



UNIVERSIDAD
DE LOS ANDES
MERIDA VENEZUELA

República Bolivariana de Venezuela
Universidad de Los Andes
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química
Departamento de Química Industrial y Aplicada
Mérida Estado Mérida



PetroCrack CA

18620582

C.I:18397596

17896668

Grupo de Trabajo:

Angulo Oscar C.I:

Siso Ismaela C.I:

19751653

Ramírez Liseth

Paredes Dairi C.I:

Mérida, marzo de 2012

Índice

• Introducción	1
• Propuesta	2-3
• Antecedentes	4-6
• Marco Teórico	7-14
• Diseño de la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado	4-18
• Modificación de la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado	18-22
• Balance de Materia y Energía de la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado	22-29
• Costos y Ganancias de la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado	29-31
• Referencias Bibliográfica y Electrónica	32

Introducción

¿Sabía Ud. qué?

El petróleo crudo no tiene uso, es por eso que se somete a un proceso de conversión de energía primaria a secundaria llamado refinería. Dentro de la refinería encontramos diversos procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él por destilación y transformación química, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos.

Los productos petrolíferos se obtienen a partir de una serie de procesos. La destilación primaria es la fase inicial en la refinación del petróleo crudo. Las fracciones obtenidas se dirigen a procesos adicionales como hidrotratadoras, desintegración catalítica y térmica, Alquilación, recuperadores de azufre y reducción de viscosidad, etc. que dan origen a los productos petrolíferos que se comercializan en el mercado.

En materia de refinación de petróleo, el craqueo se refiere al rompimiento de moléculas de hidrocarburos de cadena larga en hidrocarburos livianos de cadena más corta que son de mayor interés y valor para la industria.

En los procesos de craqueo catalítico se emplean catalizadores para acelerar el proceso y para trabajar en condiciones menos severas que en algunos otros procesos. Los catalizadores son sustancias que promueven una reacción sin estar directamente involucrados en ellas. La gran ventaja del uso de catalizadores es que como estos no se consumen en la reacción, pueden ser regenerados y reutilizados en el proceso, sin embargo esto conlleva a una desventaja que es el costo económico de la regeneración del catalizador.

Propuesta

PetroCrack CA es una empresa que se dedica a laborar en la conversión profunda del petróleo, específicamente en la unidad de craqueo catalítico fluidizado, convirtiendo cortes pesados de petróleo en livianos y valiosos.

Somos el corazón de la refinación, ya que, a partir del craqueo catalítico se genera más de la mitad de la gasolina que produce la refinación del crudo; trabajamos en función de las necesidades de la planta y las demandas actuales del mercado.

El craqueo catalítico Fluidizado o FCC por sus siglas en Ingles (fluidized catalytic cracking) es un proceso que se lleva a cabo en la refinería de petróleo con el fin de obtener productos de mayor valor; tales como: gasolinas, olefinas y residuales, este proceso consiste en la desintegración de las moléculas de gasóleo en presencia de un catalizador sólido en forma de partículas esféricas, el cual se comporta como un fluido cuando se airea con vapor de allí el nombre de craqueo catalítico fluidizado.

Durante este proceso, es decir, mientras se lleva a cabo la reacción de craqueo se produce coque, el cual se adhiere a la superficie del catalizador contaminándolo y haciendo que el mismo disminuya su actividad; es por ello que en este proceso es necesario regenerar el catalizador y esto generalmente se lleva a cabo quemando el coque formado de modo que pueda reutilizarse el catalizador y recirculando el catalizador que regula las reacciones de craqueo y el rendimiento de los productos.

El principal subproducto que se obtiene de este proceso consiste en materias primas para la industria petroquímica. La materia prima requerida para este proceso consiste principalmente de gasóleo y del destilado de coque.

El proceso de craqueo catalítico tiene cuatro partes fundamentales:

- Sistema de precalentamiento de la carga
- Sistema de Reacción, Despojamiento y Regeneración
- Sistema de Fraccionamiento
- Sistema de Concentración de Gases

Objetivo General:

Proponer el modelo de la planta de craqueo catalítico fluidizado que garantice la refinación de crudos extrapesados obteniendo la mayor cantidad de productos posible afectando mínimamente al medio ambiente.

Objetivos Específicos:

- Modelar la planta de craqueo catalítico utilizando tecnologías probadas y ajustándolas en beneficio de la rentabilidad del proceso.
- Procesar alimentaciones con diferentes características, debido a la escasez creciente de petróleos livianos.
- Utilizar el un catalizador que optimice el proceso obteniendo así mayor cantidad de productos.
- Disminuir el costo económico de la regeneración del catalizador.
- Reducción de tiempos de contacto (crudo, catalizador, calor) para evitar el sobrecraqueo y aumentar la selectividad a gasolina.

- Disminuir el impacto ambiental que este proceso impone en el medio, sin disminuir la distribución de productos obtenida y la calidad en términos de octanaje y rentabilidad del proceso.

Justificación

Venezuela es el Quinto Exportador de Crudo del mundo. Es el único miembro latinoamericano activo en la OPEP. Hace ya algún tiempo que se discute sobre la cantidad de petróleo que se extrae del país y aunque el gobierno afirma que se producen 3,1 millones de barriles diarios, esa cifra ha disminuido, según la AIE (Agencia Internacional de la Energía) genera actualmente por encima de los 2,1 millones de barriles diarios, es por ello sin perder de vista la incertidumbre presente en las predicciones sobre la disponibilidad futura del petróleo, **PetroCrack CA** se suma en el mercado del desarrollo de proyectos de modelado y optimización de Plantas de Craqueo Catalítico Fluidizado que incorporarán nuevas tendencias en la operación.

El uso de lechos fluidizados, trae como razones:

- 1 Mayor calidad de los productos.
- 2 Mayor rendimiento en gasolina.
- 3 Mayor manejo de cantidad de carga.
- 4 Menor producción de coque.

Valores

Los valores organizacionales son el conjunto de creencias que una organización tiene sobre su quehacer diario. Los valores organizacionales son el soporte de la cultura organizacional, inspiran y dan marco a la Visión, Misión y objetivos de la empresa. Los valores organizacionales se deben internalizar de tal manera que se manifiesten y sean tangibles en la actividad diaria de cada uno de los miembros de la empresa.

Son nuestros valores:

- Respeto
- Lealtad
- Compromiso
- Humildad
- Honestidad
- Responsabilidad
- Disciplina
- Sentido de Pertenencia
- Justicia Social
- Igualdad

Misión

Producir y comercializar con eficiencia y calidad productos petroleros en armonía con el ambiente y su entorno, garantizando la atención prioritaria a la demanda nacional, e internacional. Satisfacer las necesidades del mercado de hidrocarburos con productos de calidad internacional y servicios competitivos, con adecuada rentabilidad, propiciando el desarrollo de sus trabajadores, actuando con responsabilidad social y ambiental.

Visión

La visión de PetroCrack CA, compartida entre todos sus integrantes, como sentimiento de identificación y compromiso que impulsa trabajar de acuerdo con la misión y los valores, es: “Ser una empresa de hidrocarburos y energía, integrada y competitiva, líder en el mercado nacional y con participación creciente en el mercado internacional”.

Antecedentes

Reseña Historia del Craqueo Catalítico

La descomposición térmica, “cracking (craqueo)” o pirolisis de los hidrocarburos del petróleo es conocida desde los inicios de la industria, si bien en la actualidad, salvo los antiguos procesos que aún quedan en operación, solo se construyen unidades importantes de coquificación retardada.

El “cracking” térmico o proceso de desintegración, ha sido diseñado para valorizar el procesamiento de un petróleo, permitiendo transformar fracciones pesadas en productos más livianos y valiosos. La formación de carbón en los tubos de los hornos reactor, dadas las altas temperaturas de trabajo, obliga a frecuentes interrupciones de la operación para evitar el quemado de los tubos. La baja presión utilizada evita la polimerización, precursora de la carbonización y de pérdidas en el rendimiento.

A los efectos de hacer el proceso de coquificación continuo, la tecnología llevó a la aplicación de los lechos fluidos, que permiten retirar el coque en la medida que se produce. La formación de carbón de petróleo (coque) en los hornos y equipos de craqueo térmico y la necesidad de una gasolina de elevado octanaje, fue una de las causas principales para que dejara de usarse y la razón fundamental para la sustitución del craqueo térmico por el catalítico.

La aparición de los procesos de craqueo catalítico a finales de 1920, sufrió limitaciones en ya que contaba con reactores a lecho fijo. Sí bien la eliminación del carbón era más fácil, limitaba los tiempos de operación por las necesarias interrupciones para reemplazar, reactivar o regenerar el catalizador contaminado por el carbón (en realidad se trata de productos de alta transformación, similares al coque, genéricamente denominados carbón). La primera unidad con real suceso en su aplicación comercial, el proceso “Houdry” (1936), empleaba una serie de cámaras de reacción, unas en servicio y otras en limpieza y regeneración. Los primeros catalizadores para el craqueo catalítico fueron arcillas naturales, silicatos de aluminio amorfo, o sea compuestos de sílice, alúmina. Actualmente se obtienen en forma sintética, siendo los más modernos los denominados de alta alúmina. Parte de los silicatos amorfo han sido reemplazados por silicatos cristalinos, zeolitas, dando como resultado catalizadores más estables y resistentes a la desactivación por venenos, como los metales pesados.

