

24.59



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

"PROCESO DE DESINTEGRACION CATALITICA DE LECHO
FLUIDIZADO. CONTROL Y OPERACION DE LA
UNIDAD TIPO ELEVADOR."

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
DAVID PACHECO PEREZ

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.,

1988



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 está 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.

C O N T E N I D O

	Página
INTRODUCCION	4
GENERALIDADES	5
DESCRIPCION DEL PROCESO	13
QUIMICA DEL PROCESO	19
VARIABLES DE DISEÑO	45
VARIABLES DE OPERACION	64
OPERACION Y CONTROL DE LA UNIDAD	79
PROCESOS ACTUALES	87
CONCLUSIONES	98
BIBLIOGRAFIA	100

I N T R O D U C C I O N

Cuando se menciona al proceso de Desintegración Catalítica se relaciona inmediatamente con la producción de gasolina. Sin embargo no se logra ubicar exactamente su importancia en el contexto de la industria petrolera.

La Desintegración Catalítica se encuentra actualmente integrada en las refinerías del país, de la misma manera que los procesos normales de Destilación en la separación y obtención de los productos hidrocarburos.

La no muy abundante información técnica respecto a la desintegración (Cracking) se debe tal vez a la naturaleza compleja del proceso mismo que involucra una reacción catalítica patentada que los poseedores de la tecnología guardan celosamente.

Se pretende con el desarrollo del presente tema, partiendo de la información diseminada en torno a la desintegración, exponer los conocimientos fundamentales de manera que sirva como base lograr una mayor comprensión del proceso, contribuyendo a obtener el máximo aprovechamiento en la operación de las unidades instaladas, y alentar posteriores investigaciones que promuevan el desarrollo de tecnología que el país requiere para el aprovechamiento de sus recursos naturales como lo es el petróleo.

1. GENERALIDADES

El petróleo crudo, materia prima para la obtención de una diversidad de productos, es una mezcla de compuestos orgánicos formados por átomos de carbono e hidrógeno, y eventualmente por azufre, nitrógeno y oxígeno. Estos compuestos reciben el nombre genérico de "hidrocarburos" que se clasifican de acuerdo a sus propiedades químicas en: Parafinas, Naftenos o Cicloparafinas, Olefinas y Aromáticos.

Los productos, hidrocarburos, se obtienen mediante la refinación del petróleo, y se utilizan como:

1. Energéticos. Combustibles específicos para el transporte, el uso doméstico, la agricultura, la industria y la generación de electricidad.
2. Productos especiales. Lubricantes, solventes, parafinas, asfaltos, grasas para vehículos, construcción y uso industrial.
3. Materias primas para la industria petroquímica. Gas natural, etileno, gases licuados y aromáticos.

1.1. Refinación

La refinación es la reunión de los procesos que hacen posible la obtención de los productos característicos del petróleo (tabla 1). En realidad cada producto es una porción o fracción del petróleo original, formado por una mezcla de hidrocarburos que se encuentran comprendidos dentro de un cierto rango de temperaturas de ebullición. En las fracciones ligeras, el producto está formado por un sólo hidrocarburo o una mezcla de hidrocarburos similares.

TABLA 1				
		FRACCIONES	DEL	PETROLEO
Número de	Fracción	Límites de ebullición		Productos
carbones		(°C)		
1 - 5	Gases	Abajo de 40 (104°F)		Gases ligeros Metano Etano Etileno Gases licuados Propano Propileno Butanos Butilenos
5 - 10	Naftas	40 - 180 (356°F)		Destilados ligeros Gasolinas Aromáticos Benceno Tolueno Xilenos
10 - 12	Querosinas	180 - 230 (446°F)		Destilados intermedios Turbosina Diáfano
13 - 16	Gasóleo ligero	230 - 305 (581°F)		Diesel
17 - 25	Gasóleo pesado	305 - 405 (761°F)		Combustóleo Lubricantes
25 - 37	Residuo			Asfaltos

Los métodos utilizados en la refinación pueden dividirse en procesos de Separación y Conversión. Los primeros, realizan la separación aprovechando alguna diferencia en las propiedades físicas de los hidrocarburos, comúnmente: temperatura de ebullición y solubilidad. Los segundos, transforman los hidrocarburos originales en otros distintos, aprovechando sus propiedades químicas, generalmente, a través de reacciones químicas catalizadas.

La refinación se inicia con el proceso de Desalado con el objeto de eliminar el agua y las sales inorgánicas contenidas en el petróleo. El crudo "desalado" se somete al proceso de Destilación Atmosférica para obtener las distintas fracciones, los productos son: gases licuados, gasolina natural, turbosina, querosina, diesel, gasóleo y residuo atmosférico. Todos estos productos se denominan amargos en virtud de su contenido sustancial de compuestos de azufre: ácido sulfhídrico, tioles o mercaptos, sulfuros y disulfuros.

El residuo atmosférico se utiliza para la preparación de lubricantes y parafinas a través del proceso de Destilación al Vacío. El gasóleo se somete al mismo proceso, pero con el objeto de eliminar las fracciones pesadas y su contenido de metales, para obtener gasóleo y residuo de vacío.

Los procesos de Conversión incluyen los siguientes. Los productos amargos, destilados, se envían al proceso de Hidrodesulfuración para obtener: ácido sulfhídrico y los productos, libres de los compuestos de azufre. En este proceso los hidrocarburos reaccionan con hidrógeno para transformarse catalíticamente en los hidrocarburos saturados correspondientes y ácido sulfhídrico.

La gasolina natural se somete al proceso de Reformación Catalítica con el fin de aumentar el número de octano, relacionado con la calidad de la gasolina. Esto se debe a las reacciones que transforman las parafinas lineales y naftenos en parafinas ramificadas y aromáticos, respectivamente, junto con la generación de hidrógeno.

El gasóleo de vacío se envía al proceso de Desintegración Catalítica para obtener los productos: gasolina catalítica con mayor número de octano que la gasolina natural, ácido sulfhídrico, gas combustible, gases licuados, aceite cíclico ligero y aceite decantado o clarificado.

Los gases licuados amargos se envían al proceso de Endulzamiento para eliminar el ácido sulfhídrico y mercaptos. Los gases licuados se utilizan para la obtención de gasolina alquiflica con mayor número de octano que la gasolina natural, a través del proceso de Alquilación en él que los hidrocarburos menores se unen para formar hidrocarburos ramificados, correspondientes a la fracción gasolina.

El residuo de las Destilaciones forman el crudo reducido que se somete a la Desintegración Térmica para obtener: gases, destilados, gasóleo desintegrado y asfaltos.

En resumen, el objetivo de la refinación es obtener la mayor cantidad de gases licuados, destilados, especialmente gasolina, olefinas y aromáticos, para utilizarse como combustibles o materia prima para la producción de petroquímicos.

1.2. Desintegración

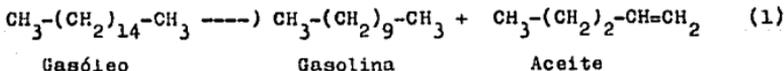
Los productos destilados se obtienen naturalmente mediante los procesos de Destilación, y artificialmente a través de los procesos de Desintegración que permiten obtener más destilados mediante la descomposición de las fracciones pesadas del petróleo.

La Desintegración (Cracking) es el proceso por el cual las moléculas grandes de hidrocarburos se rompen para formar moléculas más pequeñas, mediante la aplicación de calor y/o catalizador. De manera que la desintegración se presenta en dos versiones: Térmica y Catalítica.

El proceso de Desintegración Catalítica, a partir del uso de los catalizadores zeolíticos en los años 1960's, ha reemplazado casi por completo a la Desintegración Térmica. Sin embargo, ésta se utiliza actualmente en dos procesos extremos: Coquización (Coking) y Reducción de Viscosidad (Visbreaking).

La Coquización es una desintegración severa que se aplica a las fracciones reducidas, aceites, asfaltenos, y resinas, para obtener gases, destilados y coque. Por su parte, la Reducción de Viscosidad es una desintegración suave que se aplica a las fracciones reducidas para disminuir su viscosidad, transformando los aceites y resinas en gasóleos principalmente.

La desintegración puede representarse mediante la reacción de descomposición de un hidrocarburo.



En realidad la desintegración térmica de los hidrocarburos contenidos en las fracciones residuales da por resultado la aparición de todo tipo de hidrocarburos desde metano hasta coque, dependiendo de las condiciones de reacción.

1.3. Desintegración Catalítica.

Los procesos de Desintegración Catalítica incluyen dos etapas de procesamiento: desintegración y regeneración. Esto último debido a que el catalizador se desactiva temporalmente, cubriéndose de un depósito de coque que se forma durante la desintegración. La regeneración se efectúa mediante la oxidación parcial o total del carbón contenido en el catalizador desactivado.

El desarrollo de los procesos de Desintegración Catalítica está ligado a la clase de catalizador, y al tipo de lecho - utilizados en el proceso.

Los primeros procesos de lecho fijo, como el Houdry, utilizan una serie de reactores de lecho empacado que actúan alternativamente como reactor y regenerador, constituyendo una operación intermitente.

Los posteriores procesos de lecho móvil, como el Thermofer Catalytic Cracking (TCC), mantienen en movimiento el catalizador de silicoaluminato por gravedad, formando un lecho móvil al caer a través del reactor y el regenerador. Para elevar las partículas a los domos de los recipientes se utilizan elevadores meccánicos o neumáticos, constituyendo una operación continua.

1.4. Desintegración Catalítica en Lecho Fluidizado

En los procesos de lecho fluidizado las partículas de catalizador se mantienen circulando continuamente entre el reactor y el regenerador como sólidos fluidizados.

Para explicar el comportamiento de los sólidos fluidizados es necesario considerar los eventos que ocurren al introducir y aumentar gradualmente una corriente de gas que fluye a través de un lecho de partículas contenidas en un recipiente tubular.

Inicialmente el gas se filtra por el lecho sin perturbar los sólidos, de manera que la caída de presión será proporcional a la velocidad superficial del gas. Al alcanzar una cierta velocidad, la caída de presión se igualará al peso del lecho por unidad de sección transversal más la fricción del lecho contra las paredes del recipiente, y sucederá una u otra cosa: las partículas del lecho empezarán a separarse y moverse, ó el lecho entero será levantado por la corriente de gas, elevándose como un pistón (Slug flow). Posteriormente los canales que se han formado en el lecho crecerán hasta que las partículas queden suspendidas en la corriente de gas, vibrando y circulando localmente, constituyendo la fluidización incipiente.

El incremento en la velocidad del gas dará por resultado una circulación global del lecho con corrientes transitoria de gas ascendente, conteniendo algunas partículas, y conglomerados de partículas que caen, con un comportamiento similar a un líquido en ebullición, y constituyendo la fluidización uniforme.

Finalmente, las partículas son arrastradas por la corriente de gas, por encima del lecho fluidizado (Dense phase), hasta un punto en que la concentración de partículas se igualará por -

la expansión del lecho entero, formando un lecho diluido (Dilute phase) que se caracteriza por el desplazamiento total de las partículas contenidas en el recipiente.

La fluidización está relacionada estrechamente con la densidad del lecho y la velocidad superficial del gas. La densidad del lecho depende del tamaño y densidad de las partículas, y se incrementa con el aumento en el tamaño y densidad de las partículas, y con la disminución de la velocidad superficial del gas. Por otra parte, el flujo pistón se presenta cuando el lecho es profundo o de diámetro pequeño, las velocidades del gas son altas, o las partículas son grandes y densas.

Los catalizadores zeolíticos son generalmente partículas microesféricas de diámetro comprendido entre 20 y 100 micras, y densidades del orden de 1.0 a 1.6 gr/cm³ (incluyendo poros). Las velocidades superficiales de fluidización son del orden de 1 a 2.5 pies/seg.

Las cualidades de los sólidos fluidizados que brevemente hemos explicado se utilizan en las unidades de desintegración para mantener la circulación del catalizador, y efectuar la desintegración y regeneración simultáneamente en el reactor y regenerador, respectivamente, utilizando lechos fluidizados.

La clasificación actual de los procesos de desintegración catalítica (figura 1) corresponde al tipo de lecho en que se efectúa la desintegración, ó, específicamente, al tipo de reactor: a) Reactor de lecho fluido y b) Reactor elevador.

En México existen siete unidades de Desintegración Catalítica Fluida, dos de desintegración en el lecho (Bed Cracking) y cinco de desintegración en el elevador (Riser Cracking).

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de Desintegración, de ahora en adelante refiriendo se a la Catalítica en lecho fluidizado, tiene como propósito obtener productos destilados a partir de gasóleos.

2.1. Proceso de Desintegración.

Las unidades de desintegración en el país tienen capacidades de procesamiento comprendidas entre 25,000 y 40,000 barriles por día (BPD). La desintegración se promueve con catalizadores zeolíticos a temperaturas comprendidas entre los 460 y 530°C, y presiones que oscilan entre 0.8 y 3.2 Kg/cm². La regeneración en todas las unidades existentes se realiza mediante la combustión parcial del coque.

Los catalizadores suelen estar soportados en caolín para aumentar su superficie de contacto y distribuir uniformemente la zeolita, así como para aumentar su resistencia a la atrición y la sinterización. Algunos catalizadores contienen promotores de la combustión de monóxido de carbono y pasivadores de los metales pesados.

Las cargas al proceso son generalmente gasóleos virgen mezclados con aceites pesados de la propia desintegración.

2.2. Descripción del Proceso.

El proceso (figura 2) en sus dos versiones consta de las secciones:

1. Catalítica
2. Fraccionamiento

3. Recuperación de gases
4. Tratamiento de productos
5. Fraccionamiento de licuados

2.2.1. Sección Catalítica

Está integrada por el reactor o cámara de separación, - elevador, separador, agotador, tubo bajante, regenerador, ciclones y soplador.

La operación se inicia al contacto del catalizador caliente con la carga combinada que se inyecta en el fondo del elevador. La mezcla, catalizador e hidrocarburos, ascienden por el elevador para efectuar la desintegración parcial o totalmente, en el reactor de lecho fluido o en el reactor elevador, respectivamente. En el primer caso, la mezcla en fase diluida se convierte en fase densa al llegar al lecho del reactor para completar ahí la desintegración. En el segundo caso, la mezcla se separa al final del elevador para detener la desintegración.

Las partículas del lecho fluido del reactor fluyen hacia el agotador y los hidrocarburos se desprenden del lecho hacia el domo del reactor. El separador, al final del reactor elevador, divide el catalizador que cae al agotador y los hidrocarburos que se elevan hacia el domo de la cámara de separación.

En el domo del reactor o la cámara de separación existen algunos ciclones para retener las partículas arrastradas, devolviéndolas al agotador a través de sus piernas. Los hidrocarburos descargados por los ciclones se colectan en la cámara plena de donde se dirigen hacia la fraccionadora.

El catalizador, cubierto de coque e impregnado de hidrocarburos, se somete a agotamiento con vapor de agua, en el lecho fluido del agotador, para eliminar los hidrocarburos adsorbidos. El catalizador con su contenido de coque fluye hacia el regenerador controlado por una válvula localizada al final del tubo bajante.

El catalizador llega al distribuidor, en la parte superior del lecho de regeneración, desde donde se sedimenta por ser más denso (mayor contenido de carbón), y a medida que se regenera, asciende hasta derramarse hacia el fondo del regenerador. El evaporador y el regenerador están conectados a través de una válvula que controla el flujo de catalizador reactivado.

El soplador proporciona el aire necesario para la combustión incompleta de coque, eliminándolo del catalizador hasta una concentración de equilibrio. Al mismo tiempo, el aire se utiliza para mantener fluido el lecho del regenerador.

Los gases de combustión que se desprenden del lecho, ascienden hasta el domo del regenerador. En donde, los ciclones retornan las partículas arrastradas, devolviéndolas al lecho a través de sus piernas. Los gases que salen de los ciclones se reúnen en una cámara para dirigirse a la caldera de monóxido de carbono.

2.2.2. Sección de Fraccionamiento

Los hidrocarburos desintegrados, el vapor de agua y las partículas de catalizador llegan a la base de la torre fraccionadora para efectuar la destilación fraccionada de los hidrocarburos, obteniendo los cortes:

- a) En el domo se obtiene una mezcla de gases, nafta y agua amargos que se colectan en el acumulador de la torre. Los gases se envían al compresor de gases, la nafta se utiliza como recirculación al domo de la torre y el resto de la nafta se envía al absorbedor primario, y el agua se drena.
- b) En la parte intermedia superior se obtiene aceite ligero que se utiliza como recirculación a la torre, manteniendo el balance térmico, después de utilizarse en el absorbedor secundario. El resto del aceite se envía al agotador de aceite ligero para obtener como producto aceite cíclico ligero.
- c) En la parte intermedia inferior se obtiene aceite pesado que se recircula a la torre al utilizarse como líquido de apagado (quench) para enfriar los hidrocarburos alimentados a la torre, y retener las partículas finas de catalizador. El exceso se recircula al proceso formando la carga combinada para transformar el aceite pesado en ligero.
- d) En la parte inferior, sobre el plato de apagado y el asentador, se obtiene el aceite decantado como producto.
- e) En el asentador, localizado en el fondo de la torre, se obtiene el residuo catalítico formado por las fracciones residuales de la destilación y las partículas finas de catalizador que se recirculan con la carga al proceso.

2.2.3. Sección de Recuperación de Gases

El compresor aumenta la presión para condensar los gases líquidos contenidos en la corriente de gases, y mantenerlos en estado líquido durante el resto de los tratamientos.

En el acumulador de alta presión se colectan los gases ligeros y licuados amargos. Los gases ligeros se alimentan al absorbedor primario para eliminar los gases licuados contenidos en los gases ligeros, utilizando nafta amarga como líquido de absorción. Los gases que salen del primer absorbedor se alimentan al absorbedor secundario para eliminar los arrastres de gases licuados y nafta en los gases ligeros. Los gases ligeros - que salen del segundo absorbedor se envían a la sección de tratamiento.

El agotador, en la parte inferior del absorbedor primario, recibe los gases licuados del acumulador de alta presión y la nafta del primer absorbedor, para eliminarles los gases ligeros contenidos en ambos productos, mediante la destilación fraccionada. Del agotador se obtiene la gasolina no estabilizada, nafta más - gases licuados, que se envía a la sección de fraccionamiento de licuados.

2.2.4. Sección de Tratamiento de productos

La sección está constituida por los tratamientos con sustancias alcalinas, para eliminar los compuestos de azufre contenidos en los productos.

Los gases ligeros amargos se separan en ácido sulfhídrico y gas combustible, mediante la absorción de los gases ácidos, ácido sulfhídrico y dióxido de carbono, con solución de amina en una torre de contacto empacada.

En los gases licuados se elimina el ácido sulfhídrico mediante el mismo tratamiento. Por otra parte, los mercaptos se eliminan de los gases licuados, mediante un tratamiento cáustico.

En la gasolina catalítica, los mercaptos se eliminan -- convirtiendolos a disulfuros, mediante una reacción catalítica - en solución cáustica que requiere aire (oxígeno).

