



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Evaluación del reactor de craqueo catalítico diseñado para
la Fase I del Proyecto Expansión, ante un cambio en la
dieta de la Refinería de Cienfuegos.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de refinación de petróleo**

Autor: Ing. Elizabeth Yera Suárez

Matanzas

2018



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS**

**Evaluación del reactor de craqueo catalítico diseñado para
la Fase I del Proyecto Expansión, ante un cambio en la
dieta de la Refinería de Cienfuegos.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de refinación de petróleo**

Autor: Ing. Elizabeth Yera Suárez

Tutores: Esp. Liusmar Maturell Rodríguez

MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez

Matanzas

2018

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, ELIZABETH YERA SUÁREZ, mayor de edad, vecino de Ave 34 Edificio 7 Apto 19 entre 83 y 85, Cienfuegos, identificado con CI-92050836037, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

Evaluación del reactor de craqueo catalítico diseñado para la Fase I del Proyecto Expansión, ante un cambio en la dieta de la Refinería de Cienfuegos

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato, además de 2 copias impresas. Autorizo a la Universidad de Matanzas para que use en todas sus formas, los derechos patrimoniales de reproducción, comunicación pública, transformación y distribución que me correspondan como creador de la obra, objeto del presente documento. La presente autorización se hace extensiva no solo a las facultades y derechos de uso sobre la obra en formato o soporte material, sino también, para formato virtual, electrónico, digital, óptico, uso en red, internet e intranet.

Manifiesto que la obra objeto de la presente autorización, es original y se realizó sin violar o usurpar derechos de autor de terceros, por lo tanto, la obra es de su exclusiva autoría y detenta la titularidad sobre la misma.

Para constancia se firma el presente documento a los 26 días del mes Octubre de 2018.

EL AUTOR

Elizabeth Yera Suárez

"Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y la energía atómica: la voluntad".

Albert Einstein

*Agradezco a toda mi familia y amigos por todo su amor,
comprensión y ayuda incondicional.*

*Agradezco a mis tutores y colaboradores por sus consejos,
dedicación y atención en todo momento.*

*Agradezco a todo el personal de la refinería "Camilo Cienfuegos"
que aportó su granito de arena en la confección de este trabajo*

Resumen

El craqueo catalítico fluidizado juega un papel fundamental en una refinería de petróleo con proceso de conversión media, donde la efectividad del catalizador y su operación exitosa determinan su rentabilidad. En tal sentido es objetivo del presente estudio, evaluar qué consecuencias operacionales experimentará el reactor de craqueo catalítico fluidizado al procesar diferentes corrientes de alimentación. En el estudio se realiza una consulta bibliográfica fundamentando el proceso de craqueo catalítico y las herramientas fundamentales para su evaluación. Se determina utilizar el *software Petro-SIM 6.0*, con la utilidad *FCC-SIM 6.0* para la calibración del reactor y posterior evaluación del mismo. Se obtiene el modelo simulado del reactor utilizando las herramientas antes mencionadas. En la validación del mismo se obtienen errores relativos por debajo del 10 % y con el análisis de sensibilidad se determina que sigue un comportamiento adecuado del proceso. El modelo se utiliza para la evaluación del reactor con las dietas Leona 22, Urals y Sahara *Blend*. La misma reporta que la alimentación a partir del procesamiento del crudo Urals es la mejor opción, pues cumple con los requisitos físico-químicos e hidráulicos de la planta, mientras que el Leona 22 y el Sahara *Blend* no son procesables porque no cumplen con los requerimientos hidráulicos. Se realizan además recomendaciones para el procesamiento de los mismos bajo otras condiciones.

Abstract

The fluidized catalytic cracking plays a fundamental role in an oil refinery with medium conversion process, where the effectiveness of the catalyst and its successful operation determine its profitability. This study has the goal to evaluate the operational consequences that will experience the fluidized catalytic cracking reactor when processing different feed currents. In the study, a bibliographic consultation is carried out, basing the catalytic cracking process and the fundamental tools for its evaluation. It is determined to use Petro-SIM 6.0 software, with the FCC-SIM 6.0 utility for reactor calibration and subsequent evaluation. The methodology used to calibrate the reactor using the aforementioned tools is presented and were obtain relatives error below 10 %. The model used for the evaluation with the Leona 22, Urals and Sahara Blend diets is validated by determining the relative error after the reactor is calibrated and with a sensitivity analysis to check the behavior of the reactor. The evaluation reports that the Urals is the best option, since it meets the hydraulic and physical-chemical requirements of the plant, while the Leona 22 and the Sahara Blend are not processable in the plant because they do not meet the hydraulic requirements. Recommendations are also made for processing them under other conditions.

Tabla de contenidos

Introducción.....	1
Capítulo I. Análisis Bibliográfico.....	5
1.1 Generalidades del proceso catalítico.....	5
1.2 Unidades FCC actuales.....	6
1.3 Química del proceso	7
1.3.1 Caracterización de la carga.....	8
1.3.2 Principales reacciones químicas	9
1.4 Catalizadores de FCC	11
1.4.1 Regeneración de los catalizadores.....	12
1.5 Variables operacionales o parámetros tecnológicos.....	12
1.6 Simulación del proceso de FCC	16
1.6.1 <i>Software</i> utilizados en la simulación de procesos químicos.....	17
1.7 Conclusiones parciales del capítulo I.....	20
Capítulo II. Materiales y métodos.....	21
2.1. Unidad de craqueo catalítico (CCU)	21
2.2 Descripción del caso de estudio	22
2.3 Metodología para la evaluación del reactor de FCC.....	25
Capítulo III. Análisis de resultados.....	36
3.1 Fase I-V Obtención del modelo de calibración.....	36
3.2 Fase VI-Validación del modelo calibrado.....	36
3.3 Fase VII-Análisis de sensibilidad	39
3.4 Resultados de la evaluación con <i>Leona 22, Urals y Sahara Blend</i>	40
3.5 Recomendaciones para la operación de la planta tras el cambio de dieta.....	43
3.6 Conclusiones parciales del Capítulo III.....	50
Conclusiones.....	51
Recomendaciones.....	52
Referencias Bibliográficas.....	53
Anexos	56

Introducción

El craqueo catalítico fluidizado (*fluid catalytic cracking*, FCC) juega un papel fundamental en una refinería integrada, como el proceso de conversión primario. Para muchos refinadores, es la clave para la rentabilidad y su operación exitosa determina si la refinería es o no competitiva en el mercado actual (Sadeghbeigi, 2000).

Los procesos de craqueo catalítico aparecen a finales de 1920. Aunque permitían la eliminación del carbón más fácil, limitaba los tiempos de operación por las necesarias interrupciones para reemplazar, reactivar o regenerar el catalizador contaminado por el carbón. El proceso *Houdry* en 1936 fue la primera unidad con una aplicación comercial real. 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 amorfos, o sea compuestos de sílice, alúmina. La verdadera revolución en catalizadores lo constituyó el descubrimiento de las zeolitas, mucho más activas y selectivas a gasolina.

El desarrollo de este proceso ocurre cuando comienzan a utilizarse en los años 1940, los lechos fluidizados para la manipulación del catalizador, como una alternativa para la obtención de gasolina durante la II Guerra Mundial, pues se necesitaba mejorar su calidad mediante un incremento en su octanaje (Meza *et al*, 2001) (Niccum *et al*, 2003) (Letzsch, 2006).

El inyector a la unidad constituye una de las variables más importantes. Sus características inciden sobre la conversión, funcionamiento y la calidad de los productos obtenidos. Su calidad está determinada por los tipos y proporciones de los hidrocarburos que lo constituyen, además por la cantidad y características de las impurezas presentes en el mismo, así como por el proceso de refinación que las generó. Un cambio en la calidad de la carga puede conllevar a la necesidad de cambiar: el flujo de alimentación programado de la misma, los parámetros tecnológicos e incluso algunos aspectos del diseño (Agosto e Silva, 2002) (CUPET, 2000).

La refinación de petróleo en Cuba depende de la importación de crudos debido a que el crudo cubano no presenta la calidad requerida para su procesamiento en las instalaciones que existen actualmente, lo que obliga en ocasiones, a mezclar los crudos importados con crudo cubano.

La refinería Camilo Cienfuegos, objeto de este trabajo, está ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos y es una de las grandes inversiones que se iniciaron con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Fue diseñada para procesar 65 000 barriles por día del crudo ligero medio (33 ° API) Romanskino de origen soviético.

En el año 2007 y con la creación del ALBA; Cuba y Venezuela firmaron un contrato que permitió la reactivación y puesta en marcha de la Refinería. A partir de un estudio de factibilidad económica se obtuvo que la mezcla de crudo a utilizar como materia prima en la planta de destilación atmosférica (sección-100) estaría constituida por 12% volumen de crudo Merey 16 y 88 % volumen de Mesa 30. El esquema de refinación primario está constituido por una unidad de destilación atmosférica, una unidad de reformación catalítica, una planta MEROX para tratamiento del turbo combustible y una unidad de fraccionamiento de GLP.

Con el objetivo de mejorar la rentabilidad del proceso se realiza el diseño de la Expansión de la Refinería y que posteriormente por decisiones estratégicas se divide en fases, donde la Fase I se compone principalmente de una unidad de destilación al vacío y una unidad de craqueo catalítico con las unidades auxiliares necesarias para su funcionamiento y la Fase II consiste en el completamiento del proyecto original.

Situación problemática:

Debido a la baja disponibilidad del crudo liviano Mesa 30 se ha sugerido la utilización de crudos disponibles en el mercado, que por lo general son más pesados y con mayor contenido de contaminantes. Por lo que es necesario identificar posibles impactos operacionales, tanto en las unidades existentes como en las nuevas que forman parte del Proyecto Fase I, con el propósito de asimilar los diferentes crudos manteniendo los rendimientos esperados.

Problema científico:

¿Qué consecuencias operacionales experimentará el reactor de craqueo catalítico fluidizado al procesar diferentes corrientes de alimentación?

Hipótesis:

Si se evalúa el reactor de craqueo catalítico fluidizado es posible determinar que cambios operacionales ocurrirán cuando se procese el gasóleo de vacío de diferentes alimentaciones de crudo.

Objetivo general:

Evaluar el reactor de craqueo catalítico fluidizado diseñado para la Fase I del Proyecto Expansión, ante un cambio en la dieta de la Refinería de Cienfuegos.

Objetivos específicos:

1. Fundamentar mediante la revisión bibliográfica el proceso de craqueo catalítico y las herramientas utilizadas para su evaluación.
2. Obtener un modelo de simulación que permita el estudio del reactor de craqueo catalítico.
3. Validar el modelo que se desarrolla.
4. Evaluar diferentes alimentaciones al reactor de craqueo catalítico mediante el modelo de simulación desarrollado.
5. Proponer los cambios operacionales necesarios para la unidad de craqueo catalítico que respondan ante las diferentes alimentaciones.

Breve descripción de la estructura del trabajo.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico.

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, abordando todo lo referido al proceso de craqueo catalítico: generalidades, una breve síntesis, caracterización de la carga, catalizadores y parámetros tecnológicos. Se presentan ejemplos de trabajos donde se simula el proceso de FCC y del *software* utilizado. Para la realización del mismo se consultan bibliografías brindadas por la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos", navegadores en Internet y otros medios de información como son revistas actualizadas, tesis de grados, maestría y doctorados.

Capítulo II: Materiales y métodos

En este capítulo se realiza una caracterización general de la operación de la unidad de craqueo catalítico. Se describe la operación del reactor de craqueo catalítico fluidizado, caso de estudio. Se presenta la metodología que será utilizada para la calibración del reactor y su posterior evaluación al cambio de dieta.

Capítulo III: Análisis de resultados

Se obtiene el modelo de calibración este es validado determinando el error relativo de los parámetros operacionales y las propiedades físicas-químicas de las alimentaciones y productos utilizados en la calibración. Además se realiza un análisis de sensibilidad con el fin de analizar el comportamiento del reactor de FCC. Además se realiza la evaluación con las diferentes alimentaciones y se presentan las recomendaciones para la operación del reactor de FCC.

Capítulo I. Análisis Bibliográfico

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, abordando lo referido al proceso de craqueo catalítico: generalidades, una breve síntesis, caracterización de la carga, catalizadores y parámetros tecnológicos. Se presentan ejemplos de trabajos donde se simula el proceso de FCC y de los *software* utilizados. Para la realización del mismo se consultan bibliografías brindadas por la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos", navegadores en internet y otros medios de información como son revistas actualizadas, tesis de grados, maestría y doctorados.

1.1 Generalidades del proceso catalítico.

El craqueo catalítico (FCC) es un proceso de refinación que tiene por objeto aumentar la producción de nafta y gas licuado del petróleo (GLP) convirtiendo las fracciones pesadas del petróleo (gasóleos pesados y residuos) en fracciones livianas, con mayor valor comercial.

Aunque la desintegración catalítica es un proceso conocido desde inicios del siglo XX, el mismo trascendió por varias etapas: el craqueo catalítico en lecho fijo, lecho móvil con elevación mecánica, lecho móvil con transporte neumático hasta el conocido hoy craqueo catalítico en lecho fluidizado (Anexo 1) (Sánchez, 2012).

Agusto e Silva (2002), CUPET (2000) y Hernández (2003) coinciden que la función del proceso FCC es convertir fracciones pesadas de petróleo y de bajo valor comercial en productos de alta calidad como la gasolina de alto octano y las olefinas a partir del uso de un catalizador de naturaleza zeolítica. Además, como subproductos se obtienen aceites pesados y gases ligeros que son utilizados como combustible dentro y fuera de la refinería.

A nivel internacional, los FCC proveen casi la mitad de las naftas que entran en la sección de mezclas para la obtención de gasolinas conocidas técnicamente como *pool* de gasolinas. Además, el 90% de las olefinas contenidas en la gasolina provienen de este proceso ejerciendo una marcada influencia en la calidad y cantidad de las gasolinas (Angulo, 2012).

La característica fundamental de la unidad de desintegración catalítica (Figura 1.1) es la unión de dos unidades: un reactor a una temperatura en torno a 500 °C donde el hidrocarburo suministrado en fase vapor se fragmenta en contacto con el catalizador a alta temperatura, y un regenerador que opera sobre los 680 °C, donde el catalizador ya agotado se envía y se reducen

los depósitos de carbono de 1 – 2 % hasta el 0,4 – 0,8 %. Pasados 5 – 10 minutos las partículas calientes se devuelven al reactor (Barreiro, 2007).

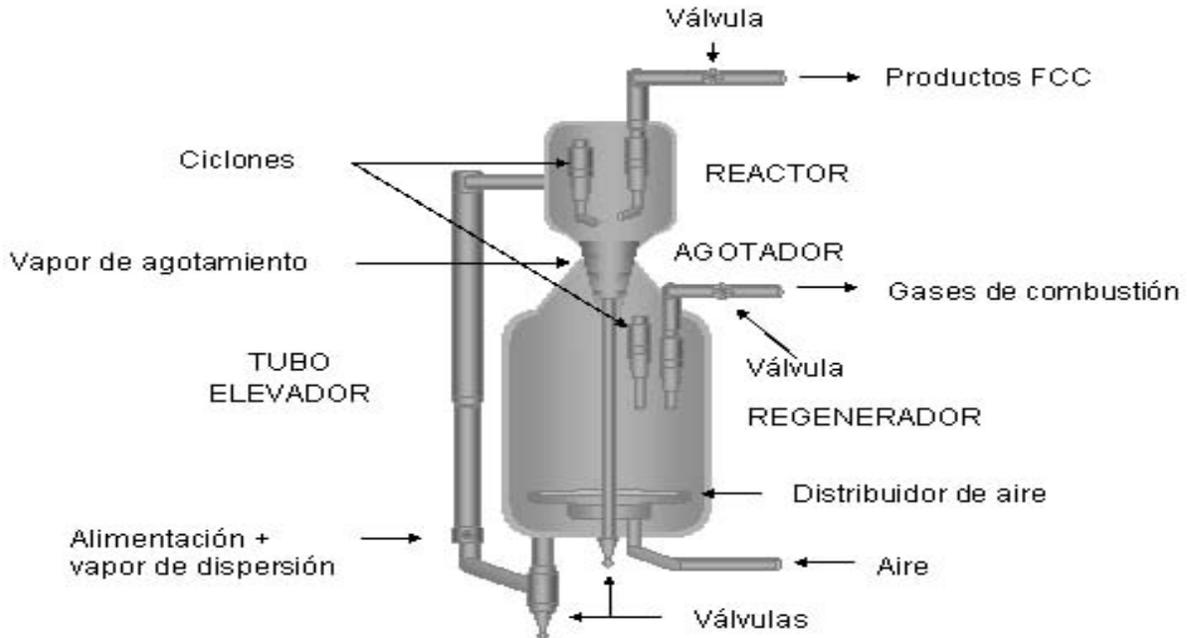


Figura 1.1 Unidad de desintegración catalítica. Fuente (Meza *et al*, 2001)

Típicamente las unidades de FCC se conforman de varias secciones como son: reacción - regeneración, fraccionamiento y finales ligeros, en las dos últimas es donde realmente se obtienen los productos de la unidad en general, y están compuestas por columnas de fraccionamiento, absorbedores, tambores, intercambiadores de calor y otros. Cabe destacar que estas unidades de proceso son de tecnología licenciadas por compañías como *Exxon Mobil*, *Shaw*, *KBR*, *Axens*, *Lummus*, *UOP* y otras (Jechura, 2015).

1.2 Unidades FCC actuales.

Barreiro (2007), plantea que existen diferentes diseños de craqueo catalítico y que la unión entre reactor y regenerador, el tipo y tamaño de catalizador y las líneas de transporte utilizadas varían de unos procesos a otros. Sin embargo en Hernández (2003), se especifica que los fundamentos son los mismos y en todos los casos implican el uso de lechos fluidizados. Además se argumenta que las configuraciones actuales más importantes son fabricadas por *UOP*, *Kellogg*, *Exxon* y *ESSO*. Que cada configuración presenta variaciones en aspectos mecánicos, hidrodinámicos y de diseño. Estas características permiten clasificarlas en dos tipos de acuerdo al arreglo de los equipos y accesorios: la unidad aglomerada (*stacked unit*) y la unidad disgregada o lado a lado (*side-by-side unit*).

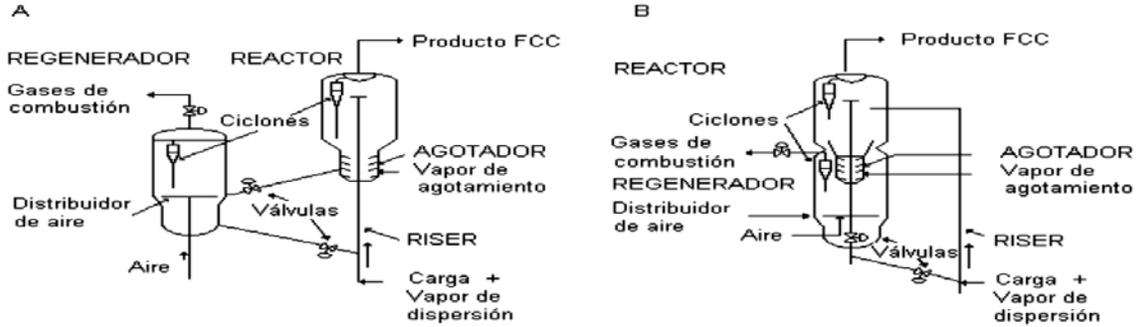


Figura 1.2 Tipos de arreglos mecánicos en UFCC. A. Unidad disgregada. B. Unidad aglomerada. Fuente (Hernández, 2003)

1.3 Química del proceso

La unidad moderna FCC puede aceptar una amplia gama de materias primas. Un hecho que contribuye a su reputación como uno de los procesos de refinación más flexibles en uso hoy en día (Meyers, 2003). La alimentación proviene de los fondos de la destilación atmosférica o de los destilados y/o fondos de la torre de vacío, aunque muchas refinerías mezclan las corrientes de ambas etapas de destilación (Meza *et al*, 2001).

