Rexformación están reemplazando y tiene demostrado la capacidad a producto de alta calidad de productos. Varias unidades Platforming estan solamente 'convirtiendo a Rex forming.



## II.15 ISO-PLUS HOUDRIFORMING (Houdry Process Corporation)

**APLICACION.-** Iso Plus Houdiforming suministra refinados con un método de acoplamiento ya sea por separación de aromáticos o reformación térmica con un proceso comercial para producir altos rendimientos de 100 octanos (y superiores) a partir de naftas de bajo octano.

**CARGA.-** La misma que para el proceso Houdriforming.

**PRODUCTO.-** Las variaciones de extracción de aromáticos iso-plus en las corridas experimentales han rendido por -- arriba del 90% de carga de nafta como gasolina de 100 octano - F-1 clara.

Una de las alternativas aromáticas, con modificaciones operacionales ligeras rinden 82% en volumen de carga como gasolina de 108 F-1 carga.

**DESCRIPCION.-** Las condiciones de operación para el proceso Houdriforming son moderados en sus tres variantes iso-plus y pretratando por el proceso Houdry integrado permite la carga de fuentes con contenido de azufre relativamente alto. - En una variante iso-plus que emplea separación de aromáticos, se "flashea" un houdriformato 87 F-1 claro, y luego se estabiliza con butanos y pentanos hasta tenerlo como producto.

El efluente despentanizado se carga a extracción, con un concentrado aromático del 90% separado como producto. Un refinado 81% parafínico se lleva a una segunda etapa Houdriforming, produciendo Houdriformato 81 F-1 claro para "flashearlo"

y despropanizarlo. La mezcla final de el 100 octano F-1 claro en este caso consiste de el concentrado aromático, butanos y pentanos de la primera etapa Houdriforming y el Houdriformato-estabilizado de el segundo paso.

La recirculación del Houdriformato del segundo paso para la extracción de aromático y la conversión del mismo a un concentrado aromático del 90%, hace posible recuperar más del 80% de la nafta cargada como gasolina 108 F-1 claro 10 Lb octano RVP.

La segunda ruta de separación iso plus de aromático emplea solamente una etapa Houdriforming.

El efluente despentanizado es un Houdriformato F-1 claro 83 con la mayor parte de los pentanos y parte del reformado desbutanizado yendo a producto final. El residuo del Houdriformato se somete a extracción, con el concentrado yendo a producto y recirculando el refinado a la corriente de alimentación principal hasta el Houdriformer.

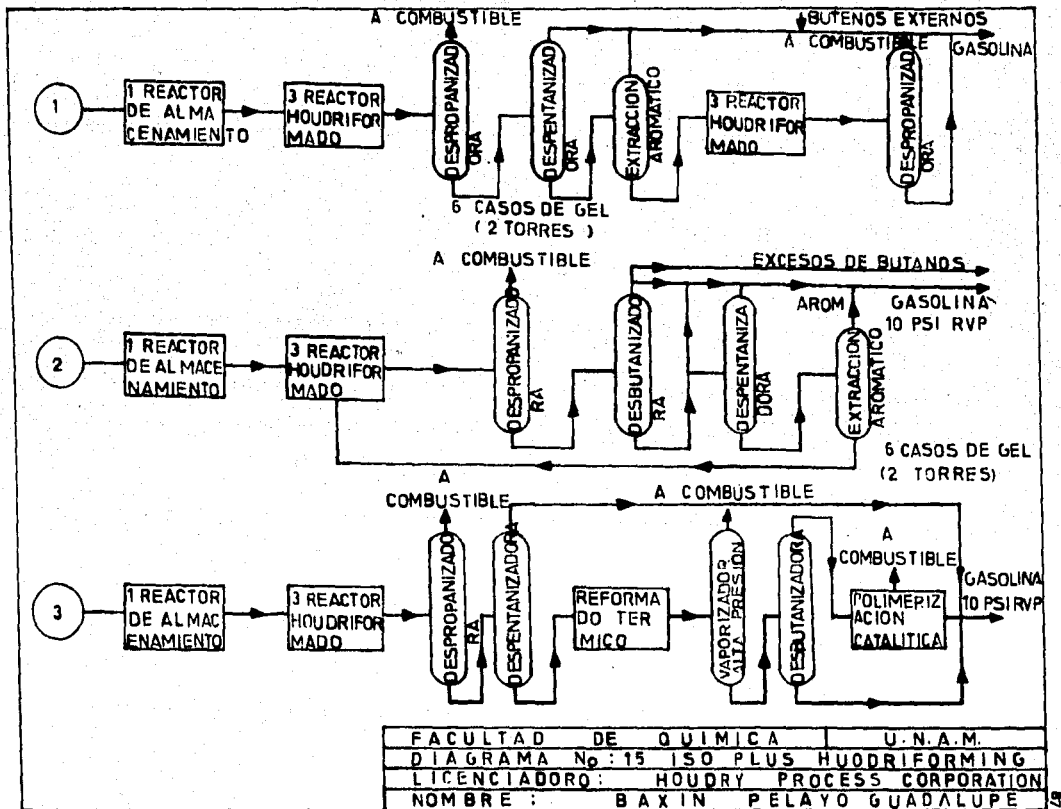
La variación térmica iso-plus Houdriforming pretrata y reforma la carga hasta un Houdriformato 87 F-1 claro. Después de despropanizar y despentanizar, con los propanos yendo al combustible de la refinería, y los butanos y pentanos yendo a la mezcla, el efluente despentanizado se reforma térmicamente, se "flashea" y se desbutaniza.

El corte  $C_3 - C_4$  va a la polimerización catalítica, con el reformado desbutanizado, con los butanos y los pentanos.

**RENDIMIENTO.**- La refinera y la planta piloto iso-plus Houdriforming acopladas con reformación térmica han rendido desde 80-90% de gasolina reformada dependiendo del rango de octano deseado para el producto final. Esta ruta iso-plus parece ser particularmente atractiva a las refineras con unidades térmicas de reformación disponibles.

**INSTALACIONES COMERCIALES.**- Una unidad iso-plus Houdriforming recientemente terminada en Italia tiene una capacidad nominal de diseño de 4000 bpsd separados como carga a una unidad térmica de esa capacidad.

Un segundo proceso iso-plus Houdriforming casi terminada en U.S. tiene una capacidad nominal de diseño de 45000 bpsd. Esta instalación empleará extracción de aromático como el proceso suplementario.



## II.16 REFORMACION TERMICA (Universal Oil Products Company)

**APLICACION.-** El proceso convierte las gasolinas y naftas de baja conversión en gasolina de alto octano. También - produce butano-butilenos y propano-propileno los cuales pueden ser polimerizados para producir una gasolina polímera de alto-octano. El residuo de la reformación térmica tiene un alto valor calorífico y puede venderse como aceite combustible.

