



Escuela Superior Politécnica del Litoral

Cursos Especiales de Tecnólogos



*«La Desintegración Catalítica en
la Industria Petrolera Ecuato-
riana»*



TESIS DE GRADO

**Previa a la obtención del Título
de Tecnólogo en la Especialidad
de:**

REFINACION DE PETROLEO Y GAS



José Enrique González Torres



Guayaquil



Ecuador


SECRETARIA
GENERAL

LA DESINTEGRACION CATALITICA EN LA INDUSTRIA
PETROLERA - ECUATORIANA

TESIS PRESENTADA POR:

JOSE E. GONZALEZ T.

APROBADA EN SU ESTILO Y CONTENIDO POR:



.....
ING. QCO. FRANCISCO TORRES
DIRECTOR DEL CURSO ESPECIAL TECNOLOGOS

MI AGRADECIMIENTO:

- Al Ing. Qco. Francisco Torres, por su excelente dirección y cooperación en la elaboración de esta tesis.

- Al Ing. Qco. Francklin Charpantier, por su colaboración y orientación en el desarrollo de la tesis.

- A todos los profesores, que tuvieron participación activa en el desarrollo de este curso para llegar a la meta deseada.

- A todos y cada uno de los compañeros y amigos, que con una u otra actividad colaboraron en mi esfuerzo.

DEDICATORIA:

A mi madre dedico esta tesis en símbolo
a su esfuerzo realizado a lo
largo de toda mi existencia.

A mi esposa dedico esta tesis en agradeci
cimiento a su apoyo moral y
firme en la consecución, de
ésta nuestra meta.

José Enrique.

I N D I C E

	Pág.
Introducción	1
CAPITULO I: Características generales del Craqueo Catalítico	3
Catálisis	4
Características de los catalizadores	5
Clasificación de las reacciones catalíticas.....	7
Aplicaciones.....	9
Reseña histórica del craqueo catalítico.....	10
Craqueo catalítico de lecho móvil.....	14
Craqueo catalítico de lecho fluído.....	16
Productos del craqueo catalítico.....	21
Mecanismo de la reacción	23
Craqueo de las principales clases de hidrocarburos..	25
Craqueo de hidrocarburos parafínicos.....	25
Craqueo de hidrocarburos olefínicos.....	26
Craqueo de hidrocarburos nafténicos.....	27
Craqueo de hidrocarburos alquénicos.....	28
Craqueo de hidrocarburos aromáticos.....	28
Los Catalizadores.....	30
Propiedades de los catalizadores.....	30
Composición química.....	31
Catalizadores sintéticos.....	32
Acidez	33
Relación Acidez -actividad.....	34
Composición.....	35
Actividad.....	35
Selectividad.....	36
Densidad volumétrica.....	36
Area superficial	37
Diámetro y volumen poral.....	37
Distribución del tamaño de las partículas.....	37

Indice de sinterización.....	38
Resistencia a la atrición.....	38
Veneno del catalizador.....	39
Manejo del catalizador.....	40
Regenerabilidad.....	41
CAPITULO II: Proceso del craqueo catalítico.....	42
Houdrifiow -gaslift	43
Orthoflow fluído.....	47
Thermofor -airlift.....	51
Ultra cat.....	55
Lexicracking.....	59
Fluit galf.....	65
Fluit texaco.....	68
Craqueo catalítico fluído.....	73
CAPITULO III: Unidades de craqueo catalítico fluído y concentración de gases de Refinería Es- tatal Esmeraldas.....	77
Unidad de craqueamiento catalítico fluído (FCC).....	78
Corrientes del Proceso:	
Flujo de carga fresca.....	78
Flujo de fondos de la fraccionadora.....	79
Flujo de aceite clarificado.....	79
Flujo de aceite cíclico pesado.....	80
Flujo de aceite cíclico ligero.....	80
Flujo de gasolina no estabilizada.....	81
Flujo de gas de combustión del regenerador.....	81
Flujo de catalizador regenerado.....	81
Flujo de catalizador agotado.....	82
Flujo del agua del F-El.....	82
Flujo de lodo de recicló.....	82
Variables del Proceso:	
Sección del reactor.....	82
Variables del proceso:	
Sección del regenerador.....	89
Unidad de concentración de gases.....	96

Corrientes del proceso	
Flujo de gas de succión del compresor.....	96
Flujo de gas de la absorvedora secundaria.....	97
Flujo de gas de la debutanizadora.....	98
Flujo de productos del domo de la debutanizadora.....	98
Flujo de productos del fondo del separador.....	99
Flujo de productos del domo del separador.....	99

--ooOoo--

INTRODUCCION

El craqueo catalítico tiene como función mejorar el rendimiento de gasolina con mayor número de octanos, a costo de destilados bajo la acción de catalizador . cada vez más selectivos.

El catalizador es un agente que modifica el mecanismo de ruptura de los enlaces entre átomos de carbono, también aumenta la velocidad de transformación.

El catalizador reduce la severidad de las reacciones eliminando la formación de reacciones secundarias representadas por gas, coque y residuos pesados, aumentando por consiguiente la producción de gasolina.

El craqueo catalítico ha tenido una evolución ascendente en la refinación del petróleo, es así que comenzando con unidades de poco alcance en cuanto a la obtención de gasolina como la unidad de Craqueo Catalítico en lecho fijo, pasando luego a unidades de craqueo catalítico en lecho móvil y alcanzado por último la construcción de una compleja Unidad de Craqueo Catalítico en lecho fluidizado, con un rendimiento máximo de gasolina en consecuencia de esto el número de octano de la gasolina producida ha llegado al final a duplicarse.

Ponemos en manifiesto algunas unidades de craqueo catalítico en las cuales se trata de explicar su funcionamiento y constitución con lo cual nos podemos dar los cambios que han sufrido las unidades primarias para llegar a las actuales.

En la Refinería Estatal Esmeraldas, existe una unidad de craqueamiento catalítico, de la se se explica parte de su funcionamiento, en cuanto a variables del proceso y además se habla

De los principales flujos que existen en las unidades de Craqueo Catalítico y concentración de gases, unidades que funcionan paralelamente y no podrían ejecutar su proceso, la una - sin la otra e inclusive a la unidad de concentración de gases no se la toma como tal sino, como una sección de FCC.

CAPITULO I

CARACTERISTICAS GENERALES DEL CRAQUEO CATALITICO

1.1.- CATALISIS

Es el proceso que consiste en la modificación de la velocidad de una reacción química, mediante la adición de una sustancia denominada catalizador que interviene indirectamente en la reacción sin consumirse y regenerándose al final del proceso. La palabra catálisis del griego Katalysis, disolución, acabamiento se utilizó en 1597, en el primer libro de Química, Alchemia de Libarius, sin embargo el primero que la aplicó para descubrir un grupo de reacciones químicas fue J.J. Berzelius de 1835.

"Catalizadores son sustancias que por su mera presencia provocan reacciones químicas que de otra manera no podrían tener lugar".

La idea de la catálisis es muy antigua en la historia de la química, ya en un manuscrito árabe del siglo XIV Alfani describía el "xerion, elixir piedra noble, magisterium, que curaba la enfermedad y transformaba los metales básicos en oro, sin que el sufriese la menor modificación".

Los primeros catalizadores empleados de forma consciente fueron los fermentos o enzimas que actúan en las reacciones que tienen lugar en los seres vivos.

El catalizador permite que el equilibrio se alcance más rápidamente y como consecuencia la velocidad de la reacción en sentido directo se aumenta en la misma cantidad que el sentido inverso.

En general la actividad catalítica se explica por un cambio en el mecanismo de la reacción.

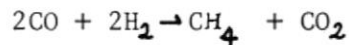
En general la actividad catalítica se explica por un cambio en el mecanismo de la reacción. El mecanismo para una reacción no catalizada implica etapa con alta energía de activación mientras que utilizando catalizador, la energía de activación de estas etapas es baja, aumentándose así la eficacia de las colisiones entre las moléculas por la cual se incrementa la velocidad de la reacción.

1.1.1.- CARACTERISTICAS DE LOS CATALIZADORES:

- La reacción de los catalizadores es específica, esto es solo catalizar determinadas reacciones en condiciones concretas de presión y temperatura. Así el monóxido de carbono y el hidrógeno, en presencia de un catalizador de níquel a 380°C y a la presión atmosférica forman metano y dióxido de carbono



Mientras que a 300°C y 300 atmósferas de presión en presencia de un catalizador compuesto de óxido de zinc con un 10% de un catalizador de níquel a 380°C y a la presión atmosférica forman metano y dióxido de carbono

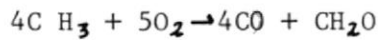


Mientras que a 300°C y 300 atmósfera de presión en presencia de un catalizador compuesto de óxido de zinc con un 10% de óxido crómico (Cr_2O_3) forman Alcohol metílico.

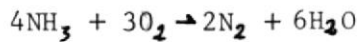
Algunas veces como en el último ejemplo citado una sustancia (Cr_2O_3) aumenta la actividad catalítica del catalizador principal (ZnO) y entonces se le llama promotor.

- En muchos casos la forma física del catalizador es importante, así en la formación de trióxido

de azufre a partir del dióxido de azufre y oxígeno se utiliza como catalizador platino finalmente dividido mientras que en la oxidación del amoníaco para dar ácido nítrico.



Se emplea malla de platino porque el platino finalmente dividido es demasiado activo y provoca pérdidas al favorecer la reacción siguiente.



- Una cantidad muy pequeña de catalizador puede ser suficiente para acelerar una reacción TITO JJ (1903) halló que un átomo gramo de Ion cuprico ejercía una acción perceptible favoreciendo la oxidación de 10^{12} cm³ de dióxido de azufre o de sulfitos en disolución.
- El aumento en velocidad de reacciones puede ser proporcional a la cantidad de catalizador presente. Así por ejemplo la velocidad de hidrosis del acetato de metilo y puede aplicarse a la determinación de la concentración de Ion hidrógeno que actúa como catalizador.
- Los catalizadores no sufren ningún cambio químico conviene no obstante, hacer notar que pueden aparecer al final del proceso en un estado físico diferente, como ocurre en el caso del hilo de platino que se emplea en la oxidación del amoníaco que se vuelve rugoso.
- Los catalizadores pueden sufrir el fenómeno conocido por envenenamiento que consiste en la reducción o pérdida de su actividad catalítica producida por pequeñas cantidades de cuerpos extraños, el intenso efecto catalítico del platino en la oxidación de SO_2 a SO_3 , conocido a principio del siglo pasado, no se podía aplicar en la práctica debido a que el catalizador perdía muy -

pronto su actividad, más tarde cuando los gases reaccionantes se obtuvieron en un estado de elevada pureza, libres de compuestos de arsénicos fue posible llevar a cabo la reacción.

1.1.2.- CLASIFICACION DE LAS REACCIONES CATALITICAS

Se clasifican en dos grupos: Catálisis homogénea y heterogénea.

CATALISIS HOMOGENEA.- La catálisis es homogénea cuando el catalizador y el sustrato se encuentran en el mismo estado de agregación en una fase común, a este tipo pertenecen dos acciones gaseosas con catalizadores gaseosos y las reacciones en disolución cuando el catalizador y el sustrato están disueltos en el mismo disolvente.

En la catálisis homogénea cabe admitir que el catalizador forma un compuesto intermedio con el sustrato o con otro participante en la reacción, el cual a su vez reacciona librando el catalizador. Este es el caso del ejemplo más común de catálisis homogénea. Esta teoría sobre el mecanismo de la catálisis, que parece ser aplicable a gran número de casos, esta teoría del compuesto intermedio propuesta por Clement y Desormes en 1806 para aplicar la acción catalítica del óxido de nitrógeno en el proceso de las cámaras de plomo.

Entre los casos más interesantes de catálisis homogénea se encuentran las acciones catalizadas por ácidos y bases, ésta catálisis ácido-base es de suma importancia, pues rige las velocidades de un gran número de reacciones orgánicas y en especial muchos de los casos de química fisiológicas, ya que muchas de las encimas actúan como catalizadores ácido-base. Los primeros estudios en este te-

rreno se deben a Kerchhoff que en 1812 estudió la transformación del almidón en glucosa por acción de los ácidos diluídos y a Thenard, quien estudió en 1812 la descomposición del peróxido de hidrógeno en disoluciones alcalinas.

CATALISIS HETEROGENEA.- Se dice que un proceso catalítico es heterógeno cuando el catalizador y el sustrato están en dos fases distintas, la reacción en este caso se produce en la superficie de separación de las dos fases. Dentro de este tipo de catalisis la reacción más frecuente e importante es aquella en que el catalizador es sólido y el sustrato es líquido o gaseoso.

A la catálisis heterogénea también se la llama catálisis de contacto. Pertenecen también a este tipo de catalisis muchas reacciones gaseosas en las que no se adiciona ningún catalizador, ya que la pared del recipiente actúa como es, por lo cual se lo llama de pared.

Para explicar el mecanismo de la catálisis heterogénea cabe suponer por analogía con la catálisis homogénea el catalizador forma con el sustrato un auténtico compuesto químico intermedio, aunque también podría pensarse que solo se produce un proceso físico en el límite de las dos fases, es decir, una absorción de las moléculas del sustrato en la superficie de la substancia de contacto, nombre que se da también al catalizador en este tipo de reacciones, entre las propiedades físico-químico que se debe tener en cuenta para la valoración de la eficiencia de un catalizador sólido, se encuentra la superficie de éste que se expresa en m^2/gr de sólido, además se debe tener en cuenta la energía superficial del catalizador, que es una magnitud inde

pendiente de la superficie específica, pero que está directamente relacionada con las irregularidades geométricas de la superficie, así como con la concentración de puntos activos en ésta, constituidos por átomos o iones de la superficie ricos en energía.

En general en los procesos de catálisis heterogéneos pueden distinguirse las siguientes etapas:

- Difusión de los cuerpos reaccionantes hacia la superficie del catalizador.
- Unión de los cuerpos reaccionantes del catalizador, bien conformación de un compuesto bidimensional de superficie o bien por medio de una absorción física.
- Absorción de los productos resultantes.
- Difusión de los productos resultantes dejando libre la superficie del catalizador.

Corrientemente la primera etapa y la última son las más rápidas, mientras que la tercera suele ser la más lenta de todas y por lo tanto, la que regula la velocidad de la reacción.

1.1.3.- APLICACIONES

Las aplicaciones de la catálisis adquieren cada día más interés, basta con citar los procesos catalíticos de craqueo de petróleo, que ocupan en la industria química un lugar preponderante.

En la actualidad muchas de las investigaciones que se realizan en el campo de la química van dirigidos a la preparación de catalizadores, con lo cual se viene aumentando las posibilidades de síntesis de nuevas sustancias y se está consiguiendo un mayor rendimiento económico en la industria química moderna.

1.2.- RESEÑA HISTORICA DEL CRAQUEO CATALITICO

El propósito de cualquier proceso de craqueo o desintegración, es cambiar largas moléculas de hidrocarburos en moléculas cortas cuyo valor es más alto, esto se puede conseguir ya sea por medio de calor o de un catalizador; antes del desarrollo complejo que ha alcanzado la refinación del petróleo en sus diferentes procesos de tratamiento de petróleo crudo consistía esencialmente en una unidad de destilación directa, con la cual la producción de gasolina que podía obtenerse no era tan elevada como se deseaba. El descubrimiento accidental del craqueo térmico vino a complementar este esquema primario inicial, las reacciones de craqueo térmico de los gases para lograr el fraccionamiento de las cadenas largas, se llevaba a cabo a altas temperaturas y presiones, permitiendo aumentar el rendimiento en gasolina, que era el objetivo esencial en aquella época. El craqueo térmico producía una gasolina de pobre calidad y grandes cantidades de gases ricos en componentes de poco valor comercial, gran cantidad de productos residuales pesados útil solamente como componentes del fuel oil.

Antes de la Segunda Guerra Mundial, se descubrió un catalizador que permitía la acción de craqueo a temperatura algo más baja y presiones mucho más bajas que aquellas utilizadas en el proceso de craqueo térmico. Aquí las temperaturas de trabajo son de 426 a 510°C y las presiones generalmente superiores a la atmosférica, sin embargo producían un porcentaje más alto de mayores componentes de mejor calidad y valor comercial, es decir que aplicado a los productos de craqueo, permitían modificar la naturaleza de la gasolina producida.

El catalizador que se descubrió era una arcilla compuesta principalmente de dióxido de silicio y óxido de aluminio.

Al principio, tal catalizador se cargaba en un reactor de lecho fijo, la operación así era ciclica empezando con catalizador altamente activo y finalizando con un catalizador de muy baja actividad. Este proceso todavía no satisfacía las condiciones buscadas, pues la gasolina aún no era de un buen octanage y rendimiento, el sistema operacional consistía de un trabajo rudimentario, existía una cadena de reactores, los cuales se podían aislar uno de los otros y regenerar el catalizador de éste, por lo que su rendimiento no era favorable todavía.

Con el pasar del tiempo, debido a intensas investigaciones y al desarrollo de la industria se diseñó un sistema que permitía circular el catalizador continuamente a la zona de reacción y luego a la zona de reactivación y con ello se logra estabilizar la operación, para lo cual se diseñó primeramente un reactor de lecho móvil y luego de lecho fluidizado. Por consiguiente hoy en día los procesos de craqueo catalítico que se utilizan se pueden clasificar en unidades de lecho móvil o de lecho fluidizado, se ha dejado a tras totalmente a las unidades de lecho fijo, hasta llegar al punto de la no utilización de este.