Meyers (2003), plantea que las materias primas y productos obtenidos comunes que alimentan las unidades son:

Materias primas

- Gasóleos atmosféricos.
- Gasóleos de vacío.
- Gasóleos de coquización.
- Gasóleos craqueados térmicamente.
- Aceites desasfaltado con disolvente.
- Extractos de aceite.
- Fondos de hidrocrqueo

Productos finales

- El gas combustible (etano e hidrocarburos más ligeros).
- Gas licuado de petróleo (GLP)
- Gasolina.
- Aceite de ciclo ligero (LCO)
- Fondos del fraccionador (aceite en suspensión o *slurry*).
- Coque y gas de combustión.
- Sulfuro de hidrógeno (de regeneración de aminas).

De igual forma Meyers (2003), comenta que a pesar de que la gasolina es típicamente el producto más deseado de esta unidad, el diseño y las variables de funcionamiento se pueden ajustar para maximizar otros productos. Los tres principales modos de operación son: producción máxima de gasolina, producción máxima de aceite de ciclo ligero y producción máxima de olefinas ligeras.

1.3.1 Caracterización de la carga

En Sánchez (2012), se plantea que los hidrocarburos parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos, en sus más diversas formas y arreglos, forman parte del inyector, en mayor o menor proporción según sea su procedencia.

Mientras que en CUPET (2000), se plantea que estas características influyen directamente los rendimientos y la calidad de los productos obtenidos y que cuanto más elevado es el peso molecular de hidrocarburos nafténicos, isoparafínicos y parafínicos, más fácil es el craqueo, debido a sus estructuras saturadas.

Estos dos autores concuerdan que la conversión no se ve limitada por la velocidad de craqueo si se utilizan catalizadores más activos o se alteran las condiciones operacionales. El factor limitante normalmente es la formación de coque

Olefinas	=====>	Incremento Coque
Parafinas	=====>	100 % se convierte en producto
Naftenos	=====>	80-100% se convierte en productos
Aromáticos	=====>	0-30 % producto y lo demás se convierte en coque

Varios autores como Augusto e Silva (2002), CUPET (2000) y Sadeghbeigi (1995) coinciden que otras características que definen el inyector son:

Rango de destilación - volatilidad:

La carga no debe contener hidrocarburos muy livianos, pues éstos son altamente refractarios al craqueo y consumen gran parte de la energía contenida en el catalizador para sobrecalentarse. El 5% vaporizado del inyector debe ser mayor o igual a 370°C.

Densidad:

Es función de dos variables: rango de destilación y composición (tipos de hidrocarburos predominantes). Manteniendo el rango de destilación la densidad será influida por la composición.

Residuo de carbono:

Indica la tendencia de la carga para generar coque. Su importancia ha aumentado debido al inyector de cargas pesadas. Los métodos utilizados para determinarlo son: Residuo de Carbón Conradson (RCC) y Residuo de Carbón Ramsbottom (RCR).

Metales:

Los criterios para el contenido máximo de metales deben emitirse por el fabricante del catalizador, ya que al adsorberse en su superficie actúa como agente deshidrogenante, por lo que aumenta la producción de coque y gas combustible.

Contenido de azufre:

El contenido de azufre no tiene una especificación rígida en él, depende de la disponibilidad de gasóleo y principalmente de la especificación de la nafta. Su contenido promedio en el inyector está en el rango de 0,8 a 2,0 % peso.

Contenido de asfaltenos:

Junto con el residuo de carbono, el contenido de asfaltenos es un potencial indicador de formación de coque. Para gasóleos convencionales su contenido varía en el rango de 0,15 a 0,20 % peso. En residuos de vacío es mayor de 10 % peso. Los nuevos modelos admiten hasta 2% en peso de asfaltenos.

Factor de caracterización (K):

El factor K indica la craqueabilidad de la carga y su tendencia a la formación de coque. Este factor varía de 10 a 13 para fracciones de petróleo en general y para cargas de craqueo debe estar entre 11,5 y 12,5. Valores debajo de 11,5 indican carga aromática, de difícil craqueo, elevada formación de coque y baja conversión. Para valores arriba de 12,5 la carga es parafínica, de fácil craqueo, baja generación de coque y alta conversión.

Punto de anilina

El punto de anilina indica la aromaticidad o parafinicidad de la carga. Es la menor temperatura en que un determinado volumen de anilina (fenil-amina) forma una mezcla homogénea con igual volumen de una fracción de petróleo. Si el punto de anilina es mayor de 85 °C, indica carga parafínica. Este parámetro no se utiliza para cargas muy pesadas, ya que es un producto oscuro y por tanto el punto donde ocurre la homogeneidad de la mezcla no es muy confiable.

1.3.2 Principales reacciones químicas

Los autores Gary *et al* (2001), Austin (1998) y Meyers (2003) proyectan que los productos formados en el craqueo catalítico son el resultado de reacciones tanto primarias como secundarias (Anexo 2 y 3).

Las reacciones primarias pueden ser representadas como sigue:

<i>Parafina</i> → <i>parafina menores + olefinas</i>	1.1
<i>Alquilonaftenos</i> → <i>naftenos + olefinas</i>	1.2
<i>Alquiloaromático</i> → <i>aromático + olefinas</i>	1.3

- Craqueo de parafinas

El craqueo catalítico de parafinas se caracteriza por la alta producción de hidrocarburos propano y butano. El tamaño y la estructura de las parafinas determinan las velocidades de reacción y los productos. La isomerización de estructuras ramificadas y la formación de hidrocarburos aromáticos es el resultado de reacciones secundarias que implican olefinas. Con respecto a las velocidades de reacción, el efecto del catalizador es más pronunciado cuando el número de átomos de carbono en la molécula aumenta, pero el efecto no es apreciable hasta que el número de átomos de carbono es de al menos seis.

- Craqueo de olefinas.

Las principales reacciones que ocurren en el craqueo de olefinas son:

1. Ruptura del enlace carbono-carbono
2. Isomerización
3. Polimerización
4. Saturación, aromatización, y la formación de carbono.

La isomerización, saturación y aromatización de olefinas garantizan el alto número de octanaje.

- Craqueo de hidrocarburos nafténicos.

La reacción más importante de craqueo de naftenos es la deshidrogenación de aromáticos. También ocurre la ruptura del enlace carbono – carbono pero a temperaturas por debajo de 540 °C la reacción de deshidrogenación es considerablemente mayor.

- Desalquilación de aromáticos.

Los hidrocarburos aromáticos con grupos alquilo que contienen menos de tres átomos de carbono son muy reactivos. La reacción predominante para compuestos aromáticos con largas cadenas de alquilo es la separación limpia de las cadenas laterales sin romper el anillo.

También se presentan reacciones secundarias estas son: Isomerización, ciclización, transferencia de hidrógeno, condensación.

1.4 Catalizadores de FCC

Para el proceso FCC el catalizador se formula con materiales clasificados como: componente activo, matriz y aditivos. La proporción de estos componentes depende de los objetivos de operación tales como maximizar el índice de octano de las gasolinas o minimizar la producción de coque. El diámetro de partícula promedio de un catalizador varía entre 50 y 70 micrómetros y está conformado principalmente por sílice, alúmina y tierras raras (Hernández, 2003).

CUPET (2000), esboza que el catalizador de craqueo en lecho fluidizado desempeña tres importantes funciones en el proceso:

- Promueve las reacciones de craqueo: principal función
- Agente de transporte del coque: del reactor para el regenerador para la quema del coque depositado
- Agente de transferencia de calor: generado por la quema de coque (reacción exotérmica), se transfiere del regenerador al *riser* para vaporizar la carga y calentarla hasta las condiciones ideales para las reacciones de craqueo.

Gary *et al*, (2001) dividen los catalizadores en tres clases:

Clase 1: Aluminosilicatos naturales tratados con ácido.

Clase 2: Combinaciones sintéticas sílice-alúmina amorfas.

Clase 3: Catalizadores sintéticos cristalinos de sílice-alúmina llamados zeolitas o tamices moleculares.

La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales hoy en día son ya de clase 3 o mezclas de las clases 2 y 3. Las ventajas de los catalizadores de zeolita sobre los catalizadores naturales y los sintéticos amorfos son:

- Mayor actividad
- Mayores rendimientos de gasolina en una conversión dada
- Producción de gasolinas que contienen un mayor porcentaje de parafinas e hidrocarburos aromáticos.
- Rendimiento inferior de coque
- Aumento de la producción de isobutano.
- Capacidad para ir a mayores conversiones por paso sin sobrecraqueo.

Sánchez (2012), divide las propiedades de los catalizadores en catalíticas y físicas:

Propiedades catalíticas

- Actividad
- Selectividad

Propiedades físicas

- Estabilidad
- Área superficial o específica
- Diámetro de los poros
- Índice de atrición
- Granulometría
- Densidad aparente
- Volumen de los poros

1.4.1 Regeneración de los catalizadores

La regeneración del catalizador es una de las actividades de mayor importancia y su control es fundamental para un buen desempeño del proceso de craqueo. A través de la regeneración se remueve cierta cantidad de coque del catalizador gastado y se restablece la actividad del catalizador. La quema del coque es una serie de reacciones que ocurren en la superficie del catalizador con el oxígeno del aire que viene del soplador liberando gran cantidad de energía. En condiciones normales de operación una cierta cantidad de carbono permanece en el catalizador regenerado, que varía en el rango de 0,2 a 0,01 % peso; valor que depende del tipo de regenerador (regeneración parcial o total) (CUPET, 2000) (Hernández, 2006).

1.5 Variables operacionales o parámetros tecnológicos

El craqueo catalítico es un proceso complejo y se deben lograr tres equilibrios para su buen funcionamiento y estabilidad (Agusto e Silva, 2002) (CUPET, 2000):

- Equilibrio de calor o energía, llamado balance térmico
- Equilibrio de presiones, llamado balance de presiones
- Equilibrio químico o de coque, llamado balance de carbono

El equilibrio de energía térmica tiene que mantenerse para que a través de la combustión del coque, se proporcione la energía necesaria al proceso que se utiliza para:

- Calentamiento del inventario de catalizador en el regenerador.
- Calentamiento del aire para la combustión del coque, desde la temperatura de descarga del soplador hasta la temperatura de salida de los gases de combustión.
- Vaporización de la carga al entrar en el *riser*.
- Suministrar la energía para las reacciones endotérmicas del craqueo.

- Compensar la pérdida de energía térmica hacia la atmósfera.

El equilibrio de las presiones es fundamental para que la circulación del catalizador se establezca en la dirección adecuada.

El equilibrio químico o equilibrio de coque consiste en la combustión del coque que se genera durante las reacciones de craqueo, a través de la inyección de aire en el regenerador.

El convertidor está en equilibrio de carbono cuando la cantidad de carbono producido es igual a la del quemado, manteniéndose el contenido de carbono (% peso) en el catalizador regenerado (o en equilibrio) prácticamente constante.

La complejidad de mantener estos equilibrios estriba en la relación existente entre las muchas variables que intervienen en el proceso ya que la alteración en una variable hace que otras variables se ajusten por sí mismas, para que el convertidor encuentre su nuevo punto de equilibrio de energía, lo que acarrea también alteraciones en los rendimientos y calidad de los productos.

Las variables operacionales pueden agruparse en categorías de dependientes e independientes. Diferentes autores como Augusto e Silva (2002), Wauquier (1995) y Meyers (2003) consideran que son variables dependientes porque los operadores no tienen control directo de ellas y las variables independientes son aquellas sobre las que los operadores tienen control directo.

Variables independientes

Caudal o flujo de inyector fresco

El caudal de la carga fresca es establecido a partir de dos funciones: el plan de acción para abastecer el mercado consumidor y según las limitaciones de la unidad.

Un aumento en el flujo de la carga fresca, manteniéndose las demás variables independientes constantes, conlleva a:

- Aumenta la circulación de catalizador
- Disminuye el tiempo de contacto
- Aumenta el flujo de aire para la combustión del coque
- Disminuye la temperatura del lecho denso del regenerador
- Aumenta la relación catalizador/inyector
- Disminuye la conversión

Calidad del inyector fresco

La calidad de la carga es una variable cuyo adecuado conocimiento permite predecir el comportamiento del convertidor y, consecuentemente, los rendimientos y la calidad de los productos. El tipo de hidrocarburo predominante en la carga provee la información sobre la craqueabilidad y refractabilidad de la misma y sus efectos sobre la conversión. Debe controlarse el contenido de metales pesados (Ni, Fe, Cu, V) y alcalino (Na) por su influencia en las propiedades catalíticas (actividad y selectividad).

Actividad del catalizador

La actividad del catalizador depende de sus propiedades químicas, físicas y del proceso de fabricación.

Temperatura de reacción

La temperatura de reacción es la principal variable para ajustar la conversión y es la de mayor efecto sobre el octanaje de la nafta.

La mejor temperatura de reacción es aquella en que se obtiene la mayor conversión posible y con aumento en los rendimientos de nafta y GLP.

El rango usual de temperatura de reacción es de 490-565 °C dependiendo del proyecto del convertidor. En el *riser* para craqueo de nafta la temperatura es alrededor de 585 °C.

La temperatura de reacción puede alterarse a través de dos corrientes energéticas: caudal de catalizador regenerado (circulación del catalizador) y temperatura de la carga fresca a la entrada del *riser*.

Razón de carga combinada (RCC)

La RCC empeora la calidad de la carga y su craqueabilidad debido a la adición de hidrocarburos aromáticos polinucleados presente en el corte de *slurry*.

$$R. C. C. = \frac{\text{Carga fresca} + \text{Reciclos}}{\text{Carga fresca}} \quad 1.4$$

La RCC es siempre un número mayor o igual a uno. Una RCC de 1,2 significa que se está reciclando 20 % del caudal correspondiente a la carga fresca.

Temperatura del inyector fresco

La temperatura del inyector fresco es una de las variables más importantes, se utiliza para ajustar el balance térmico del reactor y varía en el rango de 180-380 °C dependiendo de si la unidad tiene horno para calentamiento o no.

Los efectos esperados cuando se altera la temperatura de la carga fresca solo se manifiestan si el control de temperatura de reacción se mantiene en automático.

Caudal de vapor de dispersión de la carga

El caudal de vapor de dispersión de la carga es una variable muy importante en el craqueo de cargas pesadas, principalmente con adición de residuo.

El vapor de atomización reduce el tamaño de las gotas de líquido, mejora la distribución del catalizador, facilita la vaporización y reduce la producción de coque.

Esta variable normalmente no varía pues se opera siempre en su caudal de proyecto, lo que garantiza una mejor atomización de la carga.

Presión del reactor

La presión del reactor es una variable importante para el balance de presiones en el sistema.

El valor de operación de la presión del reactor se establece en el diseño del proyecto, quedando un rango muy pequeño para variaciones.

VARIABLES DEPENDIENTES

Relación catalizador/inyecto

La relación catalizador/inyecto (C/A) es la relación entre la masa de catalizador circulante y la masa de carga en una misma cantidad de tiempo:

Es un factor que incide directamente en la severidad, cuanto mayor sea, más elevada es la conversión y la selectividad. Para la producción de GLP y nafta está en el rango de 7 - 10.

$$\frac{C}{A} = \frac{\text{Masa de catalizador circulando}}{\text{Masa de carga}} \quad 1.5$$

Tiempo de contacto

El tiempo de contacto es un índice que expresa el tiempo de residencia de la carga en el riser. A medida que ocurren las reacciones de craqueo, varía el caudal volumétrico a lo largo del riser.

$$TC = \frac{\text{Volumen del riser}}{\text{Caudal volumétrico a la salida del riser}} \quad 1.6$$

Temperatura del lecho denso del regenerador

La temperatura del lecho denso del regenerador se ve influenciada por tres factores:

- Cantidad de coque generado
- Caudal de aire para la combustión
- Circulación del catalizador

Dicha temperatura es una variable importante en el proceso de regeneración del catalizador.

Caudal de aire para combustión

El caudal de aire para combustión depende solamente de la cantidad de coque generado durante las reacciones de craqueo.

En regeneradores convencionales (combustión parcial) hay un rango ideal de trabajo entre la masa de aire inyectada y la cantidad de coque producida, llamada razón aire/coque (A/K). La razón A/K está relacionada directamente con la eficiencia de la regeneración, o sea, con el contenido de carbono en el catalizador regenerado, y varía en el rango de 10-12.

Para regeneradores de combustión total la razón A/K es mayor, pues siempre se utiliza un exceso de aire para garantizar la combustión completa, además de los promotores de combustión

1.6 Simulación del proceso de FCC

En la actualidad se han realizado numerosos estudios que involucran la simulación de procesos de craqueo catalítico a continuación se muestran algunos ejemplos:

Hernández *et al*, (2004) se realiza la simulación de una unidad de desintegración catalítica fluidizado FCC, donde el resultado principal fue la aplicación de un modelo para simular el estado estacionario del regenerador de catalizador en una unidad de desintegración catalítica fluidizada, incluyendo una descripción cinética detallada del comportamiento de la fase densa y de la fase diluida, tanto en combustión parcial como en combustión total.

Mientras que Flores *et al*, (2007) realiza la simulación del FCC con el fin de calcular la temperatura de mezclado. La determinación de la misma se obtiene evaluando la entalpía de la alimentación de *riser* con una ecuación de estado cúbica. Además, se analiza el efecto de la caída de presión sobre las variables de proceso (rendimientos de los productos, la temperatura, la función de desactivación del catalizador, velocidad, densidad y fracción volumétrica de la mezcla gaseosa reaccionante de este reactor.

En Garrido (2010) se realiza una simulación estacionaria de las plantas de un FCCU para la cual utilizó el *software HYSYS V 7.1*. Fueron simuladas varias plantas entre ellas la columna principal perteneciente a la sección de fraccionamiento de la planta de craqueo catalítico

fluidizado. Esta simulación se realizó con el objetivo de mostrar una tendencia del comportamiento de las operaciones unitarias simuladas o de las plantas en general frente a un cambio de las condiciones de operación. Además de utilizar los datos entregados por el *software HYSYS V 7.1* para realizar una evaluación integral energética.

Mientras que Pradhan, (2012) simula la unidad FCC con el objeto de obtener el rendimiento final de gasolina. Estudió el comportamiento del reactor y se concluyeron las condiciones óptimas para el reactor. Se realiza la comparación de un *riser* simple y doble y una condición óptima. En la simulación adicional se utiliza un fraccionador de tipo unidad adicional que apenas afecta al comportamiento del *riser*. La simulación se realiza con *ANSYS FLUENT 13.0* para mostrar el perfil de temperatura en el regenerador y el producto de reacción CO₂.

Babosa *et al*, (2013) realiza un estudio motivado por la creciente demanda de fracciones de petróleo más ligeras lo que ha requerido que la unidad de craqueo catalítico fluidizado sea modelada con mayor precisión y exactitud. Se obtuvo un modelo más preciso del *riser* que es uno de los principales elementos de la unidad y un conjunto razonable de parámetros para el funcionamiento del mismo que podría conducir a un mejor rendimiento.

En otros estudios consultados motivado por la creciente demanda de fracciones de petróleo más ligeras Olufemi *et al*, (2013) obtiene un modelo más preciso del *riser* que es uno de los principales elementos de la unidad y un conjunto razonable de parámetros para el funcionamiento del mismo que podría conducir a un mejor rendimiento.

Cada uno de estos estudios se trazaron con objetos diferentes: obtener una descripción cinética del comportamiento de la fase densa y de la fase diluida del regenerador, la determinación de la temperatura de mezclado, mostrar una tendencia del comportamiento de las operaciones unitarias simuladas o de las plantas en general frente a un cambio de las condiciones de operación, obtener el rendimiento final de gasolina y obtener un modelo más preciso del *riser* y un conjunto razonable de parámetros para la obtención de fracciones de petróleo más ligeras. Todos tienen en común la simulación de unidades de FCC en ese aspecto todos guardan relación con el estudio que pretende realizar el autor aunque no todos los objetos de estudio de los mismos la posean.

1.6.1 Software utilizados en la simulación de procesos químicos.

Entre los *software* utilizados en la industria del petróleo para la modelación de procesos de craqueo catalítico fluidizado se encuentran:

- *AspenPlus*

El sistema avanzado para ingeniería de procesos *Advanced System for Process Engineering* (ASPEN), es en el mercado, el líder en herramientas de modelación de proceso, de diseño conceptual, optimización y monitoreo del desempeño, para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Se desarrolla en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) y se comercializa desde 1980 por una compañía denominada *Aspen Tech*. *Aspen Plus* es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. *Aspen Plus* tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales. Además modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica y en tablas (Aspen Technology Inc, 2015).