**DESCRIPCION.-** Se carga una gasolina de destilación - primaria o fracción de nafta a un calentador donde se controlan el tiempo de reacción, presión y temperatura de carga para producir los productos deseados. El efluente del calentador - pasa a través de una válvula de control de presión donde se reduce la presión. Una corriente lateral del fraccionador se intrduce después de la válvula de control para reducir la temperatura de el efluente y minimizar el choque.

Los productos entran a una cámara de "Flasheo" de combinación y a una columna de fraccionamiento donde el gas y la-gasolina se extraen por arriba y la pequeña cantidad de fondos producidos se extraen de la porción inferior de el recipiente. Un corte de nafta craqueada de esta columna se usa para un enfriamiento subitio y un intercambio de calor adecuado.

Los cortes de naftas pueden extraerse si se desea. - Los productos de la parte superior del fraccionador se enfrían y la gasolina condensada inestabilizada se envía a un estabilizador para producir la presión de vapor deseado. Si la polimerización de los gases cedidos de la operación de craquin, se - emplea un absorbedor para recibir los gases más los fondos de-estabilización de la gasolina se emplea para dar una recupera-

ción y utilización máxima de las olefinas polimerizables disponibles.

Los fondos extraídos de la cámara "Flash" de la columna reformatora se "Flashean" aún más en un separador de residuo. El material ligero de la parte superior extraído del residuo en este punto se condensa y se regresa a la columna de fraccionamiento, mientras el residuo se envía a almacenamiento para uso subsecuente como aceite combustible. Las propiedades del residuo se regulan mediante control de reflujo a el separador.

RENDIMIENTO.- Un resultado característico cuando se emplea una nafta de 53° API se muestra en la tabla:

**CARGAS ALIMENTADAS:**

Gravedad ° API	53.0
Clasificación de octano ASTM (F-2) claro	40.5
Factor de caracterización	11.96

**100 ML. DE DESTILACION:**

Punto de Ebullición inicial °F	208
10%	263
50%	314
90%	367
Punto Final °F	385

**PRODUCTOS:**



**GASOLINA:**

Producto % en volumen de carga	81.3
Gravedad °F	56.1
Presión de vapor Reid, Lb	10.0
100 ML. DESTILACION.	
Punto de ebullición inicial	93
10%	145
50%	270
90%	360
Punto final °F	398

**Clasificación de octano:**

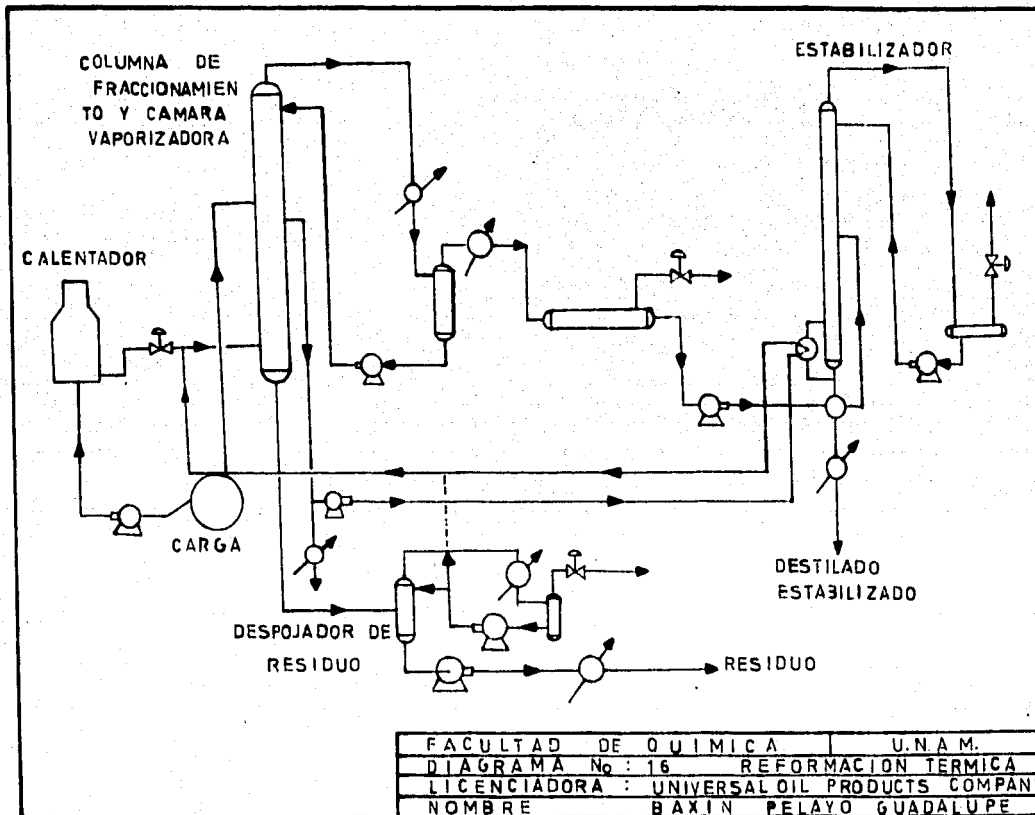
ASTM (F-2), claro	70.2
+ 3 cc. TEL/galones	81.9
Investigación (F-1)	78.2
+ 3 cc. TEL/galones	91.3

**RESIDUOS:**

Productos, % de carga en volumen	4.2
Gravedad, °API	18.2

**GAS:**

Producto, % de carga en peso	15.3
Ft <sup>3</sup> /Bl de carga.	467



## II.17. RHENIFORMING (Chevron Research Co. )

**APLICACION.-** Para transformar las naftas de bajo número de octano a altos rendimientos de mezclas de gasolina de alto octano o fuentes aromáticos para cargas.

**CARGA.-** Las naftas hidorefinadas de destilación primaria y naftas craqueadas y naftas hidrocraqueadas.

**PRODUCTOS.-** Altos rendimientos de  $C_5$  más reformado e hidrógeno se mantienen en operación ciclica permitiendo números de octano de 95-103 aun con alimentación altamente parafínica esencialmente no se tiene una caída ni en el rendimiento del líquido o del hidrógeno ya que las temperaturas se encuentran en los niveles donde ocurre normalmente el hidrocracking con los catalizadores de platino.

**DESCRIPCION.-** El proceso rheniforming es del tipo de reformación catalítica de soporte fijo el cual emplea un catalizador bimetalico. Los últimos desarrollos incluyen de nuevo catalizador rheniforming F con una estabilidad sustancialmente implementada y nueva tecnología para control de azufre. Las técnicas especiales de operación permiten el mantenimiento de alta actividad en el proceso y se recupera después de cada regeneración de catalizador. En 10 años de operación comercial, no fue necesario cambiar el catalizador. La resistencia a fallar del catalizador rhenio-platino permite el uso de baja operación (100-200 psig en la última salida del reactor), así que los rendimientos de nafta aromática e hidrógeno pueden maximizarse. La resistencia creciente a fallar también es un factor para la expansión de las plantas existentes que emplean mayores velocidades espacio menores proporciones de recirculación con octano aumentado.