2.2.5. Sección de Fraccionamiento de licuados

La torre debutanizadora estabiliza la gasolina, eliminando el contenido de gases licuados mediante destilación fraccionada, y obteniendo como productos gasolina catalítica y gases licuados. La gasolina catalítica se envía a la sección de tratamiento para obtenerla como producto. En tanto que, los gases licuados, después del tratamiento, retornan a ésta sección para procesarlos en la torre depropanizadora para fraccionar los gases, y obtener los productos propano-propileno y butanos-butilenos.

3. QUIMICA DEL PROCESO

3.1. Gasóleos

Los gasóleos utilizados como carga a la desintegración son mezclas de hidrocarburos de cadena abierta o cerrada con peso molecular comprendido entre 180 y 350, aproximadamente. Los principales hidrocarburos (tabla 2) que contienen son: parafinas, naftenos y aromáticos. Así como, compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno, y los metales pesados contenidos en el petróleo original.

Las propiedades físicas de los gasóleos como su temperatura de ebullición y densidad, determinan algunos parámetros que se utilizan en la industria petrolera, para identificarlos como: gravedad ^oAPI, destilación ASTM y factor de caracterización UOP.

Los gasóleos se clasifican, ya sea por la naturaleza química de los hidrocarburos que los componen en mayor proporción, por sus temperaturas límites de ebullición, o por el pretratamiento que reciben como cargas al proceso (tabla 3). Estos tratamientos están relacionados con la eliminación de los compuestos, que de una u otra manera perjudican la desintegración.

Los gasóleos virgen se obtienen directamente de los procesos de Destilación, y el resto de los gasóleos son destilados virgen que han sido procesados para mejorar su calidad. Los gasóleos de sintegrados provienen de los procesos de Desintegración, los desulfurados han sido tratados en un proceso para eliminar los compuestos de azufre, y los desasfaltados han sido sometido a un proceso de extracción para remover los asfaltenos y resinas.

TABLA 2 COMPOSICION GENERAL DE GASOLEO

	Gasóleo ligero	Gasóleo pesado
Temperatura de ebullición (1 atm.), °C	230	400
Hidrocarburos	% vol.	% vol.
Aromáticos trinucleares	--	4
Aromáticos dinucleares	8	8
Aromáticos mononucleares	12	--
Parafinas mononucleares	--	10
Tricicloparafinas	2	13
Dicicloparafinas	19	22
Monocicloparafinas	27	21
Parafinas ramificadas	10	7
Parafinas normales	22	15

TABLA 3 CLASIFICACION DE CARGAS DE GASOLEO

Composición

Parafínicos

Nafténicos

Aromáticos

Temperaturas límites de ebullición, °C

Gasóleos ligeros (243 - 360 Destilación ASTM)

Gasóleos pesados (277 - 371 Destilación ASTM)

Gasóleos de vacío (371 - 565 Destilación ASTM)

Pretratamiento

Gasóleos virgen

Gasóleos desintegrados

Gasóleos desulfurados

Gasóleos desasfaltados

3.2. Catalizadores

Las arcillas activadas, los silicoaluminatos y las zeolitas pertenecen al grupo de catalizadores ácidos, utilizados en la de sintegración de hidrocarburos. Los catalizadores están constituidos químicamente por sílice (SiO_2) y alúmina (Al_2O_3), y se clasifican de acuerdo a su estructura sólida en amorfos y cristalinos.

El silicio forma compuestos sólidos adoptando una configuración tetraédrica (figura 3) para construir sus redes cristalinas. Por su parte, el aluminio adopta las formas tetraédricas y octaédricas para formar sus compuestos.

Los catalizadores pueden considerarse como sólidos derivados del sílice, en que algunos de los átomos de silicio han sido isomorfamente reemplazados por átomos de aluminio. La propiedad ácida de los catalizadores se debe a ésta sustitución de un átomo de silicio tetravalente por un átomo de aluminio trivalente - que genera un sitio aniónico. Para preservar la electronegatividad, el aluminio tiende a adquirir un par de electrones, llenando sus orbitales "pi", actuando como un ácido de Lewis. La carga negativa se estabiliza por el efecto dispersante de los grupos silanoles ($-\text{O}-\text{Si}-$) adyacentes, incrementando el carácter ácido.

La polaridad provocada por el anión y el catión, hidrolizan - el agua, generando un grupo hidroxilo ($-\text{OH}$) unido al átomo de aluminio y un sitio ácido de Brønsted ($-\text{H}$) en uno de los átomos de oxígeno de los grupos silanoles adyacentes.

Los catalizadores ácidos tienen la estructura:

dos primeras. Las cajas faujasitas se unen, en ambas zeolitas, - mediante cajas sodalitas a través de cuatro anillos de seis unidades, y las cajas sodalitas, a su vez, se unen a través de sus caras hexagonales alternas, en un arreglo tipo diamante, formando las estructuras porosas cristalinas de las zeolitas X y Y.

Las zeolitas X se caracterizan por tener una relación sílice/alúmina que varía entre 2 y 3, ya que sus anillos de cuatro unidades contienen dos átomos de aluminio y dos de silicio en forma alternada, además, en sus anillos de seis unidades la relación - silicio/aluminio es igual a uno.

Las zeolitas Y tienen una relación sílice/alúmina que varía - entre 3 y 6, debido a que sus anillos de cuatro unidades contienen tres átomos de silicio por uno de aluminio, y en sus anillos de seis unidades la relación silicio/aluminio puede variar con - la condición de que no existan átomos de aluminio adyacentes.

3.2.2. Síntesis de Zeolitas

Las zeolitas de la clase faujasita se obtienen por precipitación empleando soluciones de metasilicato y aluminato de sodio o compuestos cuaternarios de amonio. Las zeolitas X y Y se obtienen mediante éstos reactivos y con mezclas ricas en silicio.

Las zeolitas tradicionales con una relación de sílice/alúmina de diez o menor, se caracterizan por su propiedad hidrofílica, - ya que durante su formación tienden a hidratarse, debido a la expansión del aluminio tetraédrico a octaédrico. Esta agua llena los poros de la estructura cristalina, y se elimina por calentamiento a una temperatura de entre 200 y 300°C con presión de vacío o gas de purga.

Los poros, después de la eliminación del agua, quedan intactos y vacíos, excepto por los cationes que intervinieron en su formación. Los cationes pueden intercambiarse, siempre y cuando lo permite su tamaño y el diámetro de los poros. El catión que normalmente es sodio puede reemplazarse por calcio, magnesio y tierras raras. Este procedimiento permite obtener las zeolitas cálcicas (CaX y CaY), magnésicas (MgX y MgY) y de Renio (REX y REY). Las zeolitas ácidas (HY) se obtienen por descomposición térmica del ion cuaternario de amonio, en zeolitas sintetizadas con compuestos cuaternarios de amonio.

3.2.3. Zeolitas de Desintegración

Las propiedades que determinan la calidad catalítica de las zeolitas son: actividad, selectividad y estabilidad.

La actividad catalítica es la habilidad para convertir un gasóleo determinado en productos más ligeros bajo un conjunto dado de condiciones de reacción.

La facilidad para promover la desintegración está relacionada con los sitios ácidos en la superficie del catalizador. A su vez, los sitios ácidos están relacionados con el contenido de aluminio en el catalizador.

Los catalizadores amorfos muestran su máxima actividad cuando la relación silicio/aluminio se aproxima a uno, en todo el rango de composición de sílice a alúmina. Las zeolitas, en cambio, incrementan su actividad conforme aumenta el contenido de aluminio, pero hasta un cierto punto, en el rango de composición de las zeolitas (figura 4). La razón por la que, desde el punto de vista estructural, los catalizadores amorfos muestran una menor

actividad, se debe a que en éstos, muchos de los átomos de aluminio se encuentran en lugares inaccesibles, y algunos de ellos, accesibles, no forman estructuras tetraédricas.

La selectividad definida como la habilidad del catalizador para optimizar la formación de ciertos productos, está relacionada en las zeolitas, con su estructura cristalina y la abertura de sus poros. El tamaño efectivo de los poros está determinado por la configuración geométrica de la zeolita en particular, y el tamaño y localización de los cationes en el arreglo cristalino. La caja sodalita tiene poros libres de 6.6 Å de diámetro, por su parte, la caja faujasita tiene poros libres de entre 11 y 12 Å. Estos vacíos intercristalinos que se forman entre las cajas permiten la entrada de moléculas de determinado tamaño. Las zeolitas sódicas X y Y, permiten la entrada de moléculas tan grandes como la tri-Butilamina. Esta característica de las zeolitas les ha dado el sinónimo de "mallas moleculares", ya que permiten la reacción selectiva de moléculas de cierto tamaño, incrementando el rendimiento de los productos deseados.

La estabilidad de las zeolitas está relacionada con la hidrólisis del aluminio en la red cristalina. Las zeolitas con alto contenido de aluminio tienen en su red cristalina una mayor proporción de enlaces -Al-OH- que aparecen al sustituir un catión por un protón. Estos enlaces más débiles que los enlaces normales -Al-O-Si- provocan la destrucción de la estructura cristalina. Esto da por resultado que las zeolitas Y con menor contenido de aluminio sean más estables que las zeolitas X.

En los sólidos que se utilizan en los sistemas fluidizados, como las microesferas de cristales zeolíticos, un factor impor-

tante de estabilidad, es la atrición que es la pérdida de tamaño de las partículas provocadas por la abrasión y la erosión. Por ésta razón, en la preparación de los catalizadores se utilizan portadores fuertes y refractarios, alúmina, cuarzo, caolín y zeolitas, para resistir el choque mecánico y térmico.

3.2.4. Desactivación del Catalizador

La actividad de las zeolitas se debe a la presencia de los sitios activos en su superficie cristalina. Sin embargo, éstos sitios ácidos pueden ser obstruidos, neutralizados o destruidos, provocando la desactivación del catalizador. Cualquier compuesto o elemento que tenga algunos de éstos efectos es un inhibidor del catalizador. La desactivación de los sitios ácidos se produce básicamente de tres formas:

1. Deposición de coque en la superficie del catalizador, cubriendo los sitios activos. El coque depositado consiste de compuestos aromáticos policíclicos unidos por fragmentos parafínicos y nafténicos. Estos compuestos son el producto final de la desintegración de los hidrocarburos pesados, asfaltenos, adsorbidos en la superficie activa. El coque cubre la superficie y obstruye los poros del catalizador.
2. La sinterización o envejecimiento es la pérdida irreversible de área superficial o sitios activos, por efecto de la temperatura y el agua (vapor). La sinterización se debe al enriquecimiento, en silicio, de la red cristalina, provocada por la hidrólisis del aluminio. Al generarse un protón por polarización del agua, el átomo de aluminio tiende a unirse al hidroxilo, formando $(\text{AlOH})^{2+}$, y abandonando la red cristalina para

ocupar el sitio del protón. El sitio vacío que deja la migración del aluminio, es ahora ocupado por el silicio, y la zeolita recristaliza, en forma amorfa, enriquecida en silicio. Esto hace desaparecer al sitio activo y la estructura cristalina de las partículas zeolíticas.

En las zeolitas preparadas con tierras raras, la hidrólisis ocurre en el átomo multivalente de la tierra rara, y no en el átomo de aluminio. Esto da por resultado que las zeolitas REX y REY tengan una mayor estabilidad hidrotérmica. La atrición del catalizador, también contribuye a la pérdida de área superficial al fluir a altas velocidades que favorece los choques entre las partículas y las paredes de los recipientes, y el desgaste de los sólidos catalíticos.

Los metales alcalinos (univalentes), también, sinterizan las partículas cristalinas al ocluirse en las cajas sodalitas. Estos metales que penetran en la armazón cristalina, forman -- compuestos eutécticos que funden a una menor temperatura que las zeolitas.

3. El envenenamiento lo producen los compuestos que neutralizan la acidez de los sitios activos. Estos compuestos pueden ser orgánicos, piridina y quinolina, e inorgánicos, metales alcalinos como sodio, litio y potasio.

3.3. Desintegración de Hidrocarburos

La formación de los productos de desintegración se explican -- mediante las reacciones químicas que promueven los catalizadores ácidos.

Las reacciones en que intervienen los hidrocarburos ocurren --

vía un mecanismo iónico que considera la formación de iones carbonio, como intermediarios, en las reacciones de descomposición de los hidrocarburos.

Los iones carbonio sufren algunas de las transformaciones siguientes:

1. Descomponerse en otro más pequeño y un hidrocarburo insaturado, tomando un par de electrones en posición beta con respecto al ion carbonio original. "Ruptura beta".
2. Isomerizarse, vía migración intramolecular de un hidrógeno o grupo metilo con un par de electrones, para formar un ion carbonio más estable. "Migración de hidrógeno o grupo metilo".
3. Convertirse en el hidrocarburo insaturado correspondiente, reaccionando con otro ion carbonio por intercambio de hidrógeno. "Extracción de hidruro".
4. Formando el hidrocarburo insaturado correspondiente, mediante la eliminación de un protón. "Eliminación protónica".

En todas las reacciones en que intervienen los iones carbonio hay un intercambio de un par de electrones con el fin de completar el octeto del átomo de carbono deficiente, produciendo siempre un ion carbonio más estable. El orden de estabilidad creciente de los iones carbonios es: primario) secundario) terciario) alílico) bencílico. Dentro de cada clase de ion carbonio su estabilidad disminuye al aumentar el tamaño del hidrocarburo.

3.3.1. Mecanismo de Reacción

El mecanismo de reacción de los hidrocarburos involucra una sucesión de reacciones elementales que son diferentes para cada clase particular de hidrocarburo.

Estas reacciones elementales incluyen adición protónica, extracción de hidruro, ruptura beta, migración de hidrógeno o metilo, y eliminación protónica.

La figura 5 muestra la secuencia de reacciones elementales en la desintegración de hidrocarburos.

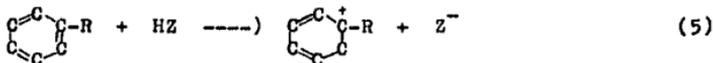
El catalizador ácido proporciona el protón para iniciar la desintegración de olefinas y aromáticos, formando los iones carbonio respectivos (figura 5A).

Olefina



La adición del protón sobre el doble enlace genera el ion carbonio más estable, derivado de la olefina.

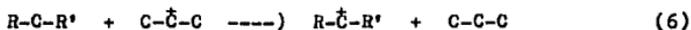
Aromático



La adición en los alquilaromáticos se efectúa sobre el anillo formando el ion carbonio más estable.

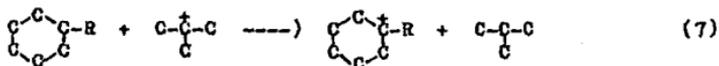
La desintegración de parafinas y naftenos se inicia con la extracción de un ion hidruro del hidrocarburo saturado, por parte de un ion carbonio de 3 a 6 átomos de carbono. (figura 5B).

Parafina



En las parafinas lineales se forman los iones carbonio más estables, localizados hacia el centro de la molécula del hidrocarburo. En las parafinas ramificadas se forman preferentemente los iones carbonio terciarios.

Nafteno

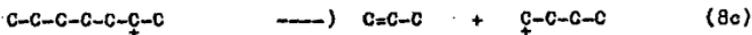
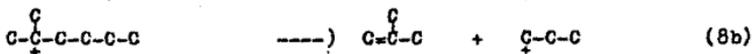
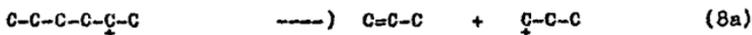


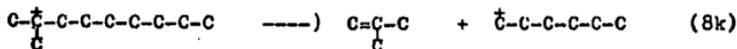
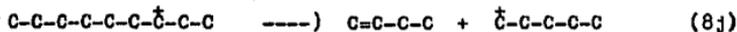
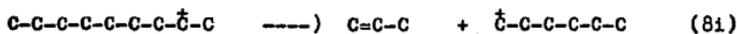
En las cicloparafinas se forman preferentemente los iones carbonio terciarios, localizados entre el anillo y la cadena lateral.

Los iones carbonio formados en las reacciones antecedentes se desintegran mediante la ruptura, y después, se isomerizan a través de la migración de hidrógeno y metilo (figuras 5C y 5D).

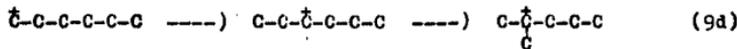
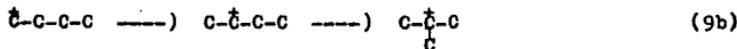
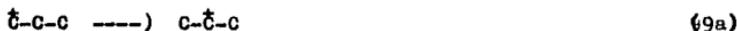
Los iones carbonio derivados de los hidrocarburos de cadena abierta, producen durante la ruptura beta, olefinas de cuatro o menos átomos de carbono, e iones carbonio de entre tres y seis átomos de carbono.

Olefina y Parafina





Los iones carbonio primarios, producidos por la ruptura beta, se isomerizan mediante la migración de hidrógeno y metilo para formar isómeros estructurales.



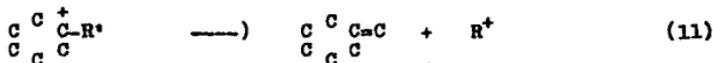
Todos los iones carbonio, menores de seis átomos de carbono, resultantes de la sucesión de reacciones no se desintegran, ya que formarían iones carbonio metil y etil, menos estables. Sin embargo, no se descarta la formación de productos como metano, etano y etileno.

Aromático



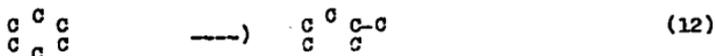
La desintegración de los alquilaromáticos se realiza mediante la expulsión del grupo alquilo unido al anillo aromático, estable a la desintegración. La facilidad de remoción de la cadena lateral depende de la estabilidad del ion carbonio que se forma.

Nafteno



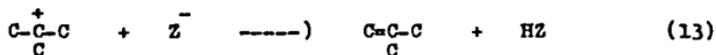
La desintegración de los naftenos se produce en la cadena lateral, aunque el anillo también puede desintegrarse. En general los ciclohexanos son menos susceptibles a la desintegración que los derivados de la decalina.

La isomerización de los naftenos produce ciclopentanos a partir de los ciclohexanos.



La secuencia de reacciones termina de manera diferente para los hidrocarburos. En las olefinas y aromáticos finaliza con la eliminación de un protón, reactivando el catalizador, y formando una olefina derivada del ion carbonio final (figura 5B).

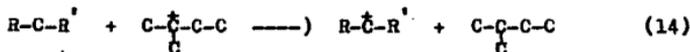
Olefinas y aromáticos



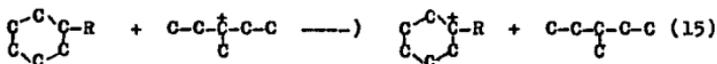
En las parafinas y naftenos los iones carbonio finales extraen un ion hidruro del hidrocarburo saturado para formar un nuevo ion carbonio, precursor de la sucesión de reacciones, con

virtiendo el ion carbonio final en la parafina correspondiente - (figura 5B).

Parafinas



Naftenos



3.3.2. Reacciones químicas

Las reacciones químicas que de acuerdo al mecanismo de reas--
eión explican la formación de los productos de desintegración --
son en resumen: desintegración, isomerizaciones, transferencia -
de hidrógeno y condensación. Sin embargo, las reacciones secunda
rias se multiplican debido a la existencia de los distintos hi--
drocarburos contenidos en los gasóleos, y a las condiciones en -
que se efectua la desintegración.