- *Hysys*

Hysys es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por *Aspen Tech* en el 2004 por lo que se desarrolla en la actualidad por *Aspen Technology*. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Es un *software* que permite la simulación de plantas petroquímicas y afines (Henaó *et al*, 2002)

La compañía *Hyperion* ha desarrollado un modelo dinámico de *Hysys* de alta fidelidad para la unidad de catalizadores de craqueo en lecho fluido que incluye modelos de reactor de FCC.

- PRO/II

El *software* PRO/II de simulación integral de proceso es un simulador de estado estacionario que posibilita un análisis operacional y diseño de proceso mejorado. Está diseñado para realizar cálculos rigurosos de equilibrio de energía y masa para una amplia variedad de

procesos químicos. Desde la separación de gas y petróleo hasta la destilación reactiva, PRO/II ofrece a las industrias del procesamiento de sólidos, gas natural, petróleo, químicos y polímeros la solución de simulación de procesos más integral disponible en la actualidad (Scheiderelectric, 2015).

Tiene entre sus capacidades principales el procesamiento de petróleo pesado, precalentamiento de crudo, destilación de crudo, fraccionador de coque y de unidades FCC, separador (*splitter*) y extractor (*stripper*) de nafta, separador de agua ácida, y alquilación de ácido fluorhídrico y sulfúrico (GSE Systems, 2016).

- *Petro-SIM*

Petro-SIM es un completo simulador gráfico de procesos que combina la destacada tecnología *Profimatics* de KBC y modelos de procesos comprobados para efectuar simulaciones rigurosas de refinerías y plantas petroquímicas. Permite que los ingenieros de procesos optimicen, analicen y evalúen las complejas interacciones que se producen en una refinería mientras realizan simulaciones de múltiples unidades, determinan el impacto de diferentes materias primas y objetivos operativos, controlan el rendimiento de los procesos, efectúan análisis de inversión o actualizan un modelo de Programa Lineal.

Petro-SIM, una interfaz basada en *Hysys*; es una herramienta fácil de usar que ayuda a los usuarios a prever cómo el cambio en una variable puede afectar a miles de otras. Su arquitectura totalmente adaptable permite que los ingenieros optimicen una unidad de proceso determinada con el fin de mejorar el funcionamiento diario, o bien simulen una refinería entera para estimar con precisión el impacto de los cambios en los procesos. Es capaz de hacer proyecciones realistas sobre los rendimientos y determinar el potencial económico (KBC Advanced Technologies , 2004).

Acompaña a *Petro-SIM* un amplio conjunto de modelos de reactor estándares de KBC, que incluye: *Fluid Catalytic Cracker* (FCC-SIM) para craqueo catalítico del fluido, *Hydrocracker* (HCR-SIM) para craqueo con hidrógeno, *Catalytic Reformer* (REF-SIM) para reformador catalítico, *Naphtha Hydrotreater* (NHTR-SIM) para hidrotratamiento de la nafta, entre otras unidades.

1.7 Conclusiones parciales del capítulo I

1. La característica fundamental del equipamiento de craqueo catalítico es la unión de dos unidades: un reactor a temperaturas en torno a 500°C y un regenerador que opera sobre los 680°C y pueden presentarse bien como unidad aglomerada (*stacked unit*) o unidad disgregada (*side-by-side unit*).
2. Las unidades de craqueo catalítico pueden aceptar una amplia gama de materias primas provenientes de los fondos de la destilación atmosférica o de la torre de vacío.
3. El producto más deseado de la FCC es la gasolina, aunque el diseño y las variables de funcionamiento se pueden ajustar para maximizar otros productos como el aceite de ciclo ligero y las olefinas ligeras.
4. Se establece que para el buen funcionamiento de la unidad se deben cumplir tres equilibrios: de calor o energía, de presiones y el químico o de carbono; que se obtiene manteniendo en los rangos permisibles variables como la temperatura de reacción, la presión, el tiempo de contacto.
5. Se selecciona el simulador *Petro-SIM* debido a las facilidades que ofrece para las unidades de craqueo catalítico fluidizado.

Capítulo II. Materiales y métodos

En este capítulo se realiza una caracterización general de la operación de la unidad de craqueo catalítico. Se describe la operación del reactor de craqueo catalítico fluidizado, caso de estudio. Se presenta la metodología que será utilizada para la calibración del reactor y su posterior evaluación al cambio de dieta.

2.1. Unidad de craqueo catalítico (CCU)

La unidad está diseñada para una capacidad de 2841 t/d de una mezcla de aceite no convertido de hidro craqueo y aceite de la unidad de hidro craqueo leve para la etapa expansión y 2150,4 t/d de aceite de vacío (VGO) de destilación al vacío en Fase 1.

El diseño de los equipos fue preparado para tres posibles modos de operación: Maximizar gasolina, maximizar destilado y Fase I.

La unidad se divide en secciones:

Sección de reacción y regeneración (010-100)

Comprende las etapas:

Pre calentamiento de la materia prima: diseñada para precalentar la alimentación hasta la temperatura adecuada para la reacción.

Reacción y regeneración: convierte la alimentación precalentada en productos claros que luego son fraccionados y tratados en otras secciones aguas abajo.

Sección de tratamiento de gas de proceso (010-200)

Convierte el calor residual del gas de combustión que sale del regenerador, en vapor a diferentes niveles de presión. Disminuye hasta valores permisibles, el material particulado o fino del catalizador que se arrastra, de acuerdo a las restricciones medioambientales.

Sección fraccionamiento (010-300)

Fraccionar el efluente que sale de la sección de reacción en las siguientes corrientes y productos:

- Corriente de gas húmedo y destilado líquido que se alimenta a la sección de recuperación de gas.
- Producto de aceite de ciclo ligero (LCO) que se envía hacia almacenamiento para formulación de petróleo combustible *fuel oil*.

- Producto de aceite clarificado (CLO) que se envía hacia almacenamiento para formulación de petróleo combustible *fuel oil*.

Sección de recuperación de gas (010-400)

Esta sección procesa las corrientes más ligeras de la sección 010-300 a mayores condiciones de presión (16 kgf/cm²g) para obtener los productos:

- Gas combustible ácido que se envía la unidad de endulzamiento gas
- GLP ácido que se envía a unidad de endulzamiento de GLP
- Nafta craqueada que se envía como componente de gasolina

En el presente estudio se contemplará como caso de estudio el correspondiente a la Fase I, por consiguiente, la descripción del trabajo y todos los datos están en función de este modo de operación. Todos los datos fueron tomados del libro de procesos de dicha unidad para este modo de operación (AXENS, 2011).

2.2 Descripción del caso de estudio

El CCU se alimenta con el gasóleo de vacío caliente y frío provenientes de destilación al vacío y de almacenamiento en proporción 80 y 20 % peso respectivamente. Ambas partes se mezclan en el tambor de recepción de materia prima D-010-001. Luego se bombea mediante la P-010-001 A/B a través de los intercambiadores de calor E-010-003 para llevarla a la temperatura de entrada al reactor.

La materia prima calentada se inyecta al reactor elevador, *riser* R-010-001 a través de los eyectores Z-010-002 A-D que logran atomizarla con vapor de media presión para lograr la correcta homogenización y contacto con el catalizador regenerado caliente que viene desde el ciclo de regeneración.

Todo el calor requerido para la operación se suministra por la combustión del coque en el regenerador y que luego transporta el catalizador regenerado hacia el ciclo de reacción.

Una vez que entran en contacto el catalizador caliente con la materia prima atomizada en el reactor elevador ocurre la vaporización completa de la carga. En un período de 2 a 3 segundos ocurren las reacciones de craqueo que dan lugar a la formación de los productos y la formación de coque en la superficie del catalizador que agotan su actividad.

Luego el catalizador agotado se separa de los hidrocarburos en el sistema de separación de salida del reactor elevador. Esta separación se realiza de forma drástica con el objetivo de

evitar las reacciones indeseables que producen gas seco y coque en detrimento del rendimiento de la gasolina.

Los vapores de hidrocarburos pasan a través de una primera etapa de separación sencilla y eficiente en los ciclones para completar la separación de los vapores y los finos del catalizador, de esta manera se minimizan las pérdidas de catalizador en los productos. El catalizador cae entonces a la etapa de despojamiento donde se libera con vapor de baja presión a razón de 3,5 kg de vapor por tonelada de catalizador. Para extraer los hidrocarburos que se puedan quedar retenidos para luego introducirse en el regenerador a través de los tubos bajantes *stand pipe*. Los vapores de hidrocarburos una vez separados del catalizador salen del reactor y entran a la sección de fraccionamiento a una temperatura de 540 °C.

El catalizador agotado y despojado con un 0,6 % peso de coque entra al regenerador de combustión total R-010-004 para la quema del coque depositado en su superficie y así reactivar su actividad a una temperatura de 728,6 °C en la cama densa. El aire de combustión requerido se suministra por soplador C-010-001 a 179,4 °C y entra al regenerador a contracorriente mediante los anillos de distribución de aire. En esta etapa es donde se genera el calor necesario para todo el proceso de reacción, fraccionamiento y calentamiento de la materia prima. El catalizador una vez regenerado con un contenido de carbón inferior al 0,03 % peso se vuelve a introducir al reactor para iniciar una vez más el ciclo.

El humo o gas de combustión generado por la regeneración se envía a una temperatura de 728,6 + 10 °C de incremento hacia la sección 010-200 una vez que pasa por las dos etapas de separación de finos de catalizador en los ciclones del regenerador.

El correcto sentido de flujo entre el reactor y el regenerador se logra mediante un diferencial de presión de 0,4 kgf/cm² y el funcionamiento de las válvulas de guillotinas TV, LV y la de salida del gas de combustión del regenerador Z-010-017.

En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de bloques de la unidad de craqueo catalítico CCU y en la Tabla 2.1 las propiedades de la alimentación de la unidad de FCC compuesta por una mezcla de gasóleo de vacío ligero LVGO y gasóleo de vacío pesado HVGO.

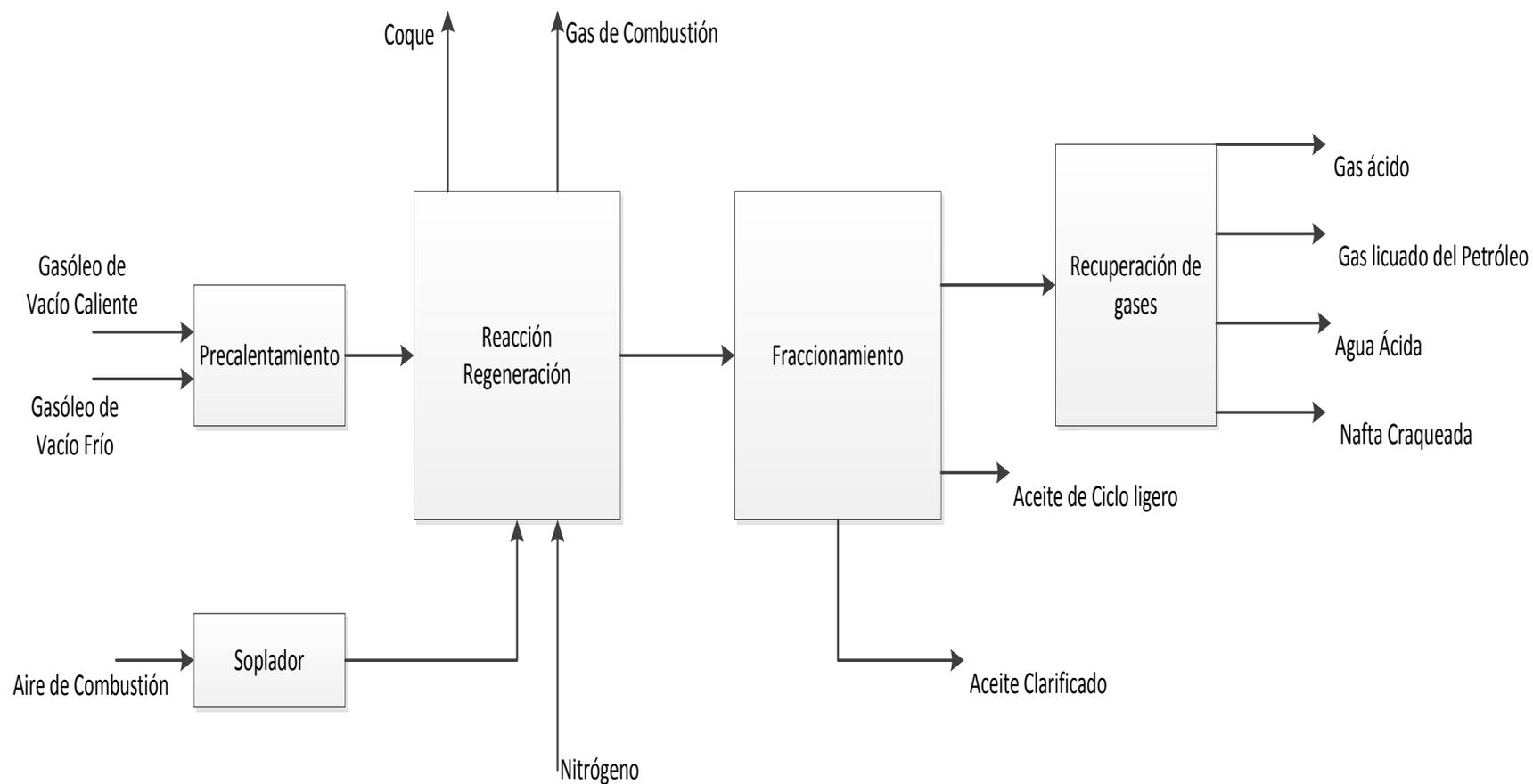


Figura 2.1 Diagrama de bloques de la unidad de craqueo catalítico CCU.

Tabla 2.1 Propiedades de la alimentación del CCU.

Propiedades	UM	LVGO 1 (370-450 °C)	HVGO 1 (450-530 °C)
Flujo másico	kg/h	45750	43875
Gravedad específica		0,9203	0,9482
Contenido de azufre	% peso	1,43	1,65
Contenido de nitrógeno	ppm peso	1645	2758
Contenido de nitrógeno básico	ppm peso	489	1008
Acidez	mgKOH/g	0,31	0,37
Residuo de Carbón <i>Conradson</i>	% peso	0,336	2,769
Viscosidad cinemática a 38°C/99°C	cSt	48/5,8	297,8/16
Punto de fluidez	°C	24,2	38,1
Punto de anilina	°C	78,7	85,5
Contenido de aromáticos	% volumen	39,7	45,8
Contenido de naftenos	% volumen	38,6	35
Contenido de parafinas	% volumen	21,4	19
Contenido de carbón	% peso	86	85,8
Contenido de hidrógeno	% peso	12,4	12
Contenido de asfáltenos	ppm peso	< 500	< 500
Contenido de níquel	ppm peso	2,5	1,0
Contenido de vanadio	ppm peso	2,5	4,0
Contenido de hierro	ppm peso	1,2	4,3
Destilación ASTM D1160			
1 % volumen	°C	346	380
5 % volumen	°C	367	412
10 % volumen	°C	373	424
30 % volumen	°C	390	457
50 % volumen	°C	407	476
70 % volumen	°C	429	499
90 % volumen.	°C	462	528
95 % volumen	°C	478	547
98 % volumen	°C	511	557

2.3 Metodología para la evaluación del reactor de FCC.

Para la evaluación de la unidad se necesita un modelo de simulación que permita obtener los parámetros operacionales que permita operar el reactor sin afectar el rendimiento ante cambios de alimentación. El modelo de simulación se obtiene a partir de la calibración del reactor con el propósito de predecir los factores de calibración que muestran el comportamiento real del proceso de reacción. Para ello se utiliza la información sobre alimentaciones, productos y condiciones de operación reales en el simulador *Petro-SIM 6.0*. Este simulador proporciona el

FCC-SIM 6.0 como entorno de calibración para respaldar el proceso. En la Figura 2.2 se muestra el diagrama heurístico de la metodología de calibración del reactor.

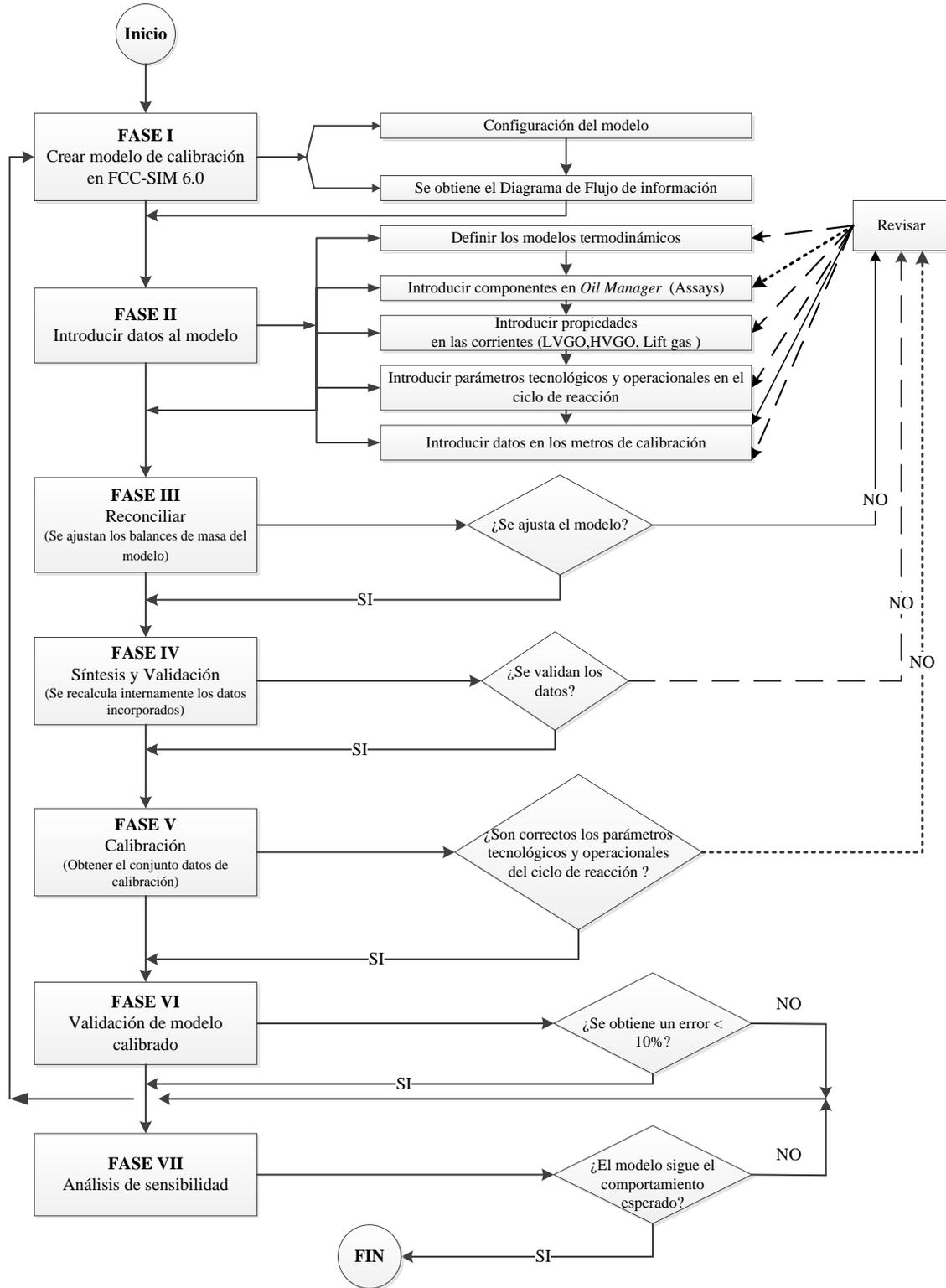


Figura 2.2 Diagrama heurístico de la metodología de calibración del reactor.

Fase I: Tenemos la creación del modelo de calibración, El *FCC-SIM 6.0* crea automáticamente una nueva plantilla con un conjunto de componentes predeterminado y un paquete de propiedades para el reactor seleccionado. En la ventana configuración del reactor, se configuran las opciones de diseño principales cambiando los detalles para reflejar lo que necesita.



Figura 2.3 Configuración de la plantilla para la calibración del reactor de FCC.

Coincidiendo con sus elecciones se configura el entorno de calibración y crea un optimizador para el sistema.