La rápida desactivación de los catalizadores ácidos en los procesos discontinuos, con la consiguiente limitación en la producción y la necesidad creciente de motonaftas tanto en cantidad como en calidad, obligaron a cambios tecnológicos en el craqueo catalítico. El desarrollo espectacular del craqueo catalítico ocurre cuando comienzan a utilizarse en los años 1940, los lechos fluidizados para la manipulación del catalizador. La posibilidad de reciclar el catalizador entre la zona de reacción y la de regeneración, permitió hacer continuo el proceso de craqueo propiamente dicho, con operaciones de más de dos años sin interrupciones para mantenimiento.¹

Sin embargo, la verdadera revolución en catalizadores lo constituyó el descubrimiento de las *zeolitas*, las cuales son mucho más activas y selectivas a gasolina que cualquier otro catalizador amorfo de sílica - alúmina. Otro factor influyente en el mejor desempeño de los catalizadores lo constituyó la introducción de las tierras raras intercambiadas dentro de la zeolita, con lo cual se marcó el punto de partida del efecto sinérgico entre el proceso y el diseño del catalizador que quedó establecido finalmente como la tecnología FCC.²

Para aumentar la producción de gasolina a partir del barril de crudo, durante la década de 1930, se incorporan otros dos procesos, la alquilación y el craqueo catalítico. Es considerado como uno de los grandes inventos del siglo XX, dada la importancia del mismo para el desarrollo tecnológico principalmente de los medios de transporte. El gran salto dado en la conversión de las fracciones pesadas del crudo en otras más ligeras, elevó en un altísimo porcentaje la producción de combustibles.

La gasolina es un producto obtenido de diversos procesos dentro de una refinería moderna, que contempla la isomerización, hidrodesulfuración, alquilación, y desintegración catalítica en reactores FCC (craqueo catalítico en lecho fluido). Este último surge como una alternativa para la obtención de gasolina durante el desarrollo de la II Guerra Mundial, pues se necesitaba mejorar su calidad mediante un incremento en su octanaje, esto contribuyó a elevar su rendimiento de un 20% a un 60% (desintegración térmica), que no era lo suficiente para reducir el alto contenido de olefinas y diolefinas que reaccionaban lentamente a la adición de compuestos antidetonantes (tetraetilo de plomo). Esto trajo consigo la evolución del proceso, que implicó una diversidad de configuraciones mecánicas, donde el uso de catalizadores sólidos es fundamental para convertir hidrocarburos pesados a ligeros mediante la reacción con una porción cruda de gasóleo (que hierve a un rango de temperatura de 330°-550°C) que contiene una diversidad de mezcla de parafinas, naftenos, aromáticos y olefinas.

La Standard Oil desarrolló, el inicio del proceso catalítico conjuntamente con la M.W. Kellogg y la Standard Oil de Indiana, sin embargo otras empresas contribuyeron notablemente en investigación y desarrollo como son las firmas: Anglo Iridian Oil, Shell, Texaco, y Universal Oil (UOCP) quienes establecieron los fundamentos para que en mayo de 1942 se instalara la primera desintegradora de tipo fluido ESSO (Modelo I o flujo ascendente) en la refinería de Baton Rouge, Lousiana (Standard Oil Co. de .J.) donde se usaron partículas muy pequeñas de catalizador de baja alúmina (13% de alúmina) fabricado por la Davison Chemical.

Las unidades que usan son del tipo Orthoflow, cuya configuración consta de un reactor formado por un tubo vertical externo (que contiene un sistema multibocanillas) doblado en la parte superior, un sistema de separación de los sólidos por inercia en la descarga dentro del desenganchador y dos etapas de regeneración.³

Evolución del Proceso de FCC ³

1915	Mc Afee of Gulf Refinería Co. empleó un catalizador de cloruro de aluminio a presión atmosférica y temperaturas de 260° a 290°C.
------	--

1936	Eugene Houdry inventó un proceso que utilizaba arcilla activada (material acidificado de silica –alúmina) en lecho desintegrador fijo; descubrió que el depósito de carbón podía quemarse para regenerar el catalizador y restaurar su actividad.
1938	Standard of New Jersey, Kellogg, I.G. Farben y Standard de Indiana formaron una asociación para desarrollar el cracking catalítico.
1942	Primera unidad FCC comercial (Modelo I) inicia en la refinería de New Jersey's Baton Rouge.
1947	UOP fue el primero en construir una gran cantidad de unidades FCC; Kellogg introdujo el modelo III de presión equilibrada montando lado a lado el reactor y regenerador de la unidad FCC.
1948	División de Davison W.R. Grace & Co. Desarrolló microesferas de catalizador para el FCC.
1950	Evolución del diseño de proceso de craqueo en el lecho. Surgen los modelos Ortoflow A(flujo ascendente); Otroflow B (intercambio posición reactor/regenerador)
1956	Se inventó la estructura del riser para el craqueo.
1961	Kellogg y Phillips desarrollaron y colocaron la primera unidad de craqueo en Borger, Texas
1964	Mobil Oil desarrolló catalizador USY y ReY cuya actividad es mayor que los catalizadores de silica-alúmina amorfos, utilizando Ortoflow C
1972	Amoco Oil inventó la utilización de altas temperaturas de regeneración
1974	Mobil Oil introdujo como promotor CO
1975	Petroleo Philips desarrolló antimonio para la pasivación del níquel.
1979	Exxon desarrolló la unidad de Flexicracking(configuración lado a lado) así como la Ultra-Ortoflow combinando tecnologías de las compañías Kellogg y Amocco Corp's Ultracat Regeneration
1981	TOTAL inventó las dos etapas de regeneración para el procesamiento de los residuos; kellogg lo hizo en 1973 diseñando el Ortoflow F.
1983	Mobil reportó el primer uso comercial de ZSM-5 octano/olefinas aditivo en FCC
1985	Mobil comenzó la instalación del sistema de ciclones cerrados en estas unidades FCC
1994	Corporación Coastal condujo a una prueba comercial de tiempo de residencia ultracorto, para la selectividad de craqueo.

Marco Teórico

Craqueo Catalítico

El craqueo catalítico es un proceso de conversión que se puede aplicar a una variedad de materias primas que van desde el petróleo al gas de petróleo pesado. Las unidades de craqueo catalítico fluido están actualmente en vigor en aproximadamente 400 refinerías en todo el mundo y las unidades se consideran unos de los logros más importantes del siglo XX.

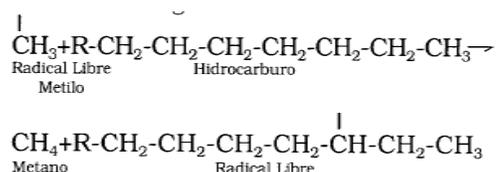
El craqueo catalítico es básicamente el mismo que el craqueo térmico, pero se diferencia por el uso de un catalizador que no es (en teoría) que se consume en el proceso y es una de las varias prácticas aplicaciones que se utilizan en una refinería que emplea un catalizador para mejorar la eficiencia del proceso. El incentivo original para desarrollar los procesos de craqueo surgió de la necesidad de aumentar los suministros de gasolina y aumentar el octanaje de la gasolina, mientras se mantiene el rendimiento de las poblaciones de alto punto de ebullición el uso de catalizadores.¹²

Cinética y Mecanismos

De acuerdo a la teoría de los radicales libres del craqueo térmico, los radicales libres intermediarios son formados, por la escisión del enlace C-C o C-H de la carga. El radical libre o el grupo de hidrocarburos con un electrón desapareado esta libre para entrar en otras reacciones, tal como una ruptura beta y una transferencia de hidruro. Así se inicia una reacción en cadena, lo que causa una reducción en los tamaños moleculares del reactante original.⁹

Reacciones de radicales libres:

Un radical libre puede reaccionar con un hidrocarburo abstrayendo un átomo de hidrogeno, para producir un radical libre del hidrocarburo y otro hidrocarburo vinculado al radical libre original:



Note que un átomo de hidrogeno se ha perdido del tercer carbono, formando un radical libre (un enlace no apareado como indica la raya vertical). El hidrogeno reacciono con el radical libre metilo formando el metano. La fuerza del enlace C-H para un hidrogeno unido a un átomo de carbono primario, secundario o terciario, decrece en el siguiente orden: primario>>secundario>>terciario.⁹

Parafinas ramificadas:

Las parafinas ramificadas de bajo peso molecular, originan con un átomo de carbono menos que su pariente hidrocarburo. Los rendimientos de propileno son mucho mayores que los de etilenos para las

parafinas ramificadas, si se compara con las correspondientes normal parafinas. Hay mas diferencia en el rendimiento de parafinas ramificadas que contienen dos grupos metilo.⁹

Cicloparafinas:

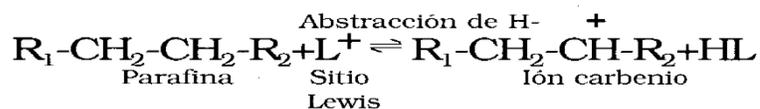
Los resultados del craqueo de las cicloparafinas han sido estudiadas menos que los de las parafinas ramificadas. Las cicloparafinas son más difíciles de craquear que algunos de los productos iniciales.⁹

Aromáticos:

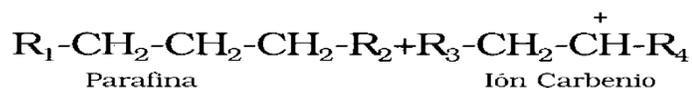
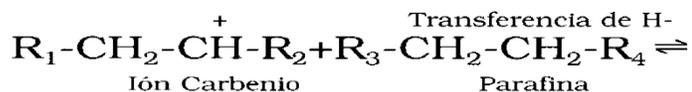
Los aromáticos son muy resistentes a la pirolisis. Sin embargo, las cadenas laterales que son removidas de los aromáticos, tienen características similares a sus correspondientes no aromáticos.⁹

Reacciones del ion carbenio:

Carbenio: estas reacciones son iniciadas por el catalizador de craqueo. Los catalizadores de craqueo contienen sitios activos para proporcionar protones o remover iones hidruros. Los sitios ácidos del tipo Bronsted del catalizador de craqueo proporcionan los protones y los sitios ácidos del tipo Lewis, remueven o abstraen el ion hidruro.