Las principales reacciones generales en que intervienen los -
hidrocarburos se enlistan a continuación.

Desintegraciones

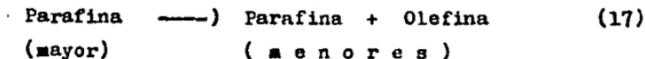
Olefinas



Las olefinas se desintegran más rápidamente que las parafinas
cuando la olefina es de seis átomos de carbono y mayores, produ-

ciendo selectivamente olefinas de cuatro átomos de carbono y menores.

Parafinas



Las parafinas normales y ramificadas se desintegran para formar parafinas de tres a seis átomos de carbono, y pocas olefinas mayores de cuatro átomos de carbono.

Aromáticos



Las parafinas mononucleares se desintegran parcialmente de la cadena alifática produciendo una olefina y un aromático con una cadena olefínica. Los aromáticos mononucleares se desintegran -- produciendo un aromático y una olefina derivada de la cadena lateral, siempre y cuando la cadena lateral sea mayor de dos átomos de carbono.

Naftenos



Las mono, di y tricicloparafinas se desintegran mediante la -- ruptura de los enlaces laterales con una retención parcial de -- los anillos, produciendo una parafina y una olefina derivada del anillo.

Isomerizaciones

Olefinas

Olefina ----) Olefina (20)
(doble enlace (doble enlace
terminal) central)

n-Olefina ----) iso-Olefina (21)

Las isomerizaciones de las olefinas se efectúan por migración del doble enlace hacia el centro de la molécula, e isomerización estructural.

Parafinas

n-Parafina ----) iso-Parafina (22)

La isomerización de parafinas produce isómeros estructurales, y es selectiva para producir parafinas terciarias.

Naftenos

Ciclohexanos ----) Ciclopentanos (23a)

Ciclohexenos ----) Ciclohexenos (23b)

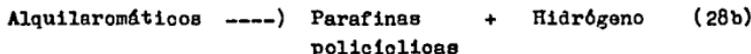
La estabilidad relativa de los ciclohexanos y derivados olefinicos hacia la desintegración, permiten la isomerización de éstos a ciclopentanos saturados e insaturados.

Aromáticos

Xilenos + Benceno ----) Toluenos (24a)

Xilenos ----) Tolueno + Trimetilbenceno (24b)

Condensación



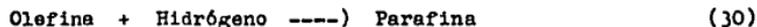
Los aromáticos con cadenas laterales saturadas o insaturadas se condensan entre sí, o bien se deshidrogenan, formando aromáticos policíclicos y parafinas ó parafinas policíclicas e hidrógeno, respectivamente. Estos compuestos policíclicos en la fase más avanzada de la transferencia de hidrógeno forman el coque.

Algunas de las reacciones menores que se presentan durante la desintegración incluyen:

Hidrodeshidrogenación



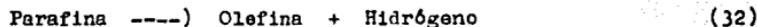
Hidrogenación



Desintegración térmica



Deshidrogenación térmica



Desulfuración

Mercapto o Tiol ----) Olefina + Acido sulfhídrico (33)

Desnitrificación

Amina ----) Olefina + Amoniaco (34)

Estas últimas reacciones explican la presencia de productos -
como hidrógeno, metano, ácido sulfhídrico y amoníaco.

3.4. Cinética de la Desintegración

De acuerdo con el modelo de Langmuir-Hinshelwood se puede considerar que el proceso de desintegración de los hidrocarburos se realiza a través de las etapas de adsorción de los reactivos, la reacción en la superficie y la desorción de los productos. Estas etapas se describen mediante las siguientes ecuaciones:

Adsorción de los reactivos .



Reacción en la superficie



Desorción de los productos



F = Hidrocarburos reactivos

G = Hidrocarburos productos

s = Sitios activos catalíticos

La reacción en la superficie es la etapa controlante en la desintegración de los hidrocarburos puros con las etapas de adsorción y desorción ocurriendo en el equilibrio. Como la reacción total en la superficie está constituida por una secuencia de reacciones elementales que transcurren a diferentes velocidades, la velocidad de reacción total está determinada por la reacción elemental más lenta.

La velocidad de reacción total con reacción superficial controlante está determinada por la ecuación:

$$R = k_3 \cdot K_f \cdot (C_f - C_g/K) \cdot C_s \quad (38)$$

R = velocidad de reacción a cualquier tiempo.

K = $(k_3 K_f / k_4 K_g)$ = constante global de equilibrio.

C_f, C_g = concentración de hidrocarburos reactivos y productos en la fase gaseosa, respectivamente.

K_f, K_g = constantes de adsorción de equilibrio de F y G, respectivamente.

C_s = concentración de sitios activos no ocupados

k₃, k₄ = constantes de velocidad de formación y desaparición de G, respectivamente.

Considerando el balance de sitios activos, obtenemos:

$$C_{s0} = C_s + C_{fs} + C_{gs} = C_s (1 + K_f C_f + K_g C_g) \quad (39)$$

En ausencia de la desactivación de los sitios activos, la velocidad de reacción inicial se expresa así:

$$R_0 = \frac{k_3 \cdot K_f \cdot (C_f - C_g/K) \cdot C_{s0}}{1 + K_f \cdot C_f + K_g \cdot C_g} \quad (40)$$

Para una reacción irreversible con bajos valores de las constantes K_f y K_g, debido a la débil adsorción de todos los hidrocarburos, la ecuación (40) se transforman en una relación de cinética de primer orden, observada invariablemente en la desintegración de los hidrocarburos.

$$R_0 = k_3 \cdot K_f \cdot (C_f - C_g/K) \cdot C_{s0} \quad (41)$$

Si la velocidad de desorción de los productos controla la reacción total, la expresión para la velocidad de reacción inicial será:

$$R_o = \frac{k_5 \cdot K \cdot (C_f - C_g/K) \cdot C_{so}}{1 + K_f \cdot C_f + K_g \cdot K \cdot C_f} \quad (42)$$

Si, nuevamente, los hidrocarburos son debilmente adsorbidos, la ecuación (42) se reduce a la expresión:

$$R_o = k_5 \cdot K \cdot (C_f - C_g/K) \cdot C_{so} \quad (43)$$

La cinética de primer orden es consistente con el mecanismo de desintegración propuesto, ya que la velocidad de la reacción bimolecular de extracción del ion hidruro, en los hidrocarburos saturados, ó bien la desorción de los productos, en los hidrocarburos insaturados, son las reacciones más lentas en la desintegración de ambos hidrocarburos, y están determinadas por la primera potencia de la concentración de los hidrocarburos en la fase gaseosa.

3.4.1. Cinética de la Desactivación

El depósito de coque, es la causa principal de la disminución de la actividad catalítica, ya que su adsorción permanente en la superficie del catalizador obstruye los sitios activos.

Considerando que la actividad se ve afectada por la adsorción de los hidrocarburos precursores de la formación de coque, podemos considerar las ecuaciones anteriores. Efectuando un nuevo balance que incluya los sitios activos inhibidos por el depósito de coque.

$$C_{so} = C_s + C_{fs} + C_{gs} + C_{cs} \quad (44)$$

C_{cs} = concentración de sitios activos inhibidos por el depósito de coque.

$$C_{so} - C_{cs} = C_s \cdot (1 + K_f \cdot C_f + K_g \cdot C_g) \quad (45)$$

Si la actividad del catalizador se define como la fracción de sitios activos iniciales no inactivados.

$$a = (C_{so} - C_{cs}) / C_{so} \quad (46)$$

La velocidad de desintegración de los hidrocarburos en presencia de la formación de coque, de acuerdo a la ecuación (41), se expresa como:

$$R = k_3 \cdot K_f \cdot (C_f - C_g / K) \cdot C_{so} \cdot a \quad (47)$$

Para resolver la ecuación (47) es necesario determinar como varía la actividad con respecto al tiempo.

Considerando una fuerte adsorción irreversible de los hidrocarburos precursores de la formación de coque.

$$C + s \frac{kc}{---} C_s \quad (48)$$

C = hidrocarburos precursores de la formación de coque.

La velocidad de desactivación está determinada por la acumulación de coque en la superficie catalítica.

$$d(C_{cs}) / dt = k_c \cdot C_c \cdot C_s \quad (49)$$

C_c = concentración de hidrocarburos precursores de la formación de coque en la fase gaseosa

La velocidad de desactivación del catalizador en términos de la actividad, derivada de la ecuación (49), se expresa como:

$$da / dt = -k_c \cdot C_c \cdot a \quad (50)$$

Para un reactor diferencial, un reactor de tanque completamente agitado, o para una reacción con rápida adsorción de los hidrocarburos precursores de la formación de coque, como ocurre durante la desintegración de los hidrocarburos, la ecuación (50) puede integrarse directamente para obtener la expresión actividad-tiempo:

$$a = \exp(-k_c \cdot t) \quad (51)$$

$k_c = k_c \cdot C_c =$ constante de velocidad de desactivación catalítica.

$k_c =$ constante de velocidad de adsorción de los precursores de la formación de coque.

3.5. Desintegración de Gasóleos

La velocidad de desintegración de los gasóleos puede representarse razonablemente considerando una cinética de segundo orden. Esto se debe, probablemente a la presencia de los múltiples hidrocarburos que reaccionan dentro de una amplia variedad de velocidades de reacción individuales. De manera que al progresar la desintegración simultánea de todos ellos provocan un retardo de la velocidad de reacción total, y se observa una cinética de pseudo-orden dos en la desintegración de los gasóleos.

En resumen, la desintegración de los gasóleos se explica considerando una cinética de segundo orden acompañada de una desactivación catalítica de primer orden. Esto se expresa matemáticamente mediante la ecuación: (figura 6)

$$R = K_0 \cdot f^2 \cdot \exp(-k_c \cdot t) \quad (52)$$

R = velocidad de desintegración del gasóleo a cualquier tiempo
(fracción peso/ hora peso catalizador)

K_0 = constante de desintegración del gasóleo a tiempo cero, -
incluye concentración inicial de gasóleo y unidad peso -
de catalizador (fracción peso/ hora peso catalizador).

f = fracción peso instantánea del gasóleo.

λ = constante de velocidad de decaimiento (1/hora)

t = tiempo de contacto del catalizador (bajo condiciones de -
exposición al gasóleo) (hora).

4. V A R I A B L E S D E D I S E Ñ O

El diseño de los reactores de lecho fluidizado utilizados en los procesos de desintegración tienen una amplia base experimental que se ha obtenido del estudio de la química básica de la desintegración de los hidrocarburos y gasóleos, utilizando catalizadores ácidos.

Los datos experimentales así obtenidos se han correlacionado para describir el comportamiento de la reacción catalítica a través de expresiones empíricas para efectuar con ellas predicciones aplicables al diseño de estos reactores heterogéneos.

Las variables fundamentales de diseño son las clases de reactores, alimentaciones y catalizadores. Aquí sólo se expondrán las bases de diseño considerando el comportamiento ideal de los reactores y algunas simplificaciones que facilitan el análisis de las variables de diseño para explicar su efecto en la conversión y la selectividad.

4.1 Procesos de transporte.

Los factores físicos (transporte de materia y energía) son siempre considerables en los reactores fluidizados. Los procesos de transporte en las fases gas-sólido incluyen las etapas:

1. Transporte de los reactivos desde el flujo global hasta las proximidades de la superficie catalítica externa.
2. Transporte de los reactivos desde las cercanías de la superficie externa hasta la superficie interna del catalizador poroso.

3. Transporte de los productos desde el interior de los poros hasta la superficie catalítica externa.
4. Transporte de los productos desde las cercanías del catalizador hasta el fluido global.

Los balances de materia y energía permiten incluir en el diseño de los reactores las resistencias por difusión y temperatura internas y externas en el lecho catalítico. Considerando un elemento de volumen del lecho catalítico con régimen de flujo permanente y una reacción gaseosa. Los balances se expresan así:

Balance de materia

$$\frac{d}{dR} (R \cdot D_r \cdot \frac{dC}{dR}) + R \cdot \frac{d}{dZ} (-U \cdot C + D_a \cdot \frac{dC}{dZ}) - R_o \cdot R \cdot dc = 0 \quad (53)$$

Balance de energía

$$\frac{d}{dR} (R \cdot K_r \cdot \frac{dT}{dR}) + R \cdot \frac{d}{dZ} (-G \cdot C_p \cdot T + K_a \cdot \frac{dT}{dZ}) - R_o \cdot R \cdot AH \cdot dc = 0 \quad (54)$$

C = concentración de gasóleo

T = temperatura

Z = distancia axial, longitud del lecho

R = distancia radial, diámetro del lecho

D_a = difusividad axial efectiva

D_r = difusividad radial efectiva

U = velocidad lineal

R_o = velocidad de desintegración

dc = densidad del catalizador en el lecho

K_a = conductividad térmica axial efectiva

K_r = conductividad térmica radial efectiva

G = masa velocidad

ΔH = calor de reacción

4.2. Diseño de Reactores

En los reactores de lecho fluidizado, debido al movimiento complejo de las partículas en el flujo de gas, el mezclado de las fases durante la fluidización se encuentra comprendido entre los modelos de mezclado de los reactores ideales continuos.

Los reactores fluidizados no isotérmicos cuyo mezclado puede describirse mediante un régimen de flujo tapón modificado por dispersión axial, se diseñan aplicando los mismos métodos aplicables a los reactores de lecho fijo.

En los sistemas fluidizados, utilizados en la desintegración, puede considerarse que no existe resistencia a la difusión externa, ya que el movimiento de las partículas en el lecho fluido fomenta la difusión. De la misma manera, la resistencia a la difusión interna es insignificante, ya que el pequeño tamaño de las partículas catalíticas reducen la longitud de los poros a un tamaño tal que el factor de efectividad se aproxima a uno.

La distribución de las temperaturas en el lecho fluido es uniforme como resultado de la rápida mezcla de las partículas y el gas durante la fluidización. En general, en los lechos fluidizados, el mezclado entre las partículas es más completo que entre las partículas y el gas de fluidización que dan como resultado las características que se acaban de anotar para los lechos fluidizados.

El diseño de los reactores de lecho fluidizado ideales se sim

plifica al máximo si se considera una operación isotérmica, un comportamiento de mezclado de flujo tapón y una velocidad de desintegración no controlada por la difusión. La ecuación (55) - del balance de materia se reduce a la expresión:

$$- U \cdot \frac{dC}{dz} = dc \cdot R \quad (55)$$

Definiendo la fracción de gasóleo no desintegrado como:

$$f = C/C_0 \quad (56)$$

C = concentración de gasóleo a cualquier tiempo

C₀ = concentración inicial de gasóleo

Utilizando la fracción de gasóleo no desintegrado en la ecuación (55) se obtiene:

$$- U \cdot \frac{N_0}{V_r} \cdot \frac{df}{dz} = dc \cdot R \quad (57)$$

N₀ = peso inicial de gasóleo

V_r = volumen del lecho catalítico

Recurriendo a las ecuaciones (52) y (57) e introduciendo los términos: fracción de longitud del lecho catalítico, X = Z/Z₀; y el tiempo de contacto reducido, θ = t/t_c. Se obtiene la expresión adimensional:

$$S \cdot \frac{df}{f^2} = - K_0 \cdot \exp(-\lambda \cdot \theta) \cdot dX \quad (58)$$

S = $\frac{F_0}{V_r \cdot d_l}$ = espacio velocidad

Z₀ = longitud total del lecho catalítico

t_c = tiempo de residencia del catalizador o contacto del gasóleo

F₀ = velocidad de alimentación del gasóleo

d_l = densidad del gasóleo

La ecuación anterior expresa el comportamiento de la desintegración del gasóleo para un elemento de volumen del lecho catalítico a un tiempo dado. Para resolver esta ecuación es necesario definir la desactivación catalítica en función del tiempo de residencia del catalizador y para ello es necesario conocer el modelo de mezclado que explique el comportamiento del lecho fluidizado.

4.3. Reactores

Las variables que determinan la velocidad total de desintegración en los reactores de lecho fluidizado son: distribución de la concentración de los reactivos en el lecho, distribución de los tiempos de residencia de las partículas y el régimen de flujo de las fases gas y sólido.

Como estas variables son características de cada clase de reactor, éstos tienen una cierta influencia sobre la conversión y la selectividad de la desintegración que a continuación se analizan.

4.3.1. Reactor de lecho Fluido

En un lecho fluido puede considerarse que existe un régimen de flujo tapón para la fase fluida y un mezclado completo de la fase catalítica. Con esto es posible definir una constante de velocidad de desintegración promedio considerando la distribución de los tiempos de residencia de las partículas de acuerdo con el modelo de dispersión axial.

La constante de velocidad promedio en términos de la distribución de los tiempos de residencia se expresa así:

$$\bar{K}_o = \int K_o \cdot \exp(-\theta(1 + k \cdot t_c)) \cdot d\theta \quad (59)$$

$$\bar{K}_o = \frac{K_o}{(1 + k \cdot t_c)} \quad (60)$$

Sustituyendo la ecuación (60) en la ecuación (58) e integrando entre los límites: entrada al reactor $f = 1$ y $X = 0$; salida del reactor $f = f$ y $X = 1$.

$$S \int \frac{df}{f^2} = - \frac{K_o}{S \cdot (1 + k \cdot t_c)} \int dX \quad (61)$$

$$\frac{1}{f} = 1 + \frac{K_o \cdot (1 - \exp(k \cdot t_c))}{S \cdot k \cdot t_c} \quad (62)$$

Si la conversión del gasóleo se define como: $E = 1 - f$. La expresión para la conversión en el reactor de lecho fluido será:

$$E = \frac{K_o/S}{1 + k \cdot t_c + K_o/S} \quad (63)$$

4.3.2. Reactor elevador

Considerando que en el elevador existe un régimen de flujo tapón para las fases gas y sólido. El tiempo de desactivación, en cualquier posición del lecho, está determinado por el producto $k \cdot t_c$ y X . Así la desactivación del catalizador puede expresarse en términos de X .

$$S \cdot \int \frac{df}{f^2} = - K_o \cdot \int \exp(-k \cdot t_c \cdot X) \cdot dX \quad (64)$$

Integrando la ecuación anterior entre los límites: entrada al

reactor, $f = 1$ y $X = 0$; salida del reactor, $f = f$ y $X = 1$.

$$\frac{1}{f} = 1 + \frac{K_0 \cdot (1 - \exp(-k \cdot t_0))}{S \cdot k \cdot t_0} \quad (65)$$

La conversión en el reactor elevador está determinada por la expresión:

$$E = \frac{(K_0/S) \cdot (1 - \exp(-k \cdot t_0))}{(k \cdot t_0) + (K_0/S) \cdot (1 - \exp(-k \cdot t_0))} \quad (66)$$

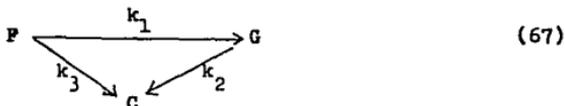
4.3.3. Conversión

Si se comparan las ecuaciones que describen la conversión en los reactores de lecho fluidizado (figura 7) se observa lo siguiente:

- a) Para valores similares de la extensión del decaimiento de la actividad del catalizador ($k \cdot t_0$) y la extensión de la desintegración del gasóleo (K_0/S) en ambos reactores. Se obtiene siempre una mayor conversión en el reactor elevador.
- b) Para valores altos de la extensión de la desactivación y la extensión de la desintegración, las diferencias entre las conversiones obtenidas en los reactores se minimizan pero sin llegar a igualarse.
- c) Para valores bajos de la extensión de la desactivación y la extensión de la desintegración la diferencia entre las conversiones obtenidas en los reactores se hace máxima.