Las unidades convertidas se encuentran operando con -  
proporciones  $H_2$  - HC de 2.5 - 3.5 y grandes ciclos entre cada-  
regeneración.

**RENDIMIENTOS.**- Los rendimientos del proceso Rheniforming para varias reformaciones de naftas de Arabia y naftas -  
nafténicas isocraqueadas son las siguientes:

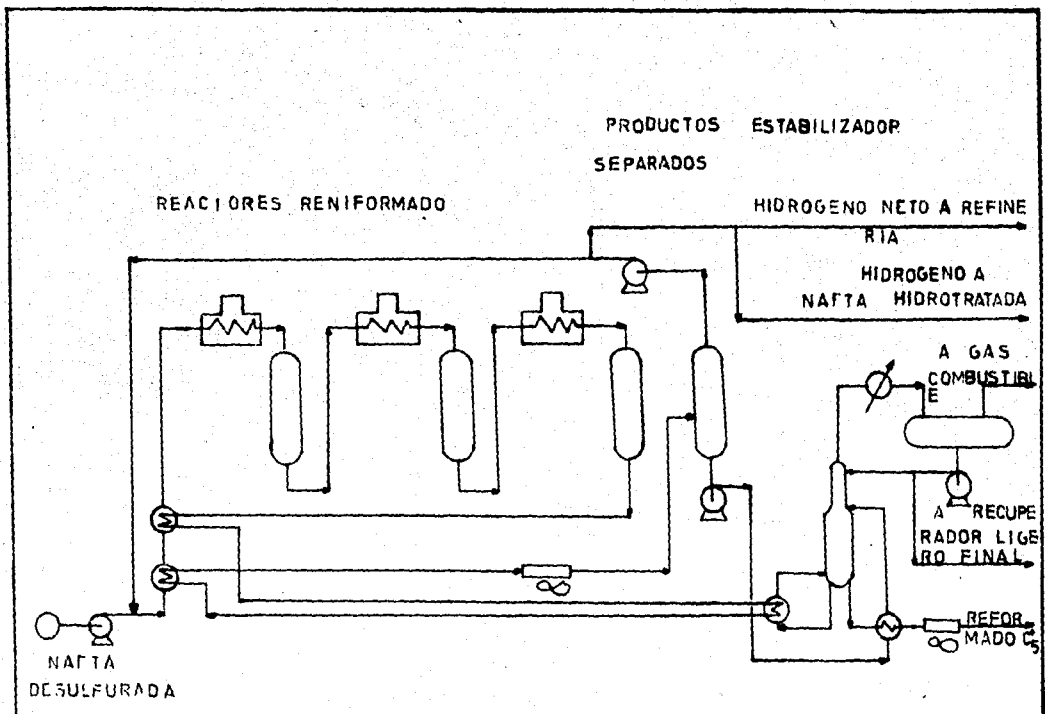
ALIMENTACION	NAFTA DE ARABIA	NAFTA ISOCRAQUEADA.
Rango de ebullición °F	180-310	200-370
Composición, % LV		
Parafinas	68.8	32.6
Naftenos	23.4	55.5
Aromáticos	8.0	11.9
PFM, azufre	0.2	0.2
PFM, nitrógeno	0.5	0.5
Presión salida del reactor	100	200
		200
<b>PRODUCTOS:</b>		
Hidrógeno SCF/bbl ALIMEN.	1530	1260
		1380
$C_1-C_3$ , SCF/bbl Alimen.	195	340
		185
$C_5+$ reformado, LV %	79.1	74.1
		85.4
<b>PROPIEDADES REFORMADAS</b>		
$C_5+$ research octano, Claro	98	99
		100
Composición, LV %		
Parafinas	32.2	31.7
		27.4
naftenos	1.7	0.5
		2.2

Aromáticos	66.1	67.8	70.4
------------	------	------	------

**Aromáticos BREAKDOWN**

C <sub>6</sub>	1.9	2.6	1.3
C <sub>7</sub>	15.7	18.8	14.0
C <sub>8</sub>	28.3	28.9	26.1
C <sub>9</sub>	19.0	15.9	19.6
C <sub>10</sub>	1.2	1.6	9.4

INSTALACIONES COMERCIALES.- 53 unidades Rheniforming-  
están actualmente en operación. Otras 8 están bajo estudio y -  
construcción la capacidad total de las 61 unidades es más de -  
880,000 barriles por día.



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 17	RHENIFORMING
LICENCIADORA :	CHEVRON RESEARCH CO
NOMBRE :	BAXIN PELAYO GUADALUPE

II.18. REFORMACION CATALITICA Y MAGNETOFORMING.- (Engelhard - Industries, Division of Engelhard Minerals and Chemicals Corp.)

APLICACION.- Para elevar las fracciones de nafta de bajo octano a un octano superior para usarse como componente mezclador de combustible para motor o como una fuente de hidrocarburo aromático.

CARGA.- Todas las naftas de destilación primaria e hidrotratadas así como las naftas hidrotratadas craqueadas son usadas como fuente de alimentación. El rango de ebullición de la nafta puede ser de 90-420°F dependiendo de los objetivos de la refinería.

PRODUCTOS.- Mientras que el catalizador y las condiciones de proceso seleccionan normalmente para un máximo de C<sub>5</sub>-EP o de rendimiento aromático las variaciones en el catalizador y en las condiciones de proceso permiten alterar la maximización de LPG o isobutano para dar las preferencias específicas del producto.

DESCRIPCION.- La reformación catalítica Engelhard se basa en el uso de una serie de catalizadores bimetálicos de platino los cuales suministran formas de producir un amplio rango de distribuciones para encontrar el producto final y/o bajar la corriente del proceso para alcanzar los requerimientos en la alimentación. La serie E-600 de catalizadores bimetálicos suministran un rango prácticamente en aumento de severidad de operación junto con un rendimiento selectivo alto y estable y mayor actividad. Para menor severidad de operación la serie de catalizadores de platino E-300 se encuentran disponibles y sustituyen a la serie RD.

El diseño magnoforming Engelhard-ARCO suministra los implementos de los catalizadores empleando condiciones de proceso que optimizan el uso del catalizador y su funcionamiento.

El diseño magnaforming puede suministrar ya sea una operación semi-regenerativa con eficiencia en la corriente de mayor de 96% o puede suministrar regeneración semi cíclica con regeneración fuera de línea de los reactores permitiendo que la operación sea continua.

**RENDIMIENTOS.-** Los rendimientos se muestran para 3 niveles de severidad:

**Alimentación:**

Rango de ebullición, °F

Composición, % Vol.