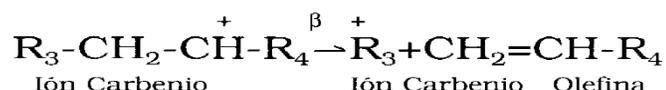


Paso de propagación (transferencia de hidruro) (12):



El ión carbenio formado de la parafina larga, está libre de ir hacia reacciones adicionales resultando en la posterior reducción de tamaño.

Paso de craqueo (Escisión β) (12):



El ion carbenio previamente formado es transformado por una escisión B a una olefina y a un nuevo ion carbenio. El nuevo ion carbenio puede reaccionar con otra molécula de parafina y continuar la reacción. El final de la reacción se produce cuando: a) el ion carbenio pierde un protón en el catalizador y se convierte en una olefina o b) el ion carbenio toma un hidruro de un donador tal como el coque y se convierte en parafina.⁹

Proceso de Desarrollo

Durante el proceso de craqueo catalítico de los catalizadores son después de un corto período de tiempo cubierto por una capa de desactivación de coque. Este coque se puede quitar y se regenera por la quema, pero el tiempo de regeneración es relativamente lento en comparación con al tiempo de reacción. Una forma eficiente de resolver este problema es mover el catalizador de un reactor (para el craqueo de hidrocarburos) a otro reactor (por catalizador de la regeneración).

En general las unidades de FCC operan en un modo equilibrado mediante el cual el calor generado por la quema de coque es igual al calor necesario para la vaporización el alimento más el calor de formación de grietas. También el equilibrio de la presión de una unidad de FCC es muy importante con el fin de asegurar la circulación del catalizador adecuado y evitar que el contacto entre los hidrocarburos (reactor) y aire (regenerador).⁶

Características Atractivas del Craqueo Catalítico,

- 1) Reduce el peso molecular medio y produce altos rendimientos de los combustibles
- 2) Produce olefinas
- 3) En la alimentación hay pequeñas concentraciones de contaminantes y pequeñas concentraciones de aromáticos pesados.
- 4) Los productos pueden ser mejorados mediante: Hidrocraqueo y Alquilación para mejorar la propiedades antidetonantes de la gasolina
- 5) El craqueo catalítico es actualmente el corazón de las refinerías actuales.
- 6) usualmente la capacidad de destilación del crudo es del 35 a 40 %
- 7) Se genera los más grandes volúmenes de gasolina ¹¹

Variables que controlan un craqueo catalítico.

- **Catalizador.**
- **Densidad API:** a mayores API se producen mayores rendimientos en isobutano y gasolina y menores en coque.
- **Factor de caracterización:** a menor Kuop mayor rendimiento de la producción y menor producción de coque.
- **Impurezas:** los metales son catalizadores deshidrogenantes, todos se depositan en el catalizador y disminuyen su actividad provocando un aumento en los rendimientos de H₂ y coque.

- **Conversión:** las reacciones de craqueo son endotérmicas y un aumento de la temperatura las favorece aumentando la conversión.
- **Efecto sobre la gasolina:** al aumentar la temperatura se forman mas olefinas, incrementándose el octanaje de la gasolina.
- **Catalizador/alimentación:** un incremento en la cantidad del catalizador favorece la actividad catalítica
- **Tiempo de reacción:** tiempos cortos (segundos).⁵

Comparativa de Craqueo Térmico y Craqueo Catalítico.⁵

Tipo de hidrocarburo	Craqueo Térmico	Craqueo catalítico
		<p>mayoritarios desde el</p> <p>cción de isómeros</p> <p>velocidad de</p> <p>ento del doble enlace</p> <p>erización esqueletal.</p> <p>cción de aromáticos.</p> <p>os estructurales son</p> <p>craquean a la misma</p> <p>e las parafinas</p> <p>de la cadena lateral</p> <p>gún sea el largo de la</p>
LPG	<p>* Abundante gas seco.</p> <p>* Poco isobutano.</p> <p>* Fracción C3-C4 rica en olefinas lineales</p>	<p>* C3 y sobre todo C4</p> <p>* Alto isobutano</p>
Gasolina	<p>* Bajo rendimiento</p> <p>* Rica en olefinas lineales</p>	<p>* Alto rendimiento.</p> <p>* Bajo % de diolefinas</p>

	* Bajo % de aromáticos * Rica en diolefinas-gomas	* Rica en parafinas isomerizadas * Rica en Benceno
--	--	---

La siguiente tabla ilustra las diferencias en la cinética de craqueo térmico y catalítico

Table 1. Catalytic vs. thermal cracking

Conversion	iC ₂ /nC ₂ ratio	(C ₁ +C ₂)/iC ₂ ratio	Fuel gas, mol/mol cracked
Thermal	0	66	2
Activated Carbon	0.06	27	0.54
Alumina	0.2	14	2.72
Silica-Alumina	3.8	0.6	0.41

Procesos Comerciales

El craqueo catalítico es otra innovación que realmente pertenece al siglo XX. Es el método moderno para la conversión de fracciones de petróleo a elevados punto de ebullición, como el gasóleo, la gasolina y otras fracciones de bajo punto de ebullición. Los diversos procesos empleados actualmente en la ruptura de los catalizadores se diferencian principalmente en el método de manejo de catalizador, aunque hay una superposición con respecto al tipo de catalizador y la naturaleza de los productos. El catalizador, que puede ser un activo natural o de material sintético, se emplea en grano, puede ser utilizado como lecho fijo, lecho móvil, o configuraciones de lecho fluido. El proceso de lecho fijo fue el primero en utilizar comercialmente y utiliza un lecho estático de catalizador en varios reactores, lo que permite un flujo continuo de materia prima que se mantenga. Por lo tanto, el ciclo de operaciones consiste en el flujo de materia prima a través del lecho del catalizador, la eliminación de coque del catalizador por la quema, y la inserción del reactor en funcionamiento. El proceso de lecho móvil utiliza un recipiente de reacción en la que se lleva a cabo la formación de grietas del petróleo y un horno en que el catalizador agotado se regenera, el movimiento de catalizador entre los vasos se proporciona por diversos medios.⁶

Catalizadores

El primer catalizador de FCC fue producido por la activación de las arcillas con el ácido de estos materiales y fue utilizado originalmente para el blanqueo de aceites comestibles y decoloración de los hidrocarburos. Catalizadores sintéticos de óxidos mixtos, algunos de los que eran de 2 a 3 veces más activos que los tipos de arcilla activada a base de la Al₂O₃ y de la SiO₂ Al₂O₃

Originalmente el catalizador es la variable de mayor importancia en el proceso. Un catalizador de craqueo catalítico fluidizado, es un polvo fino con un diámetro promedio entre 65-80 micrones. El catalizador lo conforman cuatro componentes:⁵

1. **Zeolita:** se define como un polímero inorgánico, compuesto por redes de tetraedros de AlO₄ y SiO₂ unidos por un oxígeno compartido. En sí es el ingrediente principal del catalizador, le confiere la

actividad y selectividad necesaria para el craqueo y la calidad de la gasolina esta intimamente ligada a la naturaleza y tipo de zeolita empleada en su fabricación.⁵

2. **La Matriz:** esta compuesta por un compuesto de sílice y alumina amorfo que puede contener entre un 15-30 % de alumina. Le provee sitios activos accesibles a las moléculas de gran tamaño facilitando us craqueo y también es estable ante el ataque de los metales, permite el craqueo de las moléculas grandes y determina la eficiencia en la etapa del despojamiento de hidrocarburos.⁵
3. **Aglomerante y Soporte:** el aglomerante sirve como un pegamento que mantiene unidos la zeolita, la matriz y el soporte, puede tener o no actividad catalítica. Y el soporte es una arcilla incorporada al catalizador para controlar su actividad, en si ambos se encargan de proveer resistencia física al catalizador y favorecer la fluidización.⁵

Tabla sobre los avances del catalizador al pasar los años.⁹

Materias Primas, Productos y Medio Ambiente

Las materias primas para el craqueo catalítico puede ser cualquiera mezclas de la que fluye: (1) directo sin gas oil, (2) gasóleo de vacío, (3) residuo atmosférico, y (4) residuo de vacío. Se mezclan las materias primas empleadas por encima de la compatibilidad de los componentes de la mezcla deben ser medidas en el reactor a las condiciones o excesiva de coque se establecerán en el catalizador.