Entre los módulos principales que se incluyen en el grupo de calibración se encuentran:

- Reactor FCC (FCCU Reactor)
 - Columna en *Distop* (*Distillation Column Sub-flowsheet, in Distop*)
 - Divisor de componentes (*Component splitter*)
1. Reactor FCC (*FCCU Reactor*)

Este módulo simula un reactor equipado con un regenerador. Calcula los balances completos de calor y masa para el reactor y el regenerador. El producto del reactor FCCU forma la alimentación a un fraccionador que típicamente se modela en *Petro-SIM* como una columna en *Distop*.

2. Columna en *Distop* (*Distillation Column Sub-flowsheet, in Distop*)

El modelo en *Distop* resuelve las ecuaciones de destilación sección por sección. Se define de forma explícita los rendimientos de los productos proporcionando puntos de corte TBP. Determina el rendimiento de la destilación coincidiendo con los productos realmente logrados en una refinería. Con este módulo se simula de forma preliminar la sección de fraccionamiento de la unidad de craqueo catalítico.

3. Divisor de componentes (*Component splitter*)

Con este módulo la corriente de entrada se separa en dos o más flujos en función de los parámetros y las fracciones divididas que especifique. Se puede elegir entre tres formas de especificar las divisiones y se pueden usar los mecanismos de calibración en *Petro-SIM* para calcular las fracciones divididas, los puntos de corte o los factores de eficiencia que impulsan cada enfoque de modelado para que coincida con los datos de la planta.

En este modelo se analizan las corrientes de salida de la columna, los datos que se suministran en los medidores de flujo y la alimentación al FCC. Las corrientes de alimentación de columna intermedias no se analizan.

Fase II, Se introducen los datos necesarios para la calibración del reactor de FCC. Para implementar un caso de estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. La definición de la termodinámica se puede realizar según el árbol de decisión (Carlson E. 1996), que se muestra en el Anexo 4. El modelo termodinámico escogido es el *Peng-Robinson*. Este modelo es generalmente el más recomendado para aplicaciones de petróleo, gas o petroquímica. Resuelve de forma rigurosa sistemas de una, dos o tres fases con un alto grado de eficiencia y fiabilidad, y es aplicable a un amplio rango de condiciones físico-química.

Se crean los *assays* para las materias primas LVGO y HVGO en la ventana *Oil Manager* a partir de la Tabla 2.1.

Los datos necesarios para completar el resto de las actividades de esta fase se recopilan del Libro de Procesos (AXENS, 2011) y se presentan en las siguientes tablas.

Tabla 2.2 Temperatura y presión de todas las corrientes.

Corrientes	Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm ²)
Gasóleo de vacío ligero (LVGO)	180	14,4
Gasóleo de vacío pesado (HVGO)	180	14,4
Gas de elevación	41,9	14,2
Gas ácido	39,5	9,5
Gas licuado del petróleo (GLP)	38	24,2
Nafta Craqueada	40,3	13,1
Aceite de ciclo ligero (LCO)	45	7
Aceite clarificado (HCO)	80	8

Tabla 2.3 Composición de gas licuado del petróleo, gas ácido y gas de elevación.

Composición (% peso)	Gas licuado del petróleo	Gas ácido	Gas de elevación
N ₂		14,10	14,10
CO ₂		4,85	4,85
NH ₃	0,1	0,10	0,10
H ₂ S	0,09	11,93	11,93
H ₂		1,77	1,77
Metano		20,46	20,46
Etano	0,01	17,35	17,35
Etileno		18,36	18,36
Propano	6,39	1,01	1,01
Propeno	30,6	7,93	7,93
i-Butano	10,5	0,23	0,23
Butano	4,98	0,07	0,07
i-Buteno	14,71	0,23	0,23
1- buteno	9,75	0,15	0,15
C2-Buteno	8,93	0,10	0,10
T2-Buteno	13,43	0,16	0,16
13BD	0,31		
Flujo másico (kg/h)	12838	5628	600
Rendimiento (%)	14,3	6,3	
Gravedad específica	0,5669		

Tabla 2.4 Características y parámetros operacionales del catalizador.

Catalizador			
	Flujo de circulación del catalizador	t/min	13,3
	Inventario en el regenerador	t	115
	Inventario total de la unidad	t	128
Fresco	Actividad MAT	%	72
	Flujo de reposición	t/d	2,2
Equilibrio	Actividad MAT	%	70
	Contenido de níquel máximo	ppm peso	2500
	Contenido de vanadio máximo	ppm peso	5000
	Área superficial	m ² /g	139

Tabla 2.5 Propiedades físicas y químicas de la nafta craqueada, aceite de ciclo ligero y el aceite clarificado

Propiedades	UM	Nafta Craqueada	Aceite de ciclo ligero	Aceite clarificado
Flujo másico	kg/h	38586	20482	7220
Punto de corte	°C	C5-220	220-380	380+
Gravedad específica		0,761	0,973	1,128
Contenido de azufre	ppm peso	1984	21000	30000
Contenido de nitrógeno	ppm peso	82	1900	9000
RVP	kPa	44,5		
RON estimado		92,9		
MON estimado		81		
Número de cetano			17	
Punto de fluidez	°C		<0	
Punto de congelación	°C		<-5	<-5
Punto de inflamación	°C			>90
Viscosidad a 100°C	cSt		1.3	13,2
Contenido de parafinas	% volumen	31,3		
Contenido de olefinas	% volumen	33,4		
Contenido de naftenos	% volumen	7,5		
Contenido de aromáticos	% volumen	27,8		
Destilación		ASTM D86	ASTM 86	ASTM D1160
5 % volumen	°C	51,7	234,6	370,9
10 % volumen	°C	56,6	245,2	389,8
30 % volumen	°C	73,4	263,3	414,9
50 % volumen	°C	97,6	281,5	436,8
70 % volumen	°C	135,2	305,1	472,4
90 % volumen	°C	186,1	340,6	527,3
95 % volumen	°C	201,1	253,3	548,7
EBP	°C	218,3	371,1	584,5
Rendimiento	%	43,1	22,9	8,1

Tabla 2.6 Parámetros tecnológicos y operacionales del reactor elevador.

Reactor elevador			
Geometría	Diámetro	mm	900
	Longitud	m	44,92
Condiciones de operación	Temperatura de salida	°C	540
	Flujo de vapor de atomización	kg/h	3600
	Temperatura del vapor	°C	350
	Presión del vapor	kgf/cm ²	16
	Flujo de vapor de estabilización	kg/h	1800
	Flujo de vapor de elevación	kg/h	620

Tabla 2.7 Parámetros tecnológicos y operacionales del regenerador.

Regenerador			
Geometría	Diámetro de la fase diluida	m	6,9
	Diámetro de la fase densa	m	5,7
	Área de la fase diluida	m ²	1,672
	Volumen de la Fase diluida	m ³	509,7
	Volumen de la Cámara plena	m ³	42,48
Condiciones de operación	Presión del regenerador	kgf/cm ² g	1,8
	Presión de descarga del soplador principal	kgf/cm ² g	2,5
	Temperatura de la fase diluida	°C	739
	Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,03
	Exceso de O ₂ en la salida del regenerador	% volumen	3,00
	Flujo de aire de combustión	Nm ³ /h	65918
	Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,78
	Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,33
	Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1400
	Temperatura del gas de combustión	°C	738,6
	Humedad del aire de combustión		70
	Temperatura del aire de combustión	°C	21
	Temperatura de descarga del soplador principal	°C	179,4
	Eficiencia del soplador principal	%	75

Tabla 2.8 Parámetros tecnológicos y operacionales del reactor separador.

Reactor separador			
Geometría	Diámetro en la fase diluida	m	2,9
	Diámetro en la fase densa	m	2,8
	Área en la zona de entrada de ciclones	m ²	0,24
	Volumen de la fase diluida	m ³	70,79
	Volumen de despojador	m ³	56,63
Condiciones de operación	Presión del reactor	kgf/cm ² g	1,4
	Flujo de vapor de despojamiento	kg/h	4100
	Temperatura del vapor de despojamiento	°C	305
	Presión del vapor de despojamiento	kgf/cm ²	6
	Temperatura de reacción	°C	540
	Flujo de vapor anti coque (Domo)	kg/h	744
	Temperatura del vapor anti coque	°C	305
Presión del vapor anti coque	kgf/cm ²	6	

Tabla 2.9 Parámetros operacionales del compresor gas húmedo.

Compresor de gas húmedo		
Presión de succión	kgf/cm ² g	0,3
Presión de descarga	kgf/cm ² g	16,7

Fase III: Se realiza una verificación general del balance de materiales, se usa comúnmente antes de la calibración para ajustar los datos. Esta fase considera solamente los datos de los medidores y determina esencialmente nuevos valores conciliados dentro de estos.

Fase IV: Se sintetizan y validan las alimentaciones y los productos requeridos donde se enumera cada paso en el proceso e indica su estado de éxito o error.

Fase V: Se ejecutan los cálculos de los factores de calibración, durante el proceso el grupo de objetos se desconecta del resto del caso y se resuelve por separado. Esto se hace porque las secuencias contienen temporalmente material diferente en función de las mediciones y evita que el resto del caso interfiera con la calibración.

Fase VI: Para la validación del modelo se comparan los resultados obtenidos tras la calibración, como criterio de comparación se toma el error relativo:

$$e_{rel} = \frac{|X_{diseño} - X_{calculado}|}{X_{diseño}} \quad 2.1$$

Se considera que un error relativo menor que 10 %, permite definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación del reactor del CCU.

Para la validación se usan todos los datos mostrados en las tablas 2.1 - 2.7 más los datos que se muestran en la siguiente tabla.

2.10 Parámetros operacionales necesarios para la validación.

Parámetros		
% Vaporización	%	100
Relación catalizador/aceite	peso/peso	8,9
Tiempo de residencia	s	2
Flujo de aire	kg/h	84095
Flujo de efluente de reacción	kg/h	99534
Flujo de coque	kg/h	5654
Flujo de gas de combustión	kg/h	90176

Fase VII: Para medir la sensibilidad del modelo conformado, se varía el flujo másico de las corrientes de entrada desde el 60-75 % de la capacidad de la unidad del CCU (Tabla 2.11). Se determina este intervalo, dado que en el diseño de la planta el licenciante prevé que la unidad

no puede operar a menos del 60 % de la capacidad desde el punto de vista hidráulico y no más del 75 % para cargas directas de plantas de vacío.

Se analiza el comportamiento de las temperaturas de la cama densa, flujo de aire de combustión y el flujo de catalizador.

Tabla 2.11 Parámetros para el análisis de sensibilidad

LVGO (t/d)	HVGO (t/d)	Flujo total (t/d)	% Carga
869,34	835,25	1704,6	60
941,79	904,85	1846,65	65
1014,23	974,46	1988,7	70
1096	1053	2151	75,7

Después de validado el modelo, este puede ser utilizado para determinar los nuevos parámetros operacionales para operar el reactor al cambiar la alimentación manteniendo el catalizador para la Fase I. También se podrá obtener las características de los productos principales de la unidad de craqueo catalítico utilizando la columna en modo *Distop* y el divisor de corrientes para simular la sección de fraccionamiento y la sección de recuperación de gases de forma preliminar.

Cuando se varía la calidad de la carga se debe tener en cuenta el caudal de carga programado, la recepción de productos de otras unidades (aguas abajo), principalmente de los gases que contienen H₂S, que sería necesario minimizar los efectos sobre los rendimientos y calidad de los productos (conversión, octanaje, contenido de azufre) y efectos sobre el catalizador. Las alimentaciones escogidas para esta evaluación son Leona 22, Sahara Blend y Urals. Estos crudos fueron los más procesados por la Refinería en el año 2017.

En la Tabla 2.12 se muestran los crudos utilizados para conformar las nuevas dietas del FCC. En las Tablas 2.13 y 2.14 se muestran las características de estas corrientes, las mismas se obtienen a partir del análisis de los *assays* de estos crudos y son conciliados con los resultados obtenidos por el departamento de tecnología en evaluaciones anteriores. Además se muestran los flujos máxicos y el % de carga para las nuevas alimentaciones (Tabla 2.15)

En el cambio de alimentación se mantendrán constantes la temperatura y presión de la alimentación fijadas para el diseño.

Tabla 2.12 Mezclas de crudos utilizadas en la evaluación

Dietas	⁰ API	Crudos			
		Merey 16	Mesa 30	Sahara	Urals
Leona 22	22	52 %	48 %		
Urals	30,92				100 %
Sahara Blend	36	25 %		75 %	

Tabla 2.13 Propiedades de los gasóleos de vacío ligero (LVGO).

Parámetros	UM	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Contenido de nitrógeno básico	% peso	0,0478	0,0332	0,0368
API	--	20,7	23,41	25,3
Contenido de azufre	% peso	1,87	1,743	0,78
Residuo de carbón <i>Conradson</i>	% peso	0,1	0,0107	0,1
Contenido de asfáltenos	% peso	0	0	0,01
Contenido de hierro	ppm peso	0	0,00193	0,03
Contenido de níquel	ppm peso	0,9	0	0,08
Contenido de vanadio	ppm peso	3,69	0,00739	0,31
Contenido de parafinas	% volumen	36	17,75	45,79
Contenido de naftenos	% volumen		48,81	37,14
Contenido de aromáticos	% volumen	62,08	33,44	17,07
Destilación ASTM D-1160				
PIE	°C	325	382,6	331
10 % volumen	°C	367	385,1	380
50 % volumen	°C	412	413,2	426
90 % volumen	°C	461	443,1	479
PFE	°C	490	448	511

Tabla 2.14 Propiedades de los gasóleos de vacío pesado (HVGO).

Parámetros	UM	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Contenido de nitrógeno básico	% peso	0,0687	0,078	0,0654
API	--	17,1	18,51	21,9
Contenido de azufre	% peso	2,2	2,117	1
Residuo de carbón <i>Conradson</i>	% peso	0,2	1,4331	0,53
Contenido de asfáltenos	% peso	0	0	0,19
Contenido de hierro	ppm peso	0,02	0,0817	0,48
Contenido de níquel	ppm peso	3,98	0,1941	1,74
Contenido de vanadio	ppm peso	19,11	0,5543	7,12
Contenido de parafinas	% volumen	32,05	10,02	45,08
Contenido de naftenos	% volumen		53,96	37,14
Contenido de aromáticos	% volumen	62,08	36,02	26,28
Destilación ASTM D-1160				
PIE	°C	362	463	370
10 % volumen	°C	416	465,9	427
50 % volumen	°C	464	497,5	484
90 % volumen	°C	512	539,2	528
PFE	°C	540	547,1	554

Tabla 2.15 Flujo másico de las alimentaciones.

Parámetros	UM	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Flujo másico (LVGO)	kg/h	30480	31420	34000
Flujo másico (HVGO)	kg/h	37110	45559	23220
Total	kg/h	67590	76979	57220
% de carga		57	65	48,3

Al realizar un breve análisis de las Tablas 2.13 y 2.14 se puede determinar que el más ligero es el Sahara Blend (25,3 °API), pero a su vez presenta mayor contenido de asfáltenos que sufre un craqueo incipiente, transformándose casi totalmente en coque, este crudo es de naturaleza parafínica por lo que se puede predecir que se obtendrá un alto rendimiento de nafta. El Leona 22 es el más pesado (20,7 °API) de los tres con mayor contenido de azufre, el cual permanece en forma heterocíclica al pasar por el reactor elevador, aumentando su contenido en aceites de reciclado ligero, pesado y *slurry*. Además presenta un alto contenido de vanadio el cual disminuye la selectividad y actividad del catalizador. De los tres crudos el más similar al inyectado a la planta en la Fase I es el Urals, por lo que se puede esperar un comportamiento similar al diseño.

comete al estudiar el sistema con el modelo diseñado, lo que permite definir con qué precisión puede ser utilizado éste para predecir y estudiar la operación del equipo. En la siguiente tabla y el Anexo 5 se muestran los resultados del análisis de los parámetros que son determinantes en la operación eficiente del reactor de FCC.

Tabla 3.1 Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el reactor de craqueo catalítico.

Reactor elevador	UM	Diseño	Simulación	Error (%)
Relación catalizador/alimentación	peso/peso	8,92	8,94	0,22
Tiempo de residencia	s	2	2,03	1,8
Regenerador				
Presión del regenerador	kgf/cm ² g	1,8	1,77	1,8
Presión de descarga del soplador principal	kgf/cm ² g	2,5	2,467	1,3
Temperatura de la fase densa	°C	728,9	728,6	0,041
Temperatura de la fase diluida	°C	739	739,1	0,013
Exceso de O ₂ en la salida del regenerador	% volumen	3	2,7	10
Flujo de aire de combustión	kg/h	84095	84360	0,3
Flujo de aire de combustión	STD m ³ /h	69670	69630	0,057
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,33	13,35	6,83
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1400	1399	0,071
Temperatura del gas de combustión	°C	738,6	738,7	0,013
Temperatura de descarga del soplador principal	°C	179,4	179	0,22
Flujo de coque	kg/h	5654	5464	3,36
Flujo de gas de combustión	kg/h	90176	88820	1,50
Reactor separador				
Presión del reactor	kgf/cm ² g	1,4	1,36	2,85
Flujo de efluente de reacción	kg/h	99534	96620	2,92
Compresor de Gas Húmedo				
Presión de succión Compresor húmedo	kgf/cm ² g	0,3	0,28	6,67
Presión de descarga Compresor húmedo	kgf/cm ² g	16,7	15,7	5,99
Catalizador				
Flujo de circulación del catalizador	t/min	13,3	13,36	0,5

Como se aprecia en la Tabla 3.1 se muestran los resultados que se cometen al calibrar el reactor de FCC para las condiciones de diseño. En su mayoría son pequeños por debajo del 3 %, aunque algunos parámetros oscilan en un 6%. Los mismos no afectan la reproducción adecuada del modelo bajo estas condiciones. Los errores que se cometen al simular el

catalizador para las condiciones de diseño están por debajo del 0,5 %, lo que significa que el modelo reproduce adecuadamente las características del mismo.

En los Anexos 6-12 se pueden encontrar los resultados de la simulación del modelo para las corrientes de entrada y salida.

En el caso de la alimentación al CCU (Anexo 6) el modelo predice con alta fidelidad las características de las corrientes, solo se observan errores en los cortes de destilación y estos son menores al 2 %.

Los errores para el gas licuado del petróleo (GLP), Anexo 7, se comportan por debajo del 3%, en el caso del gas ácido (Anexo 8) se puede encontrar que los valores simulados se encuentran distantes al diseño, pero no son signo de alarma porque no es una corriente determinante, para el gas de elevación (Anexo 9) el modelo predice los resultados con alta fidelidad por debajo del 1 %.

Para la nafta craqueada (Anexo 10) se puede observar que los errores en los cortes de destilación distan mucho de ser menores del 10 %, pero para este producto el interés es el punto final el cual es menor del 2 %.

Para el aceite de ciclo ligero (Anexo 11) todos los errores son menores al 2 % exceptuando el número de cetano que es 5,89 % pero no representa una limitación.

En el caso del aceite clarificado (Anexo 12) los errores en su mayoría están por debajo del 3 %, exceptuando los puntos finales del corte de destilación que son muy cercanos al 10%. Cabe destacar que este producto en específico se forma de la mezcla del fondo de la torre fraccionadora (*slurry*) y del aceite de ciclo pesado (HCO), el modelo de calibración no contempla entre sus opciones de diseño esta variante. No se podría utilizar otra variante para la calibración del reactor de FCC porque no se cuenta con los *assays* de las corrientes intermedias solo los productos finales, ya que la planta no se encuentra operando solo se tiene la documentación correspondiente a la ingeniería básica de la misma.

Después de analizadas cada una de estas corrientes se puede concluir que se puede utilizar el modelo para predecir de forma preliminar cómo serían las características de los productos de la unidad de craqueo catalítico ante cambios de alimentación.

3.3 Fase VII-Análisis de sensibilidad.

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad a dicho modelo para comprobar su respuesta ante los cambios que se designaron en la Tabla 2.11.

En la Tabla 3.2 y las figuras 3.3-3.5 se muestran los resultados del análisis de sensibilidad.

Tabla 3.2 Resultados del análisis de sensibilidad.