218-370°F

Parafinas

51.5

Naftenos

33.8

Aromáticos

14.7

**CONDICIONES DE OPERACION & PRODUCTOS:**

Presión del reactor promedio, psig 350 250 150

Res. O. N. Claro 100 100 100

**Rendimientos**

H<sub>2</sub> % en peso. 2.0 2.3 2.6

C<sub>1</sub> % en peso 1.6 1.3 1.0

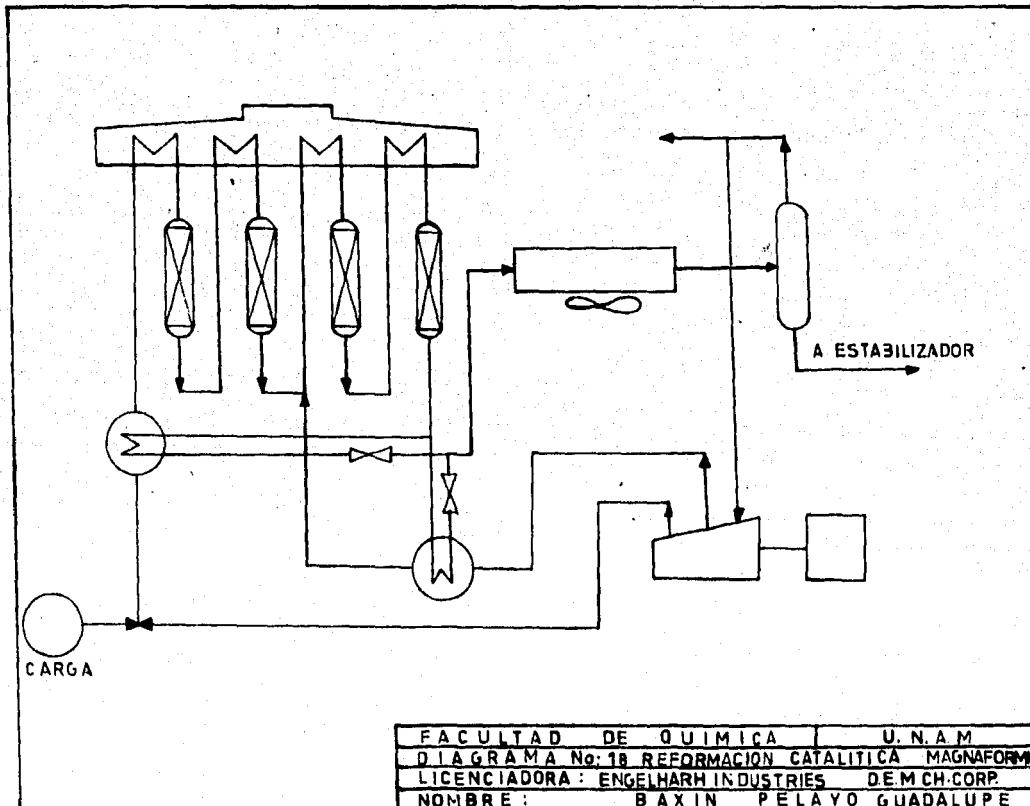
C<sub>2</sub> % en peso 2.9 2.3 1.8

C<sub>3</sub> % en peso 4.4 3.5 2.7



iC <sub>4</sub> % en vol.	3.1	2.6	1.9
nC <sub>4</sub> % en Vol.	4.3	3.5	2.7
C <sub>5</sub> -EP % vol.	77.7	80	82.4
C <sub>5</sub> -EP % peso	83.5	86	88.4

INSTALACIONES COMERCIALES.- Más de 140 unidades totalizan más de 1,650,000 barriles por día se encuentran en operación o están en construcción.



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 18 REFORMACION CATALITICA MAGNAFORM	
LICENCIADORA: ENGELHARH INDUSTRIES D.E.M.C.H.CORP.	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE	

## II.19.- REFORMACION CATALITICA (Institut Francais du Pétrole)

**APLICACION.-** Para elevar el grado de las naftas de bajo octano para producir aromáticos de  $C_6-C_8$  para uso en el petróleo y para producir LPG.

**CARGA.-** Todos los tipos y rangos de naftas: destilación primaria, hidrocraqueadas y craqueadas termicamente en la mayoría de los casos, la alimentación debe estar hidrodesulfurada.

**DESCRIPCION.-** Se tiene dos tipos de diseño:

Uno es convencional en el cual el catalizador se regenera IN SITU y al final de cada ciclo. El diseño actualizado toma en cuenta los altos costos de energía; baja caída de presión en la bobina de hidrógeno, recuperación de los hidrocarburos de  $C_5^+$ , etc. normalmente operados a presiones de 14-25  $Kg/cm^2$  (200-350 psig), proceso da una pureza de 90-100 en octano.

El otro diseño mantiene el catalizador cerca de su nivel más fresco extrayendo continuamente pequeñas cantidades de catalizador para ser regeneradas y recirculadas a los reactores. Este diseño regenerativo puede fácilmente ser instalado en dos pasos: en el primero, se instala un reformador convencional de baja presión, para el cual no es necesario equipo extra. En la segunda fase se agrega la bobina regeneradora. En entonces las condiciones de operación se hacen más severas: 100- o más de número de octano con presión arriba de 10  $Kg/cm$  (140-psig).

La aromatización es un proceso altamente severo que usa la regeneración continua del catalizador con el propósito

de producir aromáticos de alta pureza.

Puede utilizarse un rango más amplio de cortes nafténicos. Un nuevo catalizador específico del tipo multimetálico requiere de condiciones más severas a presiones más bajas y -- temperaturas más altas. Las ventajas principales de la aromatización son:

Rendimientos superiores en aromáticos con respecto a reformación catalítica.

Conversión sustancial de las parafinas de  $C_6$

Producción de aromáticos puros por destilación (destilación extractiva para cortes de benceno solamente).