Existen varias modificaciones bajo cada una de estas clases dependiendo del diseñador o constructor, pero dentro de una misma clase la operación básica es muy similar.

El desarrollo de la industria y la puesta a punto de procesos de separación y transformación cada vez más selectivos, asociados al descubrimiento de yacimientos múltiples de petróleos crudos, condicionaron la evolución del refino hasta su complejidad actual. Esta evolución puede caracterizarse por el crecimiento de número de octano y la capacidad de las unidades de transformación.

El craqueo catalítico en cualquiera de sus formas; lecho móvil o lecho fluidizado emplea catalizador de naturaleza ácida como gel sintético de sílice - alumina montmorillonita activada con ácido.

Los catalizadores utilizados en los procesos de lecho móvil y lecho fluidizado son químicamente similares y diferentes sólo en su configuración física. La unidad de lecho móvil utiliza bolitas de catalizadores o cilindro de un diámetro aproximado de 1/8 a 1/4 de pulgada; y el catalizador de lecho fluidizado tiene un tamaño medio de partículas de 50 micrómetros (micrones).

El catalizador es un material que modifica (acelera la velocidad de una reacción sin alterarse químicamente y sin formar parte de los productos finales).

El moderno proceso de craqueo catalítico fluido emplea un catalizador sintético en forma de partículas esféricas muy pequeñas las cuales se comportan como fluido cuando se airean con vapor, aire o gases de combustión.

El proceso de craqueo produce coke que permanece sobre las partículas del catalizador bajando su actividad para mantener la actividad del catalizador a un nivel útil, es necesario regenerar el catalizador eliminando por combustión con aire este coke, como resultado el catalizador es circulado continuamente; de la zona de reacción a la de regeneración y de nuevo a la de reacción. La reacción de craqueo es endotérmica y la regeneración es una reacción exotérmica.

Algunas unidades del craqueo catalítico se diseñan para utilizar el calor de la regeneración para suministrar el necesario para la reacción y para calentar a la carga hasta

la temperatura de reacción. Se conocen como unidades de recuperación de calor.

Además de promover la acción catalítica el catalizador es también un vehículo para transferir el calor de una zona a otra, las dos zonas están localizadas en dos recipientes separados, el reactor y el regenerador; están unidas por la vajante de catalizador agotado y regenerado. Las temperaturas medias del reactor están en el intervalo 870 a 950°F, con temperatura de aceite de alimento desde los 600°F a los 850°F y temperatura de regeneradores para el catalizador de 1.100 a 1.250°F.

Los diagramas de flujo de ambos tipos de proceso son similares; la carga combinada de alimento se pone en contacto con el catalizador o en la línea ascendente del alimento o en el reactor; conforme se van elevando la reacción avanza, el catalizador, se desactiva progresivamente debido a la formación de coque del catalizador en la superficie del catalizador.

El catalizador y los vapores de hidrocarburos se separan mecánicamente en los ciclones del reactor, los cuales están colocados en pareja y por lo general son dos; el aceite que permanece en el catalizador se elimina mediante agotamiento con vapor en el despojador, antes de que catalizador entre en el regenerador; los vapores de aceite se elevan por la parte superior, continúan por la línea de transferencia de vapor del reactor a la fraccionadora para en esta columna realizar su separación en corrientes que poseen los intervalos de ebullición deseada. El catalizador agotado fluye por la deslissante en el regenerador y se reactiva por eliminación de los depósitos de coque mediante combustión con aire. Las temperaturas del regenerador son controladas cuidadosamente para prevenir la desactivación del catalizador por sobre calentamiento. Esto se realiza generalmente por control del flujo de aire para proporcionar la deseada razón

CO_2 /CO en los gases de combustión de salida, dado que la combustión de CO a CO_2 no elimina el coke del catalizador pero sí produce un exceso de calor.

Los gases de combustión y el catalizador se separan mediante ciclones, el catalizador se trata con vapor para eliminar el oxígeno absorbido antes de que éste entre en contacto con el aceite de alimento.

1.3.- CRAQUEO CATALITICO DEL LECHO MOVIL

La unidad de craqueo catalítico de lecho móvil utiliza un lecho sólido continuo de catalizador que gravita a través de la unidad en una masa compacta. Uno de los requisitos para la operación en una unidad de lecho móvil es la necesidad de mantener un perfil horizontal y uniforme de la velocidad del catalizador a través del reactor y del horno de regeneración. En el flujo del proceso de una unidad de craqueo catalítico de lecho móvil, el catalizador fluye al reactor desde el depósito de compensación situado encima del mismo. Alrededor el 80 a 95% entra por la cabeza del reactor y se descarga en forma de caída libre, se dispersa en forma de una cortina anular que rodea la tobera de alimentación de la mezcla de fases del hidrocarburo de manera que el hidrocarburo pulverizado se mezcla con las partículas del catalizador; el catalizador remanente del 5 al 20% del circulante entra a través de una corona de tubos periféricos y mantiene la cabeza del lecho catalítico al nivel requerido para dar la velocidad espacial necesaria para lograr el rendimiento deseado.

El catalizador y los hidrocarburos descienden por el reactor en corriente hacia la zona de liberación del vapor, en la base; en ella se sacan los productos y el catalizador agotado mediante un flujo ascendente de vapor para eliminar

los hidrocarburos atrapados en los huecos existentes entre las partículas y absorbido sobre el catalizador. El vapor de agotamiento abandona el reactor con los productos hidrocarbonados, también se produce un vapor de purga justo debajo del reactor, para actuar como medio de cierre, para separar los vapores de hidrocarburos en el reactor de los gases de combustión en el regenerador. El vapor de purga fluye hacia abajo en x corriente con el catalizador al regenerador.

El regenerador en la unidad de craqueo catalítico del lecho móvil era originalmente un horno termofor desarrollado por la socony vacuum oil company (ahora mobil), para la regeneración de arcillas utilizadas en el tratamiento de aceite lubricante; en este horno el ccke se eliminaba por combustión del flujo descendente de catalizador en varias etapas con serpentines refrigerantes entre etapas, para mantener la temperatura del catalizador suficientemente baja, (por debajo de los 600°C), para prevenir la pérdida de actividad. En unidades de diseño reciente la eliminación del coke por combustión se realiza en una sola etapa sin el uso de serpentines intermedios para eliminar el calor.

En el horno se inyecta aire para quemar el coke del catalizador, en las unidades de craqueo catalítico del lecho móvil el aire puede fluir en x corriente con el catalizador o puede introducirse hacia la mitad del horno en flujo en contracorriente en la zona superior y en flujo x corriente en la parte inferior.

Un sistema de separación en la base del horno, separa al catalizador, cae en una basija de elevación; en este punto el catalizador es arrastrado por una corriente de aire que lo eleva hacia un tanque de rebosamiento donde la dilatada area del recipiente y la utilización de un panel de separación dan lugar a la caída del catalizador a una pila.

1.4.- CRAQUEO CATALITICO EN LECHO FLUIDIZADO

Los procesos craqueo catalítico en lecho fluidizado emplean un catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido cuando se airean con vapor.

El catalizador fluidizado circula continuamente en las zonas de reacción y la zona de regeneración y actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador al aceite alimento y al reactor. Dos tipos de unidades básicas de craqueo catalítico en lecho fluido se utilizan hoy en día, son las del tipo "lado por lado" donde el reactor y el separador son vasijas adyacentes una a la otra y las de tipo orthoflow^o apilado, donde el reactor se monta sobre la parte superior del regenerador

Una de las diferencias del proceso más importantes en las unidades de craqueo catalítico en el lecho fluidizado se refiere a la localización y control de la reacción de craqueo.

Hasta cerca de 1965, la mayoría de las unidades se diseñaban con una fase densa del lecho catalítico fluidizado separado en el recipiente de reacción. Las unidades operaban de tal manera que la mayor parte del craqueo tenía lugar en el lecho del reactor. La extensión del craqueo se controlaba variando la profundidad del lecho del reactor (tiempo) y la temperatura. Aunque se reconoció que el craqueo tenía lugar en la línea de alimento que ascendía al reactor debido a que la actividad catalítica y la temperatura poseen allí sus valores más altos, no se realizó ningún intento para regular los más altos, no se realizó ningún intento para regular la reacción controlando las condiciones de la línea ascendente.

Después que se adoptase por las refinerías, el catalizador de zeolita más reactivo, la cantidad de craqueo que tenía lugar en la línea ascendente (o línea de transferencia) se incrementó a niveles que requirieron cambios operacionales, en las unidades recientemente construídas se han diseñado para operar con un nivel de lecho en el reactor manteniéndose el control de la reacción variando la velocidad de circulación del reactor.

Muchas unidades antiguas se han modificado para maximizar y controlar el craqueo en la línea ascendente.

Las unidades operan también con diferentes combinaciones de la línea ascendente de alimento y reactores de lecho denso, incluyendo la línea ascendente de alimento seguida del reactor del lecho denso, la línea ascendente de alimento en paralelo con el lecho denso y líneas ascendentes de alimento paralelas (una para el alimento nuevo y otra para el alimento reciclado).

Las corrientes de alimento nuevo y de reciclado se precalientan mediante hornos e intercambiadores de calor y entran a la unidad por la base de la línea ascendente del alimento donde se mezclan con el catalizador regenerado caliente. El calor del catalizador vaporiza al alimento y lo lleva a la temperatura deseada de reacción. La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburos suben a lo largo de la línea ascendente hacia el reactor. Las reacciones de craqueo empiezan cuando las reacciones del alimento entra en contacto con el catalizador caliente, en la línea ascendente y continúa hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor.

Los vapores de hidrocarburo se envían a la columna de fraccionamiento de crudo sintético para su separación en producto líquido y gaseoso.

El catalizador que abandona el reactor se denomina catalizador debilitado y contiene hidrocarburos absorbidos en su superficie; éstos se eliminan mediante agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre en el regenerador, la temperatura del regenerador y la eliminación de CO que por combustión se controlan variando el caudal de aire para dar la razón deseada CO_2/CO en los gases de

combustión de la regeneración. El calor de combustión aumenta la temperatura del catalizador hasta 1.100 o 1.250°F y la mayor parte de este calor lo transmite el catalizador al aceite de alimento en la línea ascendente del alimento; el catalizador regenerado contiene de 0.2 a 0.4% en peso de coke residual.

Los gases de combustión que abandonan el regenerador contienen una gran cantidad de monóxido de carbono el cual se quema a CO_2 en un horno de CO (caldera de calor residual) para recuperar la energía del combustible disponible; los gases calientes pueden utilizarse para generar vapor o para accionar turbinas de expansión para comprimir el aire de regeneración y general potencia eléctrica.- El diseño moderno de UOP de una unidad de craqueo catalítico fluído consiste en dos secciones.

- La sección catalítica
- La sección fraccionamiento

Las cuales operan juntas de manera integrada.

SECCION CATALITICA.- La sección de reacción se compone esencialmente del reactor y del regenerador los cuales en conjunto con las bajantes y el elevador forman el circuito de circulación, la carga combinada llega a la base del elevador del reactor donde se vaporiza y es llevada a la temperatura de reacción por el contacto con el catalizador caliente, los vapores gas oil son separados del catalizador en los ciclones del reactor y enviados a la fraccionadora.

El coke producido se deposita en el catalizador el mismo que fluye hacia el regenerador en donde se combustiona al ponerse en contacto con el aire caliente.

El calor de la combustión eleva al catalizador a una temperatura aproximadamente de 600°C en la fase densa y 690°C en los ciclones.

El catalizador una vez regenerado es enviado por la bajante del regenerador al elevador del reactor donde se pone en contacto con la carga combinada de gaseolos.

SECCION DE FRACCIONAMIENTO.- esta sección se compone básicamente por la fraccionadora a la que llegan los vapores productos de la desintegración para su fraccionamiento.

Los productos que se tienen son: aceite ciclico pesado, aceite ciclico liviano, gasolina no estabilizada y gases.

El craqueo catalítico tiene como fin obtener gasolina de buena calidad y alto octanaje 90-92 octanos, según el método de investigación.

A partir del craqueo catalítico se obtiene también gran cantidad de gas rico en la fracción butano, butileno, se obtiene también gasoleo liviano y pesado.

Como materia prima se utilizan fracciones pesadas: así como destilados obtenidos por destilación primaria al vacío del petróleo, es decir la fracción $300 - 500^{\circ}\text{C}$, pueden ser utilizados también como materia prima las fracciones de diesel ; los gasoleos de la coke fracción, del craqueo térmico o del hidrocracking.

1.5.- PRODUCTOS DE CRAQUEO CATALITICO

GAS.

Se caracteriza del 80-90% de hidrocarburos no saturados $C_3 - C_4$ especialmente isobutano.

Estos gases se los utiliza para la obtención de isooctano técnico (proceso de alquilación).

Estos gases pasan luego a una estación de fraccionamiento en donde se obtiene C_1, C_2, C_3, C_4 .

C_2 se utiliza como combustible para la obtención C CL₄. C_2 fracción etano-etileno mediante la polimerización del etileno se puede obtener polietileno.

El etano se puede utilizar como refrigerante o como materia prima para la pirólisis en fase gaseosa.

C_3 , el propano se lo utiliza como disolvente en el proceso de polimerización del propileno obtenemos el polipropileno que es un componente de la gasolina de alto octanage para la obtención de fenoly acetona

C_4-iC_4 se lo utiliza en alquilación para obtener iC_8 por la deshidratación del butano en butamdiene, este último al polimerizarse nos dá el caucho.

GASOLINA ESTABLE.- Comienza a ebulir a $195^{\circ}C$ y se utiliza como componente de gasolinas de avión y automóviles número de octano 87- 93 (según el método de investigación)

$$\rho_4^{20} = 0,720 \div 0.770$$

GASOLEO LIVIANO.- Fracción $195^{\circ} - 280^{\circ}C$ se utiliza como componente del combustible diesel

$$\rho_4^{20} = 0.880 \div 0.93 \text{ Número de etano } 40-45$$

Se utiliza como materia prima para la obtención de carbonos
término. Temperatura de solidificación - 55°C ÷ -65°C.

Fracción 280 -420°C. Se utiliza como materia prima para la
obtención de carbono término

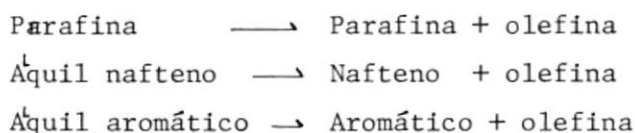
$$\rho_4^{20} = 0,960 \div 0,990. \text{ Temperatura de solidificación } 0 \text{ } 5^\circ\text{C}$$

GASOLEO PESADO.- fracción sobre los 420°C. Se utiliza como
combustible, Caldera $\rho_4^{20} = 1,040 \div 1,070$

1.6.- MECANISMO DE LA REACCION

El craqueo catalítico es un ejemplo del catálisis heterogéneo; la reacción ocurre en el límite entre dos fases: fase sólida (catalizador) y fase gaseosa o líquida (materia prima)

Los productos formados del craqueo catalítico son el resultado de reacciones primarias como secundarias. Se designa como reacciones primarias aquellas que implican la escisión inicial del enlace carbono-carbono y la inmediata neutralización del ioncarbonio. Las reacciones primarias se pueden representar como siguen:



El craqueo catalítico sigue el mecanismo del ioncarbonio es decir del ion hidrocarbúrico cargado positivamente.

Este ioncarbonio puede obtenerse por la unión del protón H^+ a un alqueno

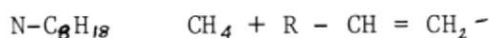


Thomas sugirió al mecanismo según el cual los ioncarbonios se forman inicialmente a una pequeña cantidad de craqueo térmico de n - parafinas para formar olefinas.

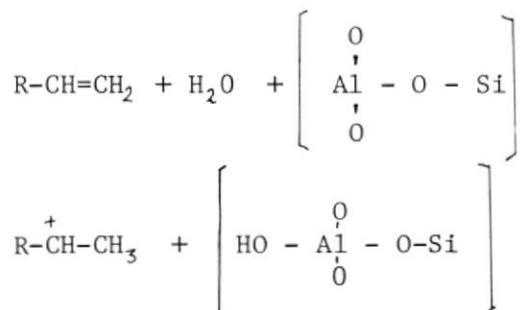
Estas olefinas adicionan un protón del catalizador para formar una pequeña molécula de parafina y un nuevo ioncarbonio grande.

Como ejemplo característico de reacción de craqueo de hidrocarburo de n- parafínicos se puede observar la siguiente secuencia para el n-octano (donde $R = CH_2 - CH_2 - CH_2 - CH_2 - CH_2 -$)

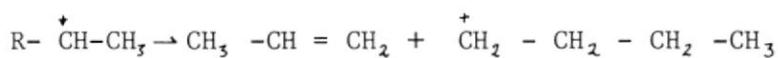
Etapa 1: Reacción de iniciación de craqueo térmico suave



Etapa 2: transferencia de un patrón

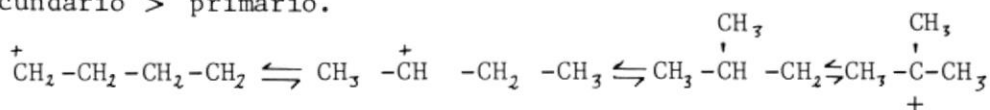


Etapa 3: Escisión beta

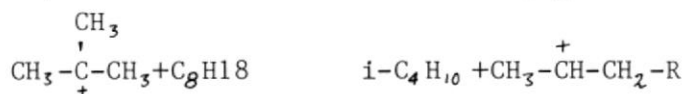


Etapa 4: Re-ordenamiento hacia una estructura más estable.