% de carga	Flujo total (t/d)	Temperatura de la cama densa (°C)	Flujo de aire de combustión (kg/h)	Flujo de Catalizador (t/min)
60	1705	730,8	55040	8,251
65	1847	730	58870	8,916
70	1989	729,5	62630	9,573
75	2151	728,6	84360	13,36

En la Figura 3.3 se muestra el comportamiento de la temperatura de la cama densa a medida que varía el flujo de la alimentación. Los factores que influyen la temperatura de la fase densa son: la cantidad de coque generado durante las reacciones de craqueo, el caudal de aire para la combustión de coque y la circulación del catalizador. Como se puede observar la temperatura de la cama densa disminuye, esto se produce porque al aumentar el caudal de la carga se genera menos coque en función de la reducción del tiempo de contacto por el aumento de la relación catalizador /aceite, reduciendo el craqueo en la base del reactor elevador.

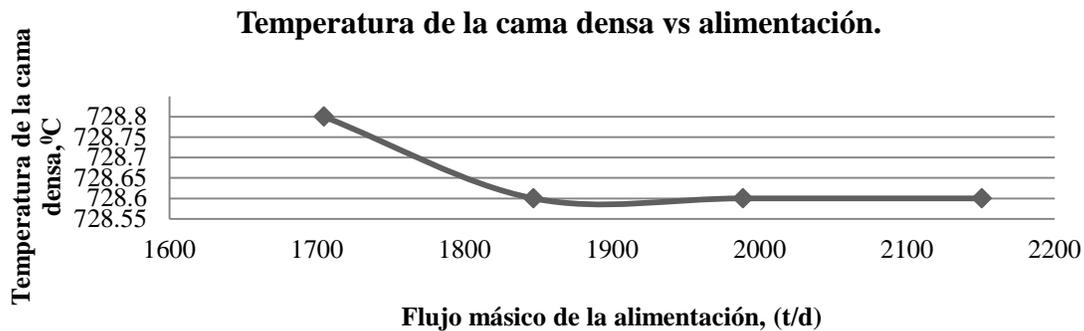


Figura 3.3 Temperatura de la cama densa vs alimentación.

En la Figura 3.4 se muestra el comportamiento del flujo de aire de combustión a medida que varía el flujo de la alimentación. El caudal de aire para la combustión depende solamente del coque generado durante las reacciones de craqueo. El caudal de aire para la combustión aumenta

debido a la mayor producción de coque en función del incremento en el caudal de carga, aunque el tiempo de contacto disminuya.

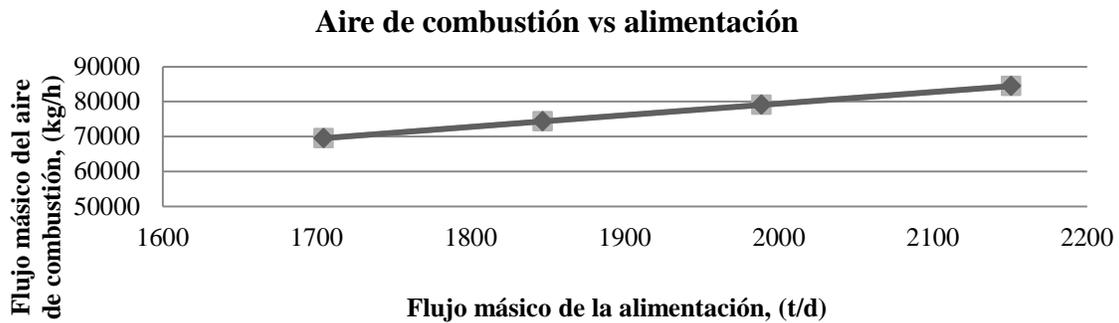


Figura 3.4 Aire de combustión vs alimentación.

En la Figura 3.5 se muestra el comportamiento flujo de catalizador circulante a medida que varía el flujo de la alimentación. La circulación del catalizador es una variable controlada por la temperatura de reacción, siendo directamente influenciada por la temperatura de la carga fresca y temperatura de la fase densa del regenerador, pero a su vez tiene gran influencia en la temperatura de la fase densa del regenerador, alterando el balance térmico del convertidor. El flujo de catalizador aumenta para mantener la temperatura de reacción debido al incremento en el caudal de la carga.

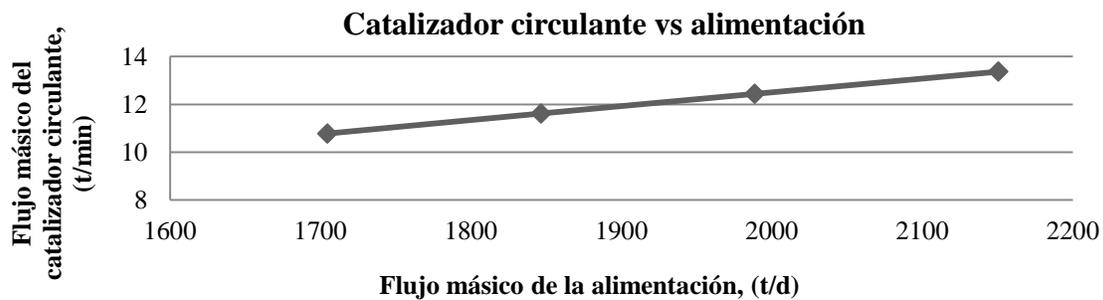


Figura 3.5 Catalizador circulante vs alimentación.

3.4 Resultados de la evaluación con *Leona 22, Urals y Sahara Blend*.

Para la simulación de cada dieta no se realizan cambios en la temperatura y presión (Tabla 2.2) de los gasóleos de vacío. Además el modelo mantiene constante varios parámetros operacionales (Anexo 18) y los que sufren variaciones tras el cambio se muestran en (Tabla 3.3). El análisis de la unidad se realiza desde el punto de vista hidráulico y físico-químico.

Al analizarse la Tabla 2.15 y siguiendo las recomendaciones del licenciante se hace evidente que las alimentaciones Leona 22 y Sahara Blend se quedan por debajo del 60 % de la carga (1705 t/d), límite hidráulico de la unidad. Por lo que no se podría garantizar el funcionamiento estable de la misma.

La temperatura de reacción es la principal variable para ajustar la conversión, es la de mayor efecto sobre el octanaje de la nafta. En la simulación el modelo como se muestra en el Anexo 18 mantiene constante este parámetro para las diferentes dietas, al mantenerse constante el flujo de circulación del catalizador, el tiempo de residencia se ajusta para mantener este parámetro operacional.

El caudal de aire de combustión como se explica en la validación depende solamente de la cantidad de coque generado durante las reacciones de craqueo, pero este a su vez depende de la calidad de la materia prima y de las variables analizadas anteriormente. El soplador debe trabajar en el rango del 60-100 % de su capacidad.

Tabla 3.3 Resultados de la evaluación del reactor FCC.

Reactor elevador	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Catalizador/alimentación	peso/peso	8,9	9,731	8,749	12,83
Tiempo de residencia	s	2	2,488	2,275	2,535
Regenerador					
Temperatura de la fase densa	°C	728,9	714,7	735,3	686,3
Temperatura de la fase diluida	°C	739	729,1	746,2	707,5
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,03	0,0344	0,0279	0,0452
Flujo de aire de combustión	kg/h	84095	64620	74830	58940
Flujo de aire de combustión	STD m ³ /h	69670	53370	61800	48670
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,78	1,9879	1,9588	1,804
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,33	14,1829	14,17	14,035
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1400	2084	1448	1245
Temperatura del gas de combustión	°C	738,6	728,7	745,8	707,1
Flujo de Coque	kg/h	5654	4193	4810	3761
Flujo de Gas de combustión	kg/h	90176	68000	78800	61770
Reactor elevador					
Flujo de Efluente de reacción	kg/h	99534	75670	84470	65860
Catalizador					
Flujo de circulación del catalizador	t/min	13,3	10,96	11,22	12,23
Flujo de reposición	t/d	2,2	1,923	2,2	2,2

Al analizar los resultados obtenidos tras la evaluación de la unidad se observa que se afecta el ΔT (10°C) óptimo entre las temperaturas de la cama densa y diluida del regenerador para el Leona 22 en 5°C y en caso del *Sahara Blend* en $11,2^{\circ}\text{C}$. Este ΔT óptimo lo que garantiza es que se minimicen las reacciones de postcombustión en la cama diluida y en el circuito de salida a la caldera recuperadora. Aunque es muy posible que para estos casos se presencié reacciones de postcombustión, la temperatura de la fase diluida se mantiene por debajo de la temperatura de desactivación del catalizador (750°C), de la temperatura de la fase diluida del diseño de la Fase I (739°C) y de la temperatura de diseño para la metalurgia del equipamiento (770°C).

Se debe tener en cuenta que también tenemos afectaciones en el contenido de carbón del catalizador regenerado, en un 14 % de más para el Leona 22 y para el *Sahara Blend* en un 50,6 %. Esto desplaza el balance de carbono y está influenciado en el alto contenido de carbón *Conradson* y asfáltenos de ambas alimentaciones. En el diseño de la planta se especifica que debe ser un 0,03 % peso aunque la bibliografía reporta que este valor puede encontrarse entre 0,02-0,1 % peso.

Es también destacable que el alto contenido de azufre en Leona 22, eleva en un 48 % de más el contenido de SO_x en el gas de combustión, llegando a ser un 30 % mayor que el especificado en Anexo 19. La solución podría radicar en el tratamiento del gas de combustión o podría incorporarse aditivos en base de óxido de magnesio antes de entrar el gasóleo al reactor de FCC, estos aditivos combinan el azufre con los hidrocarburos y lo incorporan a los productos de la planta lo que conllevaría a un posterior tratamiento de los productos.

En la Tabla 3.4 se muestran los flujos máxicos y rendimientos para los productos principales de la planta tras la evaluación con las diferentes dietas. Correspondientemente en los Anexos 13-17 se observan los principales parámetros físicos y químicos.

Como se especificó en el capítulo II los módulos utilizados para simular las otras unidades trabajan con cortes ideales por lo que es de esperarse que la mayoría de las propiedades físicas y químicas, no muestren un comportamiento completamente real por tal motivo se toma como referencia las que son fijadas por el reactor de FCC.

Tabla 3.4 Resultados de la evaluación para los principales productos.

Productos	Parámetros	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Gas licuado del Petróleo	Flujo másico	kg/h	12838	10184	11528,21	6446,45
	Rendimiento	% peso	14,3	15,07	14,98	11,27
Gas ácido	Flujo másico	kg/h	5628	5219	5465	2719,70
	Rendimiento	% peso	6,3	7,72	7,10	4,8
Nafta Craqueada	Flujo másico	kg/h	38586	29106	33161	30614,58
	Rendimiento	% peso	43,01	43,07	43,08	53,50
Aceite de ciclo ligero	Flujo másico	kg/h	20482	14589,59	17110,43	12286
	Rendimiento	% peso	22,9	21,59	22,23	21,5
Aceite clarificado	Flujo másico	kg/h	7220	5611,21	6255	3686,47
	Rendimiento	% peso	8,1	8,30	8,13	6,44

Como se puede observar en la tabla los flujos y rendimientos tienen comportamientos similares al diseño aunque el que ofrece mejores resultados de forma general es el Urals. Con el Sahara *Blend* se obtienen mayores rendimientos de nafta craqueada con respecto a la alimentación, pero al analizar las especificaciones de calidad para la cual fue diseñada la planta Anexo 19, la misma no cumple con los requisitos requeridos.

De los tres gasóleos de vacío correspondientes a las diferentes dietas el que presenta la mejor opción para su procesamiento en el FCC es el Urals, cumple con los requisitos hidráulicos de la planta y físicos-químicos aunque se le debe realizar la salvedad que aunque las temperaturas en el regenerador cumplen con el ΔT especificado, se encuentran muy cercanas al límite que recomienda el licenciante tanto para la metalurgia del equipo, como para la desactivación del catalizador. El Leona 22 desde el punto de vista físico-químico puede procesarse pero desde el punto de vista hidráulico no, debería analizarse si un incremento de carga no afecta el comportamiento físico químico de la planta. El Sahara *Blend* no es procesable en la planta porque no cumple con los requerimientos de calidad de la nafta e hidráulicos.

3.5 Recomendaciones para la operación de la planta tras el cambio de dieta.

Tras ver los resultados de la evaluación con los diferentes crudos se pueden sugerir recomendaciones para la operación. Estas recomendaciones se realizan en dos aristas: hidráulico y físico químico.

Hidráulico

El Leona 22 no se recomienda que sea procesado directamente aguas abajo de la planta de Destilación al vacío. La unidad de craqueo catalítico es una planta de operación estable pero con un proceso de arrancada muy complicado por lo que se requiere no ser trabajada por baches. Por eso se sugiere realizar una sinergia con otras refinerías del país donde se esté procesando la misma alimentación para recibir gasóleo de vacío y así poder incrementar las cargas. En la Tabla 3.5 se muestran el rango operacional para la primera recomendación manteniendo una relación 45 % de LVGO y 55 % de HVGO.

Tabla 3.5 Rango operacional para el Leona 22.

LVGO (t/d)	HVGO (t/d)	Flujo total (t/d)	% de carga
767	938	1705	60
831	1016	1847	65
895	1094	1989	70
968	1183	2151	76

En el Anexo 20 se muestra los parámetros tecnológicos y operacionales en el FCC que sufren cambios tras el aumento de carga, también se muestran los rendimientos y caudales esperados para los principales productos de la planta. En las Figuras 3.6-3.9 se muestra un análisis de los principales parámetros analizados.

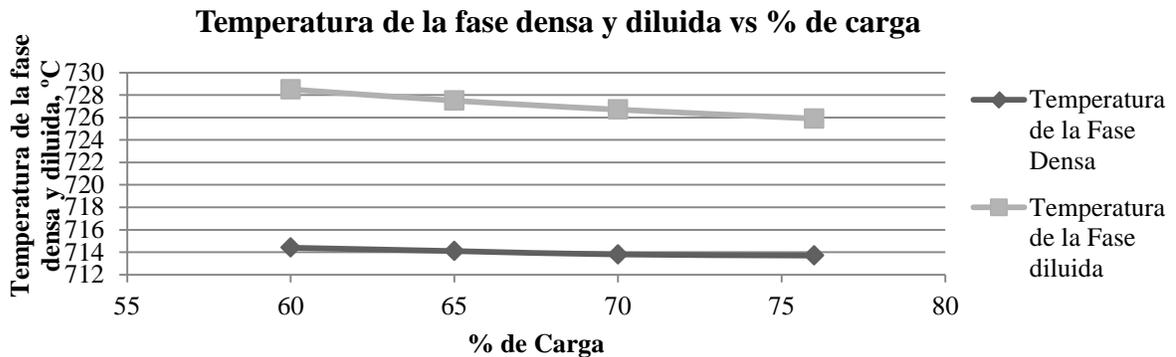


Figura 3.6 Temperatura de la fase densa y diluida vs % de carga.

Se observa que al aumentar cargas el equilibrio térmico del reactor de FCC se desplaza y que el ΔT óptimo disminuye acercándose al valor recomendado, ya que al mantener la temperatura de reacción y la temperatura de alimentación la severidad en el regenerador disminuye.

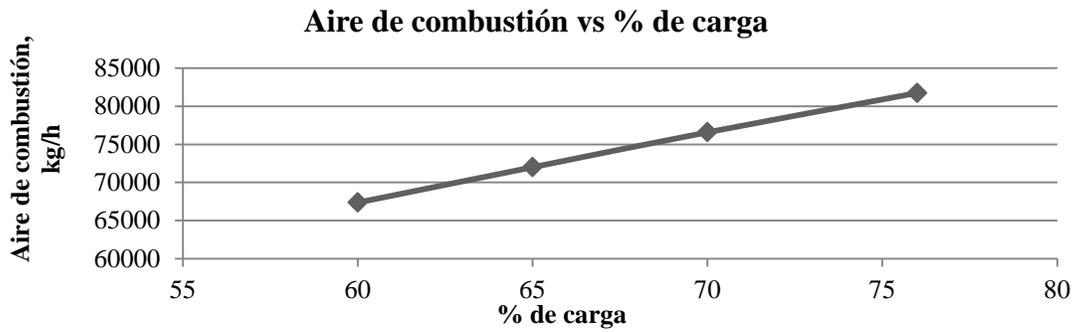


Figura 3.7 Aire de combustión vs % de carga.

Como se observa al aumentar las cargas el contenido de carbón en el catalizador permanece constante, pero como es lógico se genera más coque y por tanto se necesita un caudal de aire mayor para que ocurra el proceso de combustión y mantener el balance de carbono y se comprueba al generarse un aumento de casi 1000 kg/h en el flujo de coque.

También es evidente que al aumentar las cargas y permanecer la temperatura de reacción constante y la temperatura de entrada de la alimentación se necesita energía para que ocurran las reacciones necesarias en el reactor elevador y esta se obtiene de un aumento del flujo de catalizador de circulación.

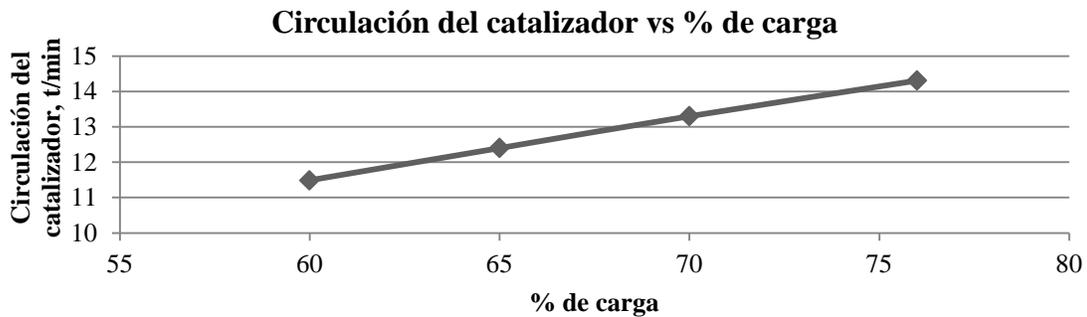


Figura 3.8 Circulación del catalizador vs % de carga.

También se observa como es lógico un aumento en los caudales de gas de combustión, efluente del reactor (alimentación al fraccionador) y por consecutivo los rendimientos de los productos pero se observa que se mantiene el parámetro principal de calidad de la planta Figura 3.9.

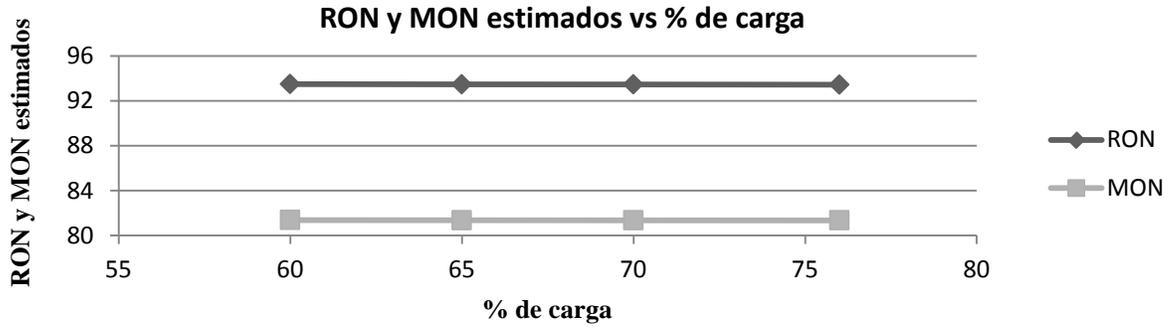


Figura 3.9 RON y MON estimados vs % de carga.

Se observa en el Anexo 20 que el contenido de SO_x en el gas de combustión disminuye ya que decrece la severidad en el regenerador, pero aun así no se cumplen con las especificaciones del diseño de la planta.

Lo más conveniente es operar la planta con esta dieta de un 60-70 % de carga dado que este crudo es el más pesado con mayor contenido de metales pesados con respecto al diseño de Fase I y el simulador utilizado no permite evaluar su impacto en el catalizador.

Físico Químico

El Sahara *Blend* no es procesable en la planta porque no cumplía con los requisitos hidráulicos de la misma y no se obtenían en las especificaciones de calidad en la nafta craqueada.

Es posible procesar este producto aumentando la severidad en el reactor, esto podría lograrse no precalentando la alimentación e inyectarla a $150\text{ }^{\circ}\text{C}$, para así aumentar el craqueo térmico en la base del reactor elevador.

En las siguientes tablas se muestran los resultados de esta recomendación.