El objetivo es reducir el contenido de azufre de la nafta y hay un número de opciones de proceso para reducir el nivel de azufre en nafta de craqueo catalítico fluido, las dos opciones que están generando el mayor interés son:

- (1) hidrotratar la materia prima
- (2) hidrotratar la nafta del craqueador catalítico.

El hidrotratamiento de la alimentación del fluido de craqueo catalítico mejora el rendimiento de la nafta y reduce el óxido de azufre (SOx) de la unidad de craqueo catalítico, pero es por lo general un proceso de alta presión y, además, la manipulación de azufre como materia prima por sí sola no puede ser suficiente para cumplir las futuras normas de rendimiento de gasolina. Las refinerías que deseen proceso petróleo crudo pesado sólo puede tener la opción de desulfurar el consiguiente aumento del contenido de azufre de nafta.

Hidrodesulfuración de la nafta del craqueo catalítico es un proceso de baja presión. Obviamente, la selección de una opción óptima para el proceso de hidrotratamiento y reducción de azufre en el craqueador catalítico está determinada por factores económicos específicos a una refinería y de la materia prima.

Las regulaciones ambientales son una vez más una fuerza impulsora clave para la FCC y se está proporcionando nuevas oportunidades para el desarrollo de catalizadores aditivo y la tecnología y para cambiar el proceso de reducción de la FCC de contaminantes atmosféricos de las emisiones de composición de los productos de combustible.⁶

Retos Futuros

Aunque la FCC es a veces considerado como un proceso en plena madurez, los nuevos retos y oportunidades en su aplicación es un flujo continuo de innovaciones en el proceso y el campo catalizador debe asegurarse de que seguirá siendo un proceso importante y dinámico en el futuro de la refinación.

Diseño de la Planta de la Craqueo Catalítico Fluidizado

Sección de Precalentamiento

La alimentación (gasóleo liviano y pesado proveniente de la planta de HDS) se almacena en tanques para garantizar el flujo de alimentación estable, desde allí es bombeada hacia un tren de intercambiadores de calor para incrementar la temperatura a un rango entre 160°F y 810°F. Las fuentes de calentamiento de la alimentación son usualmente el fondo del fraccionador u hornos de fuego directo.⁴ Este precalentamiento depende de la relación empleada de catalizador/alimentación, la cual varía generalmente entre 4:1 a 9:1. Si esta relación aumenta la temperatura de precalentamiento, también se incrementa, requiriéndose una mayor cantidad de combustible en el horno de precalentamiento.⁵

Sección de Reactor-Regenerador

El sistema reactor-regenerador constituye el corazón del proceso de la unidad de FCC. En la unidad todas las reacciones ocurren en el tubo elevador (riser) en un período de dos a seis segundos antes de que el catalizador y los productos se separen en el reactor. Sin embargo, reacciones de craqueo térmico y no selectivas se llevan a cabo en cierta extensión en la fase diluida del reactor, estas reacciones pueden ser reducidas modificando el terminal del riser.

La carga proveniente de la sección de precalentamiento, entra al riser cerca de la base, a través de varias boquillas de inyección, poniéndose en contacto con el catalizador regenerado.

El calor adsorbido por el catalizador en el regenerador provee la energía suficiente para vaporizar la carga, calentarla a la temperatura de reacción que va desde 960°F a 1000°F, para que se lleven a cabo las reacciones de craqueo, las cuales son endotérmicas. Las reacciones ocurren en fase vapor e

instantáneamente, cuando la carga y el catalizador se ponen en contacto el volumen expandido de los vapores generados elevan el catalizador y lo llevan a través del riser.

El riser o tubo elevador es esencialmente una tubería vertical recubierta por una capa de refractario de 4" a 5" de espesor que le confiere aislamiento y resistencia a la abrasión. Típicamente tienen unas dimensiones de 2" a 5" de diámetro y de altura entre 75' y 120'. El riser ideal simula un reactor de flujo pistón, donde el catalizador y el vapor viajan a lo largo de la longitud de éste a la misma velocidad y con un mínimo de retromezclado.⁶

Un contacto eficiente entre la carga y el catalizador es crítico para alcanzar las reacciones de craqueo deseadas. Esto es logrado mediante la atomización de la carga con vapor o "Lift Gas". Reduciéndose el retromezclado, y enfriando el catalizador, con lo que se reducen las reacciones de craqueo térmico, lo cual permite incrementar la disponibilidad de alimentación a los sitios ácidos reactivos del catalizador.⁷

Después de abandonar el riser, los vapores de hidrocarburos y el catalizador entran al reactor, en donde son separados mediante unos ciclones ubicados en la parte superior del reactor, los productos gaseosos se separan del catalizador y fluyen hacia la fraccionadora, mientras que el catalizador y algunos hidrocarburos líquidos pesados descienden hacia la zona de stripping. El vapor inyectado permite remover los hidrocarburos del catalizador con la ayuda de algunos deflectores (baffles) instalados allí. El catalizador gastado se envía luego al regenerador a una temperatura de 890°F - 1000 °F. La conversión en el reactor (Vol) varía entre 72% a 78%.⁶

Tanto en el reactor como en el regenerador, existen ciclones para retener las partículas sólidas de las corrientes sobrecalentadas. El coque del catalizador, producido por las reacciones de craqueo, se quema en el regenerador gracias al exceso de aire, que asegura condiciones eficientes de combustión, mientras que los vapores de hidrocarburos son enviados por el tope del reactor hacia la fraccionadora principal. Los gases de escape producidos en el regenerador salen por la cima del mismo. Estos gases que contienen dióxido y monóxido de carbono, agua y aire en exceso, se envían a una unidad de recuperación de energía para producir vapor sobrecalentado. La operación del FCC se mantiene en estado estacionario mientras se cumpla el balance de energía existente entre el calor producido en el regenerador y calor consumido en el reactor.

El craqueo catalítico es una operación de baja presión, y la mayoría de los reactores FCC operan en el rango de 38psia a 50psia. El regenerador se mantiene a una presión ligeramente superior. La columna fraccionadora opera a una presión diferencial menor que la salida del reactor. Las temperaturas típicas del reactor varían desde 800°F a 1200°F, mientras que las del regenerador están por encima de los 1300°F para las unidades convencionales.⁷

El despojador está integrado al reactor, en éste el catalizador gastado es despojado de los hidrocarburos adsorbidos en sus poros mediante un flujo de vapor en contracorriente con el flujo de catalizador, en una proporción de 2 a 5 libras de vapor por cada 1000 libras de catalizador circulante. La relación óptima de vapor de despojamiento puede encontrarse por ensayo y error, aumentando la velocidad del vapor y/o el nivel del despojador, hasta que no se observe reducción en la temperatura del regenerador, vigilando que la pérdida de catalizador del lado reactor no aumente.

Una medida de la eficiencia del despojamiento lo constituye el porcentaje de hidrógeno en coque, el cual es una forma indirecta de determinar el porcentaje de hidrocarburo remanente en el catalizador. El nivel de catalizador en el despojador provee el cabezal de presión necesario para el flujo de catalizador gastado al regenerador, el cual se controla mediante el uso de una válvula deslizante.

El catalizador despojado fluye al regenerador, en donde la mayor parte del coque que contiene el catalizador es quemado a alta temperatura (1200°F a 1350°F), con una corriente de aire como fuente de oxígeno para restaurar su actividad. Esta corriente de aire proviene de un compresor y es introducido al regenerador a través de un distribuidor localizado cerca del fondo del recipiente. El diseño de este distribuidor es importante para lograr una regeneración importante y adecuada del catalizador.

En el regenerador existen dos regiones: La fase densa y la fase diluida. En la primera están localizadas la mayoría de las partículas de catalizador y es donde se lleva a cabo la combustión del coque. La segunda es la región por encima de la fase densa hasta la entrada de los ciclones, y tiene una concentración substancialmente menor de catalizador.

El regenerador opera a modo de combustión total, donde se utiliza un exceso de oxígeno para completar la combustión de monóxido a dióxido de carbono, debido a que la oxidación del CO a CO₂ libera 2.5 veces más calor que la combustión del C a CO, la temperatura de este regenerador es mucho mayor. Adicionalmente con la combustión completa se logra una reducción del nivel de carbón en el catalizador lográndose valores inferiores a 0.10 % en peso y que pueden ser tan bajos como 0.02 % en peso.