El orden de estabilidad del ioncarbonio es terciario > secundario > primario.



Etapa 5: Transferencia del ionhidrógeno



De este modo se forma otro ioncarbonio grande y la cadena está lista para repetirse así misma.

1.7.- CRAQUEO DE LAS PRINCIPALES CLASES DE HIDROCARBURO

Aunque el mecanismo básico es esencialmente el mismo, la forma y la extensión de la respuesta al craqueo catalítico difiere grandemente entre los diversos tipos de hidrocarburos.

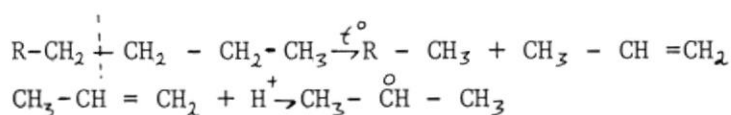
1.7.1.- CRAQUEO DE HIDROCARBUROS PARAFINICOS

El craqueo catalítico de parafinas se caracteriza por producción alta de hidrocarburo C_3 y C_4 en los gases craqueados, velocidad de reacción y productos de terminados por el tamaño y estructura de las parafinas, e isomerización hacia estructuras ramificadas y formación de hidrocarburos aromáticos resultantes de reacciones secundarias implicando olefinas. Con respecto a la velocidad de reacción, el efecto del catalizador es más pronunciado a medida que aumenta el número de átomos de carbono de la molécula aunque el efecto no es apreciable hasta que el número de átomos de carbono es por lo menos 6.

La velocidad de craqueo también está influenciada por la estructura de la molécula; así también átomos de carbono terciarios son las que se craquean más fácilmente; mientras las que contienen carbono cuaternario son las más resistentes; los compuestos que contienen ambos tipos de átomos tienden a neutralizarse entre sí sobre una base uno es a uno. Por ejemplo el 2, 2,4- trimetilpentano (uno terciario y uno cuaternario.) se craquea solo ligeramente más de prisa que el normal octano, mientras que el 2,2, - 4,6- pentametilhectano (uno terciario y dos cuaternarios) se craquea a una velocidad inferior a lo que lo hace el normal dodecano.

La velocidad de craqueo de las parafinas aumenta si aumenta el peso molecular de las mismas.

Reacción de descomposición en el enlace C-C

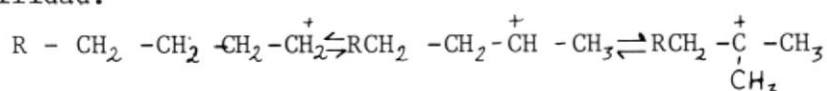


El patrón del catalizador H^+ se une a la molécula olefínica. Vemos así que como resultado del contacto de hidrocarburos de la materia prima con el catalizador y de la reacción con los protones del catalizador se forman los iones carbonos.

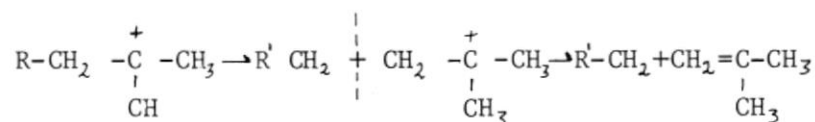
Es posible también separar el H_2 de la molécula parafínica



Es característico también la isomerización del ioncarbono que forma iso estructuras primarias, secundarias y terciarias. Estas últimas tienen químicamente mayor estabilidad.



Los iones carbonos pueden descomponerse, esta ruptura se efectúa en el enlace B más débil con relación a la posición del átomo de carbono cargado positivamente



isobutileno

Analizamos el craqueo del hidrocarburo parafínicos ya que son los componentes típicos de la materia prima utilizada en el craqueo catalítico.

1.7.2.- CRAQUEO DE HIDROCARBUROS OLEFINICOS

Las velocidades de craqueo catalíticos de los hidrocarburos olefínicos son mucho más altas que las correspondientes de las parafinas. Las reacciones principales son:

- Escisiones de los enlaces carbono--carbono
- Isomerización
- Polimerización
- Saturación, aromatización y formación de carbono.

La isomerización de las olefinas por saturación y aromatización son responsables del alto número de octano y de la susceptibilidad al plomo de las gasolinas craqueadas catalíticamente. La velocidad mayor de las reacciones de transferencias de hidrógeno en las olefinas de cadena ramificada, da lugar a que las razones iso- a parafinas normales sean mayores que las razones de equilibrio de las olefinas originales. Además, los naftenos actúan como dadores de hidrógeno en las reacciones de transferencias con olefinas para dar lugar a iso parafina y aromáticas.

1.7.3.- CRAQUEO DE HIDROCARBUROS NAFTENICOS

La reacción de craqueo de mayor importancia de los naftenos en presencia de alúminas-silicios es la deshidrogenación a aromáticos. Existe también una escisión del enlace carbono-carbono en ambos, anillo y cadena laterales ligadas, pero a temperatura por debajo de los 1.000°F, la reacción de deshidrogenación es considerablemente mayor. La deshidrogenación es muy extensa para los naftenos, C₉ y mayores, dando lugar a una gasolina de alto octanaje. Los productos líquidos no cíclicos y los gases craqueados resultantes del craqueo de los hidrocarburos nafténicos están más saturados que los resultantes del craqueo de parafinas.

El craqueo catalítico de estos hidrocarburos se realiza muy rápidamente con mucha velocidad y se descompone en el lugar

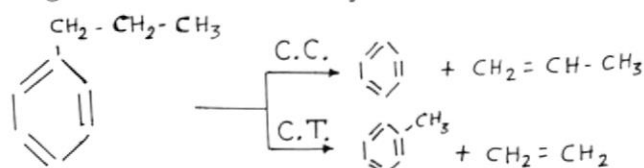
del grupo alquilo.

NIENDO menos de tres átomos de carbono, no son muy reactivos.

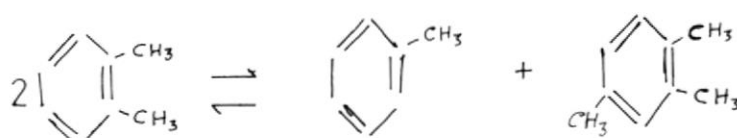
La reacción predominante de los aromáticos con cadenas alquílicas largas es la clara rotura de las cadenas laterales, sin la rotura del anillo. El enlace carbono-carbono roto es el adyacente al anillo y los compuestos de benceno y los compuestos de benceno conteniendo grupos alquílicos se puede craquear con la recuperación caso cuantitativa del benceno.

El craqueo catalítico de los hidrocarburos alquinaromáticos se diferencia del craqueo térmico en que la cadena alquínica no se destruye sino que ocurre una dealquilación dando lugar a la formación de los correspondientes hidrocarburos aromáticos y olefinas.

Así el propil benceno al someterse al craqueo catalítico, da lugar a la formación de benceno en propileno y por cracking forma el tolueno y etileno.



Son una excepción los hidrocarburos metil aromáticos los cuales en presencia de catalizadores, cambian la posición del grupo metil. Así el craqueo del tolueno nos da tolueno y trimetil benceno.



1.8.- LOS CATALIZADORES

1.8.1.- PROPIEDADES DEL CATALIZADOR

El uso de co-mpuestos de aluminio en ¹a desintegración catalítica se inicia en el año 1820, en ese entonces se usa ba una suspensión de cloro de aluminio en hidrocarburos líquidos. Años después, usaron lecho de catalizador flui dizado, con minerales conteniendo aluminosilicatos ¹ y se in trodujeron en el mercado. Las primeras unidades de FCC - durante la segunda guerra mundial, utilizaron catalizadores que fue una arcilla natural finamente dividida, la siguiente etapa fue tratar químicamente este catalizador para mayor mejoramiento en la eficiencia. Poco después - de la segunda guerra mundial, este catalizador natural fue empleado y reemplazado por un aluminosilicato (AAS). Amorfos sintéticos los cuales no sólo fueron superiores catílicamente si no que también estaba formado de partículas que siendo esferas casi perfectas (catalizador microesferoidal) mejoraban la operación mecánica de la unidad. Estos catalizadores ASS de alta y baja alúmina estuvieron en operación por 20 años en USA y ahora son usados aún fuera de los EE.UU.

En el año 1960 un nuevo grupo de aluminio silicatos (gas o Xas) fueron introducidos en la industria de refinación del petróleo.

Estos tam-ices moleculares ceolíticos mostraron una gran superioridad catalítica y lo mismo que la estabilidad con respecto a sus predecesores y el uso de sus catalizadores

Gas dio como resultado una mejor distribución de los productos, mayor producción de gasolina, menor cantidad de gas ^Seco y menor producción de coke.

Es probable que el 99% del catalizador empleado en las unidades FCC de los EE.UU. es del tipo zeolítico

No es difícil de mostrar en una sola unidad las ventajas o desventajas de varios catalizadores pero se requieren algunos meses para un cambio sustancial en el contenido de catalizador de la unidad.

11.8.2 COMPOSICION QUIMICA

El catalizador natural fue una arcilla finamente dividida tratada químicamente y fue el que originalmente se uso en el proceso. Este catalizador rápidamente cayó en desuso a pesar de su bajo costo. Comparado con el catalizador sintético de baja alúmina, que es el más usado, que el natural producía un ligero aumento en el número de octano de la gasolina. Sin embargo por su actividad inicial más baja y por la estabilidad, una reacción mayor de reposición, se requiere para mantener la estabilidad del catalizador, y algunos tipos de catalizador natural son envenenados por concentraciones altas de azufre. Algunos tipos de catalizadores no se regeneran tan fácilmente, ya que en el gas de la combustión la relación de CO_2 / CO es más alta, una gran cantidad de aire se requiere para la regeneración; como este catalizador está compuesto por partículas irregulares tienden a erosionar las bajantes y las válvulas deslizantes más rápidamente, también se erosiona el catalizador produciendo una gran cantidad de finos que se pierden por la chimenea. También se ha observado que en los catalizadores naturales la circulación es más difícil y la velocidad mayor de circulación en una unidad puede ser aumentada a menudo por el cambio a un catalizador microesférico.

Los catalizadores semisintéticos fueron hechos de arcillas naturales y fue un intento para obtener simultáneamente las ventajas del bajo costo de los catalizadores naturales y el alto rendimiento de los catalizadores sintéticos, en la práctica parece que las propiedades y rendimientos de los

SEMISINTETICOS son intermedios y que todas las desventajas de los catalizadores naturales se encuentran en grado algo menor.

Los catalizadores simisintéticos y los naturales se usan en aquellas unidades que procesan stock que estan fuertemente contaminados con metales.

En general la solución más económica a este problema es la eliminación de los contaminantes por cambio en la unida de preparación de la carga.

1.8.3. CATALIZADORES SINTETICOS

Los catalizadores sintéticos son preparados químicamente y en general son los de forma microesferoidal con la propiedades físicas deseables como actividad inicial alta y buena estabilidad.

Algunos tipos de catalizadores sintéticos son disponibles

CATALIZADOR DE BAJA ALUMINA

Contiene el 12 al 14% de alúmina fue el primer catalizador sintético y el más versátil y confiable de los catalizadores de ese entonces, posee propiedades bien balanceadas las cuales sirven de patrón de comparación de otros catalizadores en ese entonces, posee propiedades bien balanceadas las cuales sirven de patrón de catalizadores más recientes.

CATALIZADORES DE ALTA ALUMINA

Contienen del 22 al 26% de alúmina, es un catalizador con actividad inicial alta y estabilidad superior.

CATALIZADORES GAS

Este título cubre un campo completo de tecnología que se

lo puede considerar en su infancia.

Después de una década de trabajo, todo lo que se sabe por seguro es que mejores catalizadores se hacen y están disponibles mensualmente. En la actualidad támices moleculares tipo x y primarios tipo y son de interés primario. La actividad y la selectividad de ambos tipos pueden ser modificados por intercambios cateónicos, decateonización y carga de metal, la estructura matríz de estos catalizadores son tales que el 90% del área superficial corresponde a los cristales de zeolita.

Catalizadores de támices moleculares de las convencionales en muchos aspectos:

- Ellos son más estables con respecto a la desactivación térmica de vapor y tiempo.
- ~~Menor~~ sinterización
- Actividad más alta en equilibrio
- Permite una conversión más alta por pasada y por esto los flujos de reciclaje menores.
- A una conversión dada
- El rendimiento de gasolina es mayor
- Las fracciones de butano y más livianos son reducidos
- Las fracciones de butano
- Hay una reducción potencial en producción de coke debido al catalizador más activo.

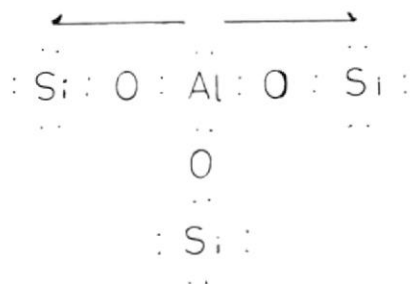
1.8.4. ACIDEZ

Ya se trate de una tierra natural o de un catalizador sintético del tipo sílice-alúmina o sílice-magnesio, se ha demostrado sobradamente el carácter ácido de algunos centros activos bien por neutralización alcali o bien liberación de la acidez por intercambio ionico, bien por liberación de CO₂ o inversión de la zucarosa, por absorción de amoníco por colorantes indicadores, de estas medidas se conclu-

ye que los centros activos del catalizador presentan una acidez equivalente a el ácido sulfúrico de 90% en peso.

1.8.5.- RELACION ACIDEZ-ACTIVIDAD

La acidez del catalizador aumenta con su concentración - en alúmina siendo su actividad proporcional a dicha acidez . Se constata que el gel de sílice, o el de alúmina no presenta aisladamente características ácidas pero al estar presentes, los grupos AL-OH y AL-O-AL y, por otro Si-OH-Si, adoptan un comportamiento ácido por formación de la agrupación Si-O-Al parece que como consecuencia de la asimetría eléctrica, se produce el desplazamiento de un par de electrones del enlace AL-O hacia el átomo de silicio más cercano fuertemente cargado



El ion AL se hace más positivo y puede extraer un ion OH de una molécula de agua próxima, quedando el ion H^+ proton en la superficie del catalizador.

Un catalizador sintético que posea de 10 a 25% de alúmina posee antes de ser utilizado, una superficie extremadamente grande (600 a 800m²/gr) y un volumen de poros que alcanzan 0.6 a 0.8 cm³/gr, éstas características que se miden por absorción de nitrógeno, evolucionan rápidamente cuando se utiliza bajo la influencia de la temperatura, su superficie y el volumen de sus poros, disminuyen y su acidez así como de su actividad, decrecen. Por encima de la actividad; del mismo modo en presencia del vapor de agua a 550°C, la superficie disminuye así como el volumen de los poros.

Este último decese menos rápidamente que la superficie lo que supone un aumento del diámetro de los poros.

La desactivación del catalizador es tanto más rápida cuanto mayor es su actividad. Según parece la desactivación fresco, corresponde a su mayor parte a su elevada temperatura que se alcanza durante la combustión del coke formada en cantidades importantes, sobre el catalizador muy activo.

Además de la temperatura y el vapor de agua desactivan al catalizador las bases inorgánicas u orgánicas (compuesto de nitrógeno). También reducen la acción catálitica, el hierro el vanadio, el níquel y el cobre; presentes en estados combinados y en cantidades inferiores en la alimentación al favorecer las reacción de deshidrogenación y de condensación con decremento de la gasolina; los dos últimos citados son 10 veces más activos que el hierro.

La concentración media en contaminante de un catalizador de equilibrio.

1.8.6.- COMPOSICION

Los catalizadores sílice alúmina se dividen en dos grupos: los naturales y los sintéticos, los de tipo sílice magnesio boro aluminio y sílice circoneo están poco extendido y se presentan en forma de pastilla o de polvo finamente dividido en microesferas (sintético). Según el proceso de manipulación utilizado.

1.8.7.- ACTIVIDAD

El catalizador debe poseer desde el principio una buena actividad y mantener durante mucho tiempo actividad normal (actividad de equilibrio), dicho mantenimiento de la actividad se efectúa mediante un aporte continuo o esporádico, de catalizador fresco, la estabilidad de la actividad influye sobre el consumo del catalizador.

Existen numerosos modos de medir la actividad del catalizador se determina en el laboratorio el comportamiento del catalizador con un equipo y en una condición normalizada midiendo la producción de gas y de destilado, así como el carbono depositado. La cantidad de destilado recogida, más las pérdidas constituyen el "D+L" que es una de las bases empleadas más frecuentemente. Los métodos más extendidos son los utilizados por Jersey UOP Houdry Act. A. Los diferentes tipos de catalizadores tienen selectividades diferentes para una misma conversión.