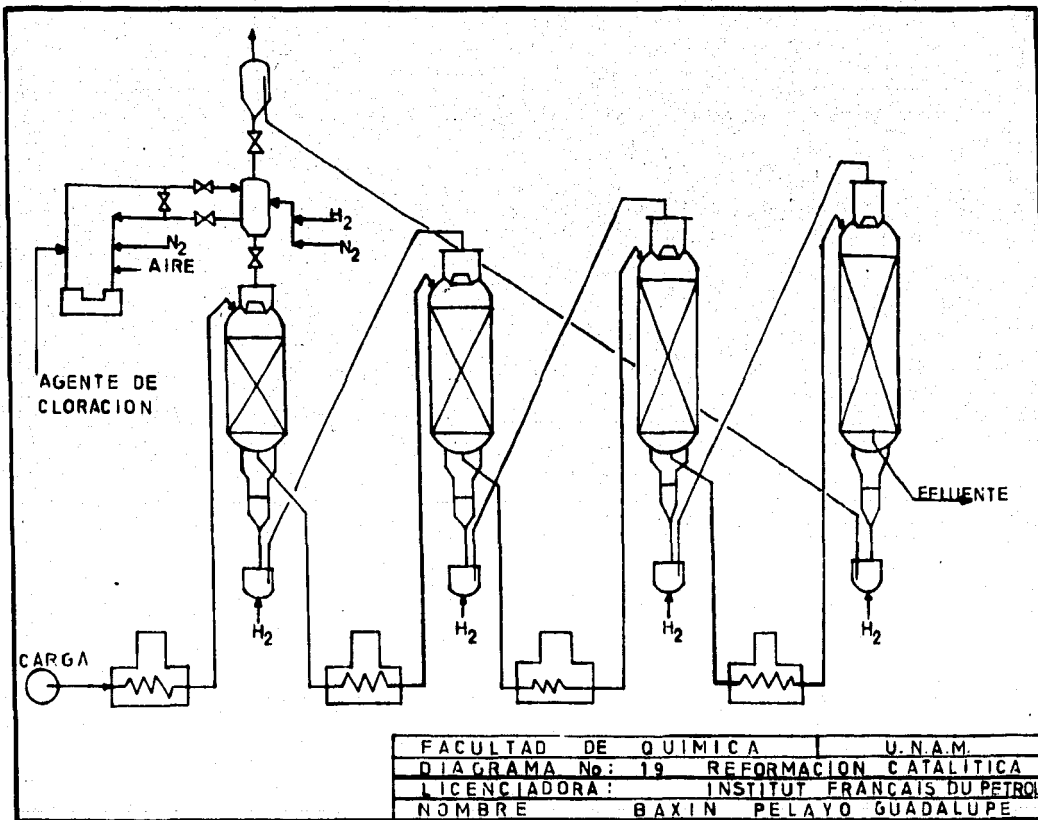
En resumen para la catalisis aromatizante, IFP ofrece el rango más amplio de catalizadores de platino y multimetálico.

Rendimientos:

Para un corte a 80-170°C (176-338°F) de alimentación del tipo Arábico ligero da un producto claro de número de octa no 99.

	CONVENCIONAL	REGENERATIVO
Factor de vapor, Hr/año	8000	8350
Presión de operación Kg/cm <sup>2</sup>	12-50	8-10
Presión man. aprox. (psig)	170-210	110-140
Rendimientos % en peso sobre el hidrógeno alimentado	2.1	2.4
$C_5^+$	83.0	85.0

INSTALACIONES COMERCIALES.- De 51 unidades permitidas, 12 diseños para tecnología regenerativa. Dos aromatizadores en construcción: uno en Japón para comenzar en 1977, uno en Alemania Occidental.



FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 19	REFORMACION CATALITICA
LICENCIADORA:	INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE
NOMBRE	BAXIN PELAYO GUADALUPE

II.20. **SELECTOFORMING** (Mobil Oil Corp. a través de la Universal Oil Products Co., Chevron Reserarch Co. y Institut Francais du Pétrole).

**APLICACION.-** Para complementar la reformación catalítica para (1) mejorar la calidad del producto, produciendo selectoformado con números de octanos superiores a 10 clear y con 1 a 3 veces superior la distribución de octano que los reformados catalítico del mismo número de octano para investigación (2) da flexibilidad a los rendimientos entre los reformados y LPG para llenar las demandas ocasionales (3) aumenta el número de octano Research Clear por 8 números (4) aumenta la capacidad de los reformadores catalíticos existentes (5) reduce los requerimientos de metales preciosos.

Otras aplicaciones de la forma de craqueo selectivo - incluyen la elevación de las naftas de bajo octano a productos de octanos superior más LPG.

**DESCRIPCION.-** El catalizador SSC de metal no noble - tiene una actividad catalítica única y selectiva que permite - solamente reaccionar a los hidrocarburos de destilación primaria y transformar estas gasolinas parafínicas de rango de ebullición normal para propano principalmente. Las instalaciones varían desde la incorporación del catalizador en el equipo reformador existente a las instalaciones de unidades totalmente separadas. El primer caso el producto efluente total que sale del reformador y se pondra en contacto con el catalizador SSC - y en la última aplicación las fracciones del reformado se procesarán en una unidad separada, lo cual le ha agregado flexibilidad. Siendo capaz para craquear selectivamente otras corrientes de la refinería.

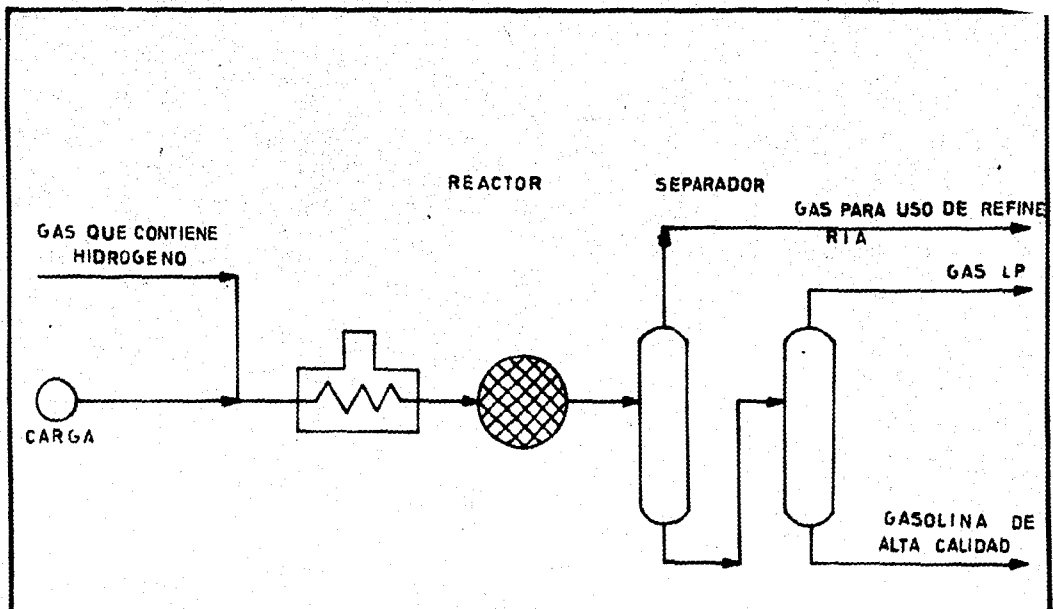
CONDICIONES DE OPERACION.- Las condiciones de operación son optimizadas con los siguientes límites: temperatura - 600-900°F; presión 100-600 psig; velocidad espacio 1-10 V/Hr/V relación de hidrógeno/aceite 1-12.