4.3.4. Selectividad

La desintegración del gasóleo puede representarse mediante el esquema de reacciones:



F = gasóleo

G = gasolina

C = gases y coque

Las velocidades de reacción se definen considerando una cinética de segundo orden para la desintegración del gasóleo y de primer orden para la desintegración de gasolina.

Expresando las velocidades de reacción en función de las fracciones peso de los componentes se obtienen las ecuaciones:

Balance de material

$$l = f + g + c \quad (68)$$

Velocidades de reacción

$$\frac{df}{dt} = -K_0 \cdot f^2 \exp(-k \cdot t) \quad (69)$$

$$\frac{dg}{dt} = K_1 \cdot f^2 \exp(-k \cdot t) - K_2 \cdot g \exp(-k \cdot t) \quad (70)$$

$$\frac{dc}{dt} = K_3 \cdot f^2 \exp(-k \cdot t) + K_2 \cdot g \exp(-k \cdot t) \quad (71)$$

f = fracción peso de gasóleo

g = fracción peso de gasolina.

c = fracción peso de gases y coque

$K_1 = \frac{k_1 \cdot d_{l0}}{d_1}$ = constante de velocidad de reacción del componente 1.

d_{l0} = densidad inicial del gasóleo a las condiciones de reacción.

$K_0 = K_1 + K_2$ = constante de velocidad de desintegración del gasóleo

K_1 = constante de velocidad de formación de gasolina.

K_2 = constante de velocidad de desintegración de gasolina.

K_3 = constante de velocidad de formación de gases y coque a partir de gasóleo.

La selectividad para la gasolina, S_g , definida como la relación entre las velocidades de formación de gasolina y desintegración de gasóleo se expresa así:

$$S_g = \frac{(dg/dt)}{(df/dt)} = (K_2 \cdot g / K_0 \cdot f^2) \cdot df - (K_1 / K_0) \quad (72)$$

Rearreglando la ecuación anterior a la forma lineal se obtiene:

$$(dg/df) - (K_2 \cdot g / K_0 \cdot f^2) = - (K_1 / K_0) \quad (73)$$

La solución de la ecuación (73) está determinada por la ecuación diferencial:

$$g = \exp \left(- \int (- K_2 / K_0 \cdot f^2) \cdot df \right) .$$

$$. \left(\int (-K_1/K_0) \exp \left(\int (K_2/K_0 \cdot f^2) \cdot df \right) \cdot df + C \right) \quad (74)$$

La integración del factor integrante en la ecuación (74) entre los límites $f = 1$ y $f = f$ da por resultado:

$$- (K_2/K_0) \cdot \int (df/f^2) = (K_2/K_0 \cdot f) - (K_2/K_0) \quad (75)$$

La ecuación (74) queda ahora reducida a la expresión:

$$g = \exp (-K_2/K_0 \cdot f) \cdot \left(\int (-K_1/K_0) \exp (K_2/K_0 \cdot f) \cdot df + C \right) \quad (76)$$

Haciendo el cambio de variable para poder integrar la ecuación (76).

$$U = (K_2/K_0 \cdot f) \quad dU = - (K_2/K_0) \quad (77)$$

La ecuación (76) queda ahora como:

$$g = \exp (-K_2/K_0 \cdot f) \cdot \left(\int (K_1 \cdot K_2/K_0^2) \cdot (\exp U/U^2) \cdot dU + C \right) \quad (78)$$

Utilizando el método de integración por partes y definiendo - las variables x y y .

$$\begin{aligned} x &= 1/U & y &= \exp U \\ dx &= - dU/U^2 & dy &= \exp U \cdot dU \end{aligned}$$

La ecuación integral para la fracción peso de la gasolina que da ahora como:

$$g = \exp(-K_2/K_0 \cdot f) \cdot (K_1 \cdot K_2 / K_0^2) \cdot$$

$$\cdot \left(\int (\exp U/U) \cdot dU - (\exp U/U) + C \right) \quad (79)$$

La integral $\int (\exp U/U) \cdot dU$ se integra mediante la expansión de la serie:

$$\exp U = 1 + U + U^2/2! + U^3/3! + \dots + U^n/n! \quad (80)$$

Integrando la ecuación (79) entre los límites: $f = 1$ y $f = f$. Se obtiene la expresión para la fracción peso instantánea de la gasolina.

$$g = (K_1 \cdot K_2 / K_0^2) \cdot (\exp(-K_2/K_0 \cdot f)) \cdot \left(\sum_{i=1}^n ((U^i - U_0^i) / i \cdot i!) - \ln f + \right. \\ \left. + (K_0/K_2) \cdot (\exp(K_2/K_0)) - (K_0 \cdot f / K_2) \cdot (\exp(K_2/K_0 \cdot f)) \right) \quad (81)$$

donde $U_0 = K_2/K_0$

La fracción peso total de la gasolina está determinada por la ecuación:

$$\bar{g} = \int_0^1 g \cdot dQ \quad (82)$$

En los reactores de lecho fluido y elevador \bar{g} y g son idénticas debido al régimen de flujo permanente. Sin embargo, hay que recordar que en la ecuación (81) para calcular la fracción peso de la gasolina obtenida en el reactor de lecho fluido, se sustituye la constante de velocidad, K_0 , por la constante de velocidad promedio, \bar{K}_0 .

Comparando la selectividad en los reactores de lecho fluidizado (figura 8) se puede anotar lo siguiente:

- a) El rendimiento de gasolina en el reactor elevador está determinado principalmente por el nivel de conversión.
- b) El rendimiento de gasolina en el lecho fluido, también, está determinado por el nivel de conversión, sin embargo, se ve profundamente afectado por los altos valores de la constante de decaimiento del catalizador y el tiempo de contacto del gasóleo.

El máximo rendimiento de gasolina se obtiene cuando la ecuación (70) se iguala a cero, es decir, cuando la variación de la fracción peso de gasolina con respecto al tiempo es cero. Esto permite obtener una expresión que relaciona la conversión con el máximo rendimiento de gasolina, g' .

$$g' = \frac{K_1}{K_2} (1 - E')^2 \quad (83)$$

De la ecuación (83) se desprende que el máximo rendimiento de gasolina es independiente de la selectividad inicial, es decir, de la relación entre las constantes de las velocidades de formación de gasolina y desintegración del gasóleo, K_1/K_0 , y sólo depende de la relación entre las constantes de las velocidades de formación y desintegración de la gasolina, K_1/K_2 .

Analizando las ecuaciones desarrolladas para describir la selectividad se observa que el máximo rendimiento de gasolina es favorable para el reactor elevador, utilizando catalizadores de altas constantes de decaimiento y tiempos de residencia reducidos, si se utiliza adecuadamente el efecto de la temperatura.

4.3.5. Temperatura

El efecto de la temperatura en las constantes cinéticas se describe mediante la ecuación de Arrhenius. Las energías de activación de las reacciones están determinadas básicamente por el catalizador, y el valor de las constantes de velocidad de reacción lo están por la conjugación catalizador-gasóleo y la temperatura de reacción.

Weekman y Nace calcularon las energías de activación para la desintegración del gasóleo Mid Continent utilizando un catalizador zeolítico comercial. Los valores obtenidos fueron de: 10,000 cal/g-mol para la desintegración del gasóleo, 18,000 cal/g-mol para la desintegración de la gasolina, y -1,700 cal/g-mol para la desactivación del catalizador. La energía de activación de la desintegración de la gasolina es casi el doble de la del gasóleo de manera que a altas temperaturas se favorece la conversión del gasóleo, y a menores temperaturas se propicia la mayor selectividad de la gasolina. El efecto de la temperatura, con estos valores de las energías de activación y con los valores de las relaciones de las constantes de reacciones $K_1/K_0 = .9$ y $K_2/K_0 = .1$, en la conversión y la selectividad en el reactor elevador se muestra en la figura 9.

4.3.6. Alimentación de gasóleo

Los gasóleos utilizados como alimentación tienen un efecto - determinante en las constantes cinéticas de las reacciones y la desactivación del catalizador.

La composición química de los gasóleos que aporta los distintos hidrocarburos a reaccionar influyen en las constantes de velocidad del sistema de reacciones y la desactivación del catalizador.

El efecto de la composición química de los gasóleos se resume así:

- a) Las constantes de velocidad de desintegración del gasóleo, gasolina y desactivación del catalizador están en función de la relación de hidrocarburos aromáticos/nafténicos con tenidos en el gasóleo.

De acuerdo con la información actual la expresión para la - constante de velocidad de desintegración del gasóleo es:

$$K_0 = A_0 \cdot (Ar/Nf)^{B_0} \quad (84)$$

Ar = peso de aromáticos en el gasóleo

Nf = peso de naftenos en el gasóleo

Los valores de las constantes A_0 y B_0 son de 25 y -0.42 respectivamente.

La expresión para la constante de velocidad de formación de - gasolina es:

$$K_1 = A_1 \cdot (Ar/Nf)^{B_1} \quad (85)$$

Los valores de las constantes A_1 y B_1 son 20 y -

-0.46 respectivamente

Las relaciones para las constantes cinéticas de desintegración se muestran en la figura 10.

4.3.7. Cinética de la formación de coque

La formación de coque ocurre mediante una secuencia de reacciones elementales que dependen de la reacción principal, - composición del gasóleo, características y tipo de catalizador y condiciones de reacción, sin incluir los efectos del transporte de materia y energía.

La información actual indica que la formación de coque en la superficie catalítica está relacionada con las propiedades - ácido-base de la conjugación catalizador-hidrocarburos aromáticos. En virtud de la pequeña energía de activación calculada se sugiere que la velocidad total de formación de coque está controlada por la difusión, aunque no se ha logrado aclarar si la cinética de la desactivación del catalizador por formación de coque se debe a la supresión directa o indirecta de la superficie catalítica.

La ecuación de Voorhies correlaciona satisfactoriamente los resultados obtenidos en la desintegración del gasóleo utilizando catalizadores amorfos y cristalinos.

$$Co = Ac \cdot tc^n \quad (86)$$

Co = por ciento en peso de carbón depositado

tc = tiempo de residencia

Ac y n = constantes de correlación.

Las constantes de Voorhies dependen de la alimentación, cata-

lizador y condiciones de operación.

Existe una relación no lineal entre las constantes de Voorhies y la constante de desactivación como se muestra en la figura 11.

4.3.8. Catalizadores

Los catalizadores tienen un impacto determinante en el diseño de los reactores, y en la conversión y selectividad obtenidas.

La acción de un catalizador se explica normalmente mediante la reducción de la energía de activación como consecuencia de la alteración de la trayectoria de la reacción. De manera que el catalizador aumenta el valor de la constante de velocidad de reacción de acuerdo a la relación de Arrhenius.

$$K = A \cdot \exp(-E_a/RT) \quad (87)$$

Conforme a la teoría de colisión A representa el número de colisiones entre las moléculas, en la reacción no catalizada, o interacciones entre éstas y los sitios activos con energía suficiente para la transformación. El valor de A es menor en la reacción catalizada para compensar la disminución en la energía de activación haciendo que la constante de velocidad de reacción sea superior a la correspondiente reacción no catalítica.

La actividad catalítica está relacionada con las constantes de velocidad de las reacciones y éstas a su vez dependen de la cantidad de sitios ácidos, su naturaleza ácida e interacción con los hidrocarburos reactivos.

En las zeolitas la actividad está determinada por el catión intercambiado y el grado de intercambio (tabla 4).

El comportamiento general consiste en que la constante de velocidad varía proporcionalmente con el grado de intercambio catiónico, pero hasta un cierto nivel crítico (40% a 60%) en que el incremento es más pronunciado. Esto se relaciona con el momento en que los cationes recientemente intercambiados, después de la activación térmica, aparecen en los sitios accesibles de las cajas faujasitas que forman la estructura porosa cristalina.

TABLA 4 EFECTO DEL INTERCAMBIO CATIONICO EN LAS ZEOLITAS

Zeolita	K/seg	Ea
NaX	5.0×10^{-4}	47
0.5 CaX	9.0×10^{-3}	40
0.75 CaX	1.3×10^{-2}	38
CaX	1.5×10^{-2}	38
0.75 CaY	4.4×10^{-2}	29
CaY	2.8×10^{-2}	31
$\text{NaNH}_4^+ \text{Y}$	1.5×10^{-1}	30
$\text{NaNH}_4^+ \text{Y}$	2.5×10^{-1}	32

K es la constante de velocidad y Ea es la energía de activación para la desintegración catalítica de cumeno.

Una de las características de las zeolitas es su carácter selectivo que se manifiesta en lo que podría denominarse

selectividad de reacción. La superficie polar de las zeolitas interacciona con los hidrocarburos polarizables concentrándolos en el interior de los poros del catalizador, facilitando la promoción de la reacción bimolecular de transferencia de hidrógeno que distribuye el hidrógeno total entre los productos de desintegración de acuerdo a la reacción:



El efecto cinético de la selectividad de la reacción bimolecular es la disminución de la constante de velocidad de desintegración de la gasolina en comparación con la obtenida en los catalizadores amorfos.

Así mismo la fuerza ácida de las zeolitas promueve la reacción de isomerización del esqueleto, siempre que no existan limitaciones estéricas. El efecto cinético de la isomerización es también una disminución en la velocidad de desintegración de la gasolina.

Las reacciones de transferencia de hidrógeno propician la formación de hidrocarburos aromáticos y parafinas ramificadas que -- contenidas en la gasolina elevan su número de octano (tabla 5).

TABLA 5 COMPOSICION DE LA GASOLINA COMO FUNCION DEL CATALIZADOR

Catalizador	Composición %			
	Parafinas	Olefinas	Naftenos	Aromáticos
Silico-alúmina	13	17	41	25
Zeolita	23	5	23	49
Diferencias	+10	-12	-18	+20

En resumen los efectos del catalizador zeolítico en comparación con el catalizador amorfo son:

- a) Una mayor conversión para la desintegración del gasóleo.
- b) Una mayor selectividad para la obtención de la gasolina - con incremento en su calidad.
- c) Una menor selectividad para la formación de coque al disminuir la desintegración de gasolina.

5. V A R I A B L E S D E O P E R A C I O N

5.1. Variables de proceso

Las variables del proceso de desintegración se clasifican en independientes y dependientes. Las primeras son: temperatura, presión, espacio velocidad, recirculación, precalentamiento de la carga, catalizador y carga. Las segundas se ajustan recurriendo a las variables independientes y son: relación catalizador/aceite y tiempo de residencia.

En la operación de las unidades catalíticas se utiliza frecuentemente el término severidad para referirse a la intensidad de las variables provocada por el incremento de la temperatura, la disminución del espacio velocidad o la adición de catalizador fresco o nuevo.

$$\text{Severidad} = \frac{\text{Relación catalizador/aceite}}{\text{Espacio velocidad}} \quad (89)$$

Las variables de proceso de las unidades que ordinariamente son temperatura, relación catalizador/aceite, tiempo de residencia y espacio velocidad o nivel del lecho se ajustan para obtener una determinada conversión y distribución de productos.

5.2. Productos

Para una unidad de desintegración instalada las variables de operación son aquellos parámetros que deben ajustarse y mantenerse para obtener una cierta conversión, selectividad y rendimiento de productos sólo limitados por el diseño y las características mecánicas de la unidad.

El objetivo en la operación de las unidades es obtener los - productos deseados como gasolina de alto número de octano, olefi nas, destilados o gas licuado.

TABLA 6 DISTRIBUCION DE PRODUCTOS DE DESINTEGRACION

Productos	Rendimientos
	% peso
Hidrógeno	0.06
Acido sulfhídrico	0.62
Metano	2.0
Etano	1.7
Etileno	1.1
Coque	4.5
	% volumen
Propano	3.5
Propileno	8.5
iso-Butano	7.8
n-Butano	2.1
Butilenos	9.6
iso-Pentano	7.2
n-Pentano	1.0
Pentenos	5.8
Gasolina despentanzada	49.0
Aceite cíclico ligero	13.0
Aceite decantado o clarificado	4.5

Los productos de la desintegración del gasóleo son: hidrógeno, metano, etano y etileno mezclados como gas combustible, ácido

sulfhídrico para la obtención de azufre elemental, gas licuado como combustible doméstico, olefinas como propileno y butilenos para la obtención de petroquímicos, aceite cíclico ligero para la preparación de diesel o como diluyente del combustóleo, aceite decantado o clarificado para la preparación de combustóleo o negro de humo, y gasolina catalítica como combustible automotriz.

TABLA 7 NUMEROS DE OCTANO DE HIDROCARBUROS PUROS

<u>Hidrocarburo</u>	<u>Número de octano (Research)</u>
n-Butano	113
n-Pentano	62
n-Hexano	19
n-Heptano	0
n-Octano	-19
2-Metilhexano	41
2,2-Dimetilpentano	89
2,2,3-Trimetilbutano	113
Metilciclopentano	107
1,1-Dimetilciclopentano	96
Ciclohexano	110
Metilciclohexano	104
Etilciclohexano	43
Benceno	99
Tolueno	124
1,3-Dimetilbenceno	145
Isopropilbenceno	132
1,3,5-Trimetilbenceno	171

La calidad de los productos está determinada por sus propiedades químicas y físicas como la composición química, gravedad específica, rango de temperaturas de destilación, contenido de azufre, etc.

La calidad de la gasolina se relaciona mediante el número de octano que depende del contenido de hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos (tabla 7). El número de octano de la gasolina se determina comparándola con una mezcla conocida de 2,2,4-Trimetilpentano (isooctano) y n-heptano que producen el mismo efecto antidetonante en un motor de combustión interna en el que se puede variar la relación de compresión.

En el diesel la calidad se determina mediante el índice de diesel que se relaciona con la calidad de quemado del combustible.

$$\text{Índice de Diesel} = \frac{\text{Punto de anilina, } ^\circ\text{F} \times \text{Gravedad } ^\circ\text{API}}{100} \quad (90)$$

5.3. Catalizador y carga

Aunque el catalizador y la carga no son variables propias de operación las propiedades de éstos como la actividad del catalizador y el tipo de carga afectan la operación de las unidades y al mismo tiempo influyen en la calidad y rendimiento de productos.

5.3.1. Actividad del catalizador

La actividad del catalizador es una medida de su fuerza desintegradora que se determina comúnmente mediante la prueba de microactividad definiéndose como el porcentaje en volumen o peso de gasóleo que se convierte a productos con una temperatura de des

tilación TBP menor a 400°F utilizando una cantidad pequeña de catalizador y bajo un conjunto dado de condiciones de operación.

El incremento en la actividad del catalizador permite una reducción en la severidad, normalmente mediante la disminución de la temperatura de reacción para una conversión determinada. La disminución de la temperatura favorece la selectividad y el rendimiento de productos.