1.8.8. SELECTIVIDAD

Se ve por ejemplo, que el catalizador sílice alúmina tiene menor rendimiento en gasolina, que el catalizador natural que a su vez es más débil que el sílice magnesia; no obstante, el número de octanos de la gasolina formada es más elevada y su concentración en olefinas menor.

Es importante mantener la selectividad del catalizador los venenos pueden eliminarse, bien por oclusión en el catalizador, bien convirtiéndolos por fraccionamiento; en unas partículas finas que escapan.

1.8.9.- DENSIDAD VOLUMÉTRICA

La densidad volumétrica aparente de un catalizador FCC es su densidad aparente y es determinado por el peso de una cantidad de catalizador requerido para llevar un cilindro de 25mm.

En catalizadores frescos el ABD está entre 0,45 a 0,50 gr/mm mientras que en los catalizadores en equilibrio varían entre 0.65 a 0.80. El ABD depende de la composición química, el volumen poral y la distri-

bución del tamaño de las partículas.

1.8.10 AREA SUPERFICIAL

Las partículas del catalizador del FCC están llenos de poros y mientras la actividad se debe a la composición química del catalizador, el área superficial es una medida de la disponibilidad de la actividad del catalizador. Un catalizador fresco tendrá un área superficial de 500m²/gr mientras que uno de equilibrio tendrá alrededor de 150m²/gr, el área superficial se correlaciona bien con la actividad en catalizadores de la misma composición química.

El área superficial se determina por la absorción de un fluido en el catalizador. Generalmente se usa nitrógeno en el laboratorio pero también hay técnicas que usan líquidos.

1.8.11 DIAMETRO Y VOLUMEN PORAL

El volumen de los poros en un catalizador y su diámetro promedio pueden ser determinados por técnicas de laboratorio similares a aquellos usados para el área, superficial. Un catalizador con alto volumen poral y alto diámetro del poro tenderá a regenerarse más fácilmente y exhibiendo mayor estabilidad y resistencia a la sintetización. Sin embargo, un volumen poral más alto implica una resistencia física menor y una creciente susceptibilidad a la atrición.

1.8.12) DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS

Las propiedades de fluidificación del catalizador están en función de rango de tamaño de las partículas de catalizador. Una distribución típica del tamaño de las partículas más deseables para una determinada uni

dad es la distribución más gruesa a la cual se obtiene una operación más estable, y ésta distribución da como resultado una pérdida mínima por chimenea.

Una fluídificación satisfactoria demanda un rango de tamaño de partículas y el porcentaje bajo 40 micrones y sobre 10 micrones son buenos indicadores del comportamiento que se espera del catalizador. Las unidades de FCC de UOP, las cuales son diseñadas para un catalizador relativamente grueso operan normalmente con 5% menos de partículas más pequeñas que 40 micrones.

La distribución del tamaño de la partícula de catalizador en una unidad será el resultado de un equilibrio que tenga que ver con la atrición, operación de los ciclones flujo de carga, flujo de reposición de catalizador y tipos de catalizadores.

1.8.13 INDICE DE SINTERIZACION

Es una medida arbitraria del porcentaje de partículas de catalizador que tiene la mayoría de sus poros cerrados por la sinterización; se lo determina por flotación en un líquido pesado para así separar aquellas partículas que tienen densidad diferente a la mayoría de las partículas del catalizador. Se hace una investigación en el caso de que aumenta el índice de sinterización o si el índice excede de 5%.

1.8.14 RESISTENCIA A LA ATRICION

La resistencia a la atrición de un catalizador se mide por la cantidad de finos producidos por el soplado de aire a alta velocidad a través de una muestra de catalizador por un número determinado de horas. Hay un sinnúmero de métodos que son usados, de los cuales el más informativo es el que mide la cantidad de finos producidos en las 12 horas iniciales de prueba, y la velocidad

promedio de los fines producidos en el período inicial tienden hacer aquellos originalmente producidos en el segundo período, son el producto de una atrición verdadera.

Un buen catalizador tendrá una rata promedio de atrición de alrededor de 0.2% en peso por hora en el segundo período.

Se puede creer que un catalizador con alta resistencia a la atrición es deseable, sin embargo, estos catalizadores duros probablemente erosionen el equipo más rápidamente y no producirán finos suficientes para mantener la distribución de tamaños de las partículas necesarias para mantener una operación estable. Además, si se usa una mezcla de catalizador duro con normal, el catalizador duro puede contribuir a la rotura del catalizador normal y producir una excesiva cantidad de finos.

1.8.15 VENENO DEL CATALIZADOR

Los efectos de los metales productores de hidrógenos, níquel, vanadio, hierro y cobre han sido discutidos bajo Propiedades de la Carga. Estos contaminantes tienen que haberse depositado sobre el catalizador para que sean efectivos, y a menudo se observa que el porcentaje de éstos contaminantes es en el catalizador casi igual a las ppm del metal en la carga. El análisis del metal contenido en el catalizador no es un indicador infalible de su actividad productora de hidrógeno porque los metales pueden ser anormalmente activos o inactivos. Además el hierro ya sea de la unidad o como sedimento de la carga puede confundir la situación aunque esta trampa de hierro es generalmente magnética y puede ser removida.

La contaminación por sodio en el catalizador puede ser debido a la presencia de sales de sodio ya sea en la carga o en el agua de atomización. Las sales de sodio ablandan la estructura del catalizador y permiten la sinterización a temperaturas más bajas.

El azufre rebajará la actividad en algunos tipos de catalizadores naturales. Sin embargo, los catalizadores naturales más modernos son químicamente tratados para hacerlos resistentes al azufre.

1.81.6 MANEJO DEL CATALIZADOR

Un buen manejo del contenido de catalizador es importante para una operación estable en cualquier proceso catalítico, sin embargo en la unidad FCC; el efecto de cualquier cambio en la política del catalizador tomará meses hasta que sea aparente el cambio, y siempre hay la gran tentación de cambiar la política del catalizador prematuramente porque los resultados anticipados que no han tenido el tiempo suficiente para que sean aparentes o son cubiertos por otros efectos.

La adición de catalizador debe hacerse continuamente y lo más uniformemente posible (la visión de catalizador debe hacerse continuamente y lo más uniformemente posible).

La adición por tandas de catalizadores tiende a causar cambios en la conversión y es evidente que se perderá más por la chimenea. Se recomienda que el catalizador de equilibrio sea inspeccionado semanalmente y los resultados graficados con otras condiciones de proceso de manera que las tendencias del proceso sean inmediatamente observadas. El tipo y flujo de reposición del catalizador deben decidirse con anterioridad y deben ser mantenidas por lo menos por dos meses.

1.8.17 REGENERABILIDAD

Es fundamental que se quemé fácilmente el coke depositado sobre el catalizador. Los factores que favorecen esta combustión son: la temperatura elevada del regenerador y la naturaleza del coke depositado. El catalizador cílice-alúmina permite alcanzar la temperatura más elevada: 600 a 650°C y formar un coke fácil de quemar.

CAPITULO II

PROCESOS DE CRAQUEO CATALITICO

El catalizador utilizado es natural o sintético, circula con ayuda de un sistema neumático de transporte, los últimos sistemas de Houdriflow tienen el balance el calor cerrado lo que elimina la necesidad del horno de precalentamiento de la carga y elimina el retiro del calor - del regenerador mediante serpentines enfriadores.

La unidad, Houdriflow, ubicada en una superficie de 12.2x18.3 m², el reactor catalítico, regenerador y tolvas para el catalizador caliente, están unidos por un sólo cuerpo.

CONDICIONES DEL PROCESO: Los parámetros del proceso por lo general se mantienen en los siguientes límites:

Temperatura de Reacción 455 a 510°C

Presión: 6 a 7 atms

Temperatura en el regenerador 370 - 595°C

Presión: ATM

Velocidad Volumétrica 1.5 a 4 h⁻¹

Relación catalizador - carga : 3/7

Catalizador; forma: comprimidos

Consumo alimentado: 0,6 a 1,4 kg/m³

Porcentaje de H sobre C.K: 2,5 a 8

ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Compresor de aire
- 2 - Calentador del aire
- 3 - Regenerador
- 4 - Reactor
- 5 - Tolva de catalizador fresco
- 6 - Tolva estacionaria
- 7 - Chimenea
- 8 - Sedimentador--separador
- 9 - Sistema de separación de los finos del catalizador
- 10 - Elevador neumático del catalizador
- 11 - Dosificador del sistema de elevación del catalizador
- 12 - Recipiente para conservación del catalizador en caso de parada.

LINEAS

- I - Aire
- II - Vapor para despojo
- III - Carga
- IV - Aire de elevación
- V - Salida de gases de chimenea
- VI - Gas hacia el dosificador del sistema de transporte
- VII - Catalizador a la tolva estacionaria
- VIII - Adición de catalizador
- IX - A tolvas de finos de catalizador
- X - Salida de exceso de aire y gases
- XI - Catalizador a la tolva de recolección
- XII - Catalizador hacia el sistema dosificador de elevación neumática.

2.2 EL PROCESO ORTHOFLOW FLUIDO

FIRMA: COMPAÑIA PROYECTO TECNICO KELLOGG

OBJETIVOS DEL PROCESO: Selectiva consersión de fracciones del petróleo a valiosas olefinas ligeras, gasolina y aceite combustible para hornos.

CARGA: Desde fracciones de gasolinas hasta masut, en algunos casos, por ejemplo, en el craqueo de una carga altamente aromática. Emplean de antemano hydrobon para alcanzar altos índices de conversión y alta selectividad en la salida de productos terminados.

PRODUCTOS: Gasolina de alto octanage, componentes de aceite combustible y diesel carga para produccion de hollin, olefinas ligeras, isobutano para la producción de alquilados, gas seco.

DESCRIPCION DEL PROCESO: La unidad de orthoflow individualmente de acuerdo a la necesidad de cada Refinería para convertir cargas de más baja calidad en producción de mayor valor con pequeñas inversiones y bajos costos de explotación. Las condiciones de reacción en particular, catalizador utilizado y la construcción del reactor se escoge de tal manera que se pueda asegurar la máxima selectividad en la conversión de determinada carga.

En el esquema se representa una unidad que utiliza caalizador zélítico y fue proyectada para el craqueo de un solo tipo de carga con el máximo rendimiento de gasolina de una mayor calidad, esta unidad consta

de un aparato combinado en el cual el craqueo se realiza solamente en el elevador del sistema neumático de transporte de catalizador sin recirculación, la carga fresca ingresa al elevador exterior en el punto donde comienza su tremo vertical y atrapa el catalizador comprimido con vapor y que cae de la sección de despojo. Los productos de la reacción ingresan en el sedimentador separador donde el catalizador se separa de los gases de hidrocarburo, el catalizador en este caso agotado cae a la sección de despojo donde se realiza el soplado con vapor de hidrocarburos residuales como gases, atrapados en el catalizador.

El catalizador despojado cae por la bajante al regenerador, donde se realiza el quemado del coque.

CONDICIONES DEL PROCESO:

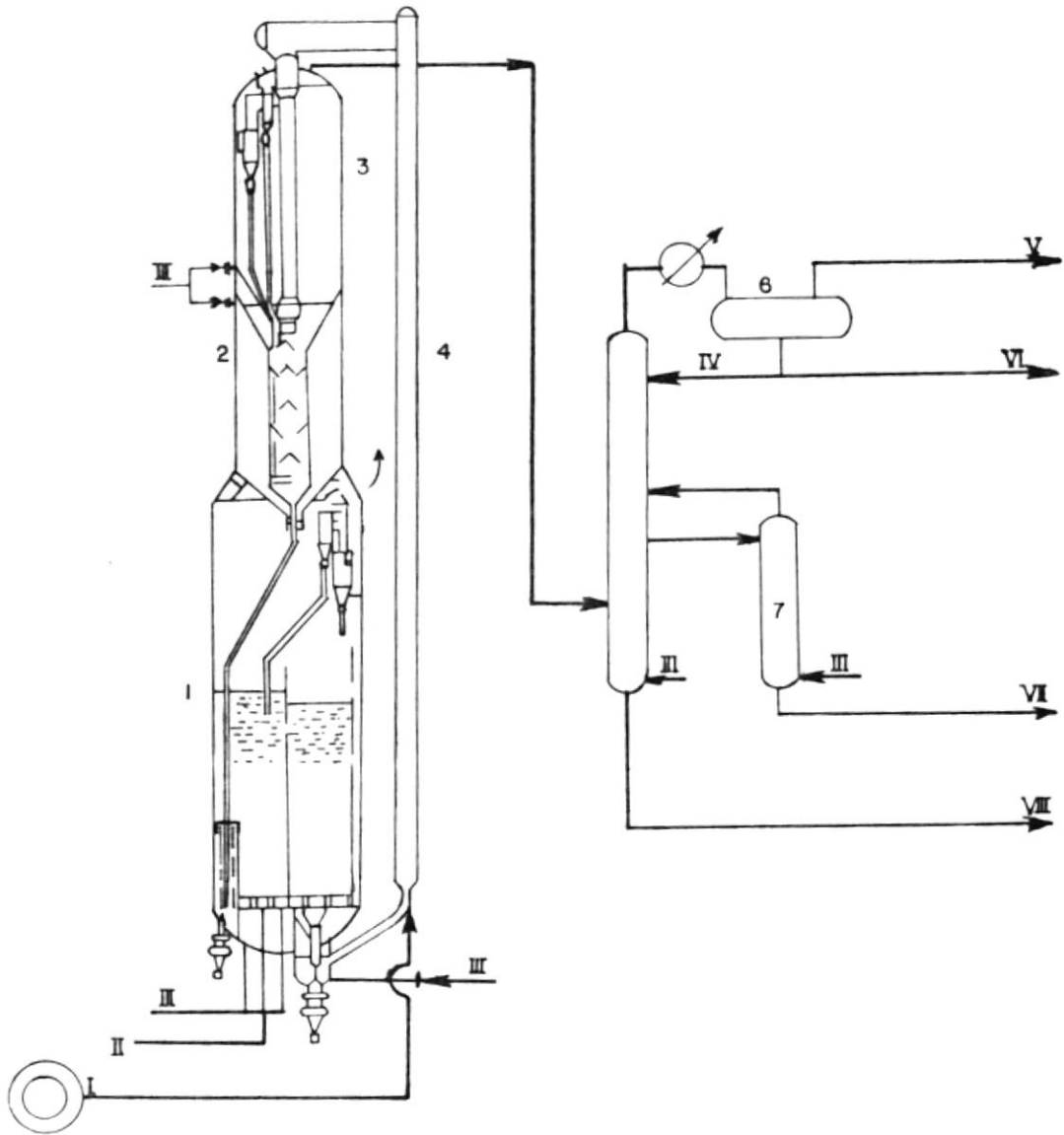
Temperatura de reacción: 475 - 540°C

PRESION: 0.7 de 2.1 atms

Temperatura en regenerador: mayor a 675°C

Presión en el regenerador: 1.5 a 2.45 atm

Los rendimientos típicos de una unidad Orthoflow vienen dados en el cuadro siguiente.



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Regenerador de dos etapas
- 2 - Sección de despojo
- 3 - Sedimentador - separador
- 4 - Reactor-elevador
- 5 - Columna principal de fraccionamiento
- 6 - Separador
- 7 - Columna de despojo

LINEAS

- I - Carga
- II - Aire
- III - Vapor
- IV - Corriente de reflujo
- V - Al sistema de fraccionamiento de gases
- VI - Gasolina de craqueo
- VII - Aceite cíclico ligero
- VIII- Residuo de craqueo.

2.3 EL PROCESO THERMOFOR AIRLIFT

FIRMA: MOVIL OIL

- OBJETIVOS DEL PROCESO:
- A) Producción de alta cali
dad.
 - B) Aumento de salida de com
bustible destilado.
 - C) Disminución de salida de
combustibles residuales.

CARGA: Una amplia gama de gasoleos de destilación -
primaria o tratados de antemano y en algu-
nos casos petróleo crudo.

PRODUCTOS: En dependencia de las condiciones y de
la economía de cada Refinería, este pro
ceso se lo puede utilizar para la obtención de má-
ximos rendimientos de gasolina de alto octanage y
de aceite de combustibles.

DESCRIPCION DEL PROCESO: La carga se mete al reac-
tor en forma de una co-
rriente líquido/gas, los productos de reacción se
dirigen a la sección de despojamiento y separación
de gases. El catalizador cae por gravedad a tra-
vés de una capa en el reactor pasando a través de
la sección recolectora de gases. El catalizador a
gorado y despojado ingresa al regenerador donde se
realiza el completo quemado del coque después de -
la regeneración el catalizador pasa a través de en
friadores para retiro del calor y luego ingresa al
dosificador del sistema de elevación de aire donde
es recogido por una corriente de aire de baja pre-
sión para ser transportado a la tolva separador -
superior, aquí el catalizador se separa del aire y
comienza lentamente a caer por la bajante cerrando
de esta mañera el ciclo.