El gas producido en la combustión del coque sale del tope del regenerador a través de un sistema de ciclones, de dos etapas, para separar el catalizador arrastrado. Este gas lleva una considerable cantidad de energía, la cual es recuperada en un tubo expansor, el cual junto con el motor/generador, soplador de aire y turbina de vapor, forman parte del sistema llamado "Tren de Potencia".⁶

Sección de Fraccionamiento

La fraccionadora principal tiene por función condensar y separar los vapores provenientes del reactor.⁶ Los vapores calientes del craqueo entran a la columna cerca de la base pero por debajo de la recirculación del slurry (lodo con catalizador en suspensión).⁸ la porción del slurry que sale del proceso ha sido procesada en un decantador (o clarificador) donde las partículas finas del catalizador se remueven parcialmente. Estas partículas se combinan con el corte de aceite cíclico pesado y se recicla hacia el reactor, mezclándose con la alimentación fresca.⁷ El fraccionamiento implica la condensación y revaporización de los compuestos de hidrocarburos mientras el vapor fluye ascendentemente a través de los platos y empaque de la torre. La operación de esta columna es similar a la de una torre de destilación atmosférica de crudo, ya que fracciona la carga en productos similares, pero con dos diferencias: no necesita de una zona de vaporización sino más bien de un sistema de enfriamiento de los vapores de reacción para evitar la coquificación de los mismos y requiere de una zona de separación del catalizador arrastrado mediante una sección de deflectores (fondo de la torre).⁶ El flujo de enfriamiento se ajusta para mantener la temperatura del fondo por debajo de 700°F, además de esto, una considerable cantidad sale por el tope de la torre con la gasolina no estabilizada que debe ser separadas posteriormente.

Los productos principales de esta columna son: vapores de tope (C1, C2, C3, C3⁼, C4, iC4, C4⁼ y nafta no estabilizada), nafta pesada, aceite de ciclo liviano, aceite de ciclo pesado y alquitrán aromático. Los aceites de ciclo liviano, pesado y el alquitrán aromático, se usan para remover calor de la fraccionadora. La gasolina no estabilizada y los gases livianos suben a través de la columna principal y la abandonan como vapor. Este vapor de tope se enfría y se condensa parcialmente en los condensadores de tope de la columna principal.⁶

En dicha fraccionadora se obtiene las siguientes composiciones ⁶:

Producto	%Vol
Gas Combustible C1-C2	2.0 - 5.0
Olefinas C3-C5	35 - 42
Gasolina Liviana	17 - 25
Gasolina Pesada	20 - 27
Gasolina Total	37 - 52
Aceite de ciclo liviano (LCO)	8.0 - 10
Aceite de ciclo pesado (HCO)	8.0 - 10
Aceite lodoso (alquitrán)	5.0 - 8.0

Sección de concentración de gases

Este sistema constituye una unidad aparte y su principal función es separar la gasolina no estabilizada y los gases livianos de tope de la fraccionadora en gas combustible (C1, C2), GLP (C3, C3⁺, C4, iC4, C4⁺) y gasolina liviana. Generalmente esta unidad está constituida por un compresor de gas húmedo, un absorbedor primario, un absorbedor secundario, una depentanizadora, una depropanizadora y una torre Secadora.

La corriente proveniente de los condensadores de tope de la columna principal, la cual contiene vapores, hidrocarburos líquidos y agua, fluyen al acumulador de tope en donde son separados. Los vapores de hidrocarburos fluyen al compresor de gas húmedo. El término gas húmedo se refiere a los componentes condensables que contiene el gas, ya que a las condiciones de operación del acumulador de tope, la corriente de gas al compresor contiene no sólo etano y livianos sino también alrededor de 90% de los C3's y C4's y el 10% de la gasolina producida.

Para elevar la presión de esta corriente, se emplea un compresor centrífugo externo de dos etapas, que incorpora una turbina movida por vapor a alta presión. Los vapores de la descarga de la primera etapa de compresión se condensan parcialmente y se separan súbitamente en un tambor. El líquido de este tambor es bombeado al acumulador de tope de la fraccionadora, mientras que los vapores se envían a la segunda etapa de compresión, cuya descarga (vapores comprimidos) a menudo mezclada con gases y GLP de otras unidades, se envía al separador de alta presión con previa condensación.

El vapor del separador de alta presión fluye al absorbedor primario donde se recuperan los compuestos C3's y más pesados con una corriente de gasolina no estabilizada y una de gasolina estabilizada. El vapor del absorbedor primario se envían al absorbedor secundario en donde la gasolina remanente C5's y más pesada es separada. Se emplea aceite de ciclo liviano como absorbente, retornándose a la columna principal, mientras que el gas combustible se envía a una unidad de aminas para su endulzamiento antes de enviarlo al sistema de gas combustible de la refinería.

En la depentanizadora se separan las olefinas (C3, C4 y C5) de la gasolina, obteniéndose el primero como producto de tope, y la segunda, denominada gasolina estabilizada como producto de fondo. Las olefinas se envían a la unidad de aminas para la remoción de H₂S y posteriormente se envían a la torre depropanizadora, donde se separa el propano/propileno por el tope, y olefinas C4/C5 por el fondo. El propano/propileno se envía a la torre secadora para eliminar humedad, antes de enviarse a la unidad de Alquilación.

través de válvulas instaladas en la entrada del reactor, pasa por las válvulas y luego sube por la tubería de producción junto con los hidrocarburos de alimentación, aumentando la presión y creando un empuje por diferencia de presión entre la zona de inyección y la entrada al reactor.

2. Modificación:

Luego de verificar que existen problemas serios de pérdidas de catalizador en la planta de FCC decidimos trabajar en la reposición del mismo por varias razones, inicialmente porque las partículas del catalizador se pierden y tiene impacto económico fuerte su alimentación diaria, en promedio una planta de FCC debe alimentarse diariamente con un promedio de entre 2,5 y 6 ton/diaria de catalizador, pero es todavía más importante el impacto ambiental que estas partículas tienen. Estudiando con detalle los problemas que dichas partículas pueden tener en el medio ambiente y en la salud del personal que labora en la planta nos topamos con:

- Algunos minerales de zeolita tienen formas fibrosas y pueden comportarse como materiales de asbesto y cancerígenos aunque en general suelen ser inertes.
- Los productos finos que se expulsan por la corriente de los humos puede ser respirados (0.1%).
- Tienen a generar polvos, ocasionando problemas en la calidad del aire de las áreas circundantes, tendencia a posibles explosiones de polvo y se considera como contaminante ambiental, además de contaminación de aguas por lixiviación.

Por los motivos anteriormente mencionados nos dedicamos a la tarea de buscar un separador de partículas eficiente para que al menos las partículas de catalizador que van por la corriente de los humos puedan rescatarse, e ingresar al sistema de regeneración purgando solamente cuando sea estrictamente necesario debido a la desactivación del mismo. La manera más eficiente de controlar la contaminación del aire es usando colectores de polvo que en nuestro caso representan un problema para su mantenimiento y los precipitadores electrostáticos que minimizan la exposición de los trabajadores aunque ya que no requieren de la mano de obra en contacto directo para su mantenimiento aunque inicialmente representa un gasto más grande para la empresa. Es el Precipitador Electrostático de Placa-Alambre el más apropiado para este caso, a continuación todos los detalles.

Precipitadores Electrostáticos (PES)¹³

Un precipitador electrostático (PES) es un dispositivo de control de partículas que utiliza fuerzas eléctricas para mover las partículas fuera de la corriente gas y sobre las placas del colector. A las partículas se les da una carga eléctrica forzándolas a que pasen a través de una corona, una región en la cual fluyen iones gaseosos. El campo eléctrico que fuerza a las partículas cargadas hacia las paredes, proviene de electrodos que se mantienen a un alto voltaje en el centro de la línea de flujo.

Una vez que las partículas son recolectadas sobre las placas, deben ser removidas de las placas sin que se re-encaucen en la corriente de gas. Esto se logra usualmente desprendiéndolas de las placas, permitiendo que la capa de partículas recolectada se deslice hacia una tolva desde la cual son evacuadas. Algunos precipitadores remueven las partículas con lavados con agua intermitentes o continuos.

Precipitador Electrostático de Placa y Alambre¹³

Los PESs de placa-alambre son utilizados en una amplia variedad de aplicaciones industriales, incluyendo calderas que queman carbón, hornos de cemento, incineradores de residuos no-peligrosos, calderas de recuperación en plantas de papel, unidades de refinación de petróleo por desintegración catalítica, plantas de sintetización, hornos básicos de oxígeno, hornos de chimenea abierta, hornos de arco eléctrico, baterías de hornos de coque y hornos de vidrio.

En un PESs de placa-alambre, el gas fluye entre placas paralelas de metal y electrodos a alto voltaje. Estos electrodos son alambres largos con pesas, colgando entre las placas o soportados ahí por estructuras tipo viguetas (armazones rígidas). En cada dirección de flujo, el flujo del gas debe pasar por cada alambre en secuencia a medida que fluye a través de la unidad.

El PES de placa-alambre permite que muchas líneas de flujo operen en paralelo y cada línea puede ser muy alta. Como resultado, este tipo de precipitador es adecuado para manejar grandes volúmenes de gas. La necesidad de golpetear las placas para desprender el material recolectado, ha ocasionado que la placa sea dividida en secciones, en ocasiones tres o cuatro en serie una con otra, las cuales pueden ser golpeadas independientemente. Con frecuencia, las fuentes de energía son seccionadas de la misma manera para obtener mayores voltajes de operación y puede emplearse un seccionamiento eléctrico adicional para incrementar la seguridad de funcionamiento. El polvo también se deposita en el alambre electrodo de descarga y debe ser removido periódicamente en forma similar a la placa de recolección.

Las fuentes de energía son PES convierten el voltaje industrial de corriente alterna (CA) (220 a 480 V), a voltaje pulsante de corriente directa (CD) en el rango de 20,000 a 100,000 V según se necesite. El suministro consiste de un transformador grande, rectificadores de alto voltaje y, a veces, filtros capacitores. La unidad puede suministrar voltaje rectificado de CD ya sea de media onda o de onda completa. Hay componentes auxiliares y controles para permitir ajustar el voltaje al valor más alto posible sin excesivo chisporroteo y para proteger la fuente y los electrodos en caso de que ocurra un arco fuerte o un corto circuito.