La actividad del catalizador fresco o nuevo es inicialmente alta y disminuye rápidamente al promover la desintegración hasta alcanzar un equilibrio con el catalizador que circula en la unidad. El catalizador de equilibrio tiene un cierto contenido de carbón que no es posible eliminar con la regeneración.

El aumento en la actividad del catalizador de equilibrio a conversión y temperatura constantes provoca:

- a) Aumento en el rendimiento de productos líquidos, incluyendo la gasolina.
- b) Disminución en el rendimiento de gases ligeros y licuados, y coque.

5.3.2. Propiedades de la carga

Las propiedades del gasóleo que influyen en la calidad y rendimiento de productos son: composición química, gravedad específica, temperatura media de ebullición, punto de anilina, nitrógeno, azufre y metales pesados.

Las cargas de gasóleo se identifican frecuentemente mediante el factor de caracterización UOP.

$$K_{UOP} = \frac{(\text{Temperatura media de ebullición, } ^\circ\text{F})^{1/3}}{\text{Gravedad específica } 60/60, ^\circ\text{F}} \quad (91)$$

TABLA 8 PROPIEDADES TÍPICAS DE LAS CARGAS DE GASOLEO

Gravedad específica	0.9
Destilación, °C	
TIE	280
10%	315
50%	372
90%	452
TPE	532
Factor de caracterización	11.5
Punto de anilina, °C	60-70
Azufre total, % peso	2
Factor metal, ppm	3.5-5
Carbón residual, % peso	0.5
Nitrógeno, ppm	1000

Los gasóleos con un factor de caracterización de 11.4 o menos se consideran como aromáticos-nafténicos y aquellos con un valor de 11.9 como parafínicos. Estos producen más gases licuados que los nafténicos, y los aromáticos producen más gases ligeros y co que. La conversión de los gasóleos a la misma temperatura se incrementa en el orden: aromáticos) nafténicos) parafínicos. Por otro lado, los gasóleos nafténicos producen el mayor rendimiento de gasolina.

La temperatura media de ebullición depende del peso molecular promedio del gasóleo, y su aumento junto con el valor apropiado de la gravedad incrementan el valor del factor de caracterización. En general los gasóleos con alta temperatura media de ebullición se desintegran a severidades menores que las requeridas

para los gasóleos de baja temperatura media de ebullición.

El incremento en la temperatura media de ebullición a temperatura constante de reacción tiene los efectos:

- a) Aumento en la conversión o disminución en la temperatura de desintegración para la misma conversión.
- b) A conversión constante, aumento en el rendimiento de gasolina y disminución en el rendimiento de gases ligeros y licuados.

El punto de anilina está relacionado con el contenido de hidrocarburos aromáticos (refractarios) que a severidades altas forman coque e hidrógeno y a bajas severidades se condensan saturando olefinas.

El residuo de carbón es una medida de la tendencia a la formación de coque, un valor de 0.25% en peso o menor indica una baja tendencia a la producción de coque. El incremento en el residuo de carbón provoca un aumento en la temperatura de regeneración. Sin embargo sí la carga tiene un alto factor de caracterización la temperatura de regeneración descenderá.

Los metales pesados contenidos en el gasóleo se depositan en el catalizador promoviendo las reacciones de deshidrogenación de los hidrocarburos saturados y la condensación de los aromáticos que incrementan los rendimientos de coque e hidrógeno.

El azufre y el nitrógeno orgánico son compuestos que reducen drásticamente la actividad del catalizador. El azufre en especial incrementa el rendimiento de coque probablemente actuando como activador de los metales pesados.

5.4 Conversión

Las dos más importantes variables de operación que determinan el rendimiento y la calidad de los productos con un catalizador y carga fijos son la conversión y la temperatura.

La conversión es un índice de la extensión de la desintegración del gasóleo y se define como el porcentaje en volumen o en peso de la carga de gasóleo que se convierte en productos diferentes del gasóleo. Sin embargo, la conversión suele corregirse determinado el contenido de gasolina en el gasóleo para obtener la conversión real.

El nivel de conversión en la operación de las unidades de desintegración determina el rendimiento de los productos y su calidad. El incremento en la conversión provoca un aumento en los rendimientos de gases ligeros, licuados, gasolina y coque. Sin embargo, para una cierta conversión el rendimiento de gasolina llegará a un máximo y los rendimientos mayores de gases y coque posteriores serán a expensas de los productos líquidos.

En general, el incremento en la conversión a temperatura constante tiene los efectos:

- a) Aumento en los rendimientos de gases ligeros, butanos, gasolina y coque.
- b) Disminución en el contenido de olefinas en los productos.
- c) Aumento en el número de octano de la gasolina

5.5. Temperatura

La temperatura es la variable que determina los rendimientos

de productos especialmente el de la gasolina. El incremento en la temperatura promueve el aumento en la conversión, la disminución en el rendimiento de gasolina y el aumento en el rendimiento de coque.

En general el incremento en la temperatura a conversión constante tiene los efectos:

- a) Aumento en el rendimiento de gases ligeros y butilenos.
- b) Disminución en el rendimiento de gasolina.
- c) Aumento en el contenido de olefinas en los productos
- d) Aumento en el número de octano de la gasolina.

5.6. Presión

La presión tiene un efecto menor sobre la desintegración comparada con la conversión y la temperatura. Sin embargo el incremento en la presión favorece el rendimiento de coque y la formación de gasolina con bajo contenido de olefinas. Por otro lado la baja presión parcial del gasóleo favorece la formación de olefinas en los productos.

5.7. Espacio velocidad

El espacio velocidad se define como la relación entre la cantidad de flujo de gasóleo alimentado en peso o volumen por unidad de tiempo y la cantidad de catalizador en peso o volumen contenido en el reactor.

El espacio velocidad y la relación catalizador/aceite son variables intercambiables que determinan la formación de coque con la otras variables constantes. Para un cierto espacio velocidad

se obtiene siempre un cierto rendimiento de coque con una determinada distribución de productos gases, gasolina y gasóleo catalítico.

5.8. Relación catalizador/aceite

La relación catalizador/aceite se define como la relación en peso entre las cantidades de catalizador y carga de gasóleo.

En general el incremento en la relación catalizador/aceite a temperatura constante produce los efectos:

- a) Aumento en la conversión a tiempo de residencia constante, y entre menor sea éste mayor será la conversión.
- b) Disminución en el rendimiento de gasolina que se agudiza si se conjuga con tiempos de residencia elevados.

5.9. Tiempo de residencia

El tiempo de residencia es el período de tiempo en que la carga de gasóleo está en contacto con el catalizador y se determina mediante la expresión:

$$\text{Tiempo de residencia} = \frac{\text{Cantidad de catalizador en el reactor}}{\text{Velocidad de circulación del catalizador}}$$

(92)

En general el incremento en el tiempo de residencia a temperatura constante produce los efectos:

- a) Disminución en la conversión
- b) Disminución en el rendimiento de gasolina.

5.10 Relación de recirculación

La recirculación de gasóleo catalítico involucra la redesintegración de los productos líquidos hasta una destrucción parcial o total para obtener una mayor conversión sin que la gasolina se desintegre hasta gases y coque.

Para una cierta conversión y temperatura constantes el aumento en la relación de recirculación aumenta el rendimiento de gasolina, y disminuye los rendimientos de gases ligeros, licuados, gasóleo y coque. El rendimiento de gasolina por incremento en la recirculación llegará a un máximo, conversiones mayores requieren una mayor recirculación para alcanzar ese máximo.

5.11. Precalentamiento de la carga

El precalentamiento de la carga de gasóleo involucra la elevación de la temperatura de desintegración y su efecto es similar al que anotamos para la temperatura.

5.12. Regeneración

La regeneración tiene como función quemar el coque que se ha depositado en el catalizador para restaurar su actividad y volver a utilizarlo para promover la desintegración. Esta interrelación entre la desintegración y la regeneración hacen necesario señalar las variables de operación de la regeneración.

5.12.1 Combustión

La regeneración del catalizador consiste en efectuar la combustión del coque, en el lecho fluido del regenerador, hasta dióxido de carbono, monóxido de carbono y agua.

Considerando que el coque es una mezcla de carbón e hidrógeno las reacciones de combustión que se efectúan son:



La combustión del hidrógeno en agua es simple y no presenta complicaciones. Sin embargo, la combustión del carbón puede producir monóxido o dióxido de carbono, de tal manera que el gas de combustión contiene éstos gases que hacen posible una segunda reacción de combustión del monóxido de carbono:



Si el monóxido de carbono se expone al oxígeno se quemará hasta dióxido de carbono generando más calor. Esta reacción de post combustión se efectúa en el lecho del regenerador cuando existe suficiente oxígeno, elevando rápidamente la temperatura de regeneración.

5.13. Variables de operación de la regeneración

Las variables de operación que intervienen en la regeneración son: temperatura, presión, nivel del lecho, tiempo de residencia y aire de regeneración.

5.13.1. Temperatura

La temperatura del lecho del regenerador no está sujeta a control, sin embargo se ve afectada por las condiciones de operación de la desintegración, las propiedades de la carga y la reacción de postcombustión.

La temperatura de regeneración es la variable controladora en la unidad, ya que las alteraciones en las variables de operación tienden a producir más coque, provocando un aumento en la temperatura de regeneración que obliga a una reducción inmediata en la relación catalizador/aceite para disminuir el rendimiento de carbón, restableciendo el balance entre la desintegración y la regeneración.

Las alteraciones que provocan un aumento en la temperatura de regeneración son:

- a) Un aumento en la temperatura media de ebullición o en la gravedad específica del gasóleo.
- b) Un menor factor de caracterización o un mayor residuo de carbón.
- c) Un aumento en la temperatura de la carga de gasóleo.
- d) Un aumento en la temperatura de desintegración.
- e) Un aumento en la presión de desintegración.

Las altas temperaturas en el regenerador favorecen la postcombustión, aunque mejora la eficiencia de la regeneración. La temperatura máxima en el regenerador está limitada por las características mecánicas de la unidad. Además, las altas temperaturas favorecen la desactivación del catalizador por sinterización.

5.13.2. Presión

La presión no se controla directamente en la unidad, sin embargo puede variar dentro de ciertos límites con las variaciones en la presión diferencial entre el reactor y el regenerador.

Un aumento en la presión favorece la regeneración aunque raramente se utiliza para este propósito.

5.13.3. Nivel del lecho

El nivel del lecho del regenerador varía ligeramente con los cambios en las condiciones de operación. Sin embargo, el nivel cambia de acuerdo con las variaciones de los flujos relativos de adición y salida de catalizador. El nivel del lecho está estrechamente relacionado con el tiempo de residencia del catalizador en el regenerador.

5.13.4. Tiempo de residencia

El tiempo de residencia del catalizador depende del nivel del lecho y la velocidad de circulación del catalizador. La reducción del tiempo de residencia tiene un efecto adverso sobre la regeneración.

Un alto nivel en el lecho aumenta el tiempo de residencia favoreciendo la regeneración, aunque existe un límite debido al arrastre de catalizador por los gases de combustión. Un bajo nivel favorece la postcombustión, elevando la temperatura del lecho y retrasando la regeneración debido a la adición continua de catalizador que requiere la desintegración.

5.13.5 Aire de regeneración

El aire de regeneración es la variable más importante de la regeneración, ya que se recurre a ella frecuentemente para el control de la reactivación del catalizador. La cantidad de aire necesario está determinada por el contenido de coque en el catalizador, si el aire no es suficiente, aumentará el contenido de carbón en el catalizador, disminuyendo su actividad. Una forma de corregir esto consiste en aumentar el tiempo de residencia del catalizador en el lecho.

Para confirmar los efectos de las variables de proceso en la operación de las unidades de desintegración catalítica a continuación se anotan las características de diseño, las condiciones de operación, los rendimientos y calidad de los productos obtenidos en tres distintas unidades instaladas en las refinerías del país (figura 12).

6. OPERACION Y CONTROL DE LA UNIDAD

6.1. Principios de operación

Los principios de operación de las unidades de desintegración tienen como objetivos: mantener y ajustar las variables de operación para asegurar la calidad y rendimientos de los productos seleccionados, obtener la operación económica de la unidad, y evitar daños a las instalaciones, equipos y el personal.

A modo de ejemplo se expone la operación y control de una unidad de desintegración catalítica en el elevador (figura 13).

Las unidades de desintegración constan de un reactor en donde se realiza la conversión del gasóleo y un regenerador en donde se elimina el coque que inactiva temporalmente al catalizador.

6.2. Balance térmico

El reactor y el regenerador operan en balance térmico y de materiales de manera que cualquier alteración en la temperatura del regenerador afectará la operación de la unidad entera. El balance significa que el intercambio de catalizador con su contenido de coque debe ser estable.

a) Entra o sale calor de la unidad con:

- . El aire de regeneración
- . El precalentamiento de la carga
- . Los gases de combustión
- . Los hidrocarburos desintegrados

b) Se intercambia calor entre el reactor y el regenerador con:

- . El catalizador agotado
- . El catalizador regenerado

c) Se genera calor en la unidad con:

. La combustión del coque e hidrocarburos contenidos en el catalizador desactivado.

d) Se consume calor en la unidad con:

. La adición de calor para la desintegración del gasóleo.

6.3. Fluidización

La unidad opera con catalizador fluidizado utilizando como medio de fluidización: vapores de hidrocarburos en el elevador, vapor de agua en el agotador y tubo bajante, y aire en el regenerador.

Los flujos de los vapores de hidrocarburos, agua y aire pueden variar dentro de ciertos límites para mantener fluido el catalizador. Sin embargo sí el flujo del medio de fluidización es muy bajo el catalizador deja de comportarse como un fluido y empieza a fluir por gravedad. Por otro lado el flujo excesivo provoca la expansión de los lechos del agotador y el regenerador favoreciendo la pérdida de catalizador.

6.4. Circulación de catalizador

El catalizador fluidizado fluye de un recipiente más alto a otro más bajo o de un recipiente a mayor presión a otro de menor presión como lo hace un fluido normal. Sin embargo para establecer la circulación de catalizador en el elevador de desintegración se recurre a variar la densidad del catalizador fluidizado, disminuyéndola con los vapores de los hidrocarburos y agua. De esta manera es posible que el catalizador fluya en el elevador hacia la cámara de separación que se encuentra a un nivel y presión mayores.

Del agotador al regenerador el catalizador fluye por la diferencial entre las presiones totales entre el reactor y el regenerador. La presión desarrollada por la cámara de separación, la altura del catalizador fluidizado en el agotador y tubo bajante - permiten el flujo de catalizador contra la presión mayor en el regenerador. El flujo de catalizador agotado se controla por el nivel del agotador a través de la válvula de catalizador agotado. La presión diferencial entre el reactor y el regenerador se controla mediante una válvula que regula el flujo de gases de combustión a la salida del regenerador.

6.5. Reactor elevador

En el elevador se utiliza vapor de agua para la distribución uniforme del catalizador regenerado antes de llegar a los puntos de inyección del gasóleo.

El vapor de dispersión se alimenta al conjunto de toberas de alimentación para atomizar el gasóleo y maximizar el contacto con el catalizador regenerado. El vapor de dispersión se controla con el flujo de alimentación de gasóleo.

El vapor de elevación de emergencia se utiliza en lugar de los vapores de hidrocarburos para asegurar la circulación del catalizador y garantizar una velocidad de ascensión adecuada - evitando la aglomeración de las partículas antes de iniciar la alimentación de gasóleo o cuando existe una baja velocidad de alimentación de gasóleo.

Cuando el gasóleo se pone en contacto con el catalizador caliente se vaporiza reduciendo la densidad del catalizador fluidizado y lo obliga a elevarse.

Conforme el catalizador asciende por el elevador transcurre la desintegración del gasóleo. Al final del elevador se encuentra el separador que aparta los vapores de hidrocarburos y las partículas de catalizador para detener la desintegración.

El reactor elevador permite obtener un tiempo de contacto reducido con una alta velocidad de circulación de catalizador, como el catalizador se mueve ligeramente más despacio que los vapores de hidrocarburos, el tiempo de residencia del catalizador es ligeramente mayor que el de los vapores.

6.6. Desintegración

Utilizando catalizador zeolítico la reducción del tiempo de residencia produce más gasolina y menos gases y coque por unidad de gasóleo convertido. Posiblemente la gasolina producida en los primeros instantes se elimina de la zona de reacción antes que se desintegre a gases y coque. Por esta razón para alcanzar una alta conversión debe mantenerse la mayor temperatura del catalizador regenerado para obtener la máxima selectividad de gasolina.

La temperatura de desintegración en el elevador se controla mediante la válvula de catalizador regenerado que regula la cantidad de catalizador caliente que entra al elevador y que transfiere calor al gasóleo para alcanzar la temperatura de reacción adecuada.

Esta forma de variar la temperatura repercute también en la velocidad de circulación de catalizador, y por lo tanto, en la relación catalizador/aceite afectando doblemente a la conversión.

La temperatura de desintegración puede variarse recurriendo al precalentamiento de la carga, sin embargo una alta temperatura de alimentación del gasóleo aumenta la severidad promoviendo un mayor rendimiento de productos ligeros principalmente gases.

La mayor temperatura del catalizador regenerado permite mantener la temperatura requerida para la desintegración del gasóleo aprovechando la alta actividad del catalizador zeolítico.

La temperatura de desintegración a la salida del elevador - debe ser mayor cuando se desea el máximo rendimiento de gasolina que cuando se desea el máximo rendimiento de destilados intermedios.

6.7. Agotador

El agotador tiene como función eliminar los hidrocarburos - que han quedado adsorbidos en el catalizador utilizando vapor - de agua como medio de desorción y arrastre.

La deficiencia en la desorción provoca un aumento en la cantidad de combustible (hidrocarburos) que entran al regenerador y que requieren una mayor cantidad de aire (oxígeno) para su - combustión.

El nivel del lecho del agotador debe mantenerse suficientemente alto para sellar la salida del separador y las piernas de los ciclones separadores.

6.8. Regeneración

Para efectuar la combustión del coque es necesario combinar

los tres elementos del fuego: combustible, oxígeno y temperatura de ignición. El combustible es el coque contenido en el catalizador, el oxígeno lo suministra el aire que proporciona el soplador y la temperatura de ignición proviene de una fuente externa en el inicio de la regeneración, pero una vez en operación la temperatura de ignición se autosostiene por la combustión continua del coque.

La combustión del coque se realiza a cualquier temperatura - por arriba de los 400°C , sin embargo una mayor temperatura de regeneración mejora la eficiencia de la combustión. Por tal motivo la mayoría de los regeneradores en los que se efectúa la combustión incompleta del coque operan a temperaturas superiores a los 650°C .

Cuando se quema carbón puro o un hidrocarburo el producto de la combustión es dióxido de carbono, pero cuando existe una cantidad apreciable de carbón, como en el lecho fluido del regenerador, se efectúa una reacción secundaria de combustión en la que el dióxido de carbono se combina con el carbón para formar monóxido de carbono. Como el monóxido de carbono no está completamente oxidado puede quemarse para producir dióxido de carbono. Esta reacción probablemente está restringida al lecho fluido debido a la producción continua de monóxido de carbono o a la presencia de carbón. Sobre el lecho especialmente en los ciclones separadores y en la línea de salida de los gases de combustión no hay suficiente carbón para que se realice ésta reacción.