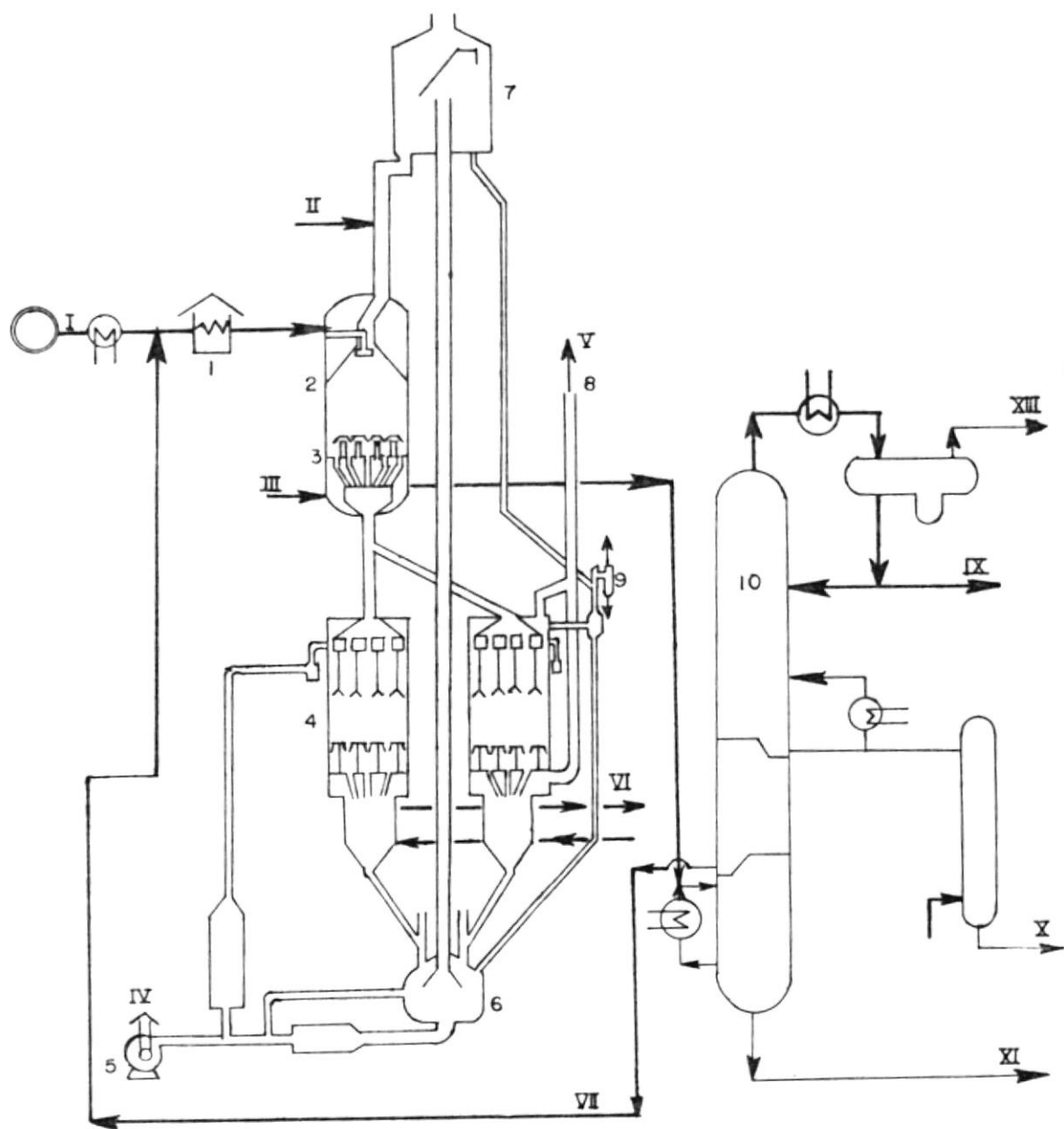
CONDICIONES DE PROCESO:

Velocidad volumétrica: 1 a 2.5 h⁻¹

Relación volumétrica catalizador/carga 2 a 7

Temperatura media en el reactor: 450 - 510°C

Relación Volumétrica recicló/carga: de 0 a 0.5



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Horno de calentamiento de carga
- 2 - Reactor
- 3 - Zona de despojo
- 4 - Regenerador
- 5 - Soplante
- 6 - Dosificador del sistema airlift
- 7 - Tolva-separador superior
- 8 - Chimenea del regenerador
- 9 - Ramificador
- 10 - Columna de fraccionamiento.

LINEAS

- I - Carga
- II - Vapor hermetizante
- III - Vapor para despojo del catalizador^a
- IV - Aire al quemado de coke
- V - Gas de Chimenea
- VI - Vapor (enfriamiento)
- VII - Reciclo
- VIII - Gas húmedo
- IX - Gasolina de craqueo
- X - Aceite cíclico ligero
- XI - Aceite cíclico pesado

2.4.- EL PROCESO ULTRA CAT

FIRMA: STANDARD OIL OF INDIANA

OBJETIVOS DEL PROCESO.- Conversión de una amplia gama de gasoleos de baja calidad a productos valiosos de menor punto de ebullición.

CARGA: Fracciones de gasoleos de destilación primaria desde destilados pequeños hasta gasoleos de vacío y de asfaltizado.

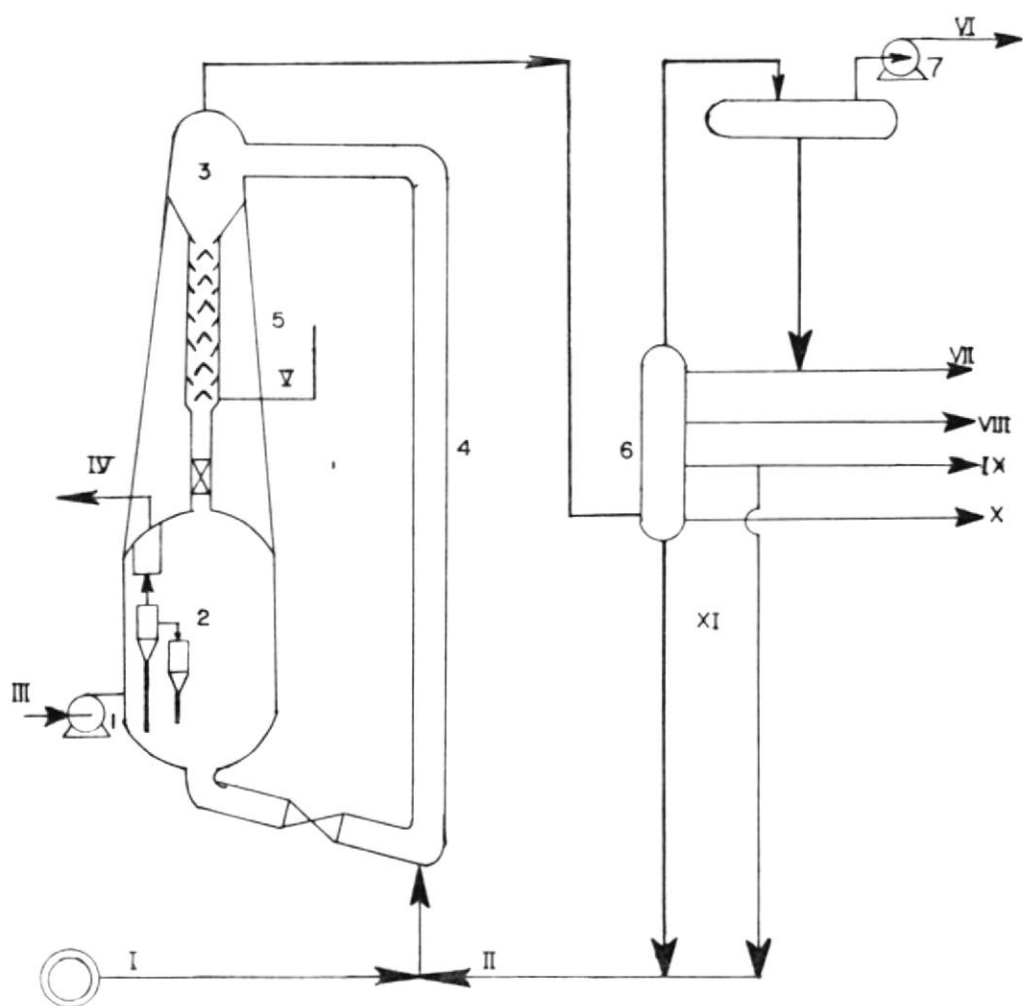
DESCRIPCION DEL PROCESO.- La carga fresca y el reciclado se mezclan con el catalizador regenerado en la base del elevador reactor, los productos del craqueo catalítico y el catalizador se separan en la tolva separador superior y luego en los ciclones, el catalizador agotado pasa a la zona de despojos en la cual convapor en contraflujo se realiza soplado de los hidrocarburos (despojados). El catalizador, despojado cae al control de una válvula al regenerador, al mismo tiempo que los gases y el vapor se unen con los productos del craqueo y a través de los ciclones salen a la columna fraccionadora. Aquí los productos del craqueo se dividen en gas húmedo, gasolina cruda, aceite ciclico ligero, aceite ciclico pesado y fondos (slury).

El catalizador agotado y despojado regeneran mediante el quemado del coque, los gases de combustión a través de los ciclones votan a la atmosfera, el catalizador regenerado a control mediante una válvula cae hacia la base del elevador-reactor se-rrando de esta manera el ciclo.

La geometría del elevador-reactor asegura una mínima

Duración del contacto con la carga con el catalizador, permitiendo de esta manera alcanzar un máximo rendimiento de gasolinas y olefinas ligeras, con un mínimo de reacciones de entrega de hidrógeno y craqueo secundario de la gasolina ya formada.

El método de regeneración en este sistema es bastante original y permite alcanzar un considerable contenido de coque en el catalizador regenerado, lo que da la posibilidad de disminuir la cantidad total de catalizador en el regenerador y el contenido de CO y componentes sulfurosos en los gases de combustión de la regeneración sin la necesidad de montar un caldero u horno CO.



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Soplante
- 2 - Regenerador
- 3 - Separador
- 4 - Elevador-reactor
- 5 - Sección de despojo
- 6 - Columna fraccionadora
- 7 - Compresor de gases

LINEAS

- I - Carga
- II - Reciclo
- III - Aire
- IV - Gas de chimenea
- V - Vapor
- VI - Gas húmedo
- VII - Gasolina cruda
- VIII - Aceite cíclico ligero
- IX - Aceite cíclico pesado
- X - Slurry
- XI - Slurry CON finos de catalizador

2.5.- FLEXICRAKING

FIRMA: ESSO RESEARCH AND ENGINEARY COMPANY

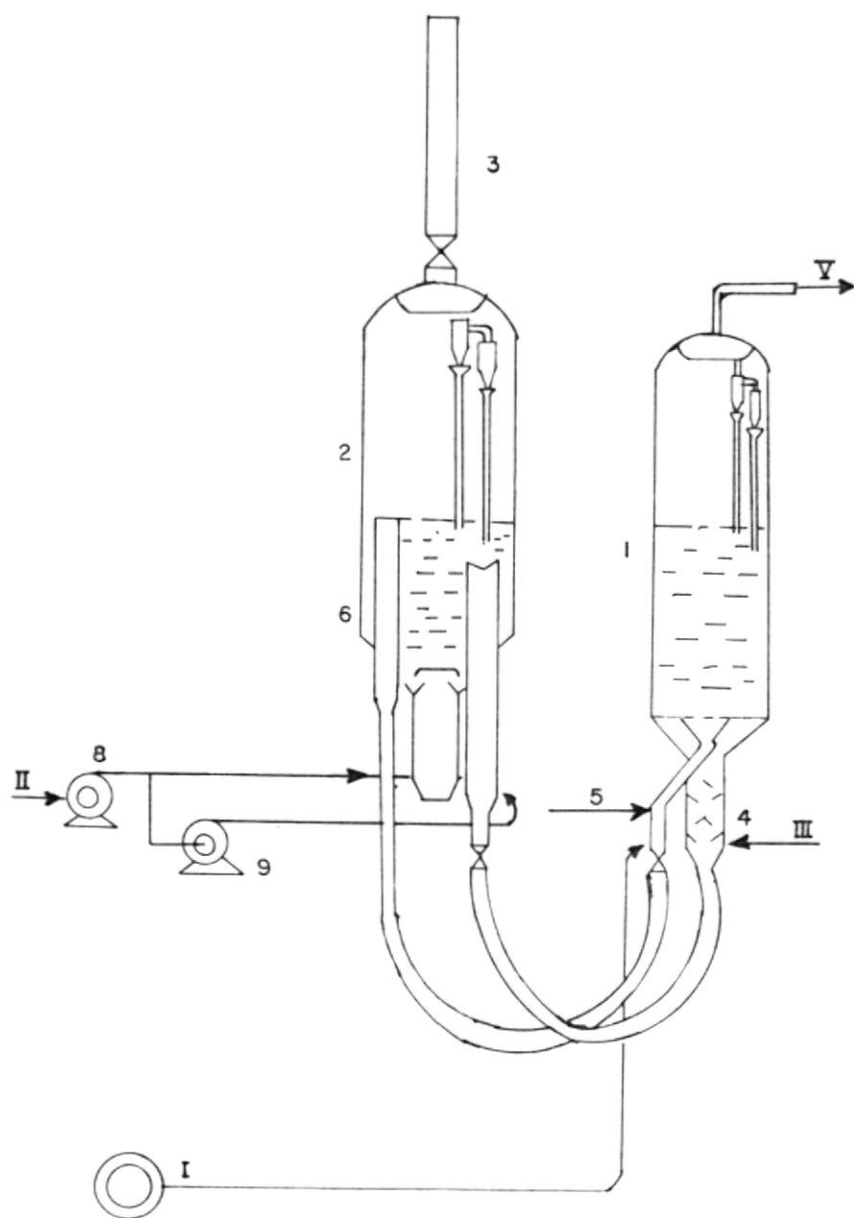
OBJETIVOS DEL PROCESO. - El flexicraking se emplea para la conversión catalítica de distintos gasoleos y deasfaltizados de destilación primaria con la obtención de productos de bajo peso molecular, en particular de olefinas, gasolina de alto octanage, destilados medios y otras fracciones valiosas. El esquema tecnológico del flexicraking perfeccionó la posibilidad de caracterizar la carga, pronosticar las salidas, perfeccionó también la tecnología de proyección del reactor renerador y facilita las actividades de seguridad, disminuyendo la contaminación.

La unidad que utiliza el elevador en calidad de reactor de primera etapa, se diferencia por la ubicación a gran altura del regenerador y el reactor y la utilización de líneas en forma de U en lugar de válvulas para la regulación de la circulación del catalizador, en este tipo de unidad (a) puede trabajar en dos variantes: con utilización de la línea de transporte (elevador) o con inclusión complementaria de una altura cambiante del nivel de la fase densa por encima de la línea de transporte. De, esta manera el esquema permite cambiar la velocidad volumétrica de la carga de acuerdo a los índices de conversión exigidos o en caso necesario cambiar el tipo o la cantidad de catalizador para aumentar la salida de determinado producto.

En la variante con craqueo sólomente en la línea de

transporte (b) la reacción termina rápidamente luego de la separación de los gases del catalizador en los ciclones. Este tipo de reactor es recomendable para altas velocidades volumétricas, para craqueo de cargas de alta calidad, en catalizadores seolíticos activos o en aquellos casos cuando se desea realizar el craqueo a altas temperaturas.