El voltaje aplicado a los electrodos causa que el aire entre los electrodos se rompa eléctricamente, una acción conocida como una "corona". Usualmente, a los electrodos se les da una polaridad negativa porque una corona negativa soporta un voltaje mayor que una corona positiva antes de que ocurran chispas. Los iones generados en la corona siguen las líneas del campo eléctrico desde los alambres hasta las placas recolectoras. Por lo tanto, cada alambre establece una zona de carga a través de la cual las partículas deben pasar.

Las partículas que pasan a través de la zona de carga interceptan a algunos de los iones, los cuales se les adhieren. Las partículas pequeñas de aerosol (<1 μm diámetro), pueden absorber decenas de iones antes de que su carga total llegue a ser lo suficientemente grande para repeler nuevos iones, y las partículas más grandes (>10 μm diámetro), pueden absorber decenas de miles. Las fuerzas eléctricas son por lo tanto más fuertes en las partículas más grandes.

A medida que las partículas pasan cada alambre sucesivo, son llevadas cada vez más cerca de las paredes de recolección. Sin embargo, la turbulencia en el gas tiende a mantenerlas uniformemente mezcladas en el gas. El proceso de recolección es por lo tanto, una competencia entre las fuerzas eléctricas y las dispersoras. Eventualmente, las partículas se acercan tanto a las paredes que la turbulencia decae a niveles bajos y las partículas son recolectadas.

Si las partículas recolectadas pudieran ser desprendidas hacia la tolva, el PES sería extremadamente eficiente. El golpeteo que desprende la capa acumulada, también proyecta algunas de las partículas (típicamente el 12 por ciento para cenizas volátiles de carbón), de nuevo a la alambre o de los

tubulares, este diseño opera igualmente bien con polaridad ya sea negativa o positiva. Los fabricantes han escogido utilizar polaridad positiva para reducir la generación de ozono.

Un PES de placa plana opera con poca o ninguna corriente de corona fluyendo a través del polvo recolectado, excepto directamente bajo las agujas o alambres de la corona. Esto tiene dos consecuencias. La primera es que la unidad es algo menos susceptible a la corona invertida que lo que son las unidades convencionales, porque no se genera corona invertida en el polvo recolectado y las partículas cargadas con ambas polaridades de iones tienen gran superficie de recolección disponible. La segunda consecuencia es que la falta de corriente en la capa recolectada causa una fuerza eléctrica que tiende a remover la capa de la superficie de recolección; esto puede conducir a grandes pérdidas por golpeteo.

Los PESs de placa plana parecen tener amplia aplicación para partículas de alta resistividad con diámetros másicos medio (DMMs) pequeños (de 1 a 2 μm). Estas aplicaciones enfatizan especialmente las fortalezas del diseño porque las fuerzas eléctricas desprendedoras son más débiles para las partículas pequeñas que para las grandes. Las cenizas de carbón han sido recolectadas satisfactoriamente con este tipo de PES, pero una baja velocidad de flujo parece ser crítica para evitar pérdidas altas por golpeteo.

Equipo Auxiliar¹³

El PES, usualmente incluye un equipo auxiliar: un dispositivo de captura (v.g. campana o conexión directa a la extracción); conductos, equipo de remoción de polvo (transportadores de gusano, etc.), ventiladores, motores y arrancadores; y chimenea. Adicionalmente, pueden necesitarse enfriadores por aspersión y colectores mecánicos para pre-acondicionar al gas antes de que llegue al PES. Usualmente, los dispositivos de captura son campanas que extraen a los contaminantes hacia los conductos o son extracciones directas acopladas a un equipo de combustión o de proceso. Estos dispositivos usualmente están recubiertos de refractario, enfriados por agua o simplemente fabricados de acero al carbón, dependiendo de las temperaturas de la corriente de gas. Los dispositivos de captura refractarios o enfriados por agua son utilizados donde las temperaturas de pared exceden los 800°F; el acero al carbón es utilizado para temperaturas menores. Los conductos, al igual que el dispositivo de control, deben ser enfriados por agua, refractarios o de acero inoxidable para procesos calientes o de acero al carbón para temperaturas del gas por debajo de 1150°F (temperaturas de la pared del conducto <800°F). Los conductos deben dimensionarse para velocidades del gas de aproximadamente 4,000 pies/min para el caso promedio, para prevenir la deposición de las partículas en los conductos. Las partículas grandes o densas pueden requerir velocidades mayores, pero raramente se usarán velocidades más bajas. Las cámaras de aspersión pueden requerirse para procesos en los que la adición de humedad o la disminución de la temperatura o del volumen de gas, pueden mejorar la precipitación o proteger al PES contra torceduras. Para procesos de combustión con temperaturas de los gases debajo de aproximadamente 700°F, no se requerirá de enfriamiento y los gases de extracción pueden entregarse directamente al precipitador transportador.

Limpieza¹³

La limpieza de los materiales recolectados de las placas frecuentemente es acompañada, intermitente o continuamente, de golpeteo severo de las placas con martillos automáticos o pistones, usualmente a lo largo de los bordes superiores, excepto en el caso del PES húmedo que utiliza agua. El golpeteo desprende al material, el cual cae a lo largo de la placa hasta que se asienta en una tolva para polvo. Las características del polvo, la intensidad del golpeteo y la frecuencia del golpeteo, determinan que tanto material es reencauzado y que tanto llega a la tolva permanentemente.

La tolva debe diseñarse de modo que todo el material en ella se deslice hasta el mero fondo, donde puede ser evacuado periódicamente, a medida que la tolva se llena. El polvo es removido a través de

una válvula hacia un sistema de manejo de polvo, tal como un transportador neumático. Las tolvas son con frecuencia suministradas con calor auxiliar para prevenir la formación de grumos o plasta y la obstrucción subsecuente del sistema de manejo de polvo.

Balance de Materia y Energía de la Planta de la Craqueo Catalítico Fluidizado

Balance de Materia:

Siguiendo las correlaciones de Mapples (1993) del libro "Fundamentals of Petroleum Refining", que modela el reactor FCC:

Tabla 1. Correlaciones Modelo Mapples

Producto	Correlación
Coque (%másico)	$0,05356 * CONV - 0,18598 * API + 5,966975$
LCO (%volumétrico)	$0,0047 * CONV^2 - 0,8564 * CONV + 53,576$
Gases (%másico)	$0,0552 * CONV + 0,597$
Gasolina (%volumétrico)	$0,7754 * CONV - 0,7778$
iC ₄ (%volumétrico)	$0,0007 * CONV^2 + 0,0047 * CONV + 1,40524$
nC ₄ (%volumétrico)	$0,0002 * CONV^2 + 0,019 * CONV + 0,0476$
C ₄ ⁻ (%volumétrico)	$0,0993 * CONV - 0,1556$
C ₃ (%volumétrico)	$0,0436 * CONV - 0,8714$
C ₃ ⁻ (%volumétrico)	$0,0003 * CONV^2 + 0,0633 * CONV + 0,0143$
HCO (%volumétrico)	$100 - CONV - LCO$ (%volumétrico)

Asumiendo la conversión =75%

Tabla 2. Alimentación (Carga Combinada) del Reactor FCC

Alimentación	BPD	Litro/h	°API	GE	Kg/h	Lb/h
Gasóleo Liviano	22305,0360	147762	31,310	0,8691	128421,32	282866,34
Gasóleo Pesado	46150,1865	305726	26,688	0,8945	273473,30	602364,10
Total	68455,2225	453487	28,165	0,8862	401894,62	885230,44

Tabla 3. Relación Másica/Volumétrica

Productos	(lb/h)/BPD
Gases	
iC ₄	8,22
nC ₄	8,51

C4=	8,76
C3	7,42
C3=	7,61
Gasolina	11,29
LCO	14,71

Tabla 4. Productos del Reactor FCC

%Coque(Masa)

4,7

42011,89

%Act.Ciclico Liv(LCO)(Vol)

15,8

158936,11

%Gases(Masa)

4,7

41933,37

%Gasolina(Vol)

57,4

443445,12

%Act. Ciclico Pes(HCO)(Vol)

9,2

62216,49

%iC4(Vol)

5,7

32047,23

%nC4(Vol)

2,6

15132,42

%C4=(Vol)

7,3

43727,17

%C3(Vol)

2,4

12183,39

%C3=(Vol)