Tabla 3.6 Resultados de la evaluación para el reactor de FCC para la recomendación #2

Reactor elevador	UM	Sahara Blend T inyecta 150 °C	Sahara Blend T inyecta 180 °C
Catalizador/alimentación	peso/peso	13,28	12,83
Tiempo de residencia	s	2,523	2,535
Regenerador			
Temperatura de la fase densa	°C	686,4	686,3
Temperatura de la fase diluida	°C	707,1	707,5
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,045	0,0452
Flujo de aire de combustión	kg/h	60870	58940
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,76	1,804
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,06	14,035
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1278	1245
Temperatura del gas de combustión	°C	706,7	707,1
Flujo de Coque	kg/h	3893	3761
Flujo de Gas de combustión	kg/h	63800	61770
Reactor elevador			
Flujo de Efluente de reacción	kg/h	65750	65860
Catalizador			
Flujo de circulación del catalizador	t/min	12,67	12,23
Flujo de reposición	t/d	2,2	2,2

Como se puede observar de forma general los parámetros operacionales en el reactor FCC no se aprecian cambios apreciables, sin embargo se aprecia que aumenta el flujo de circulación del catalizador, el flujo de coque. Además se puede apreciar en la tabla 3.6 al no precalentar la materia prima aumenta el craqueo térmico aumentando la conversión en un 7,57 %. Se puede apreciar que disminuyen los rendimientos del aceite clarificado, aceite de ciclo ligero, nafta craqueada aumentando la producción de gas licuado del petróleo. Se puede apreciar que aunque se logra aumentar los parámetros de calidad en la nafta craqueada aún no se logra alcanzar el estándar de calidad de esta nafta que puede ser utilizada para producir gasolina regular.

Tabla 3.7 Resultados para los productos principales para la recomendación #2

Productos	Parámetros	UM	Sahara Blend T inyectado 150 °C	Sahara Blend T inyectado 180 °C
Gas licuado del Petróleo	Flujo másico	kg/h	11110	6446,45
	Rendimiento	% peso	19,42	11,27
Gas ácido	Flujo másico	kg/h	3714	2719,70
	Rendimiento	% peso	6,49	4,8
Nafta Craqueada	Flujo másico	kg/h	29320	30614,58
	Rendimiento	% peso	51,23	53,50
	RON		91,61	82,54
	MON		80,14	74,57
Aceite de ciclo ligero	Flujo másico	kg/h	8659	12286
	Rendimiento	% peso	15,13	21,5
Aceite clarificado	Flujo másico	kg/h	2092	3686,47
	Rendimiento	% peso	3,66	6,44

Logrando que la nafta craqueada producto principal de nuestra planta se vuelva un producto de valor comercial no se logra procesar este producto en el reactor porque no se cumplen los requisitos hidráulicos. Es necesario entonces realizar la misma recomendación que para el Leona 22 aumentar la carga. Se realiza manteniendo la relación 59 % de LVGO y 41 % de HVGO.

Tabla 3.8 Rango operacional para el Sahara Blend

LVGO (t/d)	HVGO (t/d)	Flujo total (t/d)	% de carga
1006	699	1705	60
1090	757	1847	65
1173	815	1989	70
1269	882	2151	76

En el anexo 21 se muestran los resultados del aumento de carga para el Sahara Blend, al analizar los resultados se encuentra un comportamiento muy similar al analizado para el Leona 22. En estos resultados el parámetro de mayor atención es el aumento del flujo de catalizador (Figura 3.10), así como la producción de gas licuado del petróleo y nafta craqueada la cual podría afectar la capacidad de las plantas aguas abajo. Por lo que se estimaría conveniente trabajar en el 60-65 % de carga.

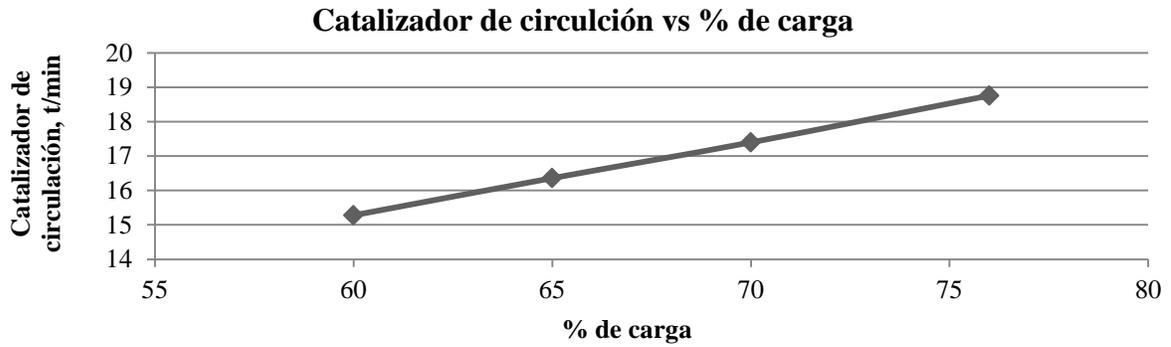


Figura 3.10 Catalizador de circulación vs % de carga.

El Urals como se especifica cumple con los requisitos hidráulicos y físicos-químicos, existen otras posibilidades para disminuir las temperaturas en el regenerador que dadas las condiciones en el simulador no pueden ser evaluadas y presentar los resultados de su cambio, entre ellas serían:

- Disminuir el aire de combustión así se desplazaría el balance de carbono aumentando el contenido de carbón en el catalizador regenerado, que como se muestra en la Tabla 3.1 se queda por debajo del determinado en la Fase I y de esta forma podría disminuir la severidad en el regenerador.
- Otra de las variantes que sí pudo ser evaluada en el simulador es no precalentar la alimentación, lo que provoca un desplazamiento del equilibrio térmico en solo 1 °C. Se podría también, en caso que el incremento de las temperaturas en el regenerador pudiera desactivar el catalizador, inyectar vapor, provocando la desactivación térmica del mismo.

3.6 Conclusiones parciales del Capítulo III.

1. Se obtuvo el modelo de calibración del reactor de FCC utilizando el *FCC-SIM 6.0*.
2. El modelo de simulación se valida al obtenerse errores relativos por debajo del 10 % y su comportamiento en el análisis de sensibilidad es el esperado.
3. La alimentación que produce el crudo Leona 22 desde el un análisis físico-químico puede procesarse pero desde el hidráulico no.
4. El crudo Leona 22 es procesable si se aumenta la carga de un 60-70 % dada las condiciones de la materia prima con la colaboración de otras refinerías del país.
5. El crudo Urals es la mejor opción pues cumple con los requisitos físicos-químicos e hidráulicos de la planta. Las temperaturas en el regenerador cumplen con el ΔT especificado, pero se encuentran muy cercanas al límite que recomienda el licenciante tanto para la metalurgia del equipo, como para la desactivación del catalizador.
6. El crudo Sahara *Blend* no es procesable en el planta porque no cumple con los requerimientos de calidad de la nafta e hidráulicos.
7. Para procesar el crudo Sahara *Blend*, la alimentación no debe ser precalentada e inyectarla a 150 °C y se recomienda incrementar la carga entre un 60-65 % dadas las altas producciones de ligeros.

Conclusiones

1. La consulta bibliográfica determina que el simulador Petro-SIM es el adecuado debido a las facilidades que ofrece para la evaluación de las unidades de craqueo catalítico fluidizado.
2. Se obtiene y valida el modelo, tras la utilización de la metodología para la calibración de reactores de craqueo catalítico fluidizado empleando la utilidad *FCC-SIM 6.0*.
3. De la evaluación del reactor de FCC con las diferentes alimentaciones Leona 22, Urals y Sahara *Blend* se obtiene:
 - El Leona 22 desde el punto de vista físico-químico puede procesarse pero desde el punto de vista hidráulico no. Se recomienda si es posible incrementar las cargas a un 60-70 %.
 - El Urals es la mejor opción pues cumple con los requisitos físicos-químicos e hidráulicos de la planta; aunque se debe analizar otra estrategia de trabajo porque las temperaturas en el regenerador pueden provocar la desactivación del catalizador.
 - El Sahara *Blend* no es procesable en la planta porque no cumple con los requerimientos de calidad de la nafta e hidráulicos. Es posible procesar este producto si no se precalienta la alimentación e es inyectada a 150 °C. Además las cargas deben ser incrementadas para trabajar de un 60-65%.

Recomendaciones

- Se recomienda la obtención de los modelos de simulación para los otros modos de operación: maximizar gasolina y maximizar destilado que fueron diseñados con otro tipo de alimentación y así tener otras herramientas para la evaluación.
- Se recomienda la obtención de un modelo matemático que permita la evaluación del impacto del cambio de materia prima en el catalizador.

Referencias Bibliográficas

1. Augusto e Silva, Joao Guilherme. 2002. Curso Técnico: Craqueo Catalítico. 2002.
2. Angulo, Oscar. 2012. *PetroCrak CA*. Mérida : s.n., 2012.
3. Aspen Technology, Inc. 2015. [En línea] 2015. [Citado el: 15 de marzo de 2015.] <http://www.aspentech.com/products/aspenone-engineering/>.
4. Austin, G. T. 1988. Manual de Procesos Químicos en la Industria. s.l., U.S.A : McGraw-Hill, 1988.
5. AXENS. 2011. CUVENPETROL S.A. Expansion of Camilo Cienfuegos Refinery. *Catalytic Cracking Unit. Unit 010 (CCU)19 830 BPSD/14 500 BPSD .Process Data Book*. junio de 2011.
6. Barbosa, Ariane C., y otros. 2013. *Three Dimensional Simulation of Catalytic Cracking*. [ed.] Jiří J. Klemeš Sauro Pierucci. ISBN 978-88-95608-23-5; ISSN 1974-9791, s.l. : Copyright, 2013, Chemical Engineering Transactions, Vol. 32, págs. 637-642. <http://www.aidic.it/cet>.
7. Barreiro Moreno, Victor Manuel. 2007. Estudio Hidrodinámico de un lecho fluidizado. [En línea] 2007. [Citado el: 17 de diciembre de 2015.] http://e-archivo.uc3m.es/bitstream/handle/10016/1161/pfc_lecho_fluidizado.pdf?sequence.
8. Carlson, E. 1996. Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. Chemical Engineering Progress, October.
9. CUPET. 2000. *Curso: Concepto básicos y tecnología de craqueo catalítico*. La Habana : s.n., 2000.
10. Félix Flores, Ibarra Castro, Pablo, y otros. 2007. *Simulación del proceso FCC: cálculo de la temperatura de mezclado*. 3, septiembre-diciembre de 2007, Revista Investigación Científica, Vol. 3. ISSN 1870-8196.
11. Garrido Muñoz, María Francisca. 2010. Simulación estacionaria de plantas de FCCU (Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado) e integración energéticas. ENAP refinерías Aconcagua. 2010.
12. Gary, James H. y Handwerk, Glen E. 2001. *Petroleum Refining Technology and Economics*. 4th. 2001.

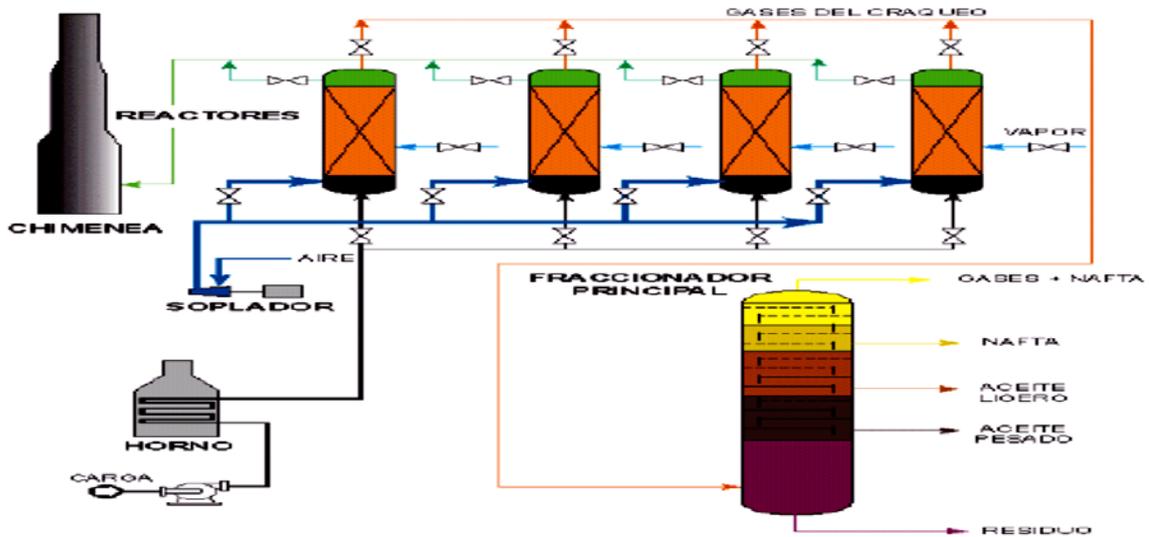
13. GSE Systems. 2016 EnVision e-Learning & Universal Simulation. *EnVision e-Learning & Universal Simulation*. [En línea] [Citado el: 3 de 11 de 2016.] www.gses.com/EnVision.
14. Henao, C y Vélez, J. 2002. *Manual del laboratorio diseño de procesos químicos - Uso del paquete de simulación HYSYS.Process*. Medellín. : UPB., 2002.
15. Hernández, Dustato. 2006 *Cracking Catalítico Fluido*. [En línea] [Citado el: 28 de 1 de 2016.] <http://www.gustato.com/petroleo/crackingcf.html>.
16. Hernández Enríquez, Roberto y Salazar Sotelo, Daniel. 2004. *Simulación del Regenerador de una unidad de Desintegración Catalítica Fluidizada (FCC)*. 21, Distrito Federal México : Universidad La Salle, julio-diciembre de 2004, Revista del Centro de Investigación, Vol. 6, págs. 43-49. Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=34202105>. ISSN: 1405-6690.
17. Hernández, Jose Roberto. 2003. Simulación Dinámica del Proceso de FCC: "Una propuesta Cinética Basada en Distribuciones de Probabilidad". CELAYA, GUANAJUATO : s.n., Diciembre de 2003.
18. Jechura, Jon. 2015. Fluidized Catalytic Cracking. [En línea] 2015. [Citado el: 17 de diciembre de 2015.] http://inside.mines.edu/~jjechura/Refining/07_Catalytic_Cracking.pdf.
19. KBC Advanced Technologies . 2004. Business Wire. *KBC Advanced Technologies presenta Petro-SIM: el nuevo estándar en simulación de refinerías*. [En línea] 8 de septiembre de 2004. [Citado el: 10 de noviembre de 2016.] <http://www.businesswire.com/news/home/20040908005115/es/>.
20. Letzsch, Warren. 2006. *Fluid catalytic Cracking*. 2006. págs. 239-286. Vol. Handbook of Petroleum Processing.
21. Meyers, Robert A. 2003. Handbook Of Petroleum Refining Processes. 3rd Edition. s.l. : (McGraw-Hill Handbooks, 2003).
22. Meza, Milano y Mariolgui, Joselin. 2001. Procesamiento de naftas en el reactor del complejo de desintegración catalítica (CCU) del CRP- Cardón. Caracas : Universidad Metropolitana, 2001. Citado en [:http://repositorios.unimet.edu.ve/docs/31/TP155M49M5.pdf](http://repositorios.unimet.edu.ve/docs/31/TP155M49M5.pdf).

23. Niccum, Phillip K. y Santner, Chris R. 2003. *Fluid Catalytic Cracking Process*. 3rd. Texas : McGraw Hill Profesional, 2003. págs. 3.3-3.94. Vol. Handbook of Petroleum Refining Processes.
24. Olufemi, Babatope, Latinwo, Kayode y Olukayode, Ayokunle. 2013. *Riser Reactor Simulation in a Fluid Catalytic Cracking Unit*. 2013, Chemical and Process Engineering Research, Vol. 7, págs. 12-24. <http://www.iiste.org>. ISSN 2224-7467 (Paper) ISSN 2225-0913 (Online).
25. Pradhan, Kuldeep. 2012. Simulation of fluid catalytic cracker. Rourkela : s.n., 2012. 769008.
26. Sadeghbeigi, R. 1995. *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. s.l., U.S.A. : Gulf Publishing Company, 1995.
27. Sadeghbeigi, Reza. 2000. *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. 2nd. Texas : Gulf Publishing Company, 2000. ISBN: 0-884415-289-8.
28. Sánchez, Gonzalo. 2012. Proceso químico Cracking Catalítico. 2012.
29. Schneiderelectric. 2015. Schneiderelectric. *PRO/II Simulación integral de procesos*. [En línea] 2015. [Citado el: 3 de 11 de 2016.] <http://www.SimSci.ProcessEngSuite.PROII.aspx.htm>.
30. Wauquier, Jean - Pierre. 1995. *Crude oil. Petroleum Products. Process Flowsheets*. Paris : s.n., 1995. Vol. Petroleum Refining. ISBN: 9782710806851.

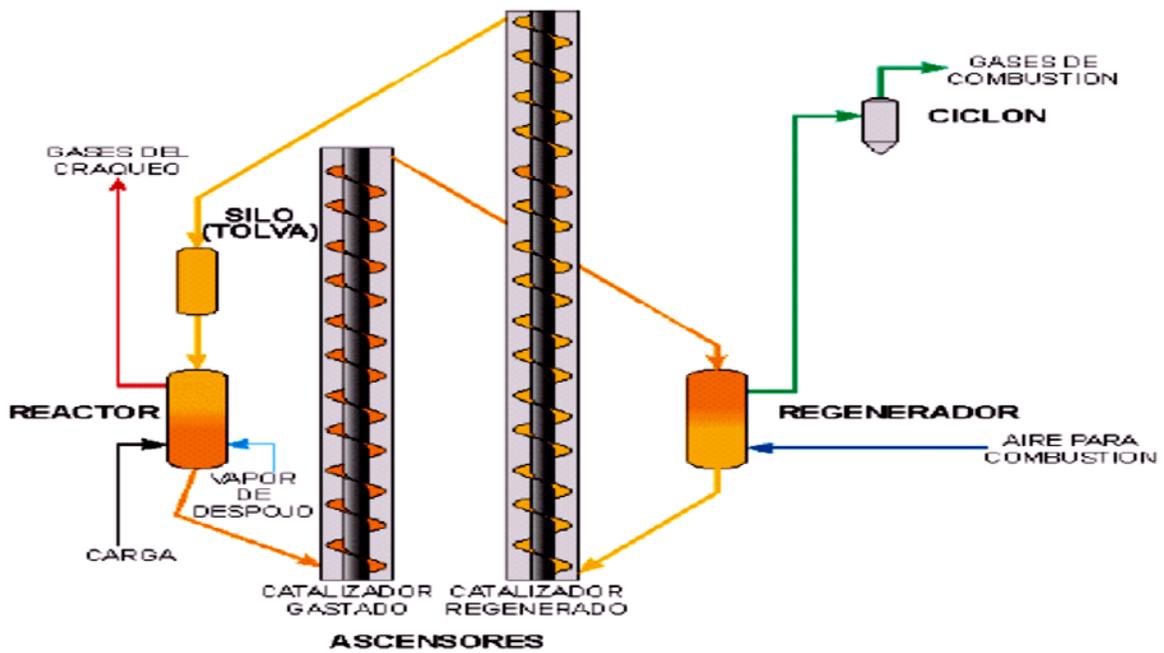
Anexos

Anexo 1. Historia del craqueo. Fuente (Sanchez, 2012)