RENDIMIENTOS.- Los rendimientos característicos para el procesamiento del efluente de reformado total, un reformado ligero despentanizado y un reformado estabilizado así como una nafta ligera de Kuwait son las que siguen:

	CLEAR RESEARCH	% EN VOL. DE ALIMENTACIÓN		
		GAS COMBUS- TIBLE	C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub> LPG	GASOLINA DESBUTANI- ZADA.
<b>Selectoformación</b>				
Efluente de reformado total				
Alimentación	85.2	6.5	7.0	86.5
Producto	91.0	10.8	14.6	77.5
Reformado ligero despentanizado				
Alimentación	94.4	----	----	100.0
Producto	102.0	0.4	8.9	92.1
Reformado estabilizado				
Alimentación	102.2	----	----	100.0
Producto	105.5	0.4	5.9	93.9
Procesamiento SSC				
Nafta ligera de Kuwait				
Alimentación	67.4	---	---	100.0
Producto	81.0	1.4	39.6	67.2

**INSTALACIONES COMERCIALES.-** El catalizador SSC está presente, en 4 unidades comerciales con más de 130 meses de -- operación.





FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
DIAGRAMA No: 20	SELECTOFORMING
LICENCIADORA: MOBIL OIL CORP. A TRAVES U OPC. CHRC. I.P.	
NOMBRE: BAXIN PELAYO GUADALUPE	

COMPARACION DE LOS PROCESOS DE

	<u>Composición</u>	<u>Formas</u>	<u>Tipo de Lecho</u>
1.- Ciclóversión	Bauxita	Esferas	Fijo
2.- Fixed-Bed Hydroforming	MoO <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	"	"
3.- Platforming	Pt/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	"	"
4.- Catforming	Pt/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	"	"
5.- Fluid Hydroforming	MoO <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Polvos	Fluido
6.- Fluid Hydroforming	"	"	"
7.- Fluid Hydroforming	"	"	"
8.- Houdriforming	Pt /	Esferas	Fijo
9.- Ultraforming	Pt /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	"	"
10.- S.B.K. Reformación Cat.	"	"	"
11.- Reformación Catalítica	"	"	"
12.- Hyperforming	Co/Molibdato	"	Movimiento
13.- Powerforming	Pt /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	"	Fijo
14.- Rexforming	"	.....	.....
15.- Iso Plus Houdriforming	Pt /	.....	.....
16.- Reformación Térmica	.....	.....	.....
17.- Rheniforming	Re - Pt	.....	Fijo
18.- Reformación Cat. Magnaforming	.....	.....	.....
19.- Reformación Catalítica	.....	.....	.....
20.- Selectoforming	.....	.....	.....

REFORMACION CATALITICACONDICIONES DE OPERACION

<u>Regeneración</u>	<u>Temp. °F</u>	<u>Presión psig</u>	<u>Compañía</u>
Ciclo	950-100	50-57	Phillips Petroleum Co.
Ciclo	1000	150	The M.W. Kellogg Co.
Ninguno	900	750	U.O.P.C.
Ocasional	920	500	The A.R.C.
Separado	1125	200	S.O.D. Co.
Separado	890-940	500	The M.W. Kellogg Company
Separado	.....	.....	E.R.E.C.
Ocasional	950	300	Houdry Process Corporation
Ciclo	900-950	200-500	S.O.C. Indiana
Ciclo	825-950	200-500	The M.W. Kellogg Company
Ciclo	825-950	200-750	Sinclair Baker Company
Separado	800-900	400	U.O.C. de California
Ciclo	.....	.....	E.R. y E.C.
.....	.....	.....	U.O.P. Company
.....	.....	.....	Houdry Process Co.
Ninguno	950-1050	250-100	U.O.P. Company
Ciclo	.....	100-200	Ch. R. Co.
Ciclo	218-370	100-350	E.I.D.E.M. y Ch. Co.
Ciclo	176-338	200-350	Institut Francais du P.
.....	600-900	100-600	Mobil Oil Co.

### III.- INFLUENCIA DE LAS VARIABLES EN LOS PROCESOS

#### III.1 INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA:

Los incrementos de temperatura son los más efectivos para mejorar el número de octano de los productos, debido a que aumentan las velocidades de las reacciones de deshidrociclización y de hidrodésintegración central. En general, las temperaturas de operación del reactor varían desde 470 hasta 530°C- originan bajos rendimientos debido a una excesiva hidrodésintegración y en algunos a desintegración térmica en los precalentadores, especialmente cuando se hace uso de un espacio velocidad bajo. En la práctica, cuando el catalizador pierde la actividad por el tiempo de uso, se incrementa la temperatura de operación dentro de los límites descritos, para compensar dicha pérdida.

En plantas de reformación de alta presión es conveniente mantener la temperatura promedio del catalizador, en cada uno de los reactores, con objeto de prolongar la vida del catalizador y obtener un rendimiento máximo con un número de octano fijo en el reformado. Si la temperatura de entrada de cada reactor es la misma, entonces la temperatura promedio del catalizador aumenta del primero al último reactor, debido a la menor reducción de temperatura en el segundo y tercer reactor. Puesto que a temperaturas mayores de 530°C se favorece la hidrodésintegración, en consecuencia, se aumenta la deposición de carbón sobre el catalizador y tanto la vida del catalizador como el rendimiento se verán reducidos.

### III.2.- INFLUENCIA DEL ESPACIO VELOCIDAD:

Frecuentemente, el espacio velocidad es usado para controlar la reformación, debido a que cuando tiene valores bajos aumenta la hidrogenación (a temperatura constante) y tiene poco efecto en la deshidrogenación de ciclohexano, ya que esta reacción es muy rápida en catalizadores de platino, bajo condiciones normales de operación y con valores altos tiende a inhibir la hidrogenación. En la mayoría de los procesos de reformación el espacio velocidad del líquido varía de 2 a 3/Hr.

### III.3.- INFLUENCIA DE LA PRESION:

Los procesos de reformación pueden ser de baja presión, 13 a 20 atmósfera, o de alta presión, 15 a 40 atmósfera. Los límites superiores de presión están limitados por los efectos requeridos de la temperatura en la hidrogenación o desintegración térmica de las cargas.

Una presión de operación baja reprime la hidrogenación e incrementa notablemente la formación de aromáticos, obteniendo rendimientos altos y una producción de hidrógeno máxima. Sin embargo, la deposición de carbón se incrementa debido a la baja presión parcial del hidrógeno.