TEMPERATURA DE REACCION	485 °C
PRESION	630 (g/cm ²)
TEMPERATURA EN EL REGENERADOR	607 °C
PRESION	700 g/cm ²



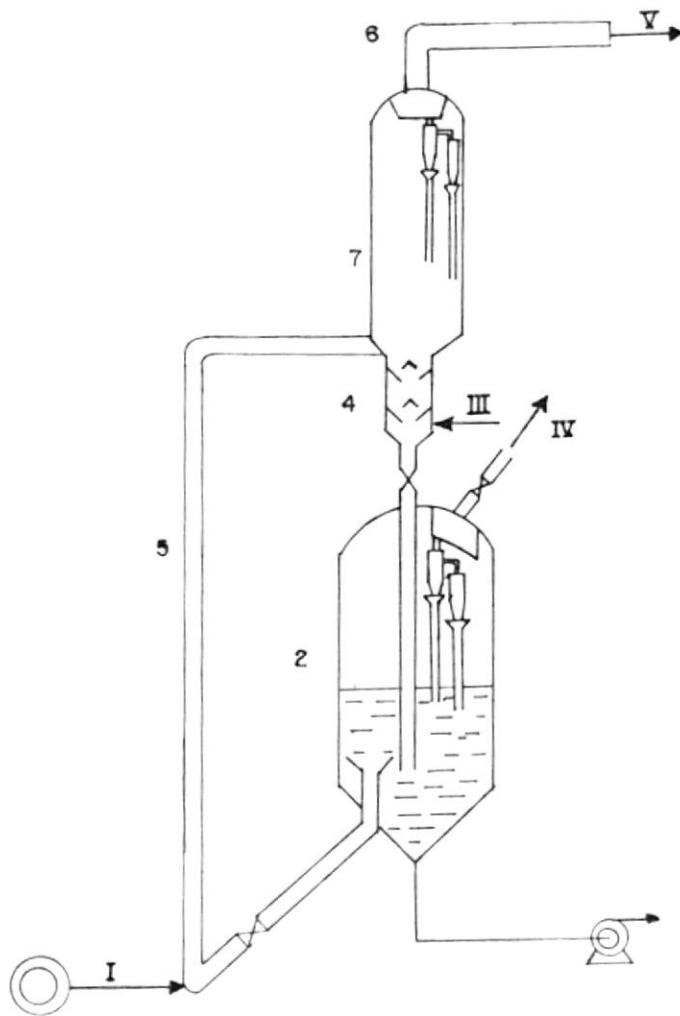
ESQUEMA DEL PROCESO (VARIANTE A)

RECIPIENTES

- 1 - reactor
- 2 - regenerador
- 3 - chimenea
- 4 - sección de despojo
- 5 - elevador- reactor
- 6 - bajante de catalizador regenerado
- 7 - recipiente de sedimentación con ciclones
- 8 - soplante principal
- 9 - soplante auxiliar

LINEAS

- I - Carga fresca
- II - Aire
- III - Vapor para despojo del catalizador
- IV - gases de chimenea
- V - productos del craqueo



ESQUEMA DEL PROCESO VARIANTE B

· RECIPIENTE

- 1 - Reactor
- 2 - Regenerador
- 3 - Chimenea
- 4 - Sección de despojo
- 5 - Elevador-reactor
- 6 - Bajante del catalizador regenerado
- 7 - Recipiente de sedimentación con ciclones
- 8 - Soplante principal
- 9 - Soplante auxiliar

LINEAS

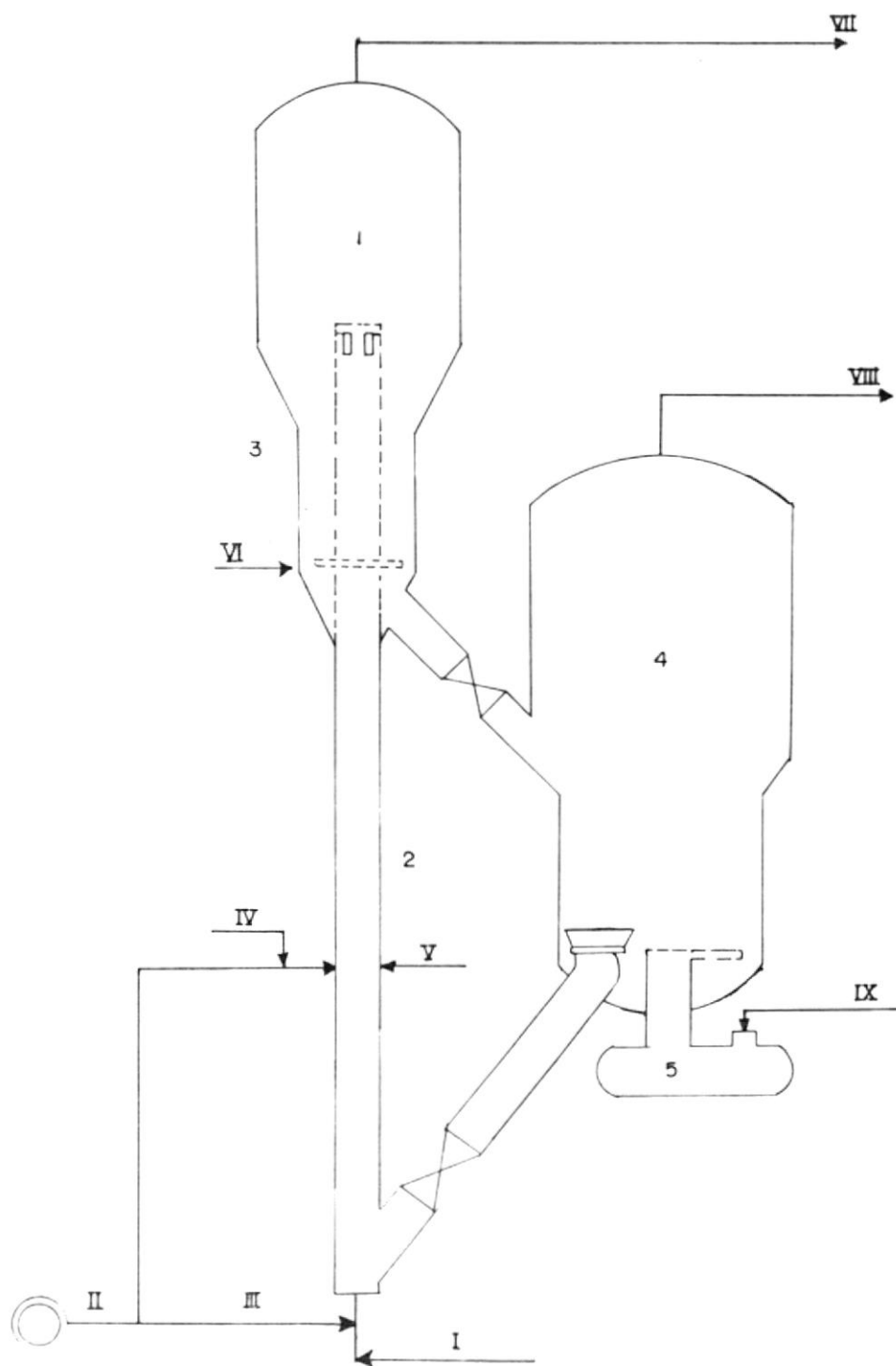
- I - Carga Fresca
- II - Aire
- III - Vapor para despojo del catalizador
- IV - Gases de chimenea
- V - Producto del craqueo

2.6.- FLUIT GOLF

FIRMA: GOLF RESEARCH INVESTIGATION Y DESARROLLO

OBJETIVOS DEL PROCESO.- El craqueo catalítico de diferentes tipos de carga a altos índices de conversión con la obtención de máxima salida de gasolinas y aceite combustible y baja producción de coque.

DESCRIPCION DEL PROCESO.- El catalizador fluído se emplea en los sistemas de reacción formado por la línea de transporte, para la obtención de un índice de conversión de diferentes tipo de carga con la obtención de productos de calidad determinada; las ventajas complementarias del proceso, la alta salida de olefinas en combinación con una alta relación de isoparafinas sobre normal parafinas con altos índices de conversión y baja producción de coque obteniéndose como resultado una alta salida de gasolinas de gran calidad.



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Zona de separación con ciclones
- 2 - Elevador-reactor
- 3 - Sección de despojo
- 4 - Regenerador
- 5 - Calentador de aire

LINEAS

- I - Vapor dispersante
- II - Carga
- III - Entrada inferior de carga
- IV - Entrada superior de carga
- V - Recirculación
- VI - Vapor para despojo del catalizador
- VII - Productos de craqueo
- VIII - Gases de chimenea
- IX - Aire

2.7.- FLUIT TEXACO

FIRMA: TEXACO DYDLOPMENT

OBJETIVOS DEL PROCESO.- Refinación de una amplia gama de gasoleos de destilación primaria incluyendo destilación atmosférica y al vacío, gasoleos de coquefacción y deasfaltizados.

PRODUCTOS.- Hidrocarburos olefínicos ligeros, gases comprimidos, gasolina de alto octanage, destilados medios, materia prima para petroquímica.

DESCRIPCION DEL PROCESO.- Las particularidades del proceso incluyen:

- a) Cracking separado de la carga fresca y de la recirculación en sus respectivas líneas de transporte, craqueo complementario de la recirculación en la face densa del catalizador.
- b) Sección separada de despojo de catalizador agotado de alta efectividad.
- c) Alta velocidad de reacción en la face densa y baja velocidad en la face diluída.
- d) Flujo de catalizador agotado hacia el regenerador por simple gravedad, debido al peso del catalizador acumulado en el reactor.
- e) Alta efectividad de los ciclones en el regenerador y reactor.

Las particularidades más importantes se ven claramente en él. La carga precalentada se mezcla con el catalizador regenerado en la base de la línea

de carga fresca, el craqueo se realiza mediante la caída del catalizador con los vapores de la carga al separador-reactor de construcción especial, la línea de transporte está calculada para crear las condiciones necesarias de craqueo, el elevador de carga fresca llega sobre el nivel del catalizador en el reactor, en consecuencia de lo cual la carga sale de él corriente abajo, el gasoleo circulante que regresa de la columna fraccionadora atrapa el catalizador regenerado en la base del elevador de la recirculación y sube por él a través del despojador del catalizador agotado y entra al nivel del catalizador de la zona de reacción corriente arriba, los gases de los dos elevadores se mezclan sobre el nivel del catalizador y salen de la cima del reactor a la columna fraccionadora a través de los ciclones en los cuales se atrapa el catalizador.

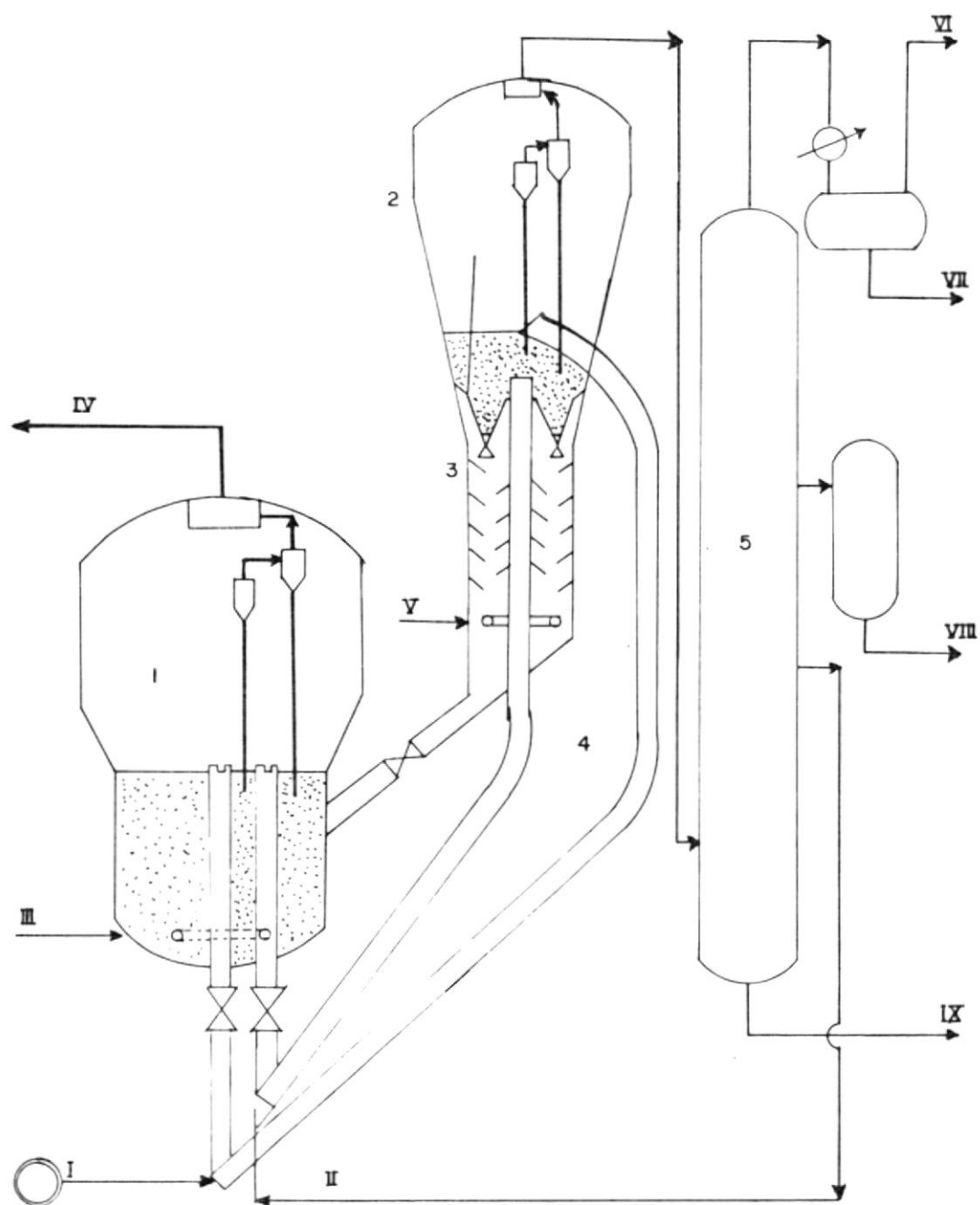
La regulación independiente de las condiciones del craqueo en la línea de transporte y en la fase densa del reactor asegura una alta flexibilidad en el campo de la severidad en el craqueo de la carga recirculante.

El catalizador agotado por los elevadores interiores con válvulas ingresa a la zona de despojo en la cual se mete en contracorriente vapor para el despojo, los vapores de la sección de despojo se sacan por las líneas interiores a la sección superior del separador-reactor y el catalizador despojado por la bajante va al regenerador.

En el regenerador de construcción especial se lleva a cabo el quemado del coke de la superficie del catalizador, el catalizador regenerado regresa a mezclarse con la carga fresca y con la recirculación en la base de ambas líneas de transporte cerrando el ciclo.

Los gases de chimenea salen del regenerador a través de unos cuantos ciclones.

SALIDAS.- Como consecuencia de la alta flexibilidad de explotación, la unidad puede trabajar con índices de conversión que varían de un amplio rango.



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Regenerador
- 2 - Reactor
- 3 - Sección de despojo
- 4 - Conductor del catalizador
- 5 --- Columna principal de fraccionamiento

LINEAS

- I - Carga fresca de gasoleo
- II - Carga recirculante
- III - Aire
- IV - Gases de chimenea
- V - Vapor
- VI - Gases al compresor
- ~~VII~~ VII - Gasolina no estabilizada
- VIII - Aceite cíclico ligero
- IX - Aceite cíclico pesado

2.8.- CRAQUEO CATALITICO FLUIDO

Objetivos del proceso: Conversionadas fracciones destiladas en:

- Gasolina de alto octanage y carga para producción del alquilado.
- Carga para la petroquímica
- Combustible diesel y combustible de horno
- Gases comprimidos
- Aromáticos Cg y Cj

CARGA.- El típico abastecimiento comprende fracciones desde las gasolinas hasta los productos destilados, incluyendo fracciones de craqueo.

POR ADICION DEL PROCESO.- Esquema típico presentado claramente muestra las particularidades de la unidad con la ubicación del reactor y regenerador a una misma altura, la unidad se complementa con equipo para ¹a utilización de la energía contenida en los gases de chimenea, la necesidad de dicha energía se determina por las condiciones de cada Refinería, a lae porque debe completamente tomar se en cuenta la exigencia con la lucha en la contaminación, aunque para la sencillez y finalidad de la explotación en la mayoría de los casos se utiliza un sólo elevador, dependiendo de las necesidades se puede colocar varios elevadores.

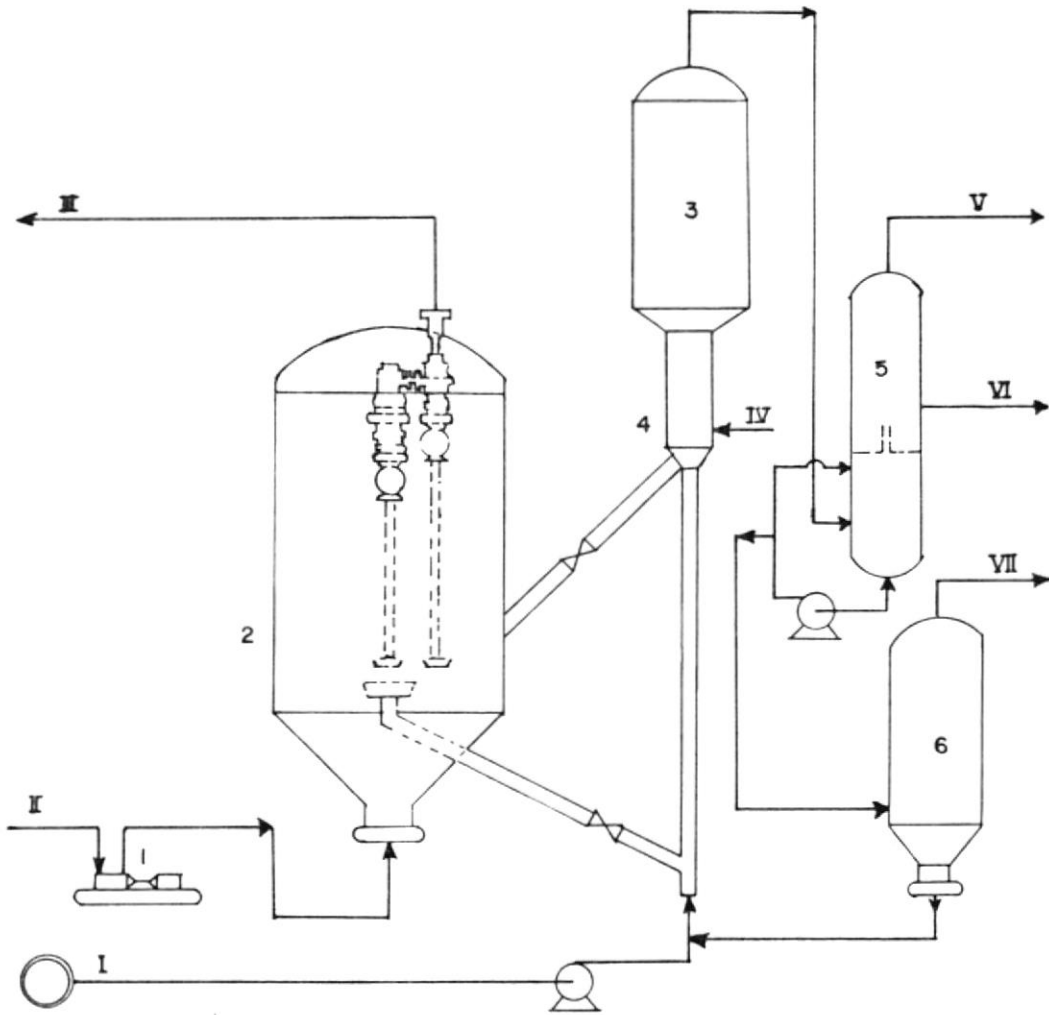
En los últimos procesos de las unidades nuevas y de las reconstruídas para una máxima y completa utilizada

ción de todas las ventajas de los modernos catalizadores, industriales se prevee el craqueo sólomente en el elevador como se muestra en el esquema, la carga se mezcla con el catalizador regenerado caliente que ingresa al único elevador en el cual se realiza el craqueo, en el separador superior, los productos del craqueo se separan del catalizador (bunquer).