Craqueo catalítico en lecho fijo

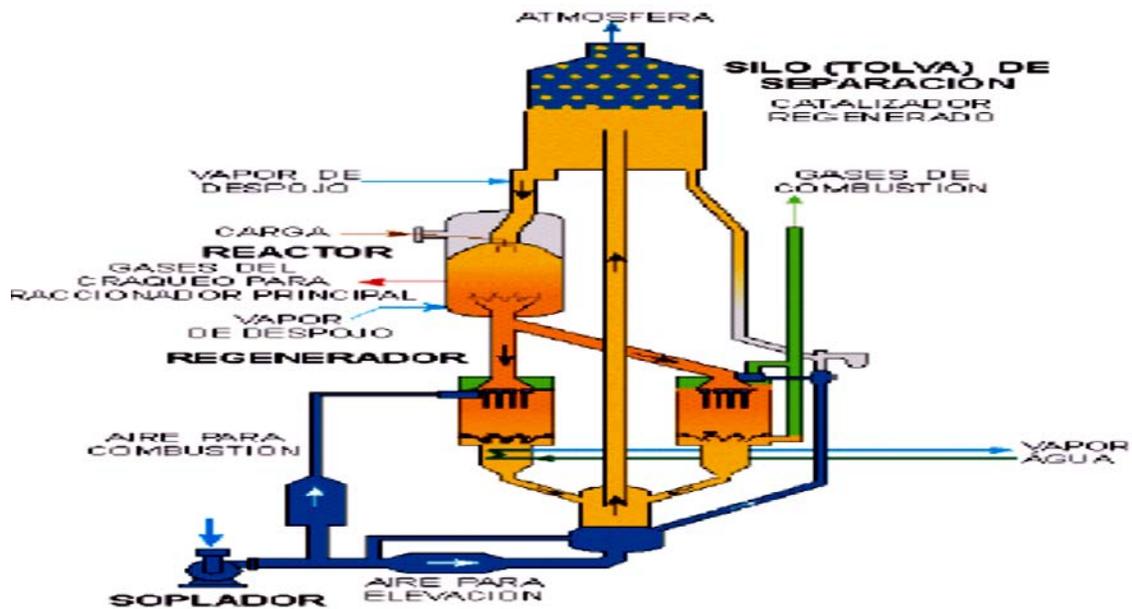


Lecho móvil con elevación mecánica

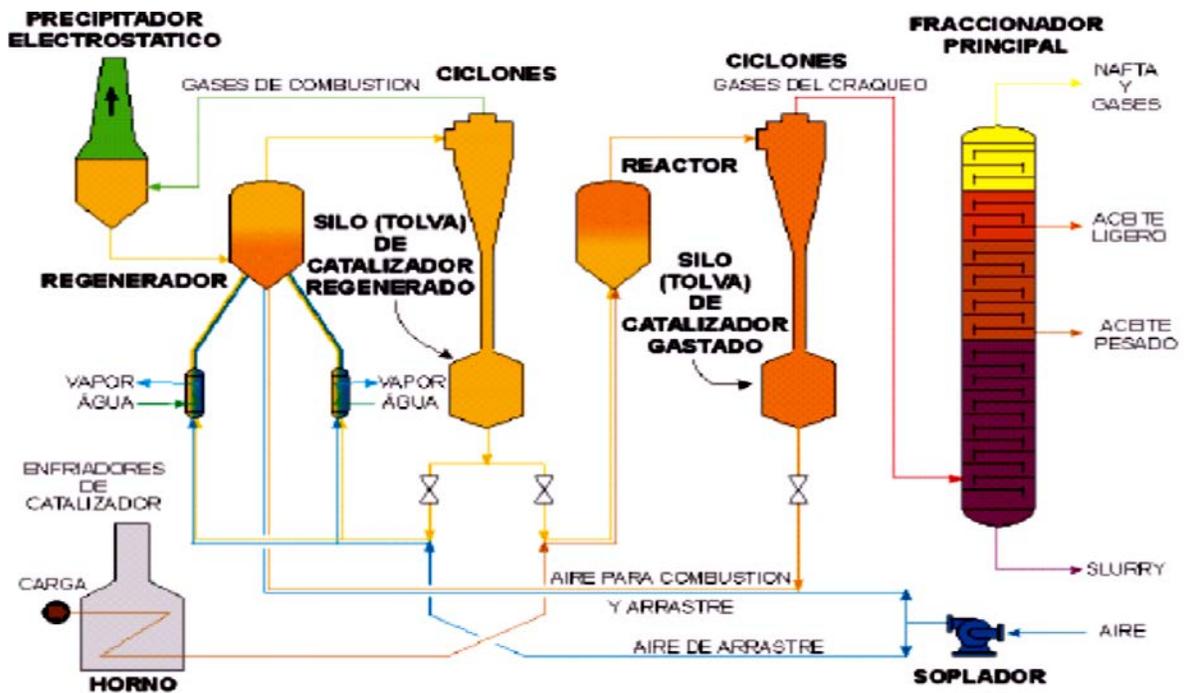


Continuación Anexo 1.

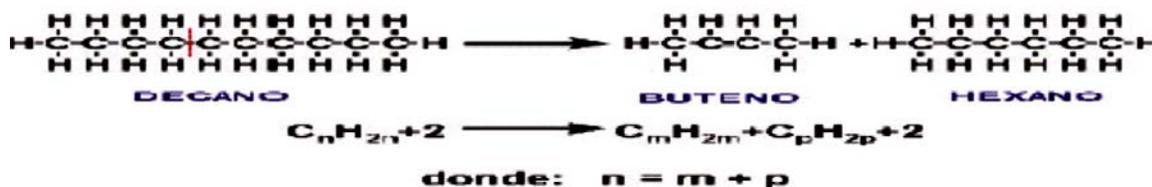
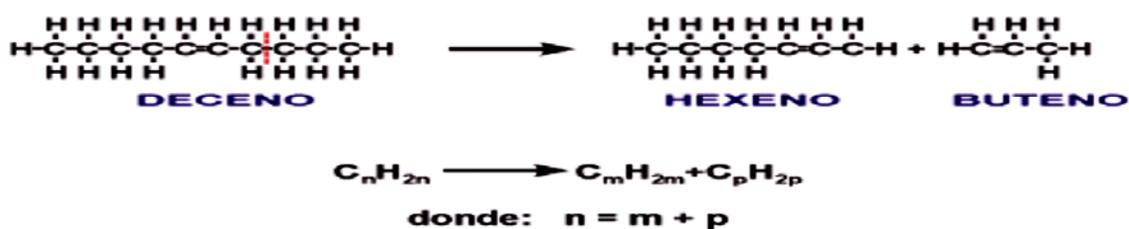
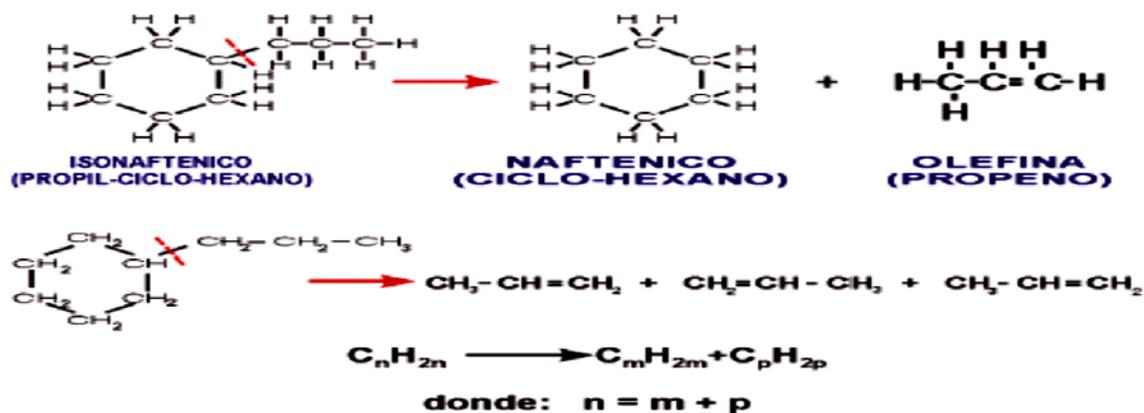
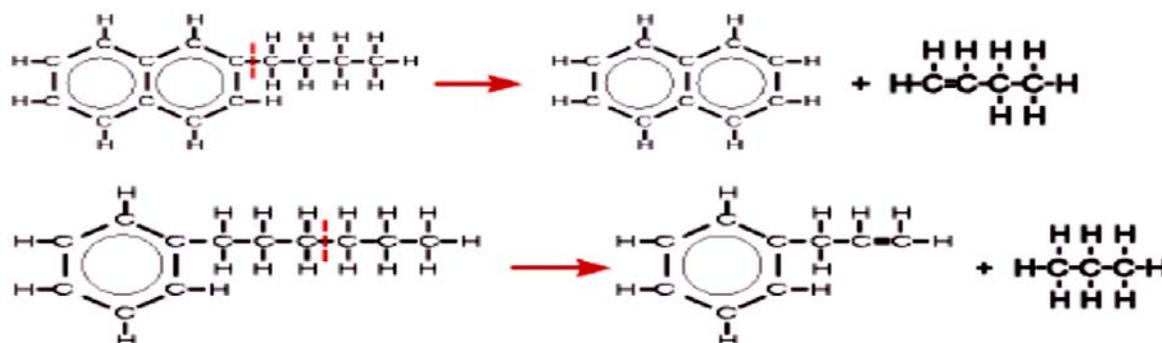
Lecho móvil con transporte neumático.



Craqueo en lecho fluidizado

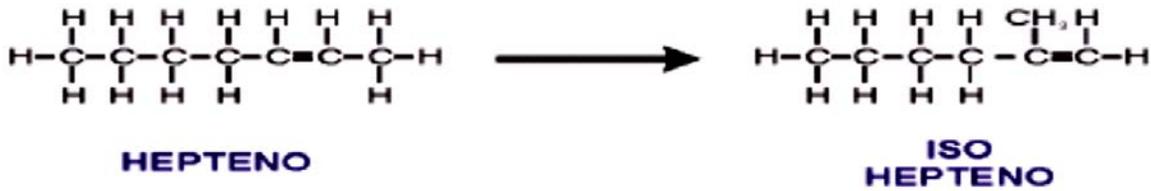


Anexo 2. Reacciones primaria. Fuente (Sanchez, 2012)

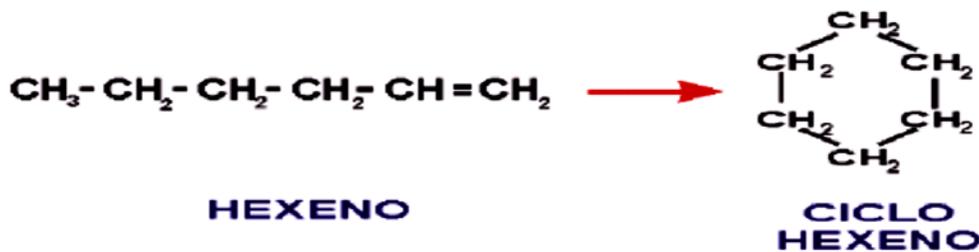
Craqueo de n-parafinasCraqueo de olefinasCraqueo de naftenosDesalquilación de aromáticos

Anexo 3. Reacciones secundarias. Tomado de (Sanchez, 2012)

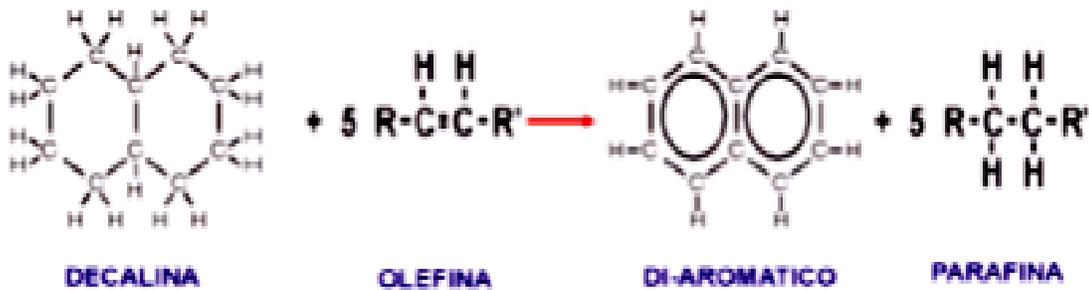
Isomerización



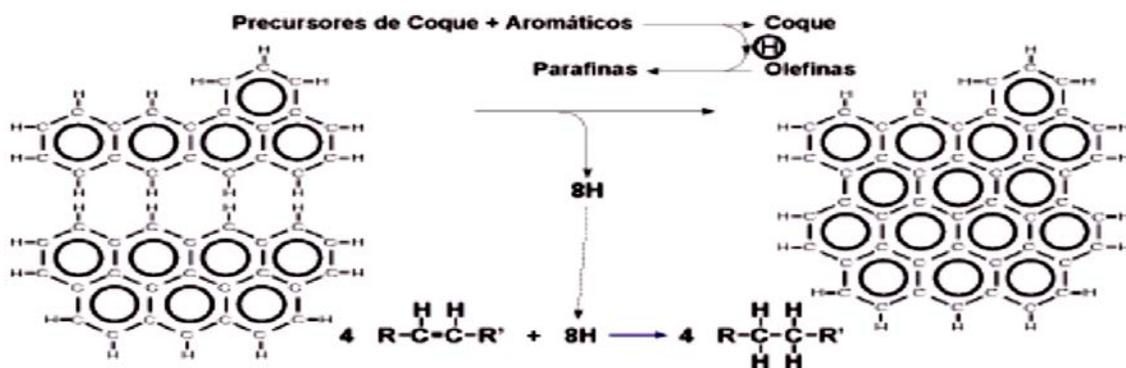
Ciclización



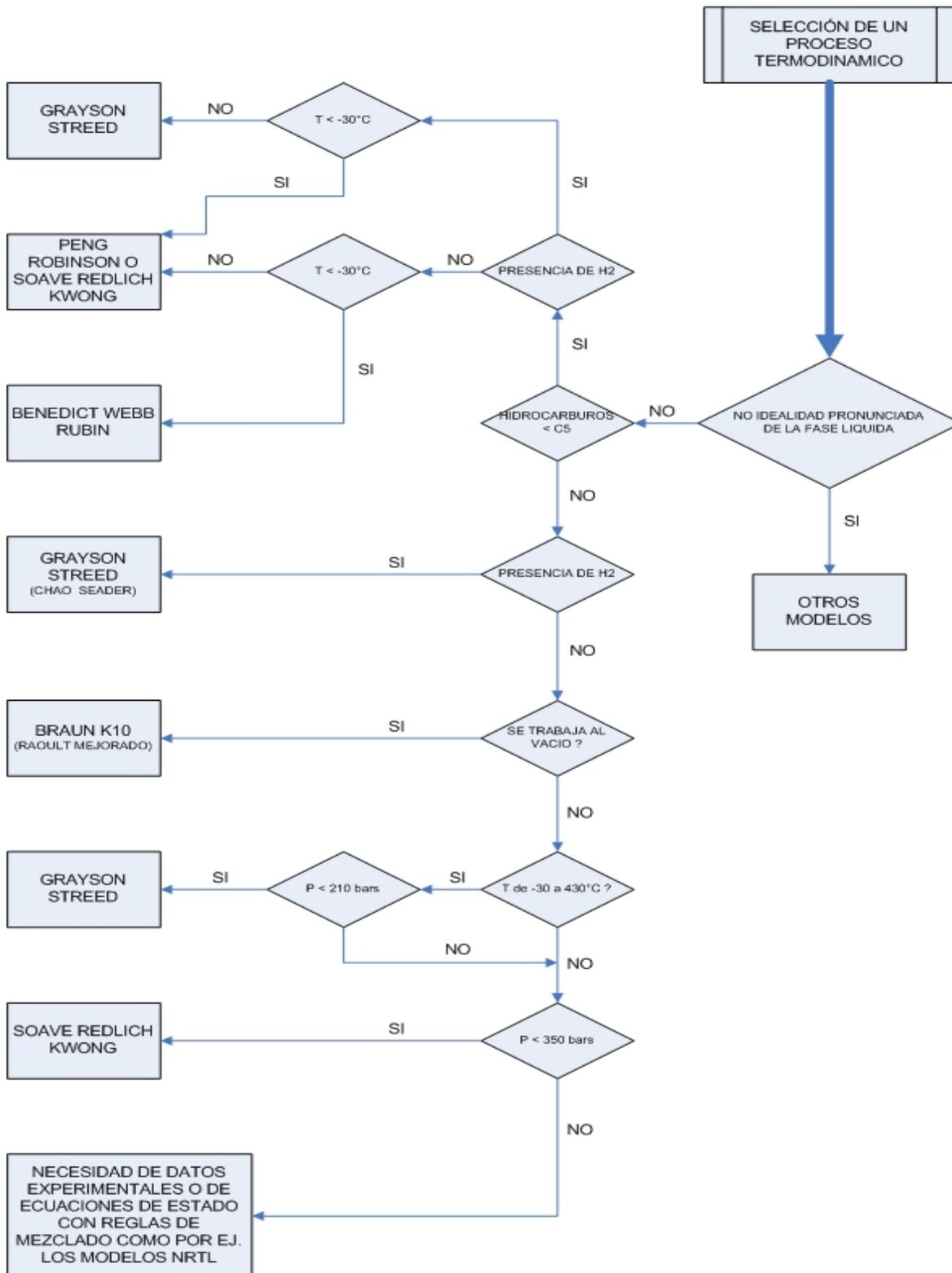
Transferencia de hidrógeno



Condensación



Anexo 4. Árbol de decisión para la selección de la termodinámica. Fuente (Carlson E. , 1996)



Anexo 5. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el reactor de craqueo catalítico fluidizado.

Reactor elevador	UM	Diseño	Simulación	Error (%)
Temperatura de salida	$^{\circ}\text{C}$	540	540	0
Flujo de vapor de atomización	kg/h	3600	3600	0
Flujo de vapor de estabilización	kg/h	1800	1800	0
% Vaporización	%	100	100	0
Relación catalizador/alimentación	peso/peso	8,92	8,94	0,22
Tiempo de residencia	s	2	2,03	1,8
Regenerador				
Presión del regenerador	kgf/cm ² g	1,8	1,77	1,8
Presión de descarga del soplador principal	kgf/cm ² g	2,5	2,467	1,3
Temperatura de la fase densa	$^{\circ}\text{C}$	728,9	728,6	0,041
Temperatura de la fase diluida	$^{\circ}\text{C}$	739	739,1	0,013
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,03	0,03	0
Exceso de O ₂ en la salida del regenerador	% volumen	3	2,7	10
Flujo de aire de combustión	kg/h	84095	84360	0,3
Flujo de aire de combustión	STD m ³ /h	69670	69630	0,057
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,78	1,78	0
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,33	13,35	6,83
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1400	1399	0,071
Temperatura del gas de combustión	$^{\circ}\text{C}$	738,6	738,7	0,013
Temperatura de descarga del soplador principal	$^{\circ}\text{C}$	179,4	179	0,22
Flujo de coque	kg/h	5654	5464	3,36
Flujo de gas de combustión	kg/h	90176	88820	1,50
Reactor separador				
Presión del reactor	kgf/cm ² g	1,4	1,36	2,85
Flujo de vapor de despojamiento	kg/h	4100	4100	0
Flujo de efluente de reacción	kg/h	99534	96620	2,92
Compresor de Gas Húmedo				
Presión de succión Compresor húmedo	kgf/cm ² g	0,3	0,28	6,67
Presión de descarga Compresor húmedo	kgf/cm ² g	16,7	15,7	5,99
Catalizador				
Flujo de circulación del catalizador	t/min	13,3	13,36	0,5
Actividad MAT (Fresco)	%	72	72	0
Flujo de reposición	t/d	2,2	2,2	0
Actividad MAT (Equilibrio)	%	70	70	0
Contenido de níquel máximo	ppm peso	2500	2500	0
Contenido de vanadio máximo	ppm peso	5000	5000	0
Área superficial	m ² /g	139	139	0

Anexo 6. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para la alimentación del CCU.