### III.4. INFLUENCIA DE LA RELACION MOLAR DE HIDROGENO A HIDROCARBUROS.

En procesos de baja presión se emplea una relación mo

lar de hidrógeno a hidrocarburos que varían de 2 a 5 y en procesos de alta presión de 3 a 10. Presiones de hidrógeno altas tienden a incrementar la hidrodesintegración y a reducir la capa de carbón que se forma sobre el catalizador. En la práctica, cuando se tiene cargas con altas temperaturas de ebullición, es conveniente aumentar la presión parcial del hidrógeno. Sin embargo, presiones de hidrógeno altas, reprimen las reacciones de deshidrogenación bajo ciertas condiciones de operación. Cuando la presión parcial del hidrógeno es baja, generalmente se tiene una rápida desactivación del catalizador debido a la deposición de carbón que es incrementada.

#### IV.- CONCLUSIONES.

El objeto principal de la reformación es elevar el nivel octánico promedio de la gasolina hecha en la refinería. - Además para obtener un gran volumen de material de alto octanaje requerido para mezclas de gasolina de primera.

Los catalizadores de reformación se ven envenenados - por compuestos que contengan: Arsénicos, Mercurio, Plomo y Cobre. Azufre, Nitrógeno, Coque y Agua. Se consideran venenos - temporales estos últimos.

Esto ocasiona que el catalizador pierda actividad por el tiempo de uso, para compensar dicha perdida lo más efectivo es incrementar la temperatura, debido a que se van incrementando las velocidades de reacción de deshidrogenación y deshidrociclización, los cuales son las principales que se llevan a cabo en la reformación.

Para regenerar el catalizador lo más recomendable es quemar los venenos temporales con una corriente de aire y vapor a altas temperaturas.

Esto origina que los procesos sean de dos tipos : uno no regenerativo y otro regenerativo.

El primero es el no regenerativo y es el de lecho fijo y es el de costo inicial más bajo. El regenerativo de lecho fijo de platino o molibdeno, cuesta más pero da más volumen de producción y dos productos finales son de mayor octanajes.

Entonces para escoger el proceso de reformatión más - adecuado cada compañía debe de estudiar cuidadosamente las características de las cargas que vayan a usar, los posibles rendimientos y el máximo octanaje obtenible, así como los costos- iniciales y de operación.



V.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- D.R. Stull, Edgar F. Westrum, G. Sinke "The Chemical Thermodynamics of organic compounds", John Willey & Sons 1966-
- 2.- Petróleo Interamericano, Vol. 27, No. 3, marzo 1969, pag. 58-60.
- 3.- Revista del Instituto Mexicano de Petróleo, vol. IV, No. 2, abril 1962, pag. 49-60.
- 4.- Hydrocarbon Processing, Ultraforming, vol. 57, No. 9, sept 1978, pag. 166.
- 5.- Hydrocarbon Processing, Rheniforming, vol. 57, No. 9, sept. 1978, pag. 165.
- 6.- Hydrocarbon Processing, Powerforming, vol. 57, No. 9, sept. 1978, pág. 164
- 7.- Hydrocarbon Processing, Platforming, vol. 57, No. 9, sept. 1978, pág. 163
- 8.- Hydrocarbon Processing, Houdriforming, Vol. 57, No. 9 - sept. 1978, pág. 162.
- 9.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming, vol. 57, No.9 sept. 1978, pág. 161, Licenciadora Institut Francais du Pétrole.

- 10.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming and Magnaforming, vol. 57, No. 9, sept. 1978, pág. 160, Licenciadora-Engelhard Industries, División of Engelhard Minerals and Chemicals Corp.
- 11.- Hydrocarbon Processing, Rheniforming, vol. 55, No. 5, mayo 1976, pág. 75-80.
- 12.- Oil & Gas Journal, Platforming, vol. 70, No. 21, mayo 22, 1972, pág. 52-55.
- 13.- Oil & Gas Journal, Houdriforming, vol. 69, No. 51, diciembre 20, 1971, pág. 45.
- 14.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming and Magnaforming, vol. 53, No.6, junio 1974, pág. 111-114.
- 15.- Oil & Journal, Catalytic Reforming, vol. 74 No. 3, enero-19, 1976, pág. 48-52.
- 16.- Hydrocarbon Processing, Houdriforming, Vol. 55, No. 9 - sept. 1976, pág. 1975.
- 17.- Hydrocarbon Processing, Powerforming, vol. 55, No. 9, - sept. 1975, pág. 176.
- 18.- Hydrocarbon Processing, Rheniforming, vol. 55, No. 9, - sept. 1976, pág. 177.
- 19.- Hydrocarbon Processing, Ultraforming, vol. 55, No. 9. - sept. 1976, pág. 178.
- 20.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming, vol. 45, No. 9, julio 1966, pág. 198, Licenciadora Institut Francais - du Pétrole.

- 21.- Petroleum Refiner, Catalytic Reforming, vol. 34, No. 9, - sept. 1955, pág. 190, Licenciadora Institut Francais du-- Pétrole.
- 22.- Petroleum Refiner, Catalytic Reforming, vol. 45, No. 7, - julio 1966, pág. 199, Licenciadora The M.W. Kellogg Co.
- 23.- Petroleum Refiner, Catalytic Reforming, vol. 36, No. 4 - abril 1957, pág. 146, Licenciadora Institut Francais du - Pétrole.
- 24.- Petroleum Refiner, Catalytic Reforming, vol. 33, No. 9, - sept. 1954, Licenciadora Sinclair Refining Company.
- 25.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 45, No. 9, sept. - 1966. pág. 200.
- 26.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 32, No. 5, mayo - 1953, pág. 133.
- 27.- Petroleum Refiner, Iso plus Houdriforming, vol. 45, No. 9, sept. 1966, pág. 201.
- 28.- Petroleum Refiner, Iso plus Houdriforming, vol. 34, No. 9, sept. 1955, pág. 135.
- 29.- Petroleum Refiner, Platforming, vol. 45, No. 9, sept. - 1966, pág. 202.
- 30.- Petroleum Refiner, Platforming, vol. 31, No. 5, mayo 1952 pág. 97.
- 31.- Petroleum Refiner, Powerforming, vol. 45, No. 9, sept. - 1966, pág. 203.

- 32.- Petroleum Refiner, Powerforming, vol. 36, No. 9, sept. - 1957, pág. 221.
- 33.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 45, No. 9, sept. - 1966, pág. 204.
- 34.- Petroleum Refiner, Catforming, vol. 36, No. 4, abril 1957, pág. 146.
- 35.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 36, No. 4, abril - 1957, pág. 160.
- 36.- Oil and Gas Journal, Ultraforming, vol. 60, No. 37, sept. 10, 1962, pág. 145.
- 37.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming, vol. 43, No. 9, sept. 1964, pág. 158.
- 38.- Hydrocarbon Processing, Iso plus Houdriforming, vol. 43, - No. 9, sept. 1964, pág. 161.
- 39.- Hydrocarbon Processing, Catforming, vol. 43, No. 9, sept. 1964, pág. 159.
- 40.- Hydrocarbon Processing, Platforming, vol. 43, No. 9, sept. 1964, pág. 162.
- 41.- Hydrocarbon Processing, Powerforming, vol. 43, No. 9, - sept. 1964, pág. 163.
- 42.- Hydrocarbon Processing, Ultraforming, vol. 43, No. 9, - sept. 1962, pág. 167.
- 43.- Hydrocarbon Processing, Catforming, vol. 41. No. 9, sept. 1962, pág. 167.