Ingresa a la columna fraccionadora donde se realiza la división de los productos a las fracciones requeridas para disminuir los detalles de los aparatos, el proceso se lo lleva a cabo a alta presión. Las unidades pueden trabajar con la mitad de su capacidad en relación a la carga lo que permite mantener una alta efectividad del proceso.

Las altas temperaturas, se emplean también para llevar al mínimo la duración de la regeneración. Las pérdidas del catalizador varían de 0.14 a 0.3 kg/m³ de carga fresca, al mismo tiempo que la adición del catalizador para mantener la actividad requerida varía de 0.42 a 0.71 kg/m³.

El sistema analizado satisface todas las necesidades del proceso, en calor y seguridad en la completa regeneración del catalizador, independientemente de la intensividad de la recirculación y de la cantidad de coke en el catalizador agotado.



ESQUEMA DEL PROCESO

RECIPIENTES

- 1 - Soplante
- 2 - Regenerador
- 3 - Separador
- 4 - Sección de despojo
- 5 - Fraccionadora
- 6 - Sedimentador de lodos

LINEAS

- I - Carga Fresca
- II - Aire al regenerador
- III- Gases de Chimenea
- IV - Vapor
- V - Gas y gasolina a concentración de gases
- VI - Aceite cíclico ligero
- VII- Aceite clarificado

CAPITULO III

UNIDADES DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO Y CONCENTRACION DE GASES
DE REFINERIA ESTATAL ESMERALDAS

3.1.- UNIDAD DE CRAQUEAMIENTO CATALITICO FLUIDO (F.C.C.)

La planta de craqueo catalítico fluído de Refinería ha sido diseñada para procesar 12.600 b/d de carga fresca, compuesta de una mezcla de gasoleos proveniente de la unidad de Vacío, a una conversión de 75% en volumen con catalizador ceolítico y una temperatura de 520°C, tiene la facilidad de operar hasta con el 60% de la capacidad de diseño. Entre los productos que se obtienen tenemos los siguientes:

- Un chorro gaseoso (LPG) C₃/C₄ de cima de la fraccionadora que se combina con gases provenientes Sedes y Seref y se envían a Gascon a ser procesados.
- Un chorro líquido de cima de la fraccionadora (gasolina inestabilizada) que se envía Gascon para su estabilización.
- Un chorro de aceite cíclico liviano.
- Un chorro de aceite cíclico pesado.
- Un chorro de aceite clarificado (Lodos).

Además esta planta produce gases de chimenea los mismos que podían ser usados como combustibles en una caldera de CO.

Esta unidad consiste de dos secciones: a) la sección catalítica y b) la de fraccionamiento, las cuales operan juntas de manera integrada.

3.1.1.- CORRIENTES DEL PROCESO

FLUJOS DE CARGA FRESCA.- El gas de la unidad de Vacío que ha de ser sometido a craqueo catalítico, se envía desde los tanques Y-T 8.005/8.006, al tambor de carga F-V 5 por acción de las bombas de transferencia F-P 1, bajo control de flujo F-FRC 112. De este acumulador la carga fresca con una temperatura promedio de 70-80°C, es enviada por las bombas F-P 2a través de los intercambiadores de aceite clarificado-carga fresca F-E 2, donde alcanza una temperatura sobre los 130°C, antes de entrar al calentador de carga F-H 1.

La carga en el horno F-H 1, alcanza una temperatura que va entre 360 - 370°C, dependiendo de la severidad que se requiere darle al proceso de craqueo; antes de entrar al elevador-reactor, es enviada con lodos de reciclo proveniente del decantador de lodos F-V 6, la carga combinada entra al regenerador del reactor F-V 4, a una temperatura comprendida entre 355 - 365°C.

FLUJO DE FONDOS DE LA FRACCIONADORA.- Los fondos de la fraccionadora

F-V 7, que salen con una temperatura promedio de 349-351°C, son succionados por las bombas F-P 6 para luego dividirse en dos corrientes: una que se dirige al decantador de lodos F-V 6 donde se recupera el catalizador y se lo envia al elevador-reactor; la otra corriente se subdivide en dos flujos secundarios: una que sirve para la generación del vapor de 150 psig. en la caldera F-E 1 y otra que cambia calor con la carga fresca en el intercambiador F-E 2, finalmente éstas dos corrientes se unen e ingresan como reflujo a la fraccionadora F-V 7.

FLUJO DE ACEITE CLARIFICADO.- El aceite clarificado sale por la parte superior del decantador de lodos F-V 6, bajo control de flujo F-FRC127 y se divide en dos corrientes: una que va como reflujo a la fraccionadora y otra que luego de intercambiar calor con la carga fresca de gasoleo en el intercambiador F-E 3, se envía bajo control de flujo F-FRC 126, por medio de las bombas F-P 3 a la unidad de Viscosidad en forma conjunta con aceite cíclico ligero y pesado, donde se mezcla con fondo del despojador de residuo T-V-V4 para obtener fuel oil.

FLUJO DE ACEITE CICLICO PESADO.- Este aceite sale de la fraccionadora a una temperatura promedio de 298-305°C y se divide en dos corrientes: una que se destina a producción, se dirige al despojador F-V9 en donde es despojado de las fracciones ligeras, sale por el fondo a temperaturas entre 275-285°C y por acción de las bombas F-P9 se envía a la unidad de Viscorreducción, bajo control de flujo F-FRC172; la segunda corriente es accionada por las bombas F-P7 y se subdivide a su vez en dos corrientes secundarias: una que se dirige a la unidad de concentración de gases, en donde después de intercambiar calor con gasolina estabilizada en el intercambiador G-E10, regresa a la fraccionadora sobre el plato de extracción de aceite cíclico pesado; la otra corriente se mezcla con la carga de gasoleo que se dirige al reactor.

FLUJO DE ACEITE CICLICO LIGERO.- El aceite cíclico ligero es retirado de la fraccionadora a la altura del plato colector 18 a una temperatura promedio de 238-240°C, por medio de la bomba F-P8 de reciclo de este aceite, una fracción es enviada al rehervidor del despojador de Gascon GE8, luego pasa por el enfriador GE5 y se dirige a la absorvedora secundaria G-V7, bajo control de flujo G-FRC59 como aceite pobre. El aceite enriquecido en la absorvedora G-V7 retorna a la fraccionadora.

La otra fracción de aceite cíclico ligero que sale de la torre fraccionadora, va al despojador F-V8, luego que se estabiliza tiene una temperatura promedio de 216-225°C, por acción de las bombas F-P10 se la envía a la unidad de Viscorreducción bajo control de flujo F-FRC176, al elevador del reactor como destilado de emergencia y al cabezal de aceite de lavado a través de enfriador F-E5.

FLUJO DE GASOLINA NO ESTABILIZADA.- Los vapores que salen del domo de la fracciónadora a temperatura promedio de 147-153°C, se condensan al pasar por los intercambiadores F-E7 y salen a una temperatura 33-38°C, se recogen en el acumulador F-V10, donde por diferencia de densidades se separan; agua, gas y gasolina no estabilizada, esta última se envía a la unidad de concentración de Gases por medio de las bombas F-P2. El refluo de gasolina no estabilizada envía a la fraccionadora sobre el plato 1, por medio de las bombas F-P11, para controlar y regular la temperatura en el domo, el FTRC 155

FLUJO DE GAS DE COMBUSTION DEL REGENERADOR.- el coke depositado sobre el catalizador en el reactor es quemado con aire que ingresa a la temperatura de 178-185°C y distribuido uniformemente en el regenerador F-V3. Los gases productos de la combustión suben a la fase densa de catalizador a una temperatura de 645-655°C, pasan a través de dos etapas de ciclones separadores y salen por el domo del regenerador, éstos gases pasan a través de dos válvulas deslizantes denominadas de gas de chimenea, a una cámara reductora de presión (cámara de orificio) y al silenciador para luego ser eliminados a la atmósfera.

FLUJO DE CATALIZADOR REGENERADO.- después de haberse producido la combustión mediante la cual se quema el coke contenido en el catalizador, este catalizador caliente abandona el regenerador a través de la bajante del regenerador a una presión de 2.7-2.8 Kg/cm y se dirige al elevador-reactor donde se mezcla con la carga que ingresa al reactor, elevando su temperatura hasta unos 500°C, dependiendo de la severidad que se desee proporcionar al proceso.

FLUJO DE CATALIZADOR AGOTADO.- El catalizador que desciende
del del reactor pasa alrre
dedor el elevador-reactor en el agotador, donde fluye por
7 reflectores perforados en contracorriente con el vapor
de agotamiento. El vapor de agotamiento despoja los vapor
res de aceite de las partículas de catalizador, la misma
que retorna al reactor.

El catalizador agotado abandona el agotador a través de -
la vajante del reactor que se controla con una válvula
deslizante, el coke depositado en el catalizador es quemad
do con aire, distribuído uniformemente en todo el regener
rador por una grilla colocada en el fondo del mismo.

FLUJO DEL AGUA DEL F-El.- El agua tratada previamente en
SETIL ingresa a la caldereta
FEl bajo control de flujo F-FRC138, donde gana calor de
los fondos de la fraccionadora y se obtiene vapor de 150
psig.

FLUJO DE LODO DE RECICLO.- Los lodos de recicló provienen
del fondo del cantador de lodos
los mismos que se unen a la carga fresca bajo control de
flujo F-FRC128, despúes que ha sido calentado en el horno

La cantidad de recicló es fijada de acuerdo a los requerim
mientos del proceso y puede variar del 2 al 6% vol. de la
carga fresca.

3.1.2.- ~~(V)~~ VARIABLES DEL PROCESO

SECCION DEL REACTOR.- En una unidad de craqueo catalítico
la sección de reacción y la de regen
neración operan juntas como una unidad integrada, en esta
parte discutiremos cada sección independientemente, aunque
nosotros sabemos que no es posible realizar un cambio en

una sección sin afectar la otra, el propósito de toda unidad de desintegración catalítica es convertir una carga de aceites pesados de poco valor comercial en otras más livianas de mayor valor, en la desintegración catalítica que ha hecho convencional de tanto por ciento de conversión.

-La conversión.- Se define como el porcentaje de la carga de gasoleo craqueado a otros productos diferentes.-

$$\text{Conversión} = 100 \left(1 - \frac{\text{BPD de gasoleo producido}}{\text{BPD de carga a la unidad}} \right)$$

La conversión debe ser corregida para cualquier contenido de gasolina en la carga.

FLUJO DE CARGA.- Una unidad de craqueo catalítico fluido puede refinar su carga con amplias variaciones en la velocidad de ésta, conversión constante con grandes variaciones a velocidades bajas de carga y una baja conversión a altas velocidades, se puede conseguir debido a que la carga combinada tenderá a mantener la carga total al elevador-reactor casi constante.

TEMPERATURA DE LA CARGA.- Generalmente la temperatura de la carga combinada es estable, pero un buen método para incrementarla es aumentar la temperatura de la carga fresca que producirá aproximadamente lo siguiente:

Reduce la conversión por 4.0

Incrementa la temperatura del regenerador en 11°C.

Reduce el rendimiento de coke en 5%.

Reduce la relación catalizador/ aceite (C/O)

Estas relaciones son las más apropiadas para mantenerse en

operación, además la vaporización debe ocurrir en el calentador de la carga.

FLUJO DEL RECICLO.- El reciclo se determina por la relación de carga combinada definida así:

$$\text{CFR} = 1 + \frac{\text{BPD de reciclo total}}{\text{BPD de carga fresca}}$$

El CFR será de 1,05 con el reciclo necesario solamente para recuperar los finos del catalizador de la sección de fraccionamiento.

Un 0,1 de CFR que se incremente afectará de la siguiente manera en la operación:

Incremento de 0.3% de coke.

La temperatura del regenerador sufrirá cambios de acuerdo a la composición del reciclo.

Incremento de la carga a la sección de fraccionamiento, con lo cual hay la necesidad de realizar algunos ajustes.

TEMPERATURA DEL RECICLO.- Otra manera de aumentar la temperatura de la carga aumentada, es la de aumentar la del reciclo, produciendo los mismos efectos que el incremento a la carga fresca.

COMPOSICIÓN DEL RECICLO.- De acuerdo al nivel de conversión y al tipo de carga, se debe la composición del reciclo, con la posibilidad de disminuir el reciclo total enviando más aceite clarificado.

En operación normal el catalizador arrastrado se recupera reciclando el lodo del fondo del decantador al reactor y una cantidad de aceite clarificado es llevada al almacenaje para

CONTROLAR el nivel en la columna fraccionadora y el punto final de ebullición del aceite cíclico ligero.

Cuando el aceite clarificado es reducido en su rendimiento y aumentado el reciclo de SLURRY en la misma cantidad y las otras corrientes de reciclo se reducen para mantener constante la relación de la carga combinada, la temperatura en el fondo de la columna principal permanecerá casi constante mientras que subirá en la fase densa del regenerador.

Si la unidad opera con una relación de combustión del coque máximo o con máxima temperatura en el regenerador, se aconseja bajar el reciclo total para obtener una mejor remoción del lodo clarificado.

En una unidad que opera a baja temperatura de reacción se puede mejorar la operación reduciendo el rendimiento de aceite clarificado a almacenamiento e incrementando la severidad de la desintegración.

TEMPERATURA DEL REACTOR.- El contenido de calor de la carga combinada es el factor que determina la temperatura del reactor (relación C/O).

Se puede incrementar la conversión con un cambio positivo en la temperatura del reactor, pero si la temperatura de la carga combinada es variada, esta puede ser craqueada en la misma conversión y con diferentes temperaturas del reactor.

Se usa para bajar la conversión cambios de temperatura del reactor, cuando otras variables han sido ajustadas.

Un incremento en la temperatura del reactor, producirá los siguientes efectos, (la conversión constante):

Incrementa la producción de gas liviano C_2 y más ligeros.

Incrementa el rendimiento total de C, -C₄

Incremento del contenido de oleofinas en todos los productos líquidos.

Incrementa el número de octano de la gasolina más cuando se adiciona el plomo, este casi no tiene efectos.

Menora el incremento de gasolina en un 1% por cada 25°F que se aumenta a la temperatura del reactor.

PRESION DEL REACTOR.- El operador no tiene acción directa en la presión del reactor debido a que ésta no es una variable independiente, se puede variar la presión en el reactor, realizando algunos cambios en la succión del compresor de gases, también en la caída de presión en la columna fraccionadora. La variación de la presión en el reactor no produce un efecto relativo, comparando con las otras variables, sin embargo por un incremento en la presión se producirá algunos efectos como:

Incrmento en la conversión,

Ligero aumento en la temperatura del regenerador

Incremento en la densidad del catalizador en el elevador-reactor.

Retraso en la velocidad de los gases en el elevador-reactor y en la entrada a los ciclones.

Decremento en el nivel de catalizador en el agotador del reactor.

FLUJO DEL PAVOR AL AGOTADOR.- La relación de circulación del catalizador es por lo general de 1 a 4 lib./tons. de catalizador circulado y determina la cantidad de vapor que se necesita para arrastrar los vapores de aceites existentes en los interespacios del catalizador.

Si el vapor requerido es exagerado en su uso no presta ningún beneficio adicional.

Cuando una unidad se pone en marcha se utiliza una gran cantidad de vapor.

Para operación normal el flujo de vapor se incrementa en un 10% del mínimo. Cuando la unidad se va a poner fuera de servicio se reduce lentamente la cantidad de vapor de manera que cuando se pare totalmente la unidad, el flujo de vapor se encuentra bajo el mínimo y es en este momento cuando la temperatura del regenerador sufre un incremento.

De acuerdo a los siguientes cambios en las condiciones del proceso se requerirá un incremento en el vapor de agotamiento cuando la unidad se encuentre en operación normal.:

Con un incremento en el flujo de carga fresca.

Con un incremento del flujo de reciclado

Con un incremento en la presión del reactor.

Con un incremento en la temperatura de la carga combinada.

Con un decremento en la temperatura del reactor

Cuando la distribución del tamaño de partículas sufre un deterioro.

Relación/catalizador aceite (C/O).- La relación catalizador aceite se denomina a la relación de libra/hr. De catalizador circulado, sobre libra/hr de carga fresca o lib/hr de carga combinada. Esta variable no es independiente y se puede incrementar con un aumento en la temperatura del reactor y decrecerá con las temperaturas del reactor y la carga combinada.