La postcombustión puede y de hecho ocurre siempre que la temperatura de los gases de combustión alcance la temperatura de -

ignición de la mezcla monóxido de carbono-oxígeno. Esta temperatura está relacionada con la concentración de oxígeno en los gases de combustión, con concentraciones de 1.5 a 2.0 % en volumen la ignición puede ocurrir a temperaturas bajas del orden de los 600°C. Si el contenido de oxígeno disminuye hasta 0.1 y - 0.2 % la temperatura de ignición se incrementa marcadamente. Por esta razón una forma de evitar el incremento en la temperatura de los gases de combustión, debido a la postcombustión, es disminuir al mínimo el contenido de oxígeno en los gases de combustión.

Se puede evitar el postquemado usando los rociadores de agua para abatir la temperatura de los gases de combustión, pero una vez que la temperatura se ha elevado demasiado los rociadores son ineficaces y sólo se puede evitar reduciendo el aire de regeneración que suministra el soplador.

Las altas temperaturas debidas a la postcombustión somete a un calentamiento excesivo a las partes internas del regenerador y expone al catalizador a un calentamiento brusco.

La temperatura del regenerador se ajusta normalmente variando la temperatura de precalentamiento de la carga y al mismo tiempo las altas temperaturas se contrarrestan con: agua a los rociadores, disminuyendo la temperatura de desintegración para reducir la conversión y la producción de coque, y disminuyendo el aire de regeneración.

6.9. Regenerador

La regeneración se efectua en dos etapas, en la primera se -adiciona el 80% del aire necesario para la combustión quemando el grueso del coque contenido en el catalizador. La primera etapa opera a altas velocidades de flujo y una temperatura menor - que las que se utilizan en las unidades típicas de una etapa, y con un contenido de carbón suficientemente alto para promover - el rápido quemado del coque sin exponer a las partículas de catalizador a las altas temperaturas. En estas condiciones se impide la postcombustión que ocurre en la regeneración en una etapa en la que la postcombustión está determinada por las variaciones en la cantidad de coque que entra al regenerador.

El carbón residual en el catalizador regenerado debe mantenerse en un bajo nivel para favorecer la promoción de la desintegración con el catalizador zeolítico. La ventaja obvia es un catalizador de mayor actividad que contribuye a la obtención de mejores rendimientos que los obtenidos en las unidades de desintegración en el lecho.

7. PROCESOS ACTUALES

Existen en la actualidad varias versiones del proceso de Desintegración Catalítica Fluida con unidades de diferente diseño y características mecánicas particulares. A continuación se expone una reseña de estos procesos.

7.1 Proceso FCC "UOP"

Aplicación: Para la conversión selectiva de gasóleo e hidrocarburos de alta temperatura de ebullición hasta una amplia variedad de productos; gasolina de alto octano, destilados y combustibles, olefinas ligeras para alquilación y polimerización, LPG o petroquímicos.

Descripción: El sistema UOP representa un diseño avanzado con reactor y regenerador laterales (figura 14) ya que este arreglo proporciona una operabilidad insuperable y un patrón de rendimientos altamente selectivos.

Las características de la sección de reacción con un reducido tiempo de contacto en el elevador, equipado para obtener una rápida separación del vapor-catalizador, para hacer un uso efectivo de los modernos catalizadores altamente activos. La eficiencia en la separación del catalizador da por resultado un menor arrastre de partículas hacia la fraccionadora que permite eliminar la recirculación de lodos al reactor.

La sección de regeneración utiliza una alta velocidad de quemado con bajo inventario de coque y una configuración del regenerador única que proporciona una baja carga de catalizador a los ciclones. Este arreglo proporciona además un gas de chimenea con baja carga de catalizador (lo que facilita la operación del sistema de recuperación de energía) que se desea en una operación de combustión completa con emisión reducida de CO que produ

ce un mínimo rendimiento de coque con una amplia variedad de cargas.

La fraccionadora principal, el sistema de concentración de gas y el sistema de alimentación están cuidadosamente integrados para proporcionar un uso efectivo de la energía. La unidad puede equiparse fácilmente con un circuito externo de recuperación de potencia para aprovechar totalmente el potencial del gas efluente.

A través de los años el proceso UOP se ha caracterizado por su alto grado de confiabilidad y eficiencia operativa. La unidad además posee flexibilidad para ajustarse a un amplio rango de condiciones operativas y alimentaciones.

Las unidades han sido diseñadas y operadas con altas severidades para producir gas licuado, a severidades moderadas donde el producto principal es la gasolina y bajas severidades cuando se desea un destilado. Las unidades han procesado además gasóleos diversos como: desasfaltados, desmetalizados y aún crudo atmosférico reducido.

Instalaciones Comerciales: Alrededor de 190 unidades en operación, diseño o construcción procesando con éstas desde 2,000 hasta 100,000 bpsd de alimentación fresca.

Licenciador: UOP Process Division of UOP Inc.

7.2. Proceso RCC

Aplicación: Para alcanzar altos rendimientos selectivos de combustibles de transportación y otros productos ligeros a través de la conversión directa de residuos atmosféricos del petróleo en un sistema catalítico fluidizado.

Descripción: (figura 15) Los residuos virgen de la destilación atmosférica se introducen en la zona de reacción del elevador donde se mezcla con el catalizador activo caliente. Después

de controlar el tiempo de residencia a alta temperatura y baja presión utilizando un separador que divide balísticamente el catalizador del vapor compuesto por el elevador con orificios y un ciclón simple. Las reacciones secundarias que se presenta comúnmente cuando se procesan aceites pesados son así efectivamente minimizadas. Los vapores de los productos de reacción se envían a la fraccionadora y al sistema de recuperación de ligeros.

TABLA 9 RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS DEL PROCESO "RCC"

Alimentación	Residuo con contenido intermedio de carbón y metales	Residuo con contenido alto de carbón y metales
Propiedades		
Gravedad ^o API	21.3	19.3
Ni + V ppm	44	65
Carbón Ramsbottom % peso	4.5	6.9
Nitrógeno % peso	0.14	0.19
Productos % vol.		
Gas seco % peso	3.3	4.1
Propano/Propileno	1.8/8.7	1.8/8.3
Butanos/Butilenos	4.6/10.1	3.9/9.9
Gasolina C ₅ -430 ^o F	57.8	55.6
Gasóleos Destilado/Pesado	15.0/8.4	15.0/10.9
Coque % peso	8.4	10.8

El catalizador agotado proveniente de la cámara de separación entra al regenerador de dos etapas para eliminar mediante la -- combustión los depósitos carbonosos y restaurar la actividad a -- condiciones relativamente moderadas para proteger a las partículas de la desactivación hidrotérmica. El control de temperatura en el rango seleccionado se logra manteniendo un rendimiento

constante en la zona de reacción, una baja relación de CO/CO_2 - en el gas de chimenea y usando un enfriador de catalizador exter no integrado entre las etapas de regeneración. Los beneficios - que se obtienen son: reducción en la potencia requerida para el soplador de aire, el tamaño y número de ciclones, diámetro de - los recipientes y material de construcción. El CO del gas de - chimenea puede utilizarse para recuperar energía.

Los rendimientos típicos de una unidad catalítica RCC se muestran en la tabla 9.

Instalaciones Comerciales: Una unidad de 40,000 bps en operación desde marzo de 1983 y una unidad de demostración de 200 bpd en operación desde 1978.

Licenciador: UOP Process Division of UOP Inc.

7.3 Proceso FCC "GULF"

Descripción: (figura 16) El proceso Gulf permite el procesa--- miento de un amplio rango de alimentaciones para obtener los pro ductos elegidos con su flexibilidad excepcional. La tecnología de diseño y proceso pueden integrarse fácilmente en unidades nue vas o remodeladas combinando cambios rápidos desde una operación con alta conversión y máximo rendimiento de gasolina hasta una - operación de máximo rendimiento de destilado, manteniendo bajos rendimientos de gas y coque, altos rendimientos de C_3 y C_4 , alta relación iso/n-parafinas y gasolina de alto octano. Gasóleos vir gen, desulfurados y mezclas de gasóleos virgen o hidrodeshulfura- dos han sido exitosamente procesados.

Los rendimientos obtenidos con diferentes cargas de gasóleos se muestran en la tabla 10.

Instalaciones Comerciales: La capacidad total operativa es de 304,000 bpsd.

TABLA 10 RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS DEL PROCESO "GULF"

Carga	Mid Continent		Kuwait	Kuwait
	(gasóleo atmos. + ATB)		(gasóleo virgen)	(375°F + residuo HDS)
Propiedades				
Gravedad °API	23.9		22.9	26.0
Azufre % peso	0.66		2.9	0.10
Residuo de carbón % peso	3.62		0.3	2.2
Destilación ASTM °F				
10 %	581		640	542
50 %	807		815	832
90 %	1014		975	-
% Volumen de crudo	-		30	52.3
Rendimientos % vol.				
Conversión	76.8		78	83.8
C ₅ -430°F TBP	60.0		57.5	62.9
C ₄ total	14.7		18.5	20.4
C ₃ total	10.5		12.6	13.0
Gasóleo ligero	16.4		16.5	14.2
Aceite decantado	6.8		5.5	2.0
C ₁ -C ₂ % peso	3.7		4.5	3.1
Coque % peso	6.9		5.9	6.0
Calidad de productos				
Gasolinas	ligera	pesada	rango total	rango total
RON	93.8	88.4	92.5	94.0
RON + 5 gr TEP	96.4	91.0	94.7	96.6

Licenciador: Gulf Research & Development Co.

7.4. Proceso FCC "Ultra-Orthoflow"

Aplicación: Para convertir una amplia variedad de destilados y las fracciones más pesadas del petróleo hasta productos de menor peso molecular. Las condiciones de operación y diseño pueden optimizarse para maximizar la producción de gasolina de alto octano, olefinas ligeras ya sea para alquilación o polimerización o destilados intermedios para la preparación de diesel o combustibles.

Descripción: (figura 17) El diseño incorpora un sistema externo de elevador vertical con sistema de inyección múltiple de alimentación, codo de ángulo recto patentado y ciclones en el elevador. También involucra tecnología de regeneración Ultracat con diseño avanzado de distribución de aire. La combustión completa del CO se obtiene en el regenerador para minimizar el rendimiento de coque y el contenido de coque en el catalizador, maximizando así el rendimiento en la producción de líquidos y eliminando la necesidad de una caldera de CO para el control de la emisión de CO. La cámara plena externa del gas de chimenea simplifica el diseño mecánico, reduce áreas de alto esfuerzo local y permite el uso de partes sometidas a presión de acero al carbón.

Las características del diseño Utra-Orthoflow son una excelente fluidización y control de temperaturas debido al flujo vertical de los sólidos facilitado por las válvulas tapón utilizadas. Las características superiores de fluidización permiten una rápida recuperación de la unidad después de un paro forzado.

La fraccionadora y la sección de recuperación de vapores se optimizaron con respecto al aprovechamiento íntegro del calor disponible para recalentar la carga y como medio de calentamiento de las torres como corrientes de recirculación, reduciendo el combustible, el agua de enfriamiento y el consumo de vapor.

La unidad puede equiparse con un tren de recuperación de -- energía para aprovechar el potencial de gas de chimenea.

El rendimiento de productos con gasóleo Mid East hidrotratado con rango de ebullición 650°F + se muestra en la tabla 11.

TABLA 11 RENDIMIENTOS TÍPICOS DEL PROCESO ULTRA-ORTHOFLOW

Conversión % vol.	81.0
C ₅ -400°F % vol.	64.1
Butano-Butileno % vol.	18.4
Propano-Propileno % vol.	10.7
Aceite cíclico ligero % vol.	14.0
Aceite decantado % vol.	5.0
C ₂ y más ligeros (incluyendo H ₂ S) % peso	3.0
Valoración de octanos de la gasolina	
RON claro	91
RON + 3 cc TEP	97
MON claro	81
MON + 3 cc TEP	86

Instalaciones Comerciales: Más de 100 unidades desintegrado-- ras catalíticas han sido diseñadas, dirigidas y/o construidas - por M.W. Kellogg Co. procesando cerca de 2 millones de barriles de carga fresca por día. Veinte de las unidades Ultra-Orthoflow se han diseñado en los últimos diez años y nueve de éstas emplean regeneración Ultra-Cat. Kellogg ha remodelado 30 unidades en los últimos diez años y Amoco ha remodelado 11 unidades para incluir la regeneración Ultra-Cat para procesar un total de 500, 000 bpsd.

Licenciador: The M.W. Kellogg Company and Air Products-HRI.

7.5. Proceso "Heavy Oil Cracking"

Aplicación: Conversión de crudos residuales hasta hidrocarburos ligeros principalmente combustibles para transportación e inclusive la generación de vapor.

Descripción: (figura 18) El proceso HOC es una versión especial del proceso Ultra-Orthoflow en el cual los crudos reducidos son desintegrados en un reactor elevador a condiciones óptimas. La porción del carbón Conradson en el residuo se deposita en el catalizador y se quema en el regenerador. El exceso de calor producido se utiliza para generar vapor de alta presión a través de un diseño especial de serpentines de vapor dentro del lecho del regenerador y/o mediante un enfriador de catalizador externo. La remoción del calor se efectúa mediante tubos de horquilla colocados en capas cerca de las paredes del regenerador. El agua de alimentación a calderas fluye a través de estos tubos para general el vapor. Esta instalación ha sido probada durante veinte años con una erosión despreciable.

Sí se quiere flexibilidad debido a los cambios en la calidad de la carga o de los flujos de carga se puede utilizar la carcasa externa y el enfriador de tubos del catalizador. Los metales (Niquel y Vanadio) depositados en el catalizador afectan su actividad y selectividad éste efecto adverso puede minimizarse utilizando un catalizador específico para desintegrar los residuos o utilizando pasivadores de los metales en el catalizador. Cuando los costos requeridos para el control del envenenamiento por metal son muy altos y el manejo del mayor rendimiento de coque -- empieza a ser excesivo es necesario el pretratamiento de la carga.

Los rendimientos de un residuo atmosférico de Heavy Arabian - con rango de ebullición de 650°F + se muestra en la tabla 12.

TABLA 12 RENDIMIENTOS DE PRODUCTOS DEL PROCESO HOC

Carga	Mezcla de crudo reducido		
Propiedades de la carga			
Gravedad °API			12.6
Azufre % peso			4.34
Carbón Conradson % peso			13.3
Metales (Niquel y Vanadio) ppm			120
Rendimientos			
Proceso	HDS	HOC	HDS + HOC
Carga % vol.	100	100	100
NH ₃ + H ₂ S % peso	4.5	0.1	4.6
C ₁ -C ₄ % peso	1.3	16.2	14.0
C ₅ -400°F ASTM % vol.	6.1	59.1	55.3
400-650°F ASTM % vol.	14.3	16.6	28.1
Gasóleos pesados % vol.	83.2	8.4	7.0

Instalaciones Comerciales: Una unidad en operación desde 1961, otra más de 50,000 bpsd en operación desde 1981 y una más de 40,000 bpsd arrancó a mediados de 1983.

Licenciador: The M.W. Kellogg Company and Air Products-HRI.

7.6. Proceso Flexicracking

Aplicación: El proceso Flexicracking se utiliza para la conversión catalítica de una amplia variedad de gasóleos virgen, hidrotratados, desintegrados, desasfaltados y alimentaciones conteniendo residuos del petróleo para obtener productos de bajo peso molecular como olefinas, gasolina de alto octano, destilados intermedios y otros productos seleccionados.

Descripción: (figura 19) La tecnología Flexicracking cubre un amplio margen de tecnologías requeridas para el proceso (estima-

ción de rendimientos, caracterización de la carga, etc.), diseño del reactor y regenerador, particularidades mecánicas y características de seguridad, emisiones, sistema de control y recuperación de energía del gas de chimenea.

La unidad Flexicracking puede diseñarse ya sea para el modo de operación línea de transferencia pura o la operación de elevador con lecho fluido. Esta variabilidad permite ajustar la operación debido a los cambios en la calidad de la carga, actividad catalítica o economía óptima. La configuración línea de transferencia se utiliza cuando se requiere un corto tiempo de reacción.

TABLA 13 RENDIMIENTOS DEL PROCESO FLEXICRACKING

Alimentación: Arabe ligero 650-1050 ^o F			
Gravedad ^o API	VGO crudo		HDS-VGO
	22.9		25.1
Objetivo de proceso máximo (a)	Gasol.	Dest.	Gasol.
Rendimientos (% carga fresca)			
Conversión 430 ^o F - % vol.	79.3	63.6	84.8
C ₂ y más ligeros ⁺ % peso	2.8	2.7	1.9
Propano-Propileno % vol.	10.2	5.3	11.3
Butanos-Butilenos % vol.	16.7	9.9	19.6
Gasolina catalítica ⁺⁺ % vol.	64.2	41.3	69.5
Aceite de calentamiento % vol.	16.7	45.6	12.2
Residuo % vol.	4.0	5.0	3.0
Coque % peso	6.0	4.5	5.6

+ incluyendo H₂S

++ rendimiento de gasolina basado en el rango C₅-430^oF en la operación de máxima gasolina y en el rango C₅-320^oF en la operación de máximo destilado.

Los ciclones del reactor se utilizan en ambas unidades para - eliminar el asentador de lodos en la fraccionadora y el efecto - desactivante de la recirculación de los lodos de catalizador.

La regeneración incorpora el control de la combustión del CO para mantener los niveles de emisión regulados. La tecnología - Flexicracking también proporciona un control particular de la - emisión de partículas con agotadores y precipitadores y recupera- ción de potencia para minimizar el consumo de energía.

Rendimientos: Flexicracking tiene la flexibilidad para mante- ner los diferentes objetivos de proceso con una amplia variedad de cargas. Ejemplos de rendimientos para máxima producción de - gasolina y máximo destilado se muestran en la tabla 13 con gasó- leos virgen y gasóleo de vacío hidrotratado.

Instalaciones Comerciales: Exxon ha diseñado 70 unidades cata- líticas de desintegración con una capacidad total de 2.6 millo- nes de bpsd.

Licenciador: Exxon Research and Engineering Co.

CONCLUSIONES

El proceso de Desintegración Catalítica Fluida permite la obtención de productos valiosos como gasolina, aceites y olefinas ligeras a partir de las fracciones pesadas del petróleo o crudos pesados de menor valor comercial. Esto es importante ya que actualmente las refinerías del país procesan mezclas de crudos ligero y pesado correspondientes a los crudos Istmo y Maya.

Las unidades de desintegración en el elevador tienen la ventaja, sobre las unidades de desintegración en el lecho fluido, de su mayor flexibilidad para ajustarse a los diferentes objetivos de proceso como la obtención de gasolina o aceite cíclico ligero para cubrir la demanda de hidrocarburos combustibles.

La utilización actual de los catalizadores zeolíticos en el proceso de Desintegración Catalítica se debe a que poseen una mayor actividad y selectividad que los catalizadores amorfos permitiendo elevar el rendimiento y calidad de los productos obtenidos.

La introducción de las zeolitas ha impulsado el desarrollo de las unidades de reactor elevador y la revisión de las unidades de lecho fluido para renovarlas y ampliarlas. Esta renovación se basa en la operación a presiones más altas y en la reducción del tiempo de reacción eliminando el lecho fluido para efectuar

la reacción en el elevador aprovechando eficientemente las características de éstos catalizadores.