- 44.- Hydrocarbon Processing, Iso plus Houdriforming, Vol. 41,-  
No. 9, Sept. 1962, pág. 168.
- 45.- Hydrocarbon Processing, Iso plus Houdriforming, vol. 41,-  
No. 9, sept. 1962. 1962, pág. 169
- 46.- Hydrocarbon Processing, Platforming, vol. 41, No. 9, sept.  
1962, pág. 170.
- 47.- Hydrocarbon Processing, Powerforming, vol. 41, No. 9, -  
sept. 1962, pág. 171.
- 48.- Hydrocarbon Processing, Thermal Reforming, vol. 41, No. -  
9, sept. 1962, pág. 172.
- 49.- Hydrocarbon Processing, Ultraforming, vol. 41, No. 9, -  
sept. 1962, pág. 173.
- 50.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 35, No. 5, mayo -  
1950, pág. 171.
- 51.- Hydrocarbon Processing, Catalytic Reforming, vol. 41, No.  
9, sept. 1962, pág. 166.
- 52.- Petroleum Refiner, Catalytic Reforming, vol. 39, No. 9, -  
sept. 1960, pág. 203, Licenciadora The M.W. Kellogg Compa  
ny.
- 53.- Petroleum Refiner, Catforming, vol. 39, No. 9, sept. 1960,  
pág. 204.
- 54.- Petroleum Refiner, Cycloversión, vol. 39, No. 9, sept. -  
1960, pág. 205.
- 55.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 39, No. 9, sept. -  
1960, pág. 206.
- 56.- Petroleum Refiner, Platforming, vol. 39, No. 9, sept. 1960,  
pág. 207.

- 57.- Petroleum Refiner, Powerforming, vol. 39, No. 9, sept. -  
1960, pág. 208.
- 58.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 39, No. 9, sept. -  
1960, pág. 209.
- 59.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 35, No. 5, mayo -  
1956, pág. 171.
- 60.- Petroleum Refiner, Iso plus Houdriforming, vol. 35, No.5,  
mayo 1960, pág. 210.
- 61.- Petroleum Refiner, Rexforming, vol. 34, No. 4 abril 1955,  
pág. 212.
- 62.- Petroleum Refiner, Rexforming, vol. 34, No. 4, abril 1955,  
pág. 116.
- 63.- Petroleum Refiner, Thermal Reforming, vol. 39, No. 9, -  
sept. 1960, pág. 214.
- 64.- Petroleum Refiner, Catforming, vol. 37, No. 9, sept. 1958,  
pág. 217.
- 65.- Petroleum Refiner, Cycloversión, vol. 37, NO. 9, sept. -  
1958, pág. 218.
- 66.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 37, No. 9, sept. -  
1958, pág. 219.
- 67.- Petroleum Refiner, Platforming, vol. 37, No. 9, sept. -  
1958, pág. 220.
- 68.- Petroleum Refiner, Powerforming, vol. 37, No. 9, sept. -  
1985, pág. 221.

- 69.- Petroleum Refiner, S.B.K. Catalytic Reforming, vol. 37, -  
No. 9, sept. 1958, pág. 222.
- 70.- Petroleum Refiner, S.B.K. Catalytic Reforming, vol. 43, -  
No. 9, sept. 1955, pág. 190.
- 71.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 37, No. 9, sept. -  
1958, pág. 223.
- 72.- Petroleum Refiner, Iso plus Houdriforming, vol. 37, No. -  
9, sept. 1958, pág. 224.
- 73.- Petroleum Refiner, Rexforming, vol. 37, No. 9, sept. 1958,  
pág. 226.
- 74.- Petroleum Refiner, Fluid Hydroforming, vol. 37, No. 9, -  
sept. 1958, pág. 228.
- 75.- Petroleum Refiner, Thermal Reforming, vol. 37, No. 9, -  
sept. 1958, pág. 230.
- 76.- Petroleum Refiner, Fluid Hydroforming, vol. 34, No. 11, -  
nov. 1955, pág. 214.
- 77.- Petroleum Refiner, Catforming, vol. 35, No. 9, sept. 1956  
pág. 206.
- 78.- Petroleum Refiner, Cycloversion, vol. 35, No.9, sept. -  
1956, pág. 208.
- 79.- Petroleum Refiner, Fluid Hydroforming, vol. 35, No. 9, -  
sept. 1956, pág. 210.
- 80.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 35, No. 9, sept. -  
1956, pág. 218.

- 81.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 32, No. 5, mayo - 1953, pág. 113.
- 82.- Petroleum Refiner, Rexforming, vol. 35, No. 9, sept. 1956, pág. 223.
- 83.- Petroleum Refiner, Hyperforming, vol. 35, No. 9, sept. - 1956, pág. 225.
- 84.- Petroleum Refiner, Catforming, vol. 33, No. 9, sept. 1954, pág. 130-131.
- 85.- Petroleum Refiner, Cycloversion, vol. 33, No. 9, sept. - 1954, pág. 132-133.
- 86.- Petroleum Refiner, Fluid Hydroforming, vol. 33, No. 9, - sept. 1954, pag. 140-141, Licenciadora The M. W. Kellogg-Company.
- 87.- Petroleum Refiner, Houdriforming, vol. 33, No. 9, sept. - 1954, pág. 146-147.
- 88.- Petroleum Refiner, Hyperforming, vol. 33, No. 9, sept. - 1954, pág. 150-151.
- 89.- Petroleum Refiner, Platforming, vol. 33, No. 9, sept. - 1954, pág. 154-155.
- 90.- Petroleum Refiner, Ultraforming, vol. 33, No. 9, sept. - 1954, pág. 162-163.
- 91.- Petróleo Interamericano, que ofrece cada procedimiento de reformación catalítica, vol. 23, No. 2, febrero 1965, pág. 48-50.



- 92.- **Petróleo Interamericano, Reformación Catalítica por que-  
es tan indispensable, vol. 23, No. 2, febrero 1965, pag  
42-43.**
- 93.- **Hydrocarbon Processing, Selectoforming, vol. 53, No. 9, -  
sept. 1974, pág. 122.**
- 94.- **Hydrocarbon Processing, Selectoforming, vol. 51, No. 5, -  
mayo, 1972, pág. 97-102.**
- 95.- **Journal of Catalysis, Estudio Cinético de Ultraforming, -  
vol. 32, No. 2, febrero 1974, pág. 250-253.**