Si las condiciones del proceso sufren un cambio de manera que la relación catalizador/aceite se incremente, se observará un aumento en la conversión y en el rendimiento de coque.

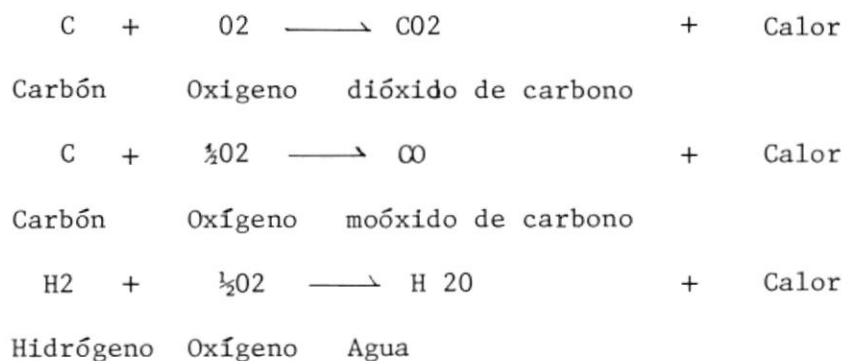
VAPOR AL ELEVADOR REACTOR.- La inyección de vapor con

la carga al elevador es deseable en ocasiones pero en pequeñas proporciones para evitar la atrición del catalizador, este vapor se utiliza generalmente en emergencias; esto es el pago de la unidad de arranque de la misma, para elevar el catalizador, reemplazando el aceite de la carga y para evitar la acumulación del catalizador en el elevador-reactor.

VARIABLES DEL PROCESO-REGENERADOR.- La función del regenerador es quemar el coque depositado en el catalizador que retorna del reactor, y al hacer esto, provee el calor necesario para la operación de la unidad. La operación del regenerador influencia en el funcionamiento del reactor. Si el catalizador es regenerado indebidamente, la distribución del producto se verá afectado y posiblemente un incremento en la producción de gases livianos se podrá observar. Más importante es el efecto que tiene la variación de temperatura de la fase densa del regenerador en la relación catalizador/aceite. Una temperatura baja de la fase densa ocasiona una alta circulación de catalizador, lo que incrementa la conversión y el rendimiento de coque, el cual también limita la capacidad de la unidad.

POSQUEMADO.-

El coque consiste principalmente de una mezcla de carbono e hidrógeno el que es oxidado durante la regeneración de acuerdo a las siguientes reacciones exotérmicas:



El CO también puede sufrir la siguiente reacción:



Si el CO es expuesto a más oxígeno se quemará a CO₂, y esta reacción liberará mucho más calor que el que produce la combustión a monóxido. Esta reacción es llamada posquemado y la cual tiene lugar sobre el lecho del regenerador en los ciclones y en chimenea; si es que hay suficiente oxígeno para la reacción. El pos-quemado se observa inmediatamente por el progresivo aumento de temperatura desde la fase densa, hacia la diluída y la chimenea a medida que la reacción se va realizando. En efecto la elevación de la temperatura es una excelente medida de la cantidad de oxígeno presente en la chimenea, lo cual es usado como un criterio para regular el flujo de aire (u otra variable)

TEMPERATURA DE LA FASE DENSA

La temperatura de la fase densa en la unidad de FCC no está bajo control directo, pero depende de las condiciones del reactor y de la calidad del stock de carga. La temperatura del regenerador es el mecanismo de balance del proceso puesto que los cambios en las condiciones del proceso que tienden a producir más coke, produce un incremento de temperatura en el regenerador el cual tiende a reducir la relación catalizador/aceite que a la vez reduce el rendimiento de coke y se restablece el balance

Los cambios del proceso que producen un incremento en la temperatura son :

- Un incremento en la gravedad específica de la carga, o un incremento en el promedio del punto de ebullición de la carga.
- Un decremento en la calidad de la carga (residuo carbono alto o bajo factor "K" de UOP)
- Un incremento en la gravedad específica del reciclo total (producida por un incremento en el reciclo de lodos o un decremento en el envío de tanques del lodo clarificado).

- Un incremento de la temperatura de la carga combinada
- Un incremento en la temperatura del reactor
- Un incremento en la presión del reactor.

PRESION DEL REGENERADOR

La presión del regenerador no se controla directamente, pero es igual a la presión del colector de cabeza del fraccionador más la caída de presión a través del fraccionador y más la presión diferencial controlada entre el reactor y el regenerador.

La presión del regenerador puede variarse independientemente por la variación de la presión diferencial del reactor-regenerador y dentro de los límites impuestos para mantener una diferencia de presión a través de las 2 válvulas deslizantes de catalizador.

SI SE REDUCE LA PRESION EL REGENERADOR SE TENDRA:

- Incrementa la diferencial en la válvula deslizante de catalizador agotado.
- Decrece la diferencial en la válvula de catalizador regenerado.
- Decrece el consumo de potencia del soplete
- Mejora ligeramente la distribución del aire
- Se incrementa la cantidad de catalizador que va a los ciclones.
- Incrementa la diferencia de los ciclos

NIVEL DEL REGENERADOR

En una unidad de FCC, el regenerador es el recipiente que suministra el catalizador, y todo el contenido excepto lo que está en las bajantes, elevador, reactor y agotador estará en el regenerador. El nivel del regenerador varía ligeramente con los cambios en las condiciones de operación, pero el único y real control en el flujo relativo de adición o extracción de catalizador.

Un nivel alto en el regenerador incrementará el tiempo de residencia en el recipiente, y así se mejorará la regeneración. Sin embargo a medida que el nivel del regenerador aumenta, la longitud de las colas de los ciclones decrece porque la cantidad de catalizador que va a los ciclones aumenta.

Esto hace que el retorno del catalizador de los ciclones al lecho del regenerador se haga más difícil. Las limitaciones arriba mencionadas imponen un límite superior definido en el nivel del regenerador.

Ya que el catalizador en cualquier proceso se desactivará a una velocidad mínima sin importar el flujo de carga y la composición, hay una tendencia para una relación de reposición mínima establecida en porcentaje (1 a 2%) del inventario sin importar el flujo.

Una ventaja del nivel bajo del regenerador consiste en que decrece la estabilidad de la unidad debido a dos efectos. Primeramente, una gran cantidad en el regenerador absorberá los efectos de anomalías menores en las condiciones de operación, ya que un cambio en la temperatura del regenerador ocasiona que la circulación del catalizador resultante de estas anomalías sea menor, segundo un lecho bajo el regenerador reduce la utilización del oxígeno. Si pasan "burbujas" de aire a través del lecho antes de que todo el oxígeno haya sido consumido, ocurrirá el llamado posquemado, y en la fase diluída la temperatura de los gases de la combustión será fluctuante. En caso extremo, el posquemado será tan severo que para controlarlo, el flujo de aire tendrá que ser reducido bajo la cantidad necesaria para una regeneración satisfactoria.

FLUJO DE CIRCULACION DE CATALIZADOR

Un incremento en la circulación de catalizador reduce el tiempo de residencia en el regenerador y tiene un efecto adverso en la regeneración, el cual es importante rara vez.

FLUJO DE AIRE DE REGENERACION

La variable más importante de la regeneración es la cantidad de aire la cual debe ser balanceada con la cantidad de coque de manera que siempre haya una relación de posquemado controlada en los gases de la combustión.

Si se suministra aire suficiente, el coque en el catalizador aumentará y la unidad se estará "retrasando en el Quemado"

DISTRIBUCION DEL AIRE

Una distribución uniforme del aire es esencial para una buena operación del regenerador. Si en una sección del lecho del regenerador pasa más aire que en otra, la regeneración del catalizador no será completa, pero antes de que esto ocurra, será aparente que el oxígeno no consumido pasa el nivel del lecho con el aire y causará un posquemado.

La distribución pobre del aire puede ser causada por daño en la grilla o debido a la operación con una cantidad de aire substancialmente menor a la que se diseña para la grilla.

ACEITE DE ANTORCHA

Las boquillas de aceite de antorcha permiten atomizar el aceite en el lecho del regenerador cuando se necesita coque adicional para satisfacer las necesidades del calor de la unidad.

El aceite usado debe ser destilado para asegurar la ausencia de contaminantes metálicos, pero debe tener un punto inicial de ebullición (IBP) sobre 250°C. Para evitar su vaporización antes de la ignición cuando es usado durante las puestas en marcha. El aceite antorcha no se usa durante la operación normal.

CONDICIONES DEL CATALIZADOR

La operación del regenerador no es afectada considerablemente por cambios normales en las propiedades del catalizador pero los cambios anormales pueden ser significantes.

Una pérdida substancial de los finos del catalizador ocasionará una fluidización pobre en el regenerador. No solamente se aumentará el contenido de carbón en el catalizador regenerado sino que, también pasará el oxígeno a través del lecho y volverá a la unidad susceptible a los posquemados.

Ocasionalmente el catalizador se sintetizará por la exposición a altas temperaturas o por el ablandamiento debido a la contaminación de sodio.

RETRASO EN EL QUEMADO

Quando el coque es quemado del catalizador a menor velocidad a la que se deposita en el reactor el contenido de carbón en el catalizador se incrementa y la unidad se retrasa en el quemado.

Esta variable se la puede corregir por medio de:

- Siempre mantener el patrón normal de temperatura en el regenerador.
- Periódicamente chequear el color del catalizador regenerado.
- Anticiparse a aquellos cambios de las condiciones de proceso los cuales incrementan el rendimiento de coque, por ejemplo, incrementar el flujo del reciclo en la carga, decremento en la temperatura de la carga combinada.

-Evitar el uso de agua de atomización y de aceite de antorcha.

AGUA DE ATOMIZACION

Atomizadores de vapor y agua están provistos cerca a la entrada de cada uno de los ciclones de la etapa. Estos atomizadores son usados para proteger los ciclones de la temperatura excesiva y funciona sólomente en condiciones anormales.

3.2.- UNIDAD DE CONCENTRACION DE GASES

La principal corriente de carga de la unidad de concentración de gases, proviene del acumulador FV10 de la unidad de FCC, que es comprimido al pasar por las dos etapas del compresor G-C1.

Al salir de la segunda etapa de compresión se une a corrientes de diferentes unidades tales como: Al líquido de cabeza del estabilizador de Platforming, al líquido de cabeza de la estabilizadora C-7 y al gas del domo de la debutanizadora C-6 de la unidad de crudo.

Básicamente esta unidad se divide en dos secciones: sección de recuperación y sección de estabilización.

SECCION DE RECUPERACION.- que comprende la absorvedora primaria G-V6 y la absorvedora secundaria G-7, donde se recupera hidrocarburos como C₂, C₃, y más pesados utilizando gasolina no estabilizada y aceite cíclico ligero de la unidad de FCC respectivamente.

SECCION DE ESTABILIZACION.- comprende la debutanizadora G-9, donde se obtienen los siguientes productos: por el fondo gasolina estabilizada, que es enviada a la unidad merox gasolina para eliminar mercaptanos y SH₂. Por el domo gases cuya composición es rica en C₃ y C₄ (LPG), parte de este gas se envía a la unidad merox LPG y otra parte al separador de C₃/C₄ (G-V11), donde se obtiene C₄ por el fondo que se envía a almacenamiento y por el domo C₃.

3.2.1.- CORRIENTES DEL PROCESO.

FLUJO DE GAS DE SUCCION DEL COMPRESOR.- los gases conte-

nidos en el recipiente G-V1 (gases que no se han condensado provenientes del domo de la fraccionadora F-V7), se dirige a la primera etapa del compresor, al salir de esta primera etapa se divide en dos corrientes : una que fluye hacia el enfriador G-E 1, donde se mezcla con agua de lavado que se haya bajo control de flujo G-FC22, proveniente de tanque G-V8. La otra corriente retorna al condensador F-E7, en la unidad de FCC bajo control de presión F-PRC192, con el propósito de mantener el valor de presión fijada en el acumulador F-V10.

El gas y el condensado que sale del enfriador G-E1, fluye al separador G-V4, donde se separa el líquido (hidrocarburo y agua de lavado) y el gas que se dirige a la segunda etapa de compresión, se une a las corrientes de vapores provenientes del despojador G-V8, al condensado que sale del separador a los fondos de la absorvedora primaria, al líquido de cabeza del estabilizador de platforming y al líquido de la debutanizadora C-V6 de la unidad de crudo, antes de entrar al enfriador de alta presión G-E2.

Esta mezcla de gases y condensado pasa a través del enfriador, hacia el acumulador de alta presión G-V5.

FLUJO DE GAS DE LA ABSORVEDORA SECUNDARIA.- Los gases que salen por el domo de la absorvedora primaria a una temperatura entre 45-51°C, se dirige al absorvedor secundario, ingresando por el plato #20, fluye hacia arriba donde se pone en contacto en contracorriente con el aceite cíclico ligero, proveniente de la unidad de craqueo catalítico, el cual ingresa a la columna bajo control de flujo G-FRC 59, sobre el tope del primer plato.

El gas pobre sale por el domo de la absorvedora secundaria bajo control de presión G-PRC50, luego se puede unir una

parte de los gases que salen por el domo de la debutanizadora, para ir al sistema de gas combustible.

FLUJO DE GAS DE LA DEBUTANIZADORA.- Por el fondo de la debutanizadora sale gasolina estabilizada a temperatura promedio 184-186°C en la misma que se divide en dos corrientes: una en primer lugar cede calor en el intercambiador G-E7 a los fondos del agotador G-V8 y después a la carga de alimentación al agotador en el intercambiador G-E6; finalmente esta corriente pasa a través del enfriador G-E9 a una temperatura promedio 39-42°C, se dirige a la unidad merox gasolina para un tratamiento posterior.

La segunda corriente q^1 suministra el calor necesario a la debutanizadora, intercambia calor con el aceite cíclico pesado procedente de la unidad FCC, bajo control de flujo G-FRC85 en el rehervidor G-E10 e ingresa a la debutanizadora como reflujo.

FLUJO DE PRODUCTOS DEL DOMO DE LA DEBUTANIZADORA.-

Por el domo de la debutanizadora salen gases a una temperatura promedio 67-69°C, una parte de este gas se puede enviar al sistema de gas combustible de Refinería para mantener la presión del sistema en un valor dado.

La otra parte se condensa en el enfriador G-E11 y se recoge en el acumulador G-V10, luego el condensado se divide en dos corrientes: una que por medio G-P7, se envía como reflujo a la debutanizadora bajo control de flujo G-FRC86 y la otra corriente que accionada por las bombas G-P8, se subdivide a su vez en dos corrientes secundarias: la primera que se dirige a la unidad merox LPG y la segunda que luego de intercambiar calor en el G-E12 con los fondos del separador de C₃/C₄, ingresa como alimentación a éste separador, bajo control de flujo

GFRC97.

FLUJO DE PRODUCTOS DEL FONDO DEL SEPARADOR.- Los fondos del separador se -
dividen en dos corrientes: una que luego de precalentar la carga al separador en el intercambiador G-E12 es enfría -
da con aire en el G-E13, para luego dirigirse a ¹almacenamiento bajo control de flujo G-FRC101.

La otra corriente gana calor en el rehervidor C-E14, bajo control del flujo G-FRC109, de la nata proveniente de FCC.

Luego ingresa como reflujo al separador siendo esta corriente la que suministra el calor necesario a la columna.

FLUJO DE PRODUCTOS DEL DOMO DEL SEPARADOR.- Los productos de cabeza del separador, propano y propileno principalmente salen a una temperatura promedio 45-49°C, pasan a través del enfriador G-E15, se condensan y son recogidos en el acumulador G-12, el líquido por acción de las bombas G-P9 se envían como reflujo al separador.

Los productos netos de cabeza son tomados de la línea de gases antes del condensador G-E15, bajo control de nivel G-LS115 del acumulador G-V12, para luego ser enviado al sistema de gas combustible.

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

- Petroleum Engineer Publishing Co.,
800 Davis Building, Dallas, Texas 75202, U.S.A.
- Hydrocarbon Processing Gulf Publishing Co.
3301 Allen Parkway, Houston, Texas 77001, USA.
- Tratado de Química-Física
S. Glostone, 4 ed. Madrid 1961
- Química Inorgánica y General
G. Jaunder y H. Spandar, Barcelona 1965
- Química Física.
W. J. Woore, Barcelona 1953
- General and Inorganic Chemistry.
4 ed. New York 1966 por J. R. Portington
- Wuither P. El Petróleo-Refino y Tratamiento Químico
Tomo II, Ediciones CEPESA, Madrid 1971
- "The Davison equilibrium catalyst analysis Program"
Davison chemical division, Pub. especial
- Datos de programación de producción (PRO-PRO)
- Información catalítica
Ing. Francisco Meza
- Manual de cracking catalítico fluido.
Capacitación Refinería Estatal Esmeralda, 1983
- Química del petróleo y Gas
Ing. Francisco Torres A. Gquil.Ec.
- Tecnología de Refinación
Ing. Oswaldo Valle S.
- = Combustibles y lubricantes
Ing. Mariano Montaña A.
- U.O.P. Manual de operación de SECRA Refinería Estatal Emdas.
- Apuntes del Sr. Cesareo Pincay