Propiedades	UM	LVGO	Simulación	Error	HVGO	Simulación	Error
Flujo másico	kg/h	45750	45750,0	0	43875	43875	0
Gravedad específica		0,9203	0,9	0	0,9482	0,9482	0
Contenido de azufre	% peso	1,43	1,4	0	1,65	1,65	0
Contenido de nitrógeno	ppm peso	1645	1645,0	0	2758	2758	0
Contenido de nitrógeno básico	ppm peso	489	489,0	0	1008	1008	0
Acidez	mgKOH/g	0,31	0,31	0	0,37	0,37	0
Residuo de Carbón <i>Conradson</i>	% peso	0,336	0,336	0	2,769	2,769	0
Viscosidad cinemática a 38 ⁰ C	cSt	48	48,0	0	297,8	297,8	0
Viscosidad cinemática a 99 ⁰ C	cSt	5,8	5,8	0	16	16	0
Punto de fluidez	⁰ C	24,2	24,2	0	38,1	38,1	0
Punto de anilina	⁰ C	78,7	78,7	0	85,5	85,5	0
Contenido de aromáticos	% volumen	39,7	39,7	0	45,8	45,8	0
Contenido de naftenos	% volumen	38,6	38,6	0	35	35	0
Contenido de parafinas	% volumen	21,4	21,4	0	19	19	0
Contenido de carbón	% peso	86	86,0	0	85,8	85,8	0
Contenido de hidrógeno	% peso	12,4	12,4	0	12	12	0
Contenido de asfáltenos	ppm peso	< 500	0		< 500	0	
Contenido de níquel	ppm peso	2,5	2,5	0	1,0	1,0	0
Contenido de vanadio	ppm peso	2,5	2,5	0	4,0	4,0	0
Contenido de hierro	ppm peso	1,2	1,2	0	4,3	4,3	0
Destilación ASTM D1160				0			0
1 % volumen	⁰ C	346	353,1	2,04	380	392,19	3,20
5 % volumen	⁰ C	367	365,8	0,32	412	413,28	0,31
10 % volumen	⁰ C	373	373,3	0,090	424	425,33	0,31
30 % volumen	⁰ C	390	390,8	-0,19	457	456,75	0,053
50 % volumen	⁰ C	407	407,3	0,065	476	476,11	0,025
70 % volumen	⁰ C	429	429,3	0,075	499	498,97	0,004
90 % volumen.	⁰ C	462	462,3	0,073	528	529,26	0,24
95 % volumen	⁰ C	478	478,6	0,11	547	544,60	0,438
98 % volumen	⁰ C	511	509,7	0,25	557	556,85	0,025

Anexo 7. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el gas licuado del petróleo (GLP).

Composición (% peso)	Diseño	Simulación	Error (%)
H ₂ S	0,09	0,086	4.4
Etano	0,01	0,01	0
Propano	6,39	6,3972	0,11
Propeno	30,6	30,7493	0,49
i-Butano	10,5	10,4455	0,52
Butano	4,98	4,9314	0,98
i-Buteno	14,71	14,3396	2,52
1- buteno	9,75	9,7024	0,49
C2-Buteno	8,93	8,7622	1,88
T2-Buteno	13,43	13,2983	0,98
13BD	0,31	0,308	0,65
Flujo másico (kg/h)	12838	13000	1,26
Rendimiento (%)	14,3	14,51	1,46
Gravedad específica	0,5669	0,5653	0,28

Anexo 8. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el gas ácido.

Composición (% peso)	Diseño	Simulación	Error (%)
H ₂ S	11,93	10,38	12,9
N ₂	14,1	12,9	8,5
CO ₂	4,855	5,03	3,60
H ₂	1,77	1,8956	7,09
Metano	20,46	21,898	7,02
Etano	17,35	18,59	7,14
Eteno	18,36	19,67	7,13
Propano	1,01	0,9855	2,42
Propeno	7,93	7,76	2,14
i-Butano	0,23	0,223	3,04
Butano	0,07	0,0676	3,42
i-Buteno	0,23	0,2231	3
1- buteno	0,15	0,1455	3
C2-Buteno	0,1	0,0955	4,5
T2-Buteno	0,16	0,1554	2,875
Rendimiento (%)	6,3	6,56	4,12
Flujo másico (kg/h)	5628	5878	4,44

Anexo 9. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el gas de elevación.

Composición (% peso)	Diseño	Simulación	Error (%)
N ₂	14,1	14,16	0,43
CO ₂	4,855	4,87	0,31
NH ₃	0,1	0,1004	0,40
H ₂ S	11,93	11,98	0,42
H ₂	1,77	1,77	0
Metano	20,46	20,54	0,39
Etano	17,35	17,42	0,40
Eteno	18,36	18,43	0,38
Propano	1,01	1,01	0
Propeno	7,93	7,96	0,38
i-Butano	0,23	0,231	0,43
Butano	0,07	0,07	0
i-Buteno	0,23	0,231	0,43
1- buteno	0,15	0,1506	0,40
C2-Buteno	0,1	0,1	0
T2-Buteno	0,16	0,1607	0,44
Flujo másico (kg/h)	600	600	0,00

Anexo 10. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para la nafta craqueada.

Propiedades	UM	Diseño	Simulación	Error (%)
Flujo másico	kg/h	38586	38909,80	0,84
Gravedad específica		0,761	0,77	1,14
Contenido de azufre	ppm peso	1984	1907	3,88
RVP	kPa	44,5	45,18	1,52
RON estimado		92,9	92,93	0,03
MON estimado		81	81,00	0,00
Contenido de parafinas	% volumen	31,3	31,14	0,52
Contenido de olefinas	% volumen	33,4	33,43	0,09
Contenido de naftenos	% volumen	7,5	7,53	0,42
Contenido de aromáticos	% volumen	27,8	27,90	0,36
Destilación ASTM D86				
5 % volumen	°C	51,7	60,64	17,30
10 % volumen	°C	56,6	64,53	14,01
30 % volumen	°C	73,4	89,48	21,90
50 % volumen	°C	97,6	117,07	19,95
70 % volumen	°C	135,2	147,82	9,33
90 % volumen	°C	186,1	187,42	0,71
EBP	°C	218,3	221,96	1,68
Rendimiento	%	43,1	43,41	0,71

Anexo 11. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el aceite de ciclo ligero.

Propiedades	UM	Diseño	Simulación	Error (%)
Flujo másico	kg/h	20482	20610	0,62
Gravedad específica		0,973	0,9778	0,49
Contenido de azufre	ppm peso	21000	20969	0,15
Contenido de nitrógeno	ppm peso	1900	1914	0,74
Número de cetano		17	18	5,89
Punto de fluidez	°C	< 0	-0,069	
Punto de congelación	°C	<-5	-5,096	
Viscosidad a 100°C	cSt	1,3	1,304	0,31
Destilación ASTM D86				
5 % volumen	°C	234,6	232,67	0,82
10 % volumen	°C	245,2	242,86	0,96
30 % volumen	°C	263,3	259,51	1,44
50 % volumen	°C	281,5	278,79	0,96
70 % volumen	°C	305,1	304,79	0,10
90 % volumen	°C	340,6	344,86	1,25
EBP	°C	371,1	376,22	1,38
Rendimiento	%	22,9	22,99	0,39

Anexo 12. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos para el aceite clarificado.

Propiedades	UM	Diseño	Simulación	Error (%)
Flujo másico	kg/h	7220	7265	0,62
Gravedad específica		1,128	1,128	0,00
Contenido de azufre	ppm peso	30000	30471	1,57
Contenido de nitrógeno	ppm peso	9000	9012	0,13
Punto de inflamación	°C	>90	200,9	
Viscosidad a 100°C	cSt	13,2	13,21	0,08
Destilación ASTM D1160				
5 % volumen	°C	370,9	379,4	2,29
10 % volumen	°C	389,8	390,9	0,28
30 % volumen	°C	419,9	414,3	1,33
50 % volumen	°C	436,8	428,9	1,81
70 % volumen	°C	472,4	445,6	5,67
90 % volumen	°C	527,3	479,3	9,10
EBP	°C	584,5	526,6	9,91
Rendimiento	%	8,1	8,11	0,12

Anexo 13. Propiedades físicas y químicas del gas licuado del petróleo ante cambios de alimentación.

Composición (% masa)	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
H ₂ S	0,09	0,11	0,086	0,083
Etano	0,01	0,01	0,01	0,01
Propano	6,39	3,77	4,99	0,26
Propeno	30,6	32,25	31,99	33,80
i-Butano	10,5	7,68	9,02	18,70
Butano	4,98	3,55	4,01	5,40
i-Buteno	14,71	15,99	15,15	9,27
1- buteno	9,75	10,82	10,25	9,10
C2-Buteno	8,93	9,77	9,26	8,22
T2-Buteno	13,43	14,83	14,05	12,47
13BD	0,31	0,40	0,36	0,00
Gravedad específica	0,5669	0,568	0,57	0,57

Anexo 14. Propiedades físicas y químicas del gas ácido ante cambios de alimentación.

Composición (% masa)	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
N ₂	14,1	12,17	11,90	22,66
CO ₂	4,855	5,24	5,13	9,76
H ₂ S	11,93	11,51	9,88	10,74
H ₂	1,77	1,94	1,76	1,67
Metano	20,46	22,21	22,88	16,13
Etano	17,35	18,70	19,27	16,55
Eteno	18,36	20,53	20,42	12,21
Propano	1,01	0,51	0,73	0,04
Propeno	7,93	7,18	7,70	9,15
i-Butano	0,23	0,14	0,18	0,43
Butano	0,07	0,04	0,05	0,08
i-Buteno	0,23	0,22	0,22	0,15
1- buteno	0,15	0,14	0,15	0,15
C2-Buteno	0,1	0,09	0,10	0,10
T2-Buteno	0,16	0,15	0,16	0,16

Anexo 15. Propiedades físicas y químicas de la nafta craqueada ante cambios de alimentación.

Propiedades	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara blend
Gravedad específica		0,761	0,777	0,771	0,746
Contenido de azufre	ppm peso	1984	2700	1952	966
RVP	kPa	44,5	45,67	44,66	50,13
RON estimado		92,9	93,51	92,95	82,54
MON estimado		81	81,38	81,02	74,57
Contenido de parafinas	% volumen	31,3	30,77	31,70	58,60
Contenido de olefinas	% volumen	33,4	33,11	33,00	7,17
Contenido de naftenos	% volumen	7,5	6,51	7,07	13,30
Contenido de aromáticos	% volumen	27,8	29,61	28,22	20,92
Destilación ASTM D86					
5 % volumen	°C	51,70	61,09	61,06	56,70
10 % volumen	°C	56,60	65,53	65,45	57,88
30 % volumen	°C	73,40	91,45	90,08	80,36
50 % volumen	°C	97,60	119,00	117,29	111,01
70 % volumen	°C	135,20	149,50	147,93	142,69
90 % volumen	°C	186,10	189,11	187,40	185,02
95 % volumen	°C	218,30	222,59	221,93	221,87
EBP	°C	51,70	61,09	61,06	56,70

Anexo 16. Propiedades físicas y químicas del aceite de ciclo ligero (LCO) ante cambios de alimentación.

Propiedades	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Gravedad específica		0,973	1,00	0,98	0,939
Contenido de azufre	ppm peso	21000	28616	21478	13182
Contenido de nitrógeno	ppm peso	1900	1518	2028,00	1185
Número de cetano		17	15,33	17,35	24
Punto de fluidez	°C	< 0	-1,89	0,79	3,1
Punto de congelación	°C	<-5	-6,87	-4,27	-2,0
Viscosidad a 100°C	cSt	1,3	1,32	1,30	1,3
Destilación ASTM D86					
5 % volumen	°C	234,60	234,73	232,06	227,83
10 % volumen	°C	245,20	245,05	242,31	238,72
30 % volumen	°C	263,30	261,39	258,71	254,13
50 % volumen	°C	281,50	280,16	277,60	270,41
70 % volumen	°C	305,10	304,71	303,42	295,01
90 % volumen	°C	340,60	344,41	344,04	337,80
EBP	°C	371,10	375,21	376,25	375,64

Anexo 17. Propiedades físicas y químicas del aceite clarificado (CLO) ante cambios de alimentación.

Propiedades	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Gravedad específica		1,128	1,16	1,14	1,09
Contenido de azufre	ppm peso	30000	41115	31606	20389,00
Contenido de nitrógeno	ppm peso	9000	6710	9796	5903,00
Punto de inflamación	°C	>90	200,00	201,64	201,86
Viscosidad a 100°C	cSt	13,2	10,93	15,51	14,71
Destilación ASTM D1160					
5 % volumen	°C	370,9	378,73	381	381,71
10 % volumen	°C	389,8	389,66	392,71	394,24
30 % volumen	°C	419,9	412,72	416,54	417,03
50 % volumen	°C	436,8	429,87	431,48	432,38
70 % volumen	°C	472,4	441,25	448,84	453,69
90 % volumen	°C	527,3	465,48	482,04	489,39
95 % volumen	°C	548,7	478,09	497,74	506,29
EBP	°C	584,5	502,12	527,87	538,17

Anexo 18. Parámetros operacionales del reactor de FCC ante cambios de alimentación.

Reactor elevador	UM	Diseño	Leona 22	Urals	Sahara Blend
Temperatura de salida	⁰ C	540	540	540	540
Flujo de vapor de atomización	kg/h	3600	3600	3600	3600
Flujo de vapor de estabilización	kg/h	1800	1800	1800	1800
% Vaporización	%	100	100	100	100
Catalizador/alimentación	peso/peso	8,9	9,731	8,749	12,83
Tiempo de residencia	s	2	2,488	2,275	2,535
Regenerador					
Presión del regenerador	kg/cm ²	1,8	1,8	1,8	1,8
Presión de descarga del soplador principal	kg/cm ²	2,5	2,5	2,5	2,5
Temperatura de la fase densa	⁰ C	728,9	714,7	735,3	686,3
Temperatura de la fase diluida	⁰ C	739	729,1	746,2	707,5
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,03	0,0344	0,0279	0,0452
Exceso de O ₂ en la salida del regenerador	% volumen	3	2,7	2,7	2,7
Flujo de aire de combustión	kg/h	84095	64620	74830	58940
Flujo de aire de combustión	STD m ³ /h	69670	53370	61800	48670
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,78	1,9879	1,9588	1,804
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,33	14,1829	14,17	14,035
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1400	2084	1448	1245
Temperatura del gas de combustión	⁰ C	738,6	728,7	745,8	707,1
Temperatura de descarga del soplador principal	⁰ C	179,4	179	179	179
Flujo de Coque	kg/h	5654	4193	4810	3761
Flujo de Gas de combustión	kg/h	90176	68000	78800	61770
Reactor elevador					
Presión del reactor	kg/cm ²	1,4	1,4	1,4	1,4
Flujo de vapor de despojamiento	kg/h	4100	4100	4100	4100
Flujo de Efluente de reacción	kg/h	99534	75670	84470	65860
Compresor de gas húmedo					
Presión de succión	kg/cm ²	0,3	0,3	0,3	0,3
Presión de descarga	kg/cm ²	16,7	16,7	16,7	16,7
Catalizador					
Flujo de circulación del catalizador	t/min	13,3	10,96	11,22	12,23
Actividad MAT (Fresco)	%	72	72	72	72
Flujo de reposición	t/d	2,2	1,923	2,2	2,2
Actividad MAT (Equilibrio)	%	70	70	70	70
Contenido de níquel máximo	ppm peso	2500	2500	2500	2500
Contenido de vanadio máximo	ppm peso	5000	5000	5000	5000
Área superficial	m ² /g	139	139	139	139

Anexo 19. Especificaciones de calidad para el diseño de la planta.

	Expansión	Fase I
Gas de combustión		
NO _x , ppm volumen	10	245
SO _x , ppm volumen	10	1600
Partículas, mg/Nm ³		50 máx.
Gas licuado del petróleo		
C ₅₊ , % peso	0,5 máx.	2,5 máx.
Vapor tension at 37.8 ⁰ C, kgf/cm ² g	10 máx.	10 máx.
Nafta craqueada		
RON	91 min	92,9
MON	80,5 min	81
Contenido de aromáticos, % volumen	20	
C ₄ , % peso	0,5	
Gap ASTM D86 LCO-Nafta craqueada, ⁰ C	10 min	
FBP ASTM D86, ⁰ C		225 máx.
RVP, kg/cm ² a		0,68 máx.
Aceite de ciclo ligero (LCO)		
Gap ASTM D86 aceite clarificado-LCO, ⁰ C	0 min	
95 % ASTM D 86, ⁰ C	365 máx.	
Punto de congelación ⁰ C	5 máx.	
Punto de inflamación, ⁰ C	55 min	
Aceite clarificado		
Finos del catalizador, % peso	100 máx.	
Punto de inflamación, ⁰ C	90 min	

Anexo 20. Resultados para la recomendación # 1.

Reactor elevador	UM	Leona 22 (60 % de carga)	Leona 22 (65 % de carga)	Leona 22 (70 % de carga)	Leona 22 (76 % de carga)
Catalizador/alimentación	peso/peso	9,708	9,670	9,628	9,577
Tiempo de residencia	s	2,402	2,269	2,152	2,034
Regenerador					
Temperatura de la fase densa	°C	714,4	714,1	713,8	713,7
Temperatura de la fase diluida	°C	728,5	727,5	726,7	725,9
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,0345	0,0348	0,0350	0,0351
Flujo de aire de combustión	kg/h	67360	72000	76580	81740
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,93	1,85	1,77	1,68
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,22	14,28	14,532	14,22
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	2067	2038	2011	1982
Temperatura del gas de combustión	°C	728,1	727,1	726,3	725,5
Flujo de Coque	kg/h	4381	4700	5018	5377
Flujo de Gas de combustión	kg/h	70880	75770	80610	86050
Reactor elevador					
Flujo de Efluente de reacción	kg/h	78980	84650	90310	96780
Catalizador					
Flujo de circulación del catalizador	t/min	11,49	12,40	13,30	14,31
Flujo de reposición	t/d	1,92	1,91	1,91	1,91

Productos	Parámetros	UM	Leona 22 (60 % de carga)	Leona 22 (65 % de carga)	Leona 22 (70 % de carga)	Leona 22 (76 % de carga)
Gas licuado del Petróleo	Flujo másico	kg/h	10610	11330	12030	12800
	Rendimiento	% peso	14,94	14,73	14,52	14,28
Gas ácido	Flujo másico	kg/h	5394	5687	5973	6292
	Rendimiento	% peso	7,59	7,39	7,21	7,02
Nafta Craqueada	Flujo másico	kg/h	30550	33020	35460	38220
	Rendimiento	% peso	43,01	42,91	42,79	42,64
	RON		93,5	93,48	93,47	93,45
	MON		81,38	81,37	81,36	81,35
Aceite de ciclo ligero	Flujo másico	kg/h	15460	16980	18530	20320
	Rendimiento	% peso	21,77	22,07	22,36	22,67
Aceite clarificado	Flujo másico	kg/h	5988	6649	7337	8159
	Rendimiento	% peso	8,43	8,64	8,85	9,1

Anexo 21. Resultados para la recomendación # 3.

Reactor elevador	UM	Sahara Blend (60 % de carga)	Sahara Blend (65 % de carga)	Sahara Blend (70 % de carga)	Sahara Blend (76 % de carga)
Catalizador/alimentación	peso/peso	12,91	12,75	12,61	12
Tiempo de residencia	s	2,162	2,041	1,936	2
Regenerador					
Temperatura de la fase densa	°C	688	688,8	689,6	690,7
Temperatura de la fase diluida	°C	705,3	704,9	704,6	704,4
Carbón en el catalizador regenerado	% peso	0,0448	0,0445	0,0443	0,0439
Flujo de aire de combustión	kg/h	73010	78080	83030	89610
Contenido de O ₂ en el gas de combustión	% volumen	1,55	1,46	1,4	1,31
Contenido de CO ₂ en el gas de combustión	% volumen	14,22	14,28	14,33	14,41
Contenido de SO _x en el gas de combustión	ppm volumen	1198	1168	1141	1105
Temperatura del gas de combustión	°C	704,9	704,5	704,2	704
Flujo de Coque	kg/h	4721	5057	5395	5845
Flujo de Gas de combustión	kg/h	76560	81890	87110	94040
Reactor elevador					
Flujo de Efluente de reacción	kg/h	78950	84610	90220	97790
Catalizador					
Flujo de circulación del catalizador	t/min	15,28	16,36	17,4	18,76
Flujo de reposición	t/d	2,2	2	2,2	2,2

Productos	Parámetros	UM	Sahara blend (60 % de carga)	Sahara Blend (65 % de carga)	Sahara Blend (70 % de carga)	Sahara Blend (76 % de carga)
Gas licuado del Petróleo	Flujo másico	kg/h	13170	14000	14790	15820
	Rendimiento	% peso	18,53	18,19	17,86	17,43
Gas ácido	Flujo másico	kg/h	4287	4523	4751	5051
	Rendimiento	% peso	6,03	5,88	5,74	5,57
Nafta Craqueada	Flujo másico	kg/h	36430	39460	42450	46420
	Rendimiento	% peso	51,28	51,28	51,25	51,15
	RON		91,6	91,6	91,59	91,58
Aceite de ciclo ligero	MON		80,15	80,15	80,15	80,14
	Flujo másico	kg/h	11430	12680	13950	15740
	Rendimiento	% peso	16,1	16,48	16,85	17,34
Aceite clarificado	Flujo másico	kg/h	2773	3084	3412	3898
	Rendimiento	% peso	3,9	4,01	4,12	4,29