La mayor comprensión de la química del proceso y sus variables operativas contribuyen a optimizar la operación de las unidades elevando los rendimientos de los productos deseados, ajustando la operación debido a los cambios en la calidad de la carga o evaluando el tipo de catalizador más apropiado.

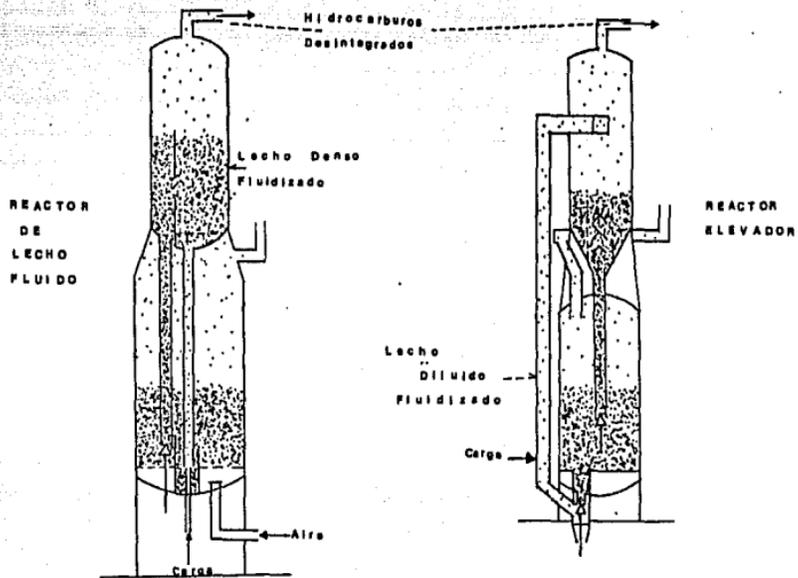
Los catalizadores cristalinos forman una buena parte de la tecnología del proceso de Desintegración Catalítica y es un buen terreno para fomentar la fabricación de catalizadores nacionales como se ha hecho ya en otros procesos utilizados en la refinación del petróleo.

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

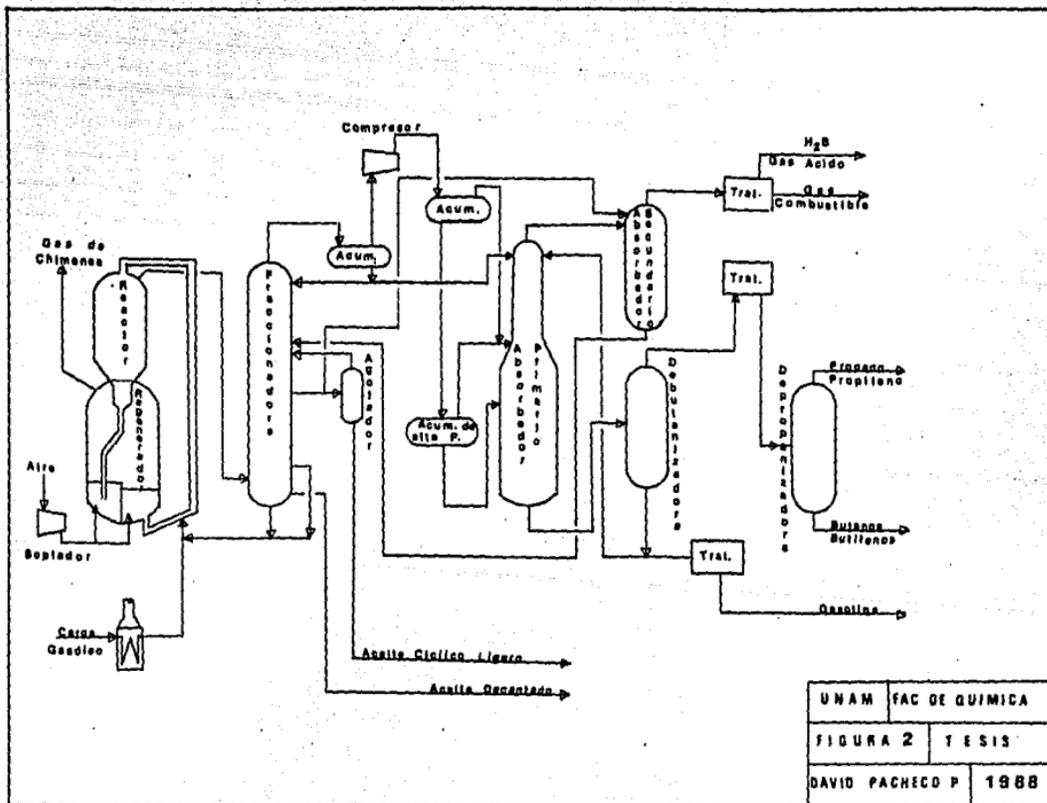
- 1 Shankland, V.R. "Industrial Catalytic Cracking" Advances in Catalysis. Vol. VI, pp. 271. Ed. Academic Press Inc. Publishers., New York, N.Y. (1954).
- 2 Rossini, D.F. and Mair, J.B. "Composition of the Petroleum" Advances in Chemistry Series No. 5, pp. 334. Academic - Press Inc. Publishers., New York, N.J. (1951).
- 3 Greenfelder, B.S. "The Mechanism of Catalytic Cracking" - Advances in Chemistry Series No. 5, pp. 3. Am. Che. Soc. Washington, D.C. (1951).
- 4 Murphree, E.V. "Fluid Catalytic Cracking Process" Advances in Chemical Series No. 5, pp. 30 (1951).
- 5 Hansford, R.C. "Chemical Concepts of Catalytic Cracking" - Advances in Catalysis and Related subjects Vol. IV. Academic Press Inc. Publishers., New York, N.Y. (1952).
- 6 Instrucciones de Operación para la planta Desintegradora Catalítica modelo Orthoflow., Refinería de Salina Cruz, Oax. Petróleos Mexicanos. (1980).
- 7 Manual de Operación de la planta FCC., Refinería "18 de Marzo" Petróleos Mexicanos., Azcapotzalco, D.F. (1976).
- 8 Manual de Operación de la planta de Desintegración Catalítica Fluida modelo IV UOP., Refinería de Minatitlán, Ver. Petróleos Mexicanos. (1986).
- 9 1984 Refining Process Handbook., Hydrocarbon Processing., Vol. 63, No. 9, pp. 105-110. (September 1984).
- 10 Wolf, E.E. and Alfani, F. "Catalysts Deactivation by Coking" Catal. Rev.-Sci. Eng., Vol. 24, No. 3, pp. 329 (1982).

- 11 Kerr, T.G. "The Synthesis and Properties of Two Catalytically Important Zeolites" Catal. Rev.-Sci. Eng. Vol. 23, Nos. 1 & 2. (1981).
- 12 Jacobs, A.P. "Acid Zeolites: An attempt to develop unifying concepts" Catal. Rev.-Sci. Eng. Vol. 24, No. 3, pp. 415. (1982).
- 13 Rabo, A.J. "Unifying Principles in Zeolite Chemistry and Catalysis" Catal. Rev.-Sci. Eng. Vol. 23, Nos. 1 & 2, pp. 293. (1981).
- 14 Nace, Voltz and Weekman Jr. "Application of a Kinetic Model for Catalytic Cracking: Effects of Charge Stocks" Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop. Vol. 10, No. 4, pp. 530 (1971)
- 15 Voltz, Nace and Weekman Jr. "Application of a Kinetic Model for Catalytic Cracking: Some correlations of Rate Constants" Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. Vol. 10, No. 4, pp. 538 (1971).
- 16 Weekman Jr and Nace, M.D. "Kinetic of Catalytic Cracking - Selectivity in Fixed, Moving and Fluid Bed Reactors". J. AIChE Vol. 16, No. 3, pp. 397 (May 1970).
- 17 FCC. Catalysts Manufacture Methods., Engelhard Mineral and Chemical Division., "Reporte Técnico"., Edison, N.J. (1982)
- 18 Carberry, J.J. "Chemical and Catalytic Reactions Engineering" 3th Edition., Ed. Mc. Graw Hill., USA (1976).
- 19 Bravo, M.M. "Sistema de Cálculo para la Estimación de Rendimientos y propiedades de Productos en Unidades Desintegradoras Catalíticas tipo Fluidas" Rev. Inst. Mex. Petrol. Vol. XVIII, No. 1, pp. 18 (Enero 1985).

- 20 Kittrell, Tam and Eldridge., "Predict Poisonig Rate"
Hydrocarbon Processing Vol. 64, No. 4, pp. 63 (august 1985).
- 21 Arce, M.E. "Patrones de Flujo y Contacto en Reactores Quimi--
cos"., ESQUIE., Instituto Politécnico Nacional.
México, D.F. (1985).
- 22 Zens, A.F. "Fluid Catalytic Design" Petrol. Refiner. Vol.
36, Nos. 4-11. (1957).
- 23 Turkevich, J. "Zeolites as Catalysts I" Advances in Cataly-
sis No. 9, pp. 1., Academic Press Inc. Publishers.,
Princeton, N.J. (1961).
- 24 Shreve and Brink., "Chemicals Process Industries"., 4th Ed.,
Ed. Mc Graw Hill., New York, N.Y. (1977).
- 25 Smith, J.M., "Chemical Engineering Kinetics"., 4th Edition.
Ed. Mc Graw Hill., USA (1965).
- 26 Schmerling, L., "Reactions of Hydrocarbons: Ionic Mechanisms"
Ind. Eng. Chem. Vol. 45, No. 7, pp. 1497 (July 1953).
- 27 Thomas, C.L., "Chemistry of Cracking Catalytic"., Ind. Eng.
Chem. Vol. 41, No. 11, pp. 2564 (November 1949).
- 28 Gonzales, Sanchez, Ramirez, Bravo, Pie, Minero y Pérez.,
"Análisis de Catalizadores FCC en el Instituto Mexicano del
Petróleo"., Rev. Inst. Mex. Petrl. Vol. XIV, No. 4, pp.
45-72. (Octubre 1982).
- 29 Turkevich, K.V. and Ono, Y., "Advances in Catalysis" Vol. 11
pp. 135., Academic Press Inc., New York (1950).
- 30 Khalil, Aboul-Gheit and Selim., "Zeolitas tipo X con escandio
empleadas en la Desintegración Catalítica"., Rev. Inst. Mex.
Petrl. Vol. VI, No. 3, pp. 56-66 (Julio 1974).



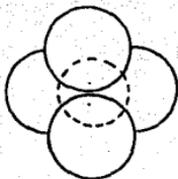
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 1	TESIS
DAVID PACHECO P	1988



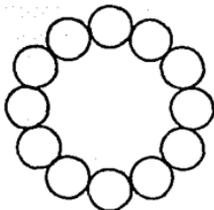
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 2	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

○ Silicio ó Aluminio

○ Oxígeno



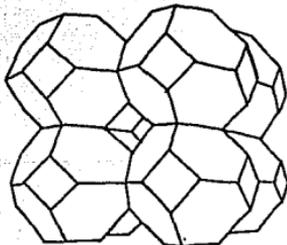
UNIDAD
TETRAEDRICA



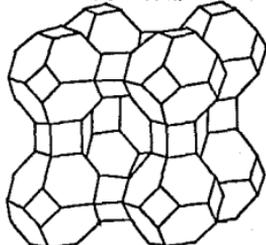
ANILLO DE
12 UNIDADES

CAJAS UNITARIAS

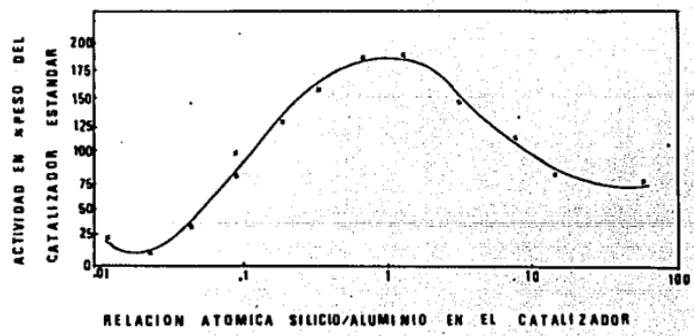
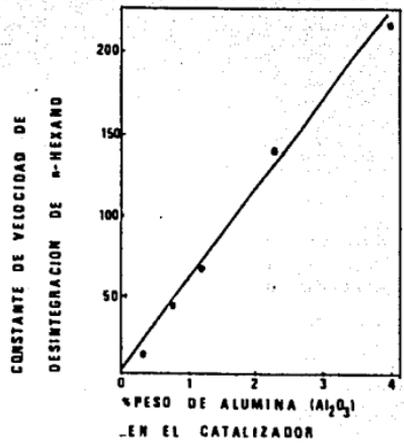
SODALITA



FAUJASITA

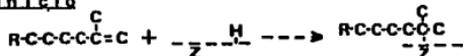


UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 3	TESTIS
DAVID PACHECO	P 1988



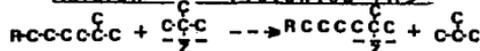
MECANISMO DE LA DESINTEGRACION

Inicio



Olefina Zeolita

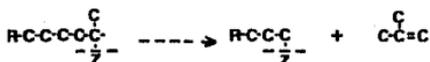
Adición Protónica (H⁺) «A»



Parafina Ion Carbonio Parafina
Final Producto

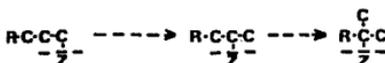
Extracción de Hidruro (H⁻) «B»

Propagación



Ion Carbonio Olefina
Propagante Producto

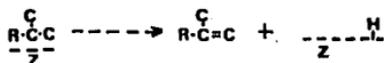
Ruptura Beta «C»



iones Carbonio
Primario Secundario Terciario

Migración de Hidrogeno (-H₂) Y Metilo (-CH₃) «D»

Terminación

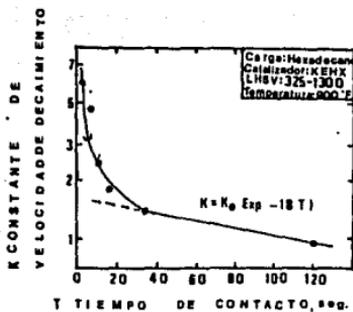
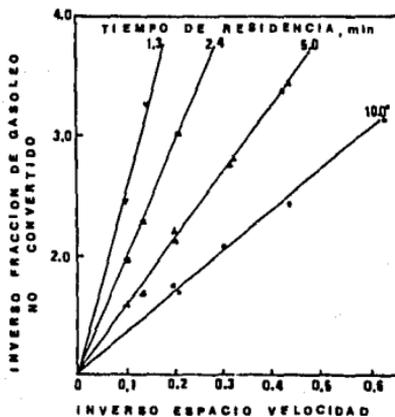


Ion Carbonio Zeolita

Final

Eliminación Protónica «E»

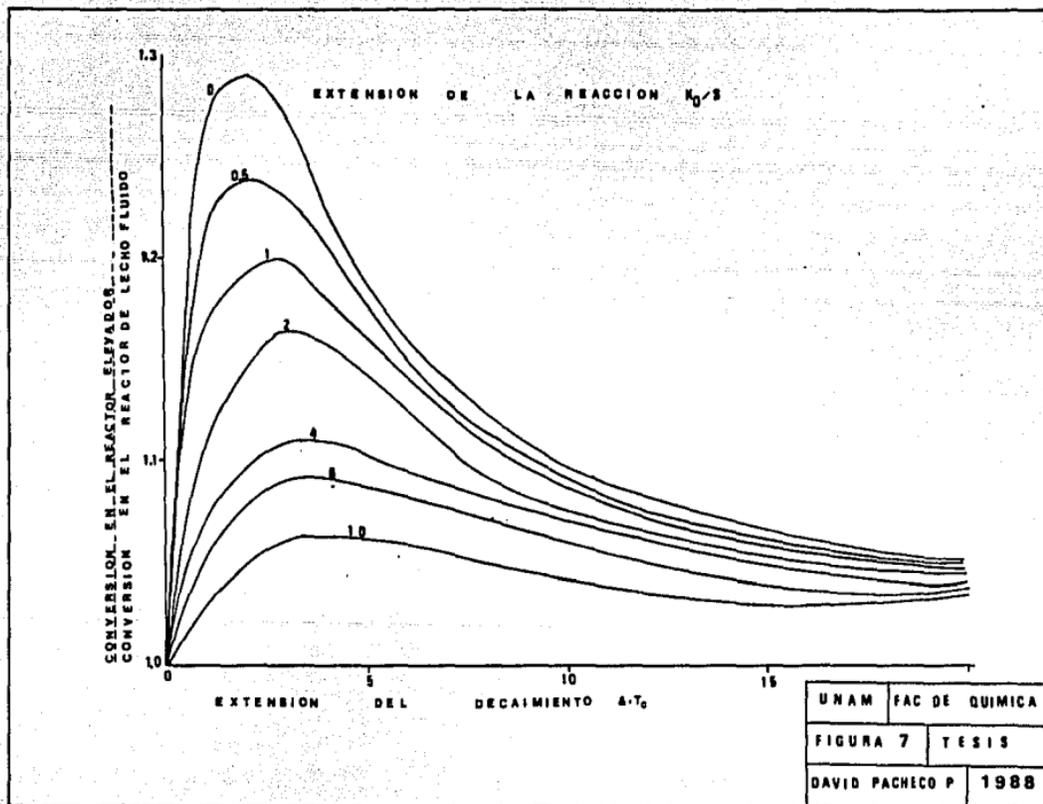
U.N.A.M.	FAC DE QUIMICA
FIGURA 5	TESIS
DAVID PACHECO P 1988	



UNAM FAC DE QUIMICA

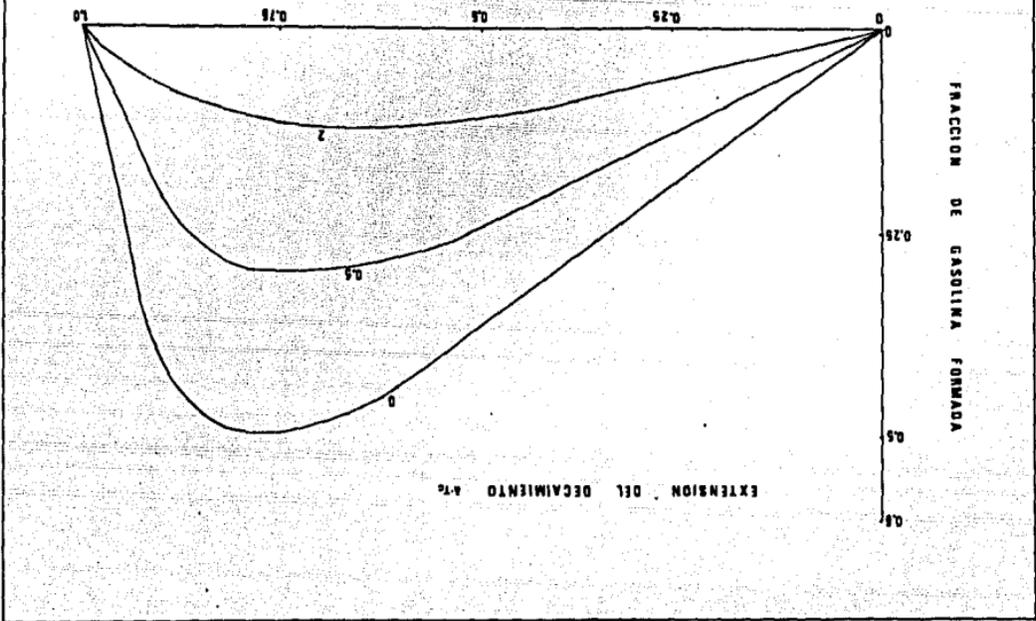
FIGURA 6 TESTS

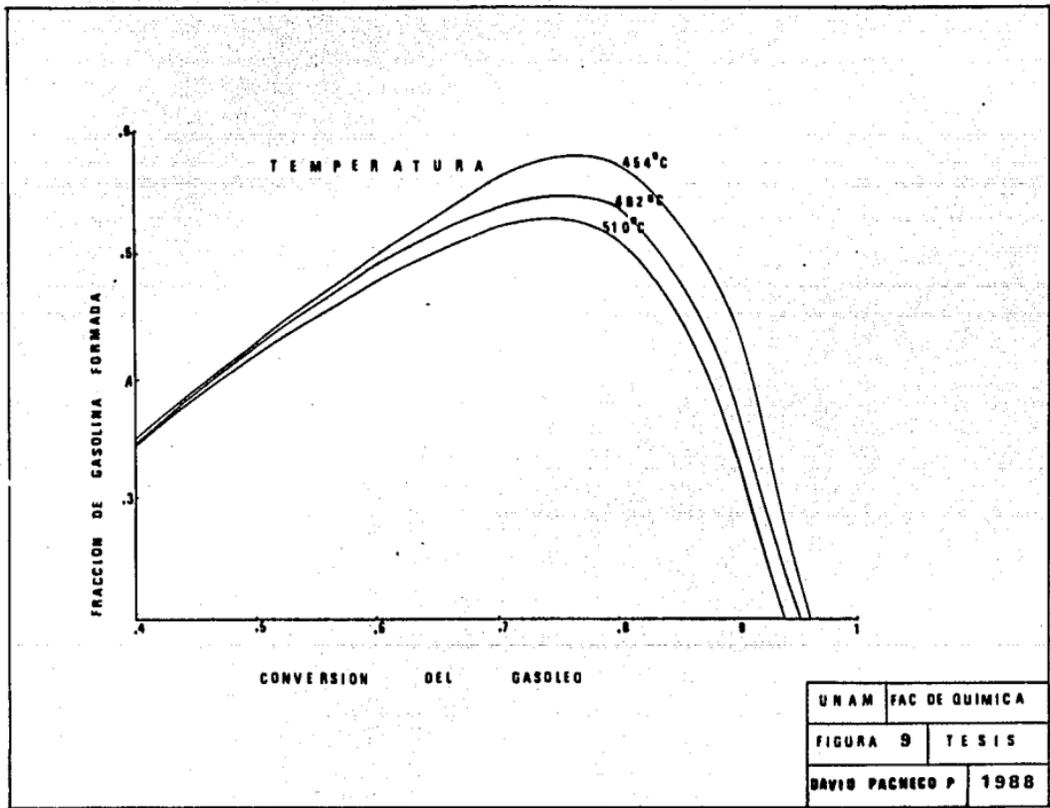
DAVID PACHECO P 1988



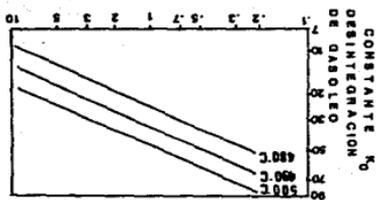
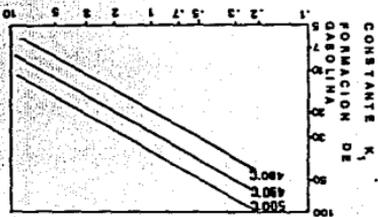
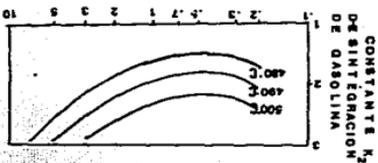
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 8 TESIS	
DAVID PACHECO # 1988	

CONVERSION DE GASOLEO

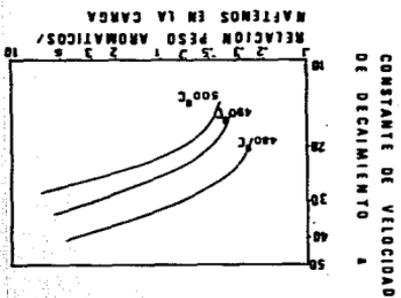
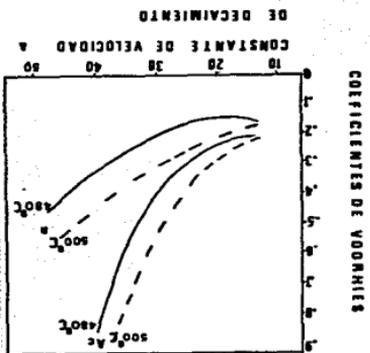




RELACION PESO AROMATICOS/MATENCOS
EN LA CARGA



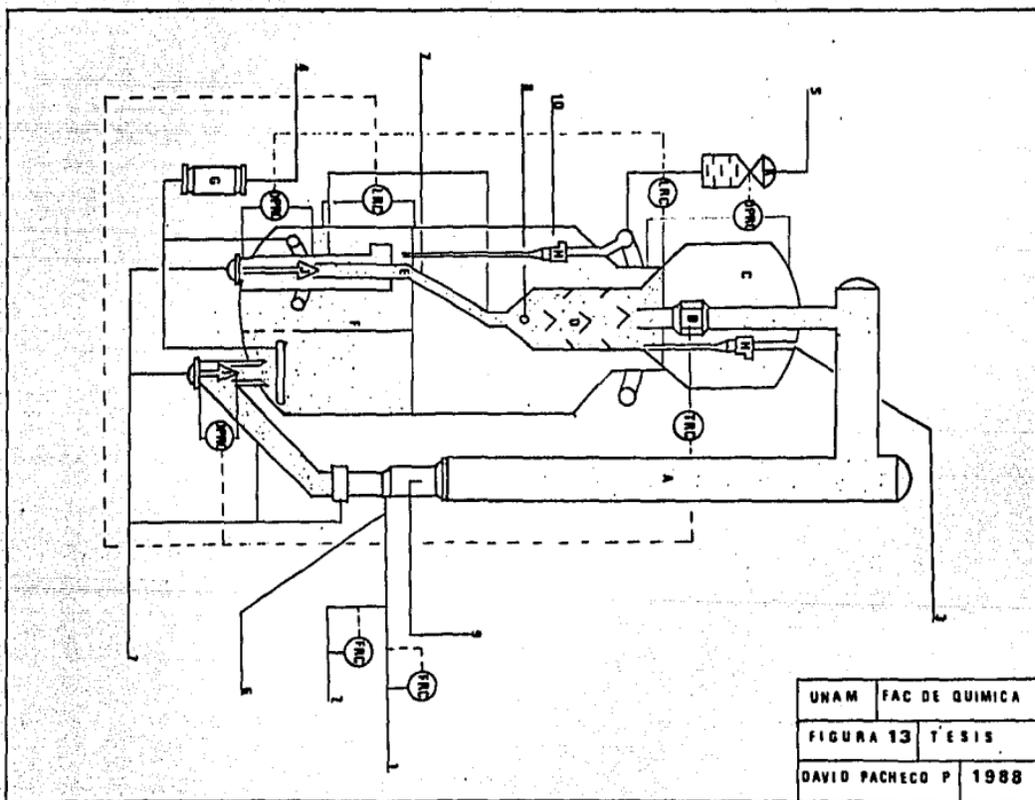
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 10	TESIS
DAVID PACHECO P	1988



UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 13	TESIS
DAVID PACHECO P.	1988

PROCESO DE DESINTEGRACION CATALITICA DE LECHO FLUIDIZADO

UNIDAD CATALITICA	DA		DB		DC	
CARACTERISTICAS DE DISEÑO						
CONFIGURACION REACTOR-REGENERADOR	LATERAL ELEVADOR Y LECHO		INTEGRAL ELEVADOR		LATERAL ELEVADOR Y LECHO	
ZONA DE REACCION	RECTO		RECTO EN J INVERTIDA		CURVO EN U	
ELEVADOR	INCOMPLETA /UNA ETAPA/		INCOMPLETA /DOS ETAPAS/		INCOMPLETA /UNA ETAPA/	
REGENERACION	PLACA DE ORIFICIOS		VERTICAL CON VENTANAS LATERALES		PARRILLA DE DISTRIBUCION	
SEPARADOR	BOQUILLA DE INYECCION		TOBERAS PERIFERICAS DE INYECCION		ANILLOS DE INYECCION	
ALIMENTACION AL ELEVADOR						
CONDICIONES DE OPERACION						
CARGA FRESCA, BPD	20000	20000	40000	40000	22000	32000
RECIRCULACIONES, BPD						
ACEITE CICLICO PESADO	17000		12000		16000	6000
ACEITE DE RESIDUO	1200	1300	2000	2000	2000	2000
RELACION DE RECIRCULACION	1,7	1,05	1,35	1,05	1,5	1,25
TEMPERATURAS, °C						
CARGA	318	278	382	338	274	321
REACTOR	518	515	477	527	510	523
CAMARA DE SEPARACION	505	504	486	516	502	512
REGENERADOR	577	584	530/2 ^{da} Et/	557/2 ^{da} Et/	551	521
PRESIONES, Kg/cm ²						
CAMARA DE SEPARACION	1,34	1,34	2,85	2,85	0,5	1,2
REGENERADOR	1,4	1,4	3,19	3,19	1,02	1,43
RELACIONES						
CIRCULACION DE CATALIZADOR, Ton/min	16	15	24,7	24,7	26	28
CATALIZADOR/CARGA FRESCA, Peso/Peso	6,1	6,1	9,0	9,6	4,8	4,8
VAPOR DE DISPERSION, % Peso carga fresca			1	1		
VAPOR DE ADOBTAMIENTO, Kg/Ton catal. circul.	1-2	1-2	1,5	1,5	1-2	1-2
INVENTARIO DE CATALIZADOR CIRCULANTE, Ton	164	164	128	128	215	215
O ₂ EN LOS GASES DE COMBUSTION, % Mol	0,1	0,1	0,2	0,2	0,2-0,1	0,2-0,1
CARBON EN EL CATALIZADOR REGENERADO, % Peso	0,5	0,4	0,25	0,25	0,6	0,5
CATALIZADOR	SILICO-ALUMINA	ZEOLITA	ZEOLITA	ZEOLITA	SILICO-ALUMINA	ZEOLITA
CARGA	GASOLEO VIRGEN	GASOLEO VIRGEN	GASOLEO VIRGEN	GASOLEO VIRGEN	GASOLEO VIRGEN	GASOLEO VIRGEN
GRAVEDAD °API	25,7	25,7	25,0	25,0	24,9	24,9
TEMPERATURA MEDIA DE EBULLICION, °C	372	372	452	452	415	415
FACTOR DE CARACTERIZACION	115,7	118,7	12,1	12,1	121,8	121,8
CONVERSION, % VOL	75	80,4	82	82,8	85	72
RENDIMIENTO DE PRODUCTOS, % VOL						
ACIDO SULFHDRIICO, % Peso	0,5	0,54	0,6	0,62	0,58	0,63
HIDROGENO, % Peso	0,04	0,05	0,04	0,06	0,03	0,04
METANO, % Peso	0,86	0,88	0,87	1,42	0,65	0,78
ETANO, % Peso	0,54	0,55	0,71	1,18	0,38	0,55
ETILENO, % Peso	0,83	0,58	0,48	0,79	0,3	0,45
PROPANO	2,0	2,45	2,3	2,7	2,4	3,8
PROPILENO	3,98	4,55	5,2	6,3	5,0	5,4
BUTANOS	7,2	5,11	6,6	8,1	6,7	9,1
UTILLENOS	4,5	4,5	6,4	7,9	5,4	5,7
GASOLINA CATALITICA	52,8	59,3	50,0	66,5	43,0	56,0
ACEITE CICLICO LIGERO	13,8	19,8	33,0	9,6	24,0	16,1
ACEITE DECANTADO	4,8	10,5	4,0	7,9	10,8	5,5
COQUE, % Peso	9,8	9,4	5,1	5,4	5,0	6,4
SELECTIVIDAD DE PRODUCTOS, VOL/VOL						
GASES LICUADOS	0,23	0,28	0,24	0,30	0,27	0,34
GASOLINA CATALITICA	0,69	0,73	0,79	0,80	0,66	0,78
ACEITE CICLICO LIGERO	0,18	0,24	0,52	0,11	0,37	0,22
CALIDAD DE PRODUCTOS						
GASOLINA CATALITICA						
GRAVEDAD °API	67,8	62,3	58,1	58,5	65,0	67,8
NUMERO DE OCTANO, RON	87,7	91,4	90,0	94,0	88,8	90,8
ACEITE CICLICO LIGERO						
GRAVEDAD °API	19,0	15,9	22,0	17,1	16,3	20,1
AZUFRE, % Peso			1,7	2,0	2,2	1,7



UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 13	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

EQUIPOS DE LA UNIDAD

A ELEVADOR

B SEPARADOR

C CAMARA DE SEPARACION

D AGOTADOR

E TUBO BAJANTE

F REGENERADOR

G SOPLADOR

H CICLONES

F L U J O S

I CARGA FRESCA

L RECIRCULACION

J PRODUCTOS

4 A I R E

5 GASES DE COMBUSTION

VAPORES

6 DE DISPERSION

7 DE FLUIDIZACION

8 DE AGOTAMIENTO

9 DE EMERGENCIA

10 AGUA DE ROCIADO

CONTROLADORES REGISTRADORES

DPRC DE PRESION DIFERENCIAL

TNC DE TEMPERATURA

LRC DE NIVEL

FRC DE FLUJO

UNAM

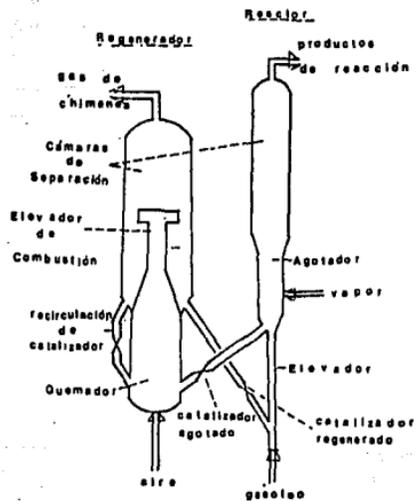
FAC DE QUIMICA

FIGURA 13

TESTS

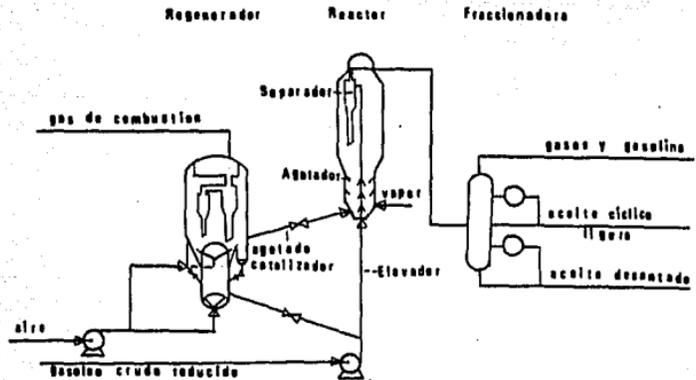
DAVID PACHECO P 1988

PROCESO UOP FCC



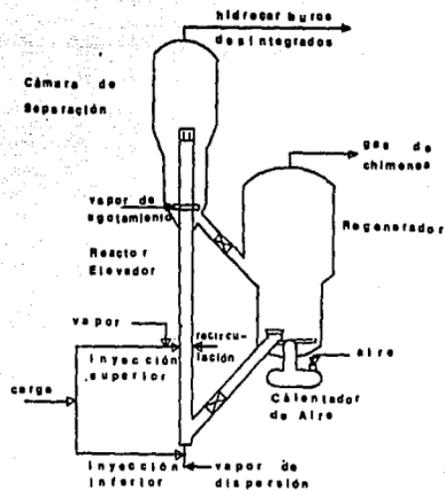
UNAM	FAC. DE QUIMICA
FIGURA 14	TESIS
DAVID PACHECO	1988

PROCESO FCC



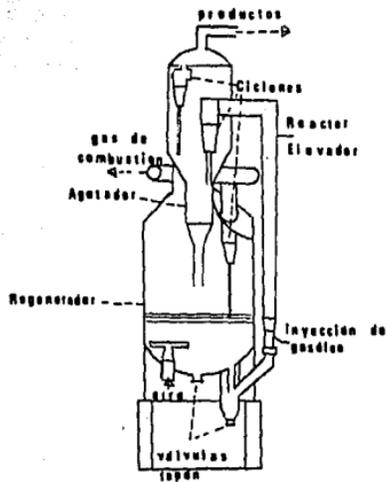
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 16	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

PROCESO GULF FCC



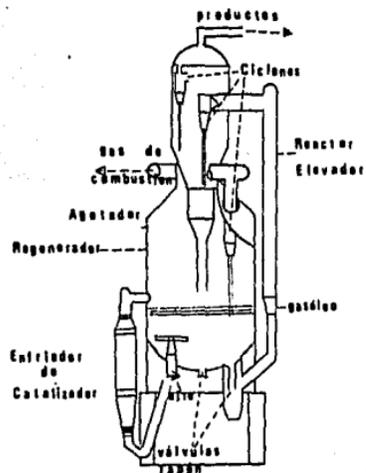
UNAM	FAC. DE QUIMICA
FIGURA 16	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

PROCESO ULTRA-ORTHOFLOW



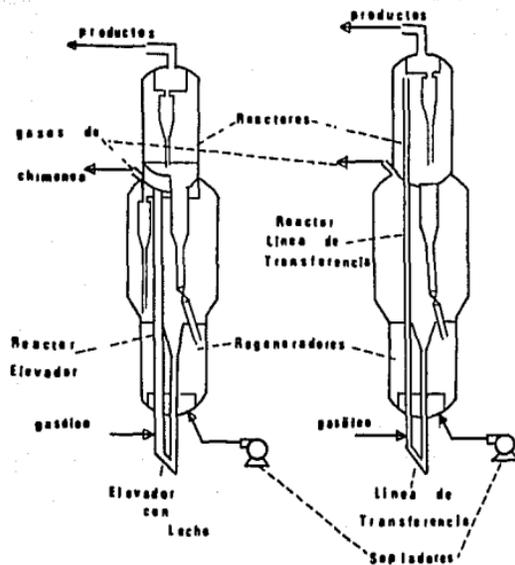
UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 17	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

PROCESO HEAVY OIL CRACKING



UNAM	FAC DE QUIMICA.
FIGURA 18	TESIS
DAVID PACHECO P	1988

PROCESO FLEXICRACKING



UNAM	FAC DE QUIMICA
FIGURA 19	TESIS
DAVID PACHECO P	1988