6,4

33597,26

Total

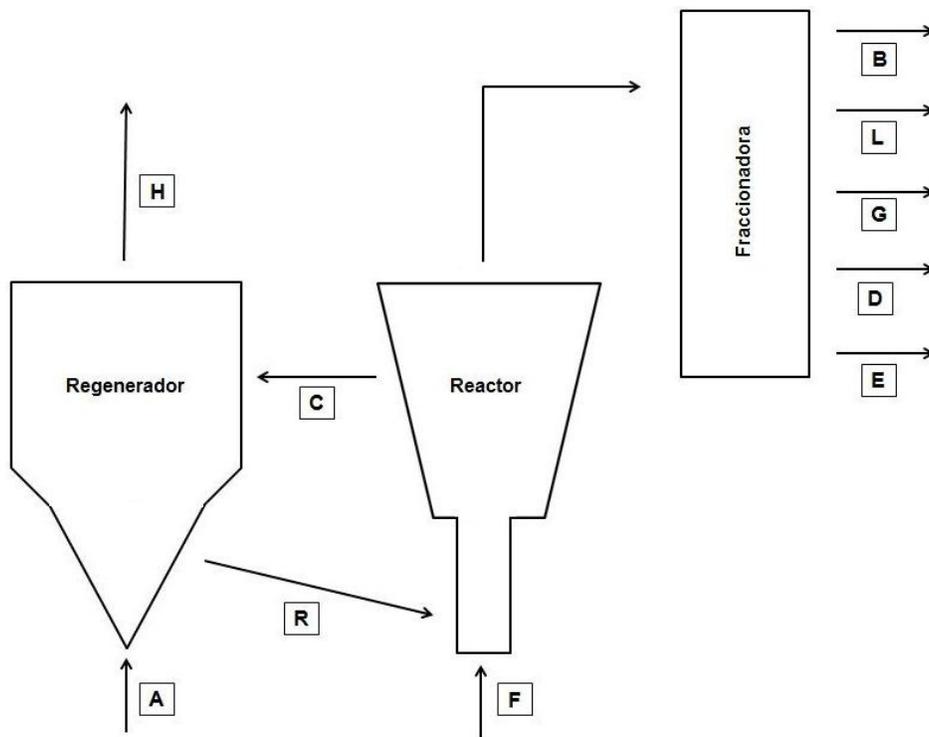
885230,44

Todos los cálculos fueron realizados en Excel.

Balance de Energía:

- Corriente A: Aire
- Corriente H: Humos (CO_2 , CO , O_2 , N_2 , H_2O)
- Corriente C: Catalizador gastado
- Corriente R: Catalizador regenerado
- Corriente F: Alimentación combinada
- Corriente B: Gases (C_1 , C_2)
- Corriente L: GLP (C_3 , C_3^- , C_4 , iC_4 , C_4^-)
- Corriente G: Gasolina
- Corriente D: Aceite cíclico liviano (LCO)
- Corriente E: Aceite cíclico pesado (HCO)

Diagrama de Bloque



Datos Adicionales:

- ✓ %C = 0,93 y %H = 0,07 en el coque
- ✓ C_p catalizador = C_p coque = 0,3 Kcal/KgK
- ✓ ΔH craqueo a 200°C = 200000 Kcal/ton alim
- ✓ PCS a 60°F = $4100 + 10100 \cdot \text{CO}_2 / (\text{CO}_2 + \text{CO}) + 3370 \cdot \text{H}/\text{C}$; PCS (=) BTU/lb
- ✓ Temperatura de entrada del aire = 25°C
- ✓ Porcentaje de coque en corriente C = 1,5%
- ✓ Relación CO_2/CO = 10
- ✓ Porcentaje de N_2 en la corriente H = 76%
- ✓ K_{uop} de la alimentación = 12
- ✓ Gravedad específica de la alimentación: 0,9
- ✓ Calor perdido en el reactor = calor perdido en el regenerador = 2%

- ✓ Relación O_2/N_2 en el aire = 0,21/0,79
- ✓ Coque entra = Coque quemado
- ✓ Calor latente de vaporización del H_2O = 582,8 Kcal/Kg
- ✓ C_p gases = 0,5 C_p GLP = 0,6 C_p Gasolina = 0,8 C_p LCO = 0,75 C_p (=) Kcal/KgK

- Cálculo de la corriente C:

$$\text{coque en C} = C * \text{coque en C}$$

$$42011,89 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = C * 0,015 \Rightarrow C = 2800792,67 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

- Cálculo del catalizador gastado

$$\text{catalizador gastado} = \text{catalizador regenerado} = C * \text{catalizador en C}$$

$$\text{catalizador gastado} = 2800792,67 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * 0,985 = 2758780,78 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

- Cálculo de CO_2 , CO y H_2O

Usando el balance atómico en el regenerador:

$$H: \frac{\frac{\text{coque en C} * \%H}{PM H} * 1 \text{ at H}}{1 \text{ mol coque}} = \text{moles } H_2 \frac{O * 2 \text{ at H}}{1 \text{ mol } H_2O}$$

$$\frac{42011,89 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * 0,07}{1} = H_2 \frac{O * 2}{1} = H_2O = 1470,42 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$C: \frac{\frac{\text{coque en C} * \%C}{PM C} * 1 \text{ at C}}{1 \text{ mol coque}} = \text{moles } \frac{CO_2 * 1 \text{ at C}}{1 \text{ mol } CO_2} + \text{moles } \frac{CO * 1 \text{ at C}}{1 \text{ mol } CO}$$

$$\frac{CO_2}{CO} = 10 \Rightarrow CO_2 = 2959,93 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}; CO = 295,99 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

- Cálculo del O_2 reaccionante

Las reacciones son:

- $C + O_2 \Rightarrow CO_2$
- $C + \frac{1}{2} O_2 \Rightarrow CO$
- $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \Rightarrow H_2O$

$$O_2 \text{ reacciona} = O_2 \text{ reacciona en a} + O_2 \text{ reacciona en b} + O_2 \text{ reacciona en c}$$

$$O_2 \text{ reacciona} = \frac{1 O_2}{1 CO_2} * 2959,93 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} + \frac{\frac{1}{2} O_2}{1 CO} * 295,99 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} + \frac{\frac{1}{2} O_2}{1 H_2O} * 1470,42 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$O_2 \text{ reaccionante} = 3843,14 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

- Cálculo de la corriente H y del O₂, N₂ (entrada y salida)

$$N_2 \text{ entra} = N_2 \text{ sale}$$

$$N_2 \text{ sale} = 0,76 * H = N_2 \text{ entra}$$

$$O_2 \text{ entra} = N_2 \frac{\text{entra} * 0,21}{0,79} = \frac{0,76 * H * 0,21}{0,79}$$

$$O_2 \text{ sale} = O_2 \text{ entra} - O_2 \text{ reacciona} = \frac{0,76 * H * 0,21}{0,79} - 3843,14 \frac{\text{lbmol}}{h}$$

$$H = \text{moles CO}_2 + \text{moles CO} + \text{moles H}_2\text{O} + \text{moles O}_2 + \text{moles N}_2$$

$$H = 2959,93 + 295,99 + 1470,42 + \frac{0,76 * H * 0,21}{0,79} - 3843,14 \frac{\text{lbmol}}{h} + 0,76 * H$$

$$H = 23257,60 \frac{\text{lbmol}}{h}$$

$$N_2 \text{ sale} = 17675,78 \frac{\text{lbmol}}{h} = N_2 \text{ entra}$$

$$O_2 \text{ entra} = 4698,62 \frac{\text{lbmol}}{h}; O_2 \text{ sale} = 855,48 \frac{\text{lbmol}}{h}$$

- Cálculo de la corriente A

$$A = O_2 \text{ entra} + N_2 \text{ entra} \quad \bar{A} = 22374,40 \frac{\text{lbmol}}{h}$$

- Composición en los humos (H)

Compuesto	% molar
CO ₂	12,73
CO	1,27
H ₂ O	6,32
O ₂	3,68
N ₂	76,00

Balance de Energía en el Regenerador

- o Base= 1 hora
- o Tref= 60°F=15,6°C – Agua líquida
- o Calor perdido = Calor entrada – Calor salida
- o %Calor perdido=Qp/Qe *100

Entradas de calor:

$$1. \quad \Delta H \text{ aire} = \Delta H O_2 + \Delta H N_2$$

$$(29,1 + 1,158E-2 * T - 0,6076E-5 * T^2) * 4698,62 \text{ lbmol} * 0,454 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lbmol}}$$

$$\Delta H \text{ aire} = \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^{25^{\circ}\text{C}} \dot{Q}$$

$$+ \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^{25^{\circ}\text{C}} (29,0 + 0,2199E-2 * T + 0,57236E-5 * T^2) * 17675,78 * 0,454 = 2779267,05 \text{ J}$$

$$\Delta H \text{ aire} = 663,86 \text{ Kcal}$$

2. $\Delta H \text{ cat gastado} = m * C_p * \Delta T$

$$\Delta H \text{ cat gastado} = 2758780,78 \text{ lb} * 0,3 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.K}} * 0,454 \frac{\text{Kg}}{\text{lb}} * (430 - 15,6) ^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H \text{ cat gastado} = 155709118,46 \text{ Kcal}$$

3. $\text{Calor de combustion } (Q_c) = \text{masa de coque quemado} * PCS$

$$Q_c = 42011,89 \text{ lb} * 4100 + \frac{10100 * 10}{10 + 1} + \frac{3370 * 7}{93} = 568650848,81 \text{ BTU}$$

$$Q_c = 143300013,9 \text{ Kcal}$$

4. $\text{Calor de entrada } (Q_e) = \Delta H \text{ aire} + \Delta H \text{ cat gastado} + \text{Calor de combustion}$

$$Q_e = 299009796,22 \text{ Kcal}$$

Salidas de calor:

1. $\Delta H \text{ cat regenerado} = m * C_p * \Delta T$

$$\Delta H \text{ cat regenerado} = 2758780,78 \text{ lb} * 0,3 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.K}} * 0,454 \frac{\text{Kg}}{\text{lb}} * (T - 15,6) ^{\circ}\text{C}$$

2. $\Delta H \text{ humos} = \Delta H \text{ CO}_2 + \Delta H \text{ CO} + \lambda v \text{ H}_2\text{O} + \Delta H \text{ H}_2\text{O}(g) + \Delta H \text{ O}_2 + \Delta H \text{ N}_2$

$$\Delta H \text{ humos} = 2959,93 \text{ lbmol} * 0,454 * \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^T (36,11 + 4,233E-2 * T - 2,887E-5 * T^2) dT$$

$$+ 295,99 \text{ lbmol} * 0,454 * \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^T (28,95 + 0,411E-2 * T + 0,3548E-5 * T^2) dT$$

$$+ 1470,42 \text{ lbmol} * 18 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} * 0,454 * 582,8$$

$$+ 1470,42 \text{ lbmol} * 0,454 * \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^T (33,46 + 0,688E-2 * T + 0,7604E-5 * T^2) dT$$

$$+ 855,48 \text{ lbmol} * 0,454 * \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^T (29,10 + 1,158E-2 * T - 0,60767E-5 * T^2) dT$$

$$+ 17675,78 \text{ lbmol} * 0,454 * \int_{15,6^{\circ}\text{C}}^T (29,00 + 0,2199E-2 * T + 0,5723E-5 * T^2) dT$$

Pérdidas de calor:

$$Q_p = 0,02 * Q_e = 0,02 * 299009796,22 \text{ Kcal}$$

$$Q_p = 5980195,92 \text{ Kcal}$$

$$Q_p = Q_e - Q_s = 5980195,92 \text{ Kcal} = 299009796,22 \text{ Kcal} - Q_s(T)$$

Resolviendo:

$$T_{\text{regenerador}} = 486,54 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Balance de Energía en el Reactor

- o $T_{\text{ref}} = 200^\circ\text{C}$
- o Calor perdido = Calor entrada – Calor salida

Entradas de calor:

1. $\Delta H_{\text{alimentacion}} = m * \Delta h$

$$\Delta H_{\text{alimentacion}} = 885230,44 \text{ lb} * 0,454 * (H_{@T_{\text{alim}}} - 107) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

2. $\Delta H_{\text{cat regenerado}} = m * C_p * \Delta T$

$$\Delta H_{\text{cat regenerado}} = 2758780,78 \text{ lb} * 0,3 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.K}} * 0,454 \frac{\text{Kg}}{\text{lb}} * (486,54 - 200) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{cat regenerado}} = 107666242,29 \text{ Kcal}$$

Salidas de calor:

1. $\text{Calor de reaccion} = m_{\text{alimentacion}} * \Delta H_r$

$$\text{Calor de reaccion} = 885230,44 \text{ lb} * 0,0005 \frac{\text{ton}}{\text{lb}} * 200000 \frac{\text{Kcal}}{\text{ton}}$$

$$\text{Calor de reaccion} = 88523044,00 \text{ Kcal}$$

2. $\Delta H_{\text{cat gastado}} = 2758780,78 \text{ lb} * 0,3 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.K}} * 0,454 \frac{\text{Kg}}{\text{lb}} * (430 - 200) ^\circ\text{C}$

$$\Delta H_{\text{cat gastado}} = 86421566,71 \text{ Kcal}$$

3. $\Delta H_{\text{productos}} = \Delta H_{\text{gases}} + \Delta H_{\text{GLP}} + \Delta H_{\text{gasolina}} + \Delta H_{\text{aceite (LCO)}}$

$$\Delta H_{\text{productos}} = 41933,37 \text{ lb} * 0,454 * 0,5 * (430 - 200) ^\circ\text{C}$$

$$+ 136637,47 \text{ lb} * 0,454 * 0,6 * (430 - 200) ^\circ\text{C}$$

$$+ 443445,12 \text{ lb} * 0,454 * 0,8 * (430 - 200) ^\circ\text{C}$$

$$+ 158936,11 \text{ lb} * 0,454 * 0,75 * (430 - 200) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = 60243787,59 \text{ Kcal}$$

4. $\text{Calor de salida (} Q_s) = \text{Calor de reacción} + \Delta H_{\text{cat gastado}} + \Delta H_{\text{productos}}$

$$Q_s = 235188398,30 \text{ Kcal}$$

Pérdidas de calor:

$$Q_p = Q_e - Q_s$$

$$0,02 * Q_e = Q_e - Q_s \Rightarrow 0,98 * Q_e = Q_s$$

Sustituyendo:

$$0,98 * \left(885230,44 \text{ lb} * 0,454 * (H_{@T_{alim}} - 107) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} + 107666242,29 \text{ Kcal} \right)$$

$$\dot{Q} = 235188398,30 \text{ Kcal}$$

$$\bar{Q} H_{@T_{alim}} = 434,25 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

Con H (vapor) y ge = 0,9 en el ábaco general de entalpia de las fracciones petrolíferas, se halla que T de la alimentación = 580°C

Costos y Ganacias de la Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado

Entrada:

Alimentación	Precio (USD \$)
Gasóleo liviano por barril diario	106,01
Gasóleo pesado por barril diario	102,80
Catalizador (zeolita) por lb diaria	100

Salida:

Productos	Precio (USD \$)
Gases por lb diaria	1
GLP por tonelada diaria	533
Gasolina por barril diario	127,28
HCO por galón diario	2,62
LCO por galón diario	3,15

En la alimentacion del proceso se genera un gasto de la siguiente manera:

Gasóleo pesado: 22305,0360 BPD * 106,01 USD= 2364556,86 USD

Gasóleo liviano: 46150,18 BPD* 102,80 USD= 4744238,50 USD

Catalizador de reposición (zeolita): 2,5toneladas diarias*2000lb/1ton * 100 USD= 500000 USD

Para un total de: **7608795,36 USD** por día

Ahora para los productos tenemos que:

Gases : 1006400,00 lbPD * 1 USD= 1.006.400,00 USD

GLP: 1640,25 ton diarias * 533 USD= 874253,06 USD

Gasolina: 39.277,69 BPD* 127,28 USD= 4999264,38 USD

LCO: 10894,63BPD*42 galones/barril * 3,15 USD = 1429452,55 USD

HCO: 6297,88BPD*42galones/barril * 2,62 USD= 693018,77 USD

Para un total de: **9002388,76** USD por día

La ganancia será = costos productos – costos reactivos

Ganancia= 1393593,40 USD diarios

Referencias Bibliográficas y Electrónicas

1. Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria. Refinación del Petróleo Tomo I. Disponible en URL: www.fcai.uncu.edu.ar/upload/LIBRO%20TOMO%201.pdf
 2. Escudero García, M. A. Diseño de un Equipo de Microactividad en lecho fluidizado y de una Unidad de Desactivación de Catalizadores. Disponible en URL: <http://e-archivo.uc3m.es/bitstream/10016/8207/1/PFC%20M.A.Escudero.pdf>
 3. Gallardo Rivera, C. T. Balances De Población De Cúmulos En Un Reactor De Lecho Fluidizado Para FCC Con Técnicas Multiescala En Promedios Volumétricos. Disponible en URL: <http://148.206.53.231/UAMI13910.pdf>
 4. Oropeza, L. Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). Venezuela: Universidad Central de Venezuela. Pág. 4
 5. Díaz Niño, M. A. Introducción a la refinación del petróleo. Venezuela: Universidad de Los Andes. Pág. 60-61
 6. Sin Autor. Descripción General del Proceso, Operación y Control de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de una Refinería. Pág. 5-7
 7. Gonzalez, C. (2010) Planta de Cracking Catalítico Fluido. Argentina: Universidad Nacional de Cuyo. Pág. 5
 8. Newspaper The Nation. <http://www.nationmultimedia.com/business/Price-of-LPG-to-be-adjusted-from-Monday-30173712.html>.
 9. Grace Davison. Guía para craqueo catalítico Fluidizado. Parte Uno. 1993. Pag. 15-16.
 10. http://www.opec.org/opec_web/static_files_project/media/downloads/publications/MOMR_February_2012.pdf
 11. MINES. Petroleum Refining Overview. Cap. Catalytic Cracking
 12. Speight G. James, Özüm Baki. Petroleum Refining Processes. Edit. MARCEL DEKKER, INC. 2002. Pag 388-424.
 13. EPA United States Environmental Protection Agency. Capítulo 3 Precipitadores Electrostaticos. Disponible en URL: <http://www.epa.gov/ttn/catc/dir2/cs6ch3-s.pdf>
 14. Silva, M.I. Las Zeolitas y sus Aplicaciones. Disponible en URL: <http://es.scribd.com/doc/18034595/Aplicaciones-de-las-Zeolitas>
- Schnelle, K. B. (2002) Air Pollution Control Technology Handbook. 24 Chapter Electrostatic Precipitator. Pag 365-380.
- Taylor & Francis Group, LLC. (2006) Catalytic Cracking. Capítulo 18.
- Ellis, R. C, Li, X y Riggs. J.B. Dept. of Chemical Engineering, Texas Tech University, Lubbock, TX 79409. Modeling and Optimization of a Model Catalytic Cracking Unit.

Davison, G. (1993) Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado.