



**Universidad de Matanzas
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química e Ingeniería Química**

**Título: Evaluación del sistema de debutanización de la
unidad de craqueo catalítico para el reprocesamiento del
GLP fuera de especificaciones.**

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

Autora:

Ing. Rosemary Morejón Gil

Matanzas, 2018.



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



CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS

**Evaluación del sistema de debutanización de la unidad de
craqueo catalítico para el reprocesamiento del GLP fuera
de especificaciones.**

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

Autora:

Ing. Rosemary Morejón Gil

Tutores:

MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez

MSc. Liusmar Maturell Rodríguez

Matanzas, 2018.

Declaración de Autoridad

Yo, Rosemary Morejón Gil declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Hago en entrega de dos copias impresas y el ejemplar en formato digital.

El presente documento fue firmado a los 5 días del mes de noviembre del 2018.

Nombre y Apellidos. Firma

Agradecimientos

A mis tutores por su ayuda.

A mi familia por su apoyo y comprensión

A todos muchas Gracias.

Resumen

El presente trabajo se realizó en la “Refinería Cienfuegos S.A” en la cual se encuentra prevista la implementación de una unidad de craqueo catalítico fluidizado en la Fase I del proyecto expansión, para convertir los gasóleos de vacío ligero y pesado en gasolina, gas licuado del petróleo o GLP y otros destilados. El GLP fuera de especificaciones (por sus siglas en inglés *slop*) que se produce en la unidad durante la arrancada o por problemas operacionales, se reprocesara en la etapa debutanización de la unidad de craqueo catalítico. Siendo necesario evaluar el comportamiento del sistema de debutanización al inyectar una corriente de GLP fuera de especificaciones. El modelo de simulación obtenido reproduce en su totalidad los parámetros de diseño del sistema debutanización, con errores menores al 3 %. El estudio demostró que es posible reprocesar el GLP fuera de especificaciones para un inyectado entre el 100 – 95 % de la fracción líquida despojada de propano y entre 5-15 % de GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano hasta 2,8 % vol.

Palabras claves: craqueo catalítico – especificaciones - GLP

Abstract

The present work was carried out in the "Refinery Cienfuegos SA" in which the implementation of a fluidized catalytic cracking unit is planned in Phase I of the expansion project, to convert light and heavy vacuum gas oils into gasoline, liquefied gas oil or LPG and other distillates. The LPG outside of specifications that occurs in the unit during the start-up or due to operational problems, will be reprocessed in the debugging stage of the catalytic cracking unit. It is necessary to evaluate the behavior of the debutanization system when injecting a stream of LPG out of specifications. The simulation model obtained reproduces in its entirety the design parameters of the debugging system, with errors of less than 3%. The study showed that it is possible to reprocess LPG out of specifications for an inject between 100 - 95% of the liquid fraction stripped of propane and between 5-15% of LPG outside of specifications with pentane content up to 2.8% vol.

Keywords: catalytic cracking - specifications - LPG

Índice

Introducción	1
Objetivo general:	2
Objetivos específicos:	2
Capítulo I: Fundamentos teóricos de la investigación	4
1.1. Generalidades del craqueo catalítico fluidizado	4
1.1.1 Modelos de unidades de Craqueo catalítico fluidizado	4
1.1.2 Características de la alimentación al craqueo catalítico fluidizado	6
1.1.3 Características de los productos obtenidos del craqueo catalítico fluidizado	7
1.1.4 Variables operacionales fundamentales del craqueo catalítico fluidizado	9
1.2. Fraccionamiento de gases. Generalidades	12
1.2.1 Unidad de fraccionamiento de gases del craqueo catalítico	13
1.2.2 Generalidades del sistema debutanización	14
1.3. Parámetros tecnológicos fundamentales del sistema debutanización	15
1.4. Control de calidad en el sistema debutanización	16
1.5. Simuladores para la evaluación de proceso	16
1.5.1 Principales simuladores de procesos industriales	17
1.6. Conclusiones parciales del capítulo:	20
Capítulo II: Procedimiento de evaluación del sistema debutanización	21
2.1 Descripción de la unidad de craqueo catalítico fluidizado	21
2.2 Descripción del caso de estudio	21
1.1.5 Características de diseño de los equipos y corrientes que conforman el sistema debutanización	22
2.3 Metodología para la obtención y validación del modelo de simulación	25
1.1.6 Obtención del modelo de simulación:	26
1.1.7 Validación del modelo de simulación:	26
1.1.8 Análisis de sensibilidad:	27

2.4	Análisis del problema de investigación	27
Capítulo III: Análisis de los resultados		33
3.1	Obtención del modelo de simulación del sistema debutanización	33
1.1.9	Validación del modelo de simulación para el caso en estudio	33
3.2	Análisis de sensibilidad	36
3.3	Comportamiento del sistema de Debutanización.	36
3.4	Modo de operación del sistema debutanización para el manejo de GLP fuera de especificaciones	41
3.5	Conclusiones parciales del capítulo	41
Conclusiones		42
Recomendaciones		43
Referencias Bibliográficas		44
Simbología		46
Anexos		47

Introducción

Actualmente existen aproximadamente 400 unidades de craqueo catalítico en todo el mundo, con una capacidad de procesamiento de 12 millones de barriles por día, lo que produce el 45 % de todas las gasolinas usadas mundialmente.

El Craqueo Catalítico Fluidizado o FCC (*Fluid catalytic cracking*) constituye en una refinería integrada, el proceso de conversión primario, el cual representa la clave para la rentabilidad y operación exitosa de toda refinería. Es donde se descomponen los hidrocarburos complejos en moléculas más simples posibilitando el aumento de la calidad y cantidad de productos ligeros al reducir el número de residuos. Este proceso reorganiza la estructura molecular, convirtiendo las cargas de hidrocarburos pesados en fracciones más ligeras como: gasolina o nafta, gas licuado del petróleo (GLP) altamente olefínico, diésel y aceites combustibles altamente aromáticos.

Típicamente las unidades de FCC se conforman de varias secciones como son: reacción - regeneración, fraccionamiento y finales ligeros. En la sección de finales ligeros es donde se separan las fracciones de gas combustible, GLP y nafta craqueada y para ello se utilizan un conjunto de columnas absorbedoras, despojadoras, deetanizadoras y debutanizadoras (Medina, 2015).

Situación Problemática:

En el proyecto expansión de la “Refinería Cienfuegos S.A” en su Fase I tiene previsto la implementación de una unidad de craqueo catalítico fluidizado denominada FCC para convertir los gasóleos de vacío ligero y pesado en gasolina, GLP y otros destilados.

Hasta la actualidad se cuenta con la ingeniería básica del proyecto donde quedaron definidos los parámetros de proceso, las características de las corrientes, del equipamiento y las calidades de los productos. Sin embargo, quedaron aspectos técnicos por definir en la ingeniería de la Fase I o que deben resolverse antes de iniciar los trabajos de construcción. Uno de los puntos pendientes se relaciona con el GLP fuera de especificaciones o *slop* que se produce en la unidad durante operaciones de arrancada o por problemas operacionales. Para el manejo de este producto que es altamente olefínico, se previó almacenarlo de forma

independiente en 3 balas de las existentes en la refinería actual (TK-58-1044, 1045 y 1046). El reprocesamiento del GLP fuera de especificaciones se realizará en la etapa de debutanización de la unidad y para ello se necesita conocer el comportamiento del equipamiento involucrado, de forma que no afecte los parámetros de operación normal.

Esta situación hace necesario plantear el siguiente problema científico:

Problema científico:

No se conoce el comportamiento del sistema de debutanización de la planta de craqueo catalítico fluidizado cuando se reprocesa el GLP fuera de especificaciones.

Hipótesis:

Será posible reprocesar GLP fuera de especificaciones en el sistema debutanización de la unidad de craqueo catalítico prevista en la fase I del proyecto expansión, sin afectar sus parámetros de operación normal.

Objetivo general:

Evaluar el sistema de debutanización de la unidad de craqueo catalítico para el reprocesamiento del GLP fuera de especificaciones.

Objetivos específicos:

1. Describir los fundamentos teóricos de las unidades de craqueo catalítico fluidizado y los tipos de columnas utilizadas en la recuperación de gases de hidrocarburos, mediante un análisis bibliográfico.
2. Obtener un modelo de simulación del sistema de debutanización de la unidad de FCC.
3. Validar el modelo de simulación que se desarrolla.
4. Evaluar la operación del sistema de debutanización con la inyección adicional del GLP fuera de especificaciones.
5. Proponer el modo de operación adecuado del sistema de debutanización al suministrarle GLP fuera de especificaciones.

El trabajo se encuentra estructurado de la siguiente forma:

Capítulo I: Análisis bibliográfico

Este capítulo expone los aspectos fundamentales del proceso de craqueo catalítico fluidizado como configuración, tecnologías y fundamentos técnicos. Quedando descritos los objetivos y principios técnicos-operacionales de la recuperación de las fracciones ligeras en las refinerías, así como el equipamiento empleado. También se investiga sobre los tipos y uso de simuladores que se emplean en la evaluación de proceso.

Capítulo II: Diseño metodológico

Se desarrolla una descripción general de la unidad de craqueo catalítico fluidizado y más específica de la sección de recuperación de gases. Se detalla la metodología para la obtención y validación del modelo de simulación que permita la evaluación del proceso. Se muestran los casos de estudio para el análisis del reprocesamiento del GLP fuera de especificaciones.

Capítulo III: Resultados y discusión

En este capítulo se validan los resultados de la simulación en sus condiciones normales de operación y se presentan los resultados obtenidos tras el desarrollo de la evaluación del sistema de debutanización y equipos asociados. Se proponen rangos de operación adecuados durante el reprocesamiento del GLP fuera de especificaciones adicional.

Capítulo I: Fundamentos teóricos de la investigación

En el presente capítulo se exponen los aspectos fundamentales sobre el proceso de craqueo catalítico fluidizado, las tecnologías empleadas, productos obtenidos, sistema de fraccionamiento de gases y simuladores que pueden ser utilizados para el estudio de este proceso. Para la confección del presente capítulo se tuvieron en cuenta aspectos generales tratados en la bibliografía propuesta, enfoques y experiencias de tecnólogos de la entidad.

1.1. Generalidades del craqueo catalítico fluidizado

El craqueo catalítico fluidizado es un proceso en el que los productos de bajo valor comercial como los gasóleos combinados, que se obtienen de los procesos primarios de destilación atmosférica y vacío, son convertidos en productos de mayor valor, tales como: gasolinas, olefinas y residuales. En el proceso ocurre la desintegración de las moléculas de gasóleo en presencia de un catalizador sólido en forma de partículas esféricas, el cual se comporta como un fluido cuando se airea con vapor. (Niccum, 2011)

2.1.1 Modelos de unidades de craqueo catalítico fluidizado

Existen diferentes diseños donde la unión entre reactor y regenerador, el tipo y tamaño de catalizador y las líneas de transporte utilizadas varían en cada uno de los modelos. Diferentes compañías petroleras como Shell, Exxon, UOP, Kellogg y Stone and Webster han rediseñado muchas de estas unidades, sobre la base de los mismos fundamentos teóricos y en todos los casos emplean lechos fluidizados. (Moreno, 2007)

Algunos diseños utilizan un arreglo lado a lado (*side-by-side*) para el reactor y el regenerador, mientras que otros diseños utilizan un flujo vertical desde el reactor al regenerador (*orthoflow o stacked*). Todos los reactores incluyen algún tipo de mecanismo de separación de catalizador como ciclones. A continuación se muestran algunos diseños representativos ofrecidos por Rodríguez (2016).

- Modelo ESSO IV:

En este modelo (figura 1.1) el conjunto reactor - regenerador está ubicado lado a lado a un mismo nivel. Con curvas en U para la circulación del catalizador, donde la curva del

regenerado terminaba en un pequeño *reactor* donde se inyecta la carga. La circulación del catalizador gastado es hecha con aire y el regenerado con vapor.

No existe control del nivel del catalizador en el reactor. Constan de válvulas deslizantes solo para anomalías. Las reacciones ocurren en el *reactor* y en el lecho denso del reactor.

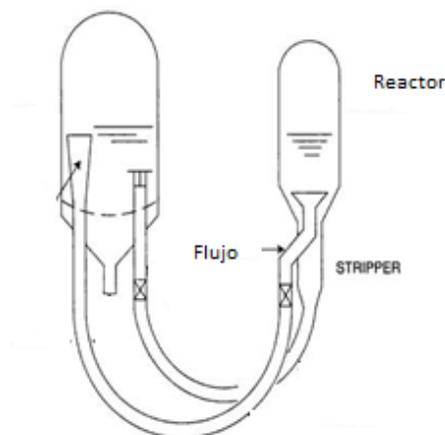


Figura 1.1: Modelo ESSO IV. **Fuente:** ExxonMobil Research and Engineering, 2010

- Modelo ESSO: Flexicraqueo con línea de transferencia

En este diseño (figura 1.2) el reactor está superpuesto al regenerador. Consta de un reactor externo con salida a través de ciclón que disminuye el tiempo de contacto, la separación y el arrastre de gases. Tiene incluidas líneas de transferencia para la circulación del catalizador. La circulación del catalizador a través del sistema es controlada por válvulas de guillotinas. El craqueo ocurrirá apenas en el reactor y la línea de transferencia.

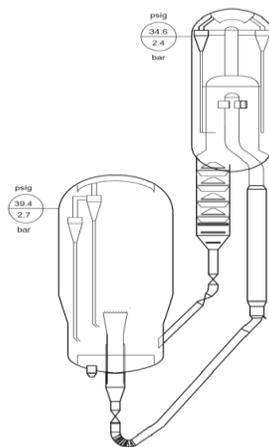


Figura 1.2: Modelo ESSO. *Flexicraqueo*. Ampliado. **Fuente:** Axens 2004

▪ Modelo UOP: Ampliado

En este modelo (figura 1.3) el reactor está superpuesto al regenerador en una única estructura. En la versión lado a lado, el reactor es externo con salida al reactor donde hay un plato con agujeros que permite la formación de un lecho denso encima del mismo, debido a la reducción de la velocidad de los gases. La circulación del catalizador se controla por medio de válvulas de guillotinas. Las reacciones ocurren en el reactor, la carga es inyectada con la ayuda de dispersores radiales multipunto para lograr una distribución homogénea.

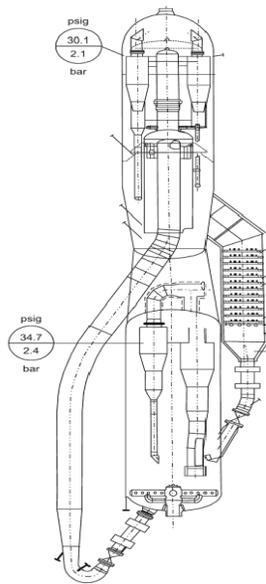


Figura 1.3: Modelo UOP. Ampliado. **Fuente:** Magazine, 2011

2.1.2 Características de la alimentación al craqueo catalítico fluidizado

La alimentación al FCC está constituida por parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos. Las parafinas se desintegran fácilmente produciendo altos rendimientos de gasolina, pero con un índice de octano bajo. Las olefinas se encuentran en baja proporción (menos del 5% en peso de la alimentación) ya que producen compuestos indeseables como el coque. Las olefinas son hidrocarburos no saturados de naturaleza inestable y pueden reaccionar consigo mismos o con otros componentes como el oxígeno y el bromo en solución. No existen de forma natural, éstas aparecen cuando la alimentación se somete a una desintegración térmica o a otras operaciones de desintegración. La gasolina que proviene de la desintegración de naftenos es más pesada y tiene más aromáticos que aquella proveniente de la desintegración de parafinas.

Los aromáticos, de fórmula C_nH_{2n-6} , son compuestos que contienen al menos un anillo bencénico. No son deseables en la alimentación debido a su baja capacidad para desintegrarse. En comparación con las parafinas, producen bajos rendimientos de gasolina, pero con alto octano (Flores, 2012).

Hoy en día las alimentaciones son más pesadas y contienen además un alto contenido de impurezas tales como nitrógeno, azufre y metales, las cuales tienen efectos negativos en el funcionamiento de la unidad. Por ejemplo, el nitrógeno desactiva temporalmente al catalizador, mientras que los metales como el níquel, vanadio y sodio lo desactivan permanentemente. Por otro lado, las alimentaciones con alto contenido de azufre, antes de entrar al FCC, tienen que ser purificadas mediante un hidrotratamiento para cumplir con las normas ambientales o de lo contrario se requeriría tratamiento para los productos (Riazi, 1980).

Finalmente, cabe mencionar que la composición de la alimentación determinará, hasta cierto punto, la selección del catalizador, condiciones de operación y los rendimientos de los productos en FCC. (CEP, 2014)

2.1.3 Características de los productos obtenidos del craqueo catalítico fluidizado

Los productos obtenidos del proceso de craqueo catalítico fluidizado son definidos por Milano (2010) de la siguiente manera:

Gas Licuado del Petróleo (GLP): Mezclas de hidrocarburos, principalmente butano y propano, que se obtienen por el tope de una torre debutanizadora. Después de tratados para eliminarles impurezas, se almacenan como productos terminados.

Butano / Butileno (BB): Es el producto de fondo de la despropanizadora y tiene gran uso en las mezclas de gasolina para regular la presión de vapor y contribuir a mejorar el número de octano en alquilación donde las olefinas reaccionan con el isobutano para formar el alquilato. En caso de que existan mercaptanos, se someten a lavado cáustico.

El rendimiento del BB se logra aumentando la conversión a través del aumento de la temperatura de reacción y la temperatura de mezcla catalizador/aceite; por disminución del tiempo de residencia de craqueo y añadiendo aditivos para el aumento del octanaje (ZSM-5).

Gasolina: Este es el producto más valioso de la unidad de craqueo catalítico, y tiene por lo general un porcentaje del 35 % de la producción total de la gasolina de una refinería. Las impurezas presentes son los mercaptanos los cuales se eliminan por endulzamiento a través del proceso Merox.

Aceite de ciclo liviano (LCO): Se emplea en mezclas para la formación de aceites de calentamiento y combustible diésel.

Aceite de ciclo pesado (HCO): Es uno de los cortes de la fraccionadora principal cuyo rango de ebullición está entre el del LCO y el del aceite lodoso. Los rendimientos dependen mucho del tipo de alimentación y del nivel de conversión de la unidad.

Aceite lodoso o slurry: Se produce en el fondo de la fraccionadora principal y puede ser destinado como alimentación a plantas reductora de viscosidad, al sistema general de diluyente o al sistema de aceite combustible.

Además, se obtienen productos como:

Gas seco: Estos son los gases que salen por el tope de la torre absorbadora, perteneciente a la sección de finales ligeros; contienen principalmente hidrógeno, metano, etano, etileno, trazas de H_2S e inertes (N_2 , CO , CO_2). Este gas se envía a los sistemas de gas combustible, luego de ser tratado con aminas y cáustico para la remoción del H_2S y mercaptanos. El rendimiento de gas seco se debe primeramente al craqueo térmico, presencia de metales en la alimentación o un craqueo catalítico no selectivo.

Coque: Este producto intermedio se crea durante las reacciones de condensación de los elementos más pesados de la alimentación durante las reacciones de craqueo como los asfáltenos, el carbón y otros. El coque es necesario en las operaciones catalíticas, ya que su combustión suministra la energía necesaria para el proceso y ocurre en la etapa de regeneración del catalizador.

Cada uno de estos productos se obtiene después de transitar por varias unidades de procesos, teniendo en cuenta los objetivos propuestos para el presente estudio se hará énfasis en el proceso de fraccionamiento de gases.

2.1.4 Variables operacionales fundamentales del craqueo catalítico fluidizado

En Cupet (2015) se exponen las variables operacionales del proceso de craqueo catalítico como se muestra a continuación.

Es un proceso complejo y se deben lograr tres equilibrios para su buen funcionamiento y estabilidad:

- 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 reactor.
- 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. (Meyers, 2014).

➤ Variables independientes:

Caudal o flujo de inyecto fresco: El caudal de la carga fresca es establecido en dependencia de dos funciones: el plan de acción para abastecer el mercado consumidor y según las limitaciones de la unidad.

Calidad del inyecto 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 reactor 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 reactor.

Razón de carga combinada (RCC): La RCC empeora la calidad de la carga y su craqueabilidad debido a la adición de hidrocarburos aromáticos polinucleados presentes en el corte de *slurry*.

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 inyecto fresco: La temperatura del inyecto 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, lo que provoca mejoras su distribución en el catalizador, facilitando la vaporización y reduciendo la producción de coque.

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

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

➤ Variables dependientes: (Agosto e Silva, 2014):

Relación catalizador/aceite: 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.

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

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

La temperatura del lecho denso 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.

1.2. Fraccionamiento de gases. Generalidades

El fraccionamiento implica la condensación y re-vaporización de los compuestos de hidrocarburos mientras el vapor fluye ascendentemente a través de los platos y empaque de la torre o columna principal. (Heins, 2017)

La operación de esta columna es similar a la de una torre de destilación atmosférica de crudo, ya que fracciona la carga en productos similares. Domingo (2014) plantea que presentan dos diferencias fundamentales:

- No necesita de una zona de vaporización sino más bien de un sistema de enfriamiento de los vapores de reacción.
- Requiere una zona de separación para el catalizador arrastrado (fondo de la torre).

Se plantea en Wauquier (2015), que una considerable cantidad de gases salen por el tope de la torre con la nafta y que deben ser separados posteriormente. Los productos principales de esta columna son: vapores de tope (H_2 , H_2S , C_1 , C_2 , C_3 , C_4 y nafta), nafta pesada, aceite de ciclo liviano y pesado, y el producto pesado de fondo. Los aceites de ciclo liviano, pesado, y el producto de fondo se usan para remover calor de la torre a la vez que suministran calor a la sección de pre-calentamiento y concentración de gases. Una vez fríos se devuelven a la columna principal para proporcionar reflujo y enfriamiento, estas corrientes se denominan reflujo circulantes. La nafta y los gases livianos suben a través de la columna principal y la abandonan como vapor. Este vapor de tope se enfría y condensa parcialmente en los condensadores de tope de la torre, obteniéndose finalmente como las corrientes ligeras de tope.

1.2.1 Unidad de fraccionamiento de gases del craqueo catalítico

Las corrientes de tope de la torre alimentan la sección de finales ligeros con el propósito de separar los gases (H_2S , NH_3 , H_2 , C_1 , C_2 , C_3 , C_4) de la parte líquida (naftas o gasolina) a una mayor presión. Para ello se combinan una serie de columnas en función del nivel de separación que se desee, las cuales son descritas a continuación: (Butterworth-Heinemann, 2009)

- Columna absorbedora:

En la columna de absorción los gases livianos contactan la corriente retrógrada circulante de LGO para maximizar la recuperación de los componentes de rangos de ebullición del GLP.

Los gases livianos que salen del absorbedor de esponja del petróleo son enviados al sistema de depuración de gas combustible para ser tratados más adelante.

- Columna despojadora:

En las columnas despojadoras o fraccionadoras los hidrocarburos con menor masa molecular son vaporizados a temperaturas bajas, a medida que aumenta la temperatura son evaporadas las moléculas más grandes. Las fracciones más ligeras del crudo, como son los gases y la nafta, ascienden hasta la parte superior de la torre. A medida que se desciende en la torre se encuentran los productos más pesados: el queroseno, *gasoil* ligero, *gasoil* pesado. En último lugar, se encuentra el residuo de *fuel óleo* atmosférico. Esta operación, no obstante, sólo suministra productos en bruto que deberán ser mejorados (convertidos) para su comercialización, dado que los procesos de destilación no rinden productos en la cantidad ni calidad demandadas por el mercado (AOP, 2008).

- Columna depropanizadora:

Aldama (2015) alega que es la torre encargada de separar el propano de la corriente principal.

La presión de operación de muchas columnas está determinada por la temperatura del agua de enfriamiento. La volatilidad relativa casi siempre aumenta cuando se disminuye la temperatura y la presión disminuye cuando disminuye la temperatura. Para disminuir el consumo de energía, es entonces recomendable operar a una presión tan baja como sea posible. La limitación es la temperatura del agua de enfriamiento. Si la presión de la

columna se fija en un valor muy bajo, no se puede usar agua de enfriamiento como medio de enfriamiento y hay que recurrir a un refrigerante. Sin embargo, la refrigeración es varios órdenes de magnitud más cara que el agua de enfriamiento para procesos de remoción de calor. (Melanio, 2012)

- Columna debutanizadora:

Es un tipo de columna de destilación fraccionada de 60 m de altura que se utiliza para separar el butano de la nafta en el proceso de refinación. La mezcla de butanos y propanos (olefínicos y parafínicos) salen como corriente de cabeza y la nafta como producto de fondo. Estas columnas en los procesos de FCC se alimentan de las corrientes líquidas despojadas de los compuestos de H_2S , NH_3 , H_2 , C_1 , C_2 . (Musumeci, 2016)

1.2.2 Generalidades del sistema debutanización

En la torre o columna debutanizadora donde los vapores burbujan a través del líquido contenido en los platos o bandejas. Esto da lugar a que los vapores ascendentes entren en contacto con el líquido descendente (reflujo) de plato en plato. Típicamente las columnas de debutanización tienen alrededor de 40 platos y se inyecta la alimentación cercana al plato 23 (Soto, 2006).

En cada plato ocurre transferencia de masa entre los componentes que conforman los vapores de hidrocarburos que ascienden y el líquido condensado que desciende, los componentes volátiles arrastran la parte volátil del líquido del plato y ascienden con el vapor al plato superior y los menos volátiles condensan en el líquido, siendo arrastrados hacia el plato inferior. Dentro de la columna, en cada plato se localizan las copas de burbujeo, cuya posición se regula manualmente en las inspecciones generales para lograr los productos deseados. Para un incremento de carga de procesamiento es necesario modificar las posiciones de las copas de burbujeo en los platos, para permitir el manejo de un mayor volumen de vapor ascendiendo a través de las copas y evitar la inundación de los platos (SMCheah, 2016)

Un sistema de debutanización está compuesto además de la columna debutanizadora por los siguientes equipos:

- Condensadores de tope

- Rehervidor de fondo
- Tambor de reflujo
- Bombas de reflujo y productos

Es importante lograr una operación estable del sistema con el objetivo de alcanzar las especificaciones de calidad establecidas para cada producto. (Handwerk, 2009)

En la figura 1.4 se muestra un esquema típico de un sistema de debutanización en FCC y el comportamiento aproximado de sus variables.

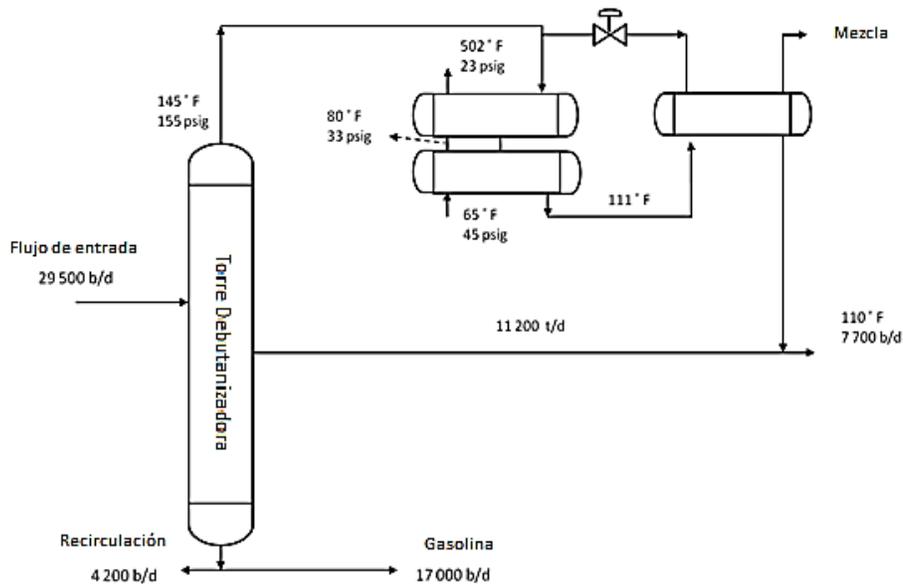


Figura 1.4: Esquema típico de un sistema de debutanización del FCC. **Fuente:** *Ascent Engineering, Inc, 2016.*

1.3. Parámetros tecnológicos fundamentales del sistema debutanización

Los principales parámetros tecnológicos de un sistema de debutanización son los perfiles de presión y temperatura de la columna debutanizadora y que se encuentran alrededor de los 15 kgf/cm² y desde 80-200 °C respectivamente. Esto permite la correcta separación de los gases propano y butano de las corrientes de naftas (Janai, 2013).

Musumeci (2016) plantea que el balance de calor, con el objetivo de lograr el correcto perfil de temperatura, se mantiene por el control de la temperatura del líquido que cae desde el plato 6 aproximadamente hasta el fondo de la columna. El control de temperatura

funciona en cascada con el flujo de corriente caliente que entra al rehervidor (vapor de agua u otro) (Musumeci, 2016).

1.4. Control de calidad en el sistema debutanización

El rendimiento y calidad de los productos está determinado en gran medida por el tipo de alimentación y las condiciones normales de operación. Puesto que la presión de trabajo y velocidad espacial son constantes, se intenta operar siempre bajo la máxima capacidad de la unidad (Urpí, 2011).

Cada refinería posee un laboratorio de control en donde se efectúan los ensayos para cada uno de los productos intermedios o acabados, ensayos que tienen una doble finalidad: comprobar rápidamente si la regulación de las unidades es correcta y asegurar que la calidad de los productos terminados corresponde a las normas establecidas por la entidad (Rafael, 2011).

En CUPET (2009) se establece que los parámetros de calidad para el GLP son:

- Composición: Se mide contenido de propano, butano y pentano. El contenido de pentano en la corriente que se extrae por el tope se encuentra por lo general entre 1 y 3 % vol. La norma ASTM D 2784-1 aplicada en nuestro país establece para el pentano una composición máxima 2,5 % vol.
- Corrosión al Cu: Máximo 2 ppm, la norma utilizada para realizar el ensayo es la ASTM D1838. Contenido total de azufre.
- Presión de vapor: Máximo 10 kgf/cm². La norma empleada para efectuar el ensayo es la ASTM D 1267.

Los productos que no cumplan con estos requerimientos se encontrarán fuera de especificaciones y por tanto tendrán que ser reprocesados, almacenados o desechados según estime conveniente la entidad, teniendo en cuenta la rentabilidad de la refinería.

1.5. Simuladores para la evaluación de proceso

La simulación es una herramienta de gran ayuda a la hora de disminuir los riesgos y optimizar la toma de decisiones empresariales, la evaluación de inversiones en tecnología, personal e instalaciones, así como para planificar, analizar y mejorar los procesos de la

empresa. Los proyectos se fundamentan en la construcción de modelos que representen el funcionamiento de los procesos existentes o propuestos de la empresa para, posteriormente, realizar pruebas y analizar con el modelo los resultados de las diferentes alternativas sin interferir en la operativa y actividad diaria de la empresa. (Hernández, 2004)

Los modelos de simulación permiten profundizar en las variables que afectan más significativamente al funcionamiento de la empresa, analizar sus interacciones y evaluar su impacto global, constituyendo una ayuda inestimable para optimizar los procesos. (Muñoz Batista, y otros, 2011)

1.5.1 Principales simuladores de procesos industriales

El *software* de simulación ha tenido un enorme impacto en el petróleo, petroquímica y proceso químico en las últimas décadas. La simulación de procesos es casi universalmente usada para guiar el diseño de nuevos procesos, evaluar configuraciones de plantas alternativas y solucionar problemas, entre otros. Los programas de simulación de procesos realizan equilibrios rigurosos de masa y energía para una amplia gama de procesos químicos. Se han desarrollado otras herramientas de ingeniería de proceso para la simulación de transferencia de calor, detección de errores en la planta, simulación de red de tuberías, modelado de sistemas de seguridad, entre otras (Forte, 2005).

En la actualidad los simuladores de proceso más utilizados son: (Fernandez, 2016)

ASPEN PLUS: El Sistema Avanzado para Ingeniería de Procesos (ASPEN PLUS por sus siglas en inglés *Advanced System for Process Engineering*) es un mercado líder en herramientas de modelado de proceso de diseño conceptual, optimización y monitoreo de desempeño para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Aspen Plus es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos.

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. Se ha utilizado para modelar procesos en

industrias: química y petroquímica, refino de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros.

HYSYS: 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. 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* para la simulación de plantas petroquímicas y afines.

CHEMCAD: Está conformado por un paquete de módulos que abarca cálculo y diseño de intercambiadores de calor (CC-THERM), simulación de destilaciones dinámicas (CC - DCOLUMN), simulación de reactores por lotes (CC - ReACS), simulación de destilaciones por lotes (CC - BATCH), simulación de redes de tuberías (CC - SAFETY NET). Este sistema es muy usado para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales.

PETRO SIM: El *software* PETRO SIM 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. PETRO SIM 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. (Schneiderelectric, 2016)

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. Es un simulador muy versátil y de fácil obtención.

En la tabla 1.5.1 se muestran un resumen comparativo de los simuladores de proceso antes descritos.

Tabla 1.2: Resumen comparativo de los simuladores

Simuladores	Empleado
ASPEN PLUS	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. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refinó de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros.
HYSYS	Es un <i>software</i> para la simulación de plantas petroquímicas y afines.
CHEMCAD	Es muy usado para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales.
PETRO SIM	Desde la separación de gas y petróleo hasta la destilación reactiva, PETRO SIM 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. Tiene entre sus capacidades principales el procesamiento de petróleo pesado, precalentamiento de crudo, destilación de crudo, fraccionador de coque y de unidades FCC, separador y extractor de nafta, separador de agua ácida, y alquilación de ácido fluorhídrico y sulfúrico. Muy versátil y tiene gran disponibilidad

El autor de la presente investigación determinó que el Petro-SIM resulta ser uno de los simuladores de procesos más versátil, teniendo en cuenta sus múltiples aplicaciones en los diferentes procesos de refinación del petróleo y su disponibilidad.

1.6. Conclusiones parciales del capítulo:

1. El GLP con valor superior al 3 % vol de pentano se consideran que no cumplen con los requisitos de calidad y suelen manejarse como producto fuera de especificaciones o *slop*.
2. Los perfiles de presión y temperatura en columnas debutanizadoras se encuentran alrededor de los 15 - 18 kgf/cm² y desde 80 - 200 °C.
3. De los simuladores descritos el Petro-SIM comprende herramientas para la simulación de procesos de fraccionamiento en la industria del petróleo.

Capítulo II: Procedimiento de evaluación del sistema debutanización

En este capítulo se hace una breve descripción del sistema de debutanización de la unidad de craqueo catalítico, además de una explicación detallada de la metodología a seguir para la obtención y validación del modelo de simulación.

2.2 Descripción de la unidad de craqueo catalítico fluidizado

La unidad está compuesta por las secciones que se listan a continuación:

- Sección de reacción y regeneración (010-100).
- Sección de tratamiento de gas de proceso (010-200).
- Sección fraccionamiento (010-300).
- Sección de recuperación de gases (010-400).

El caso en estudio se ubica en la sección de recuperación de gases la cual procesa las corrientes más ligeras de la sección 010-300 a mayores condiciones de presión (~ 16 kgf/cm²) para obtener los productos:

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

2.3 Descripción del caso de estudio

El sistema de debutanización de la unidad FCC tiene una capacidad de diseño de 64 424 kg/h, un sobre diseño del 10 % hasta 70 866,4 kg/h máxima capacidad operacional y mínimo operacional de 38654,4 kg/h el cual representa el 60 % de capacidad del sistema debutanización, el mismo está compuesto por los siguientes circuitos:

- Circuito de calentamiento de la sección 010 - 400.
- Torre debutanizadora.
- Condensadores, tambor de reflujo y bombas de salida.

La materia prima a procesar consiste en la fracción líquida despojada de propano, que proviene de los absorbedores primarios y secundarios de la sección de fraccionamiento (010-300). Se inyecta al circuito de precalentamiento proveniente del E-010-005 a razón de 64 424 kg/h, a 135,4 °C y 15 kgf/cm² donde se calienta en el E-010-025 y E-010-026 con el fondo de la torre debutanizadora y el producto de LCO hasta 153,2 °C y 158,7 °C respectivamente. La materia prima calentada hasta 168,8 °C se inyecta en la torre debutanizadora T-010-007 por el plato 22, la misma consta de 41 platos de válvulas donde se separan los gases por el tope y la fracción de nafta por el fondo. Los productos de tope salen a una temperatura de 42 °C para ser enviados hacia la unidad 503 con la P-010-022 después de haber pasado por el E-010-027.

Por su parte la nafta craqueada se extrae por el fondo de la T-010-007 a 160,8 °C con la bomba P-010-023 para ser enviada una vez que se enfría a 55 °C en los E-010-025 hacia almacenamiento.

El anexo 1 expone el diagrama de proceso correspondiente al sistema debutanización.

2.3.1 Características de diseño de los equipos y corrientes que conforman el sistema debutanización

Las características de diseño de los equipos y corrientes que intervienen en el sistema debutanización, fueron tomadas del libro de proceso elaborado por la compañía *Axens* en 2014. En la tabla 2.1, 2.2 y 2.3 se exponen las características de los equipos.

Tabla 2.1: Características de diseño para los intercambiadores E-010-025, E-010-026, E-010-027.

Características	UM	E-010-025	E-010-026	E-010-023
Caída de Presión (Tubo/coraza)	Kgf/cm ²	0,57/1,4	0,30/0,49	0,36/0,03
Capacidad de intercambio	Gcal/h	1,053	0,46	0,38
Nº de tubos		440	204	80
DE	mm	19,05	25,4	19,05
L	mm	4877	4877	3660
Tipo y arreglo		AES 1-4	AES 1-6	AES 1-4
Área de intercambio	m ²	128,425	79,39	17,5137

Dónde:

No de tubos: Número de tubos en el intercambiador

DE: Diámetro exterior de los tubos

L: Longitud de los tubos

Tabla 2.2: Características de diseño de la torre debutanizadora T-010-007

Torre debutanizadora T-010-007		
Características	UM	Valores
Nº de platos		41
Diámetro	mm	2300
Distancia entre los platos	mm	500
Volumen de los platos	m ³	2,07
Caída de Presión	kgf/cm ²	2
Temperatura	°C	306,5

Tabla 2.3: Características de diseño de la Bomba P-010-022 y P-010-023

Bomba P-010-022 para GLP		
Características	UM	Valores
Eficiencia adiabática	%	44
Caída de presión	kgf/cm ²	14,39
Energía	Gcal/h	$2.60 \cdot 10^{-2}$
Bomba P-010-023 para Nafta craqueada		
Características	UM	Valores
Eficiencia adiabática	%	67
Caída de presión	kgf/cm ²	7,30
Energía	Gcal/h	$1,59 \cdot 10^{-2}$

La tabla 2.4 muestra las especificaciones de la fracción líquida despojada de propano que se inyecta al sistema debutanización del caso en estudio.

Tabla 2.4: Especificaciones de la fracción líquida despojada de propano de inyectado al sistema debutanización.

Especificaciones	UM	Datos
Gravedad Específica		0,692
Sulfuro de Hidrógeno	% peso	0,10
Sulfuro de Mercaptano	% peso	0,012
Nitrógeno	% peso	0,01
Presión de vapor Reid	kg f/cm ²	2,5
RON		98,17
MON		83,16
Bromo	gBr/100g	222,48

PONA	UM	Datos
Parafinas	% vol	15,9
Olefinas	% vol	70,8
Naphthenos	% vol	3,5
Aromáticos	% vol	12,9
Destilación ASTM D-86	UM	Datos
1 vol %	°C	-16,3
5 vol %	°C	14,1
10 vol %	°C	15,6
30 vol %	°C	16,5
50 vol %	°C	26,7
70 vol %	°C	62,9
90 vol %	°C	151,2
95 vol %	°C	179,3
100 vol %	°C	201,4

En la tabla 2.5 y 2.6 se muestran los parámetros de diseño y la composición de las corrientes del sistema debutanización:

Tabla 2.5: Parámetros de diseño de las corrientes del sistema debutanización

Corrientes del sistema debutanización								
Parámetros	UM	458	459	448	449	451	465	457
Temperatura	°C	167	146	136	143	149,6	43,8	164,5
Presión	kg f/cm ²	21	20	15,7	15,5	13,82	26,87	13,29
Densidad	kg/m ³	574	635	583,5	588	604	532,5	538,2
Gravedad Específica		0,7614	0,7614	0,7178	0,7369	0,7497	0,5669	0,5669

Tabla 2.6: Composición de diseño de las corrientes que conforman el del sistema debutanización

Composición	UM	458	459	448	449	451	465	457
Propano	% peso	0	0	0,1599	0,1599	0,1599	0,479	0
Propeno	% peso	0	0	0,0319	0,0319	0,0319	0,095	0
i-Butano	% peso	0,0113	0,0113	0,0397	0,0397	0,0397	0,096	0,0115
i-Buteno	% peso	0,0237	0,0237	0,0565	0,0565	0,0565	0,121	0,0238
i-Pentano	% peso	0,0915	0,0915	0,0607	0,0607	0,0607	0	0,0915
n-Penteno	% peso	0,0346	0,0346	0,023	0,023	0,023	0	0,0346

La tabla 2.7 presenta las especificaciones de diseño del LCO, producto que se emplea para calentar la nafta craqueada en su paso por el E-010-026.

Tabla 2.7: Especificaciones de diseño del LCO

Especificaciones	UM	Datos
Gravedad Especifica		0,99
Sulfuro	% peso	2,20
Nitrógeno	% peso	0,20
Destilación ASTM D-86	UM	Datos
1 vol %	°C	184,45
5 vol %	°C	235,00
10 vol %	°C	247,00
30 vol %	°C	268,00
50 vol %	°C	287,00
70 vol %	°C	310,00
90 vol %	°C	345,00
95 vol %	°C	358,00
100 vol %	°C	375,00

2.4 Metodología para la obtención y validación del modelo de simulación

Para la obtención del modelo de simulación se trazaron las siguientes tareas:

- Obtener el modelo de simulación
- Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
- Análisis de sensibilidad del modelo.

2.4.1 Obtención del modelo de simulación:

Para obtener un modelo de simulación se siguieron los siguientes pasos:

- Construcción del diagrama de flujo de información (Himmelblau 1997)
- Definir el orden de cálculo.
- Definir los módulos e implementar el simulador.

A continuación, se hace una descripción de cada uno de los pasos listados anteriormente

1. Construcción del diagrama de flujo de información

La elaboración de un diagrama de flujo de información tiene en cuenta los flujos de masa o energía del proceso que son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau, 1997)

Los diagramas de flujo se transforman en diagramas de flujo de información (DFI) para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso.

2. Definir el orden de cálculo:

Para determinar el orden de cálculos de los diferentes módulos del sistema, se emplea el método de *Steward*. (Scenna, 1999).

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo donde se debe comenzar la simulación. Para el caso en estudio no será necesario aplicar este método teniendo en cuenta que el simulador seleccionado Petro – SIM no es modular por lo que no se consideran corrientes de corte.

2.4.2 Validación del modelo de simulación:

Con los resultados obtenidos en el modelo de simulación se realiza un análisis comparativo con respecto a los parámetros de diseño y como criterio de comparación se define el error relativo de la siguiente manera:

$$e_{relativo} = \frac{x_{diseño} - x_{calculado}}{x_{diseño}} \quad (ec. 2.1)$$

La diferencia entre el resultado de los valores calculados y los de diseño tienen que ser menor al 10 %, este porcentaje fundamenta la confiabilidad del modelo en las operaciones del sistema.

2.4.3 Análisis de sensibilidad:

A partir del modelo desarrollado se realiza un análisis de sensibilidad para ver el efecto que produce la variación de parámetros sobre el comportamiento de sistemas dinámicos (es decir como varían las salidas del sistema al ser variadas las entradas del mismo).

Usando como base el estudio bibliográfico realizado y la experiencia práctica los parámetros seleccionados para el análisis son:

- Fracción líquida despojada de propano de inyecta al sistema debutanización.
- Composición de pentano en el gas de tope.

Para comprobar la validez del modelo obtenido será simulado el sistema debutanización desde su máxima capacidad operacional correspondiente al 110 % hasta el mínimo operacional al 60 %. La simulación tendrá en cuenta la variación de la composición en el gas de tope.

2.5 Análisis del problema de investigación

Con la obtención del modelo de simulación se procede a evaluar el comportamiento del sistema debutanización al suministrarle al inyecta una corriente de GLP fuera de especificaciones donde el contenido de pentano tomara valores entre 2,6-3 % máximo.

Para el caso en estudio en el GLP fuera de especificaciones solo tiene en cuenta el contenido de pentano ya que la alimentación al sistema debutanización no contienen H_2S .

En la simulación se emplearán las especificaciones de diseño establecidas para cada una de sus corrientes y equipos.

Este análisis permitirá establecer los parámetros bajo los cuales el sistema debutanización podrá reprocesar GLP fuera de especificaciones.

Las especificaciones de calidad para el GLP que sale por el tope de la torre seguirán las condiciones descritas en el punto 1.4 del Capítulo I.

Capítulo III: Análisis de los resultados

En este capítulo se exponen los resultados obtenidos al aplicar la metodología para la obtención, validación del modelo de simulación, evaluar la operación del sistema de debutanización con la inyección adicional del GLP fuera de especificaciones y proponer el rango de operación adecuado para el sistema de debutanización durante el manejo del GLP en *slop* adicional.

3.1 Obtención del modelo de simulación del sistema debutanización

La obtención del modelo de simulación para el sistema debutanización se realiza según la metodología descrita en el Capítulo II.

La figura 3.1 muestra el diagrama de flujo de información del sistema debutanización en estudio.

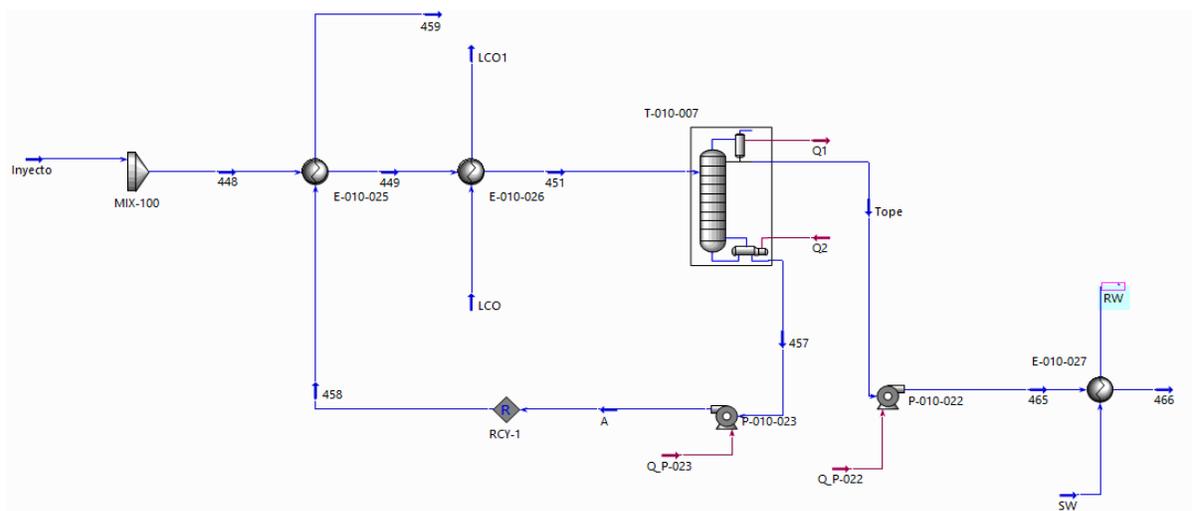


Figura 3.1: Diagrama de flujo de información del sistema debutanización de la unidad de FCC.

3.1.1 Validación del modelo de simulación para el caso en estudio

En la tabla 3.1 se muestra el análisis comparativo entre las especificaciones de diseño de la nafta craquea de inyecta al sistema debutanización y los valores calculados por el *software*.

Tabla 3.1: Análisis comparativo de las especificaciones de diseño y las calculadas por el simulador para la fracción líquida despojada de propano.

Especificaciones	UM	Petro-SIM	Diseño	Error (%)
Gravedad Específica		0,6835	0,6916	1,1688
Sulfuro de Hidrógeno	% peso	0,1035	0,1049	1,2935
Sulfuro de Mercaptano	% peso	0,0116	0,0117	1,2821
Nitrógeno	% peso	0,0083	0,0084	1,2048
Presión de vapor Reid	kg f/cm ²	2,5123	2,5473	1,3748
RON		97,0225	98,1713	1,1702
MON		82,6493	83,1580	0,6118
Bromo	gBr/100g	220,4748	222,4841	0,9031
PONA	UM	Petro-SIM	Diseño	Error (%)
Parafinas	% vol	15,4383	15,9316	1,8809
Olefinas	% vol	68,6997	70,7772	2,9352
Naphthenos	% vol	3,3681	3,5208	1,9608
Aromáticos	% vol	12,4843	12,9064	1,0676
Destilación ASTM D-86	UM	Petro-SIM	Diseño	Error (%)
1 % vol	°C	-16,0368	-16,3125	1,6900
5 % vol	°C	13,7953	14,0664	1,9271
10 % vol	°C	15,2458	15,5803	2,1467
30 % vol	°C	16,2142	16,4514	1,4414
50 % vol	°C	26,4222	26,7033	1,0528
70 % vol	°C	61,9483	62,8579	1,4472
90 % vol	°C	149,3013	151,2187	1,2679
95 % vol	°C	177,2422	179,3036	1,1496
100 % vol	°C	198,5624	201,4066	1,4122

En la tabla 3.1 se aprecia que el error supera 3 %, lo que demuestra que el modelo representa adecuadamente el caso en estudio.

En la tabla 3.2 se expone el análisis comparativo entre las composiciones de diseño de las corrientes del caso en estudio y las calculadas por el simulador Petro-SIM

Tabla 3.2: Análisis comparativo de las composiciones de las corrientes del sistema debutanización.

Composición de la corriente 458				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso			
Propeno	% peso			
i-Butano	% peso	0,0113	0,011	2,6549
i-Buteno	% peso	0,0237	0,023	2,9536
i-Pentano	% peso	0,0915	0,090	1,6393
n-Penteno	% peso	0,0346	0,0340	1,7341

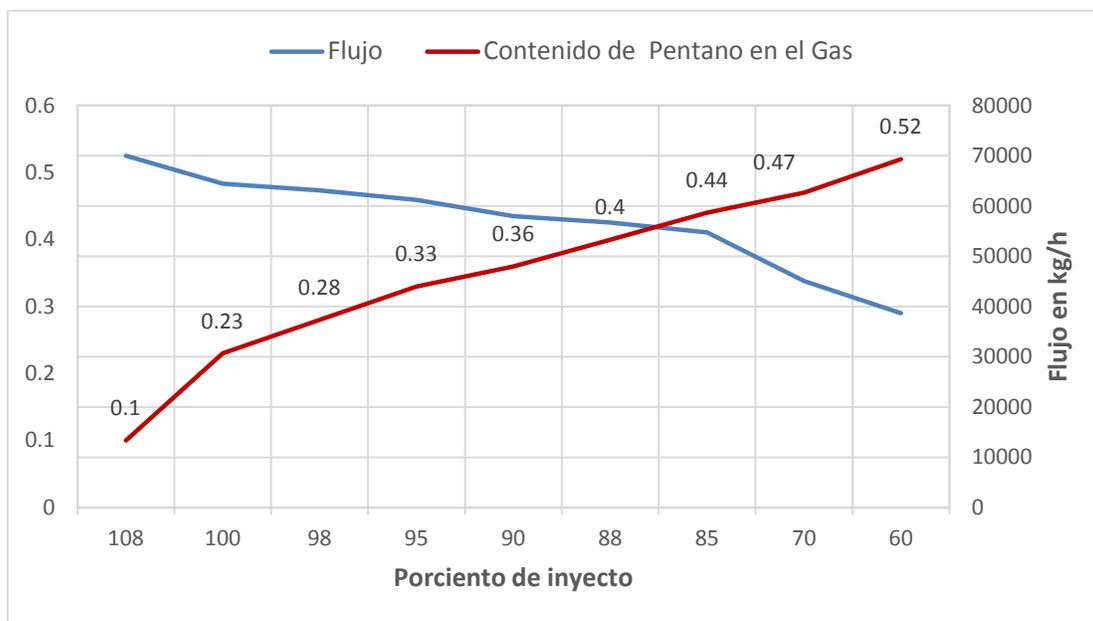
Composición de la corriente 459				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso			
Propeno	% peso			
i-Butano	% peso	0,0113	0,01100	2,6549
i-Buteno	% peso	0,0237	0,02330	1,6878
i-Pentano	% peso	0,0915	0,09100	0,5464
n-Penteno	% peso	0,0346	0,03440	0,5780
Composición de la corriente 448				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso	0,1599	0,1587	0,7505
Propeno	% peso	0,0319	0,0315	1,2539
i-Butano	% peso	0,0397	0,0395	0,5038
i-Buteno	% peso	0,0565	0,0560	0,8850
i-Pentano	% peso	0,0607	0,060	1,1532
n-Penteno	% peso	0,0230	0,0225	2,1739
Composición de la corriente 451				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso	0,1599	0,1587	0,7505
Propeno	% peso	0,0319	0,0315	1,2539
i-Butano	% peso	0,0397	0,0395	0,5038
i-Buteno	% peso	0,0565	0,0560	0,8850
i-Pentano	% peso	0,0607	0,060	1,1532
n-Penteno	% peso	0,0230	0,0225	2,1739
Composición de la corriente 465				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso	0,4743	0,479	0,981%
Propeno	% peso	0,0945	0,095	0,526%
i-Butano	% peso	0,0952	0,096	0,833%
i-Buteno	% peso	0,1206	0,121	0,331%
i-Pentano	% peso			
n-Penteno	% peso			
Composición de la corriente 457				
Composición	UM	Diseño	Petro-SIM	Error (%)
Propano	% peso			
Propeno	% peso			
i-Butano	% peso	0,0116	0,0115	0,8621
i-Buteno	% peso	0,024	0,0238	0,8333
i-Pentano	% peso	0,0928	0,0915	1,4009
n-Penteno	% peso	0,035	0,0346	1,1429

La tabla 3.2 muestra que el máximo valor de error que se comete en la simulación corresponde a 2,6549 %, lo que indica que el modelo es adecuado para el caso en estudio.

3.2 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad (grafica 3.1) muestra el comportamiento del sistema debutanización ante modificaciones en el flujo de inyecto, tomando en cuenta la variación de la composición de pentano en el GLP de tope.

Grafica 3.1: Comportamiento del sistema debutanización



La grafica 3.1 muestra el comportamiento del sistema debutanización donde al disminuir el flujo de inyecto hasta el 60 % el cual representa 38654,4 kg/h, manteniendo constante valores de presión y temperatura, la composición de pentano en el gas de tope aumenta hasta 0,52 %. Este valor de composición está determinado por el fraccionamiento acelerado que sufre la materia prima a su paso por los platos superiores de la torre. El cual se hace más intenso con la disminución del flujo a procesar por el sistema debutanización, siendo el comportamiento graficado el esperado.

3.3 Comportamiento del sistema de Debutanización.

La tabla 3.3, 3.4 y 3.5 muestra el comportamiento de la torre debutanizadora al adicionar al flujo de inyecto de 64 424 kg/h un 5 % de GLP fuera de especificaciones el cual

representa 3221,2 kg/h con contenido de pentano entre 2,6, 2,8 y 3 % vol. El flujo total que se inyectara al sistema de butanización es de 105 % o 67645,2 kg/h.

Tabla 3.3: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 5 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 2,6 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	134,03	42,00	160,18
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	3221,20	67645,20	12837,71	54807,48
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	117,5	503,37	24,97	93,18
% de carga	100,00	5,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,60	2,41	0,84	3,07

Tabla 3.4: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 5 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 2,8 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	134,03	42,00	160,18
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	3221,20	67645,20	12837,74	54807,43
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	117,5	503,37	24,98	93,16
% de carga	100,00	5,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,80	2,48	0,87	3,05

Tabla 3.5: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 5 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 3 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	134,03	42,00	160,18
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	3221,20	67645,20	12837,80	54807,37
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	117,5	503,37	24,99	93,13
% de carga	100,00	5,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	3	2,51	1,01	3,03

Las tablas 3.3, 3.4 y 3.5 muestran que al suministrar un 5 % de GLP fuera de especificaciones al inyector, la composición de pentano en la mezcla varía desde 2,41 hasta 2,51 % vol lo cual influye directamente en la composición del gas de tope la cual toma valores entre 0,84 – 1,01 % vol, ya que el sistema está diseñado para procesar una materia prima con contenido de pentano aproximadamente de 2,33 % vol. Los parámetros operacionales se comportan estables y las especificaciones de calidad para el GLP se cumplen.

La tabla 3.6, 3.7 y 3.8 muestra el comportamiento de la torre debutanizadora al adicionar al flujo de inyector de 64 424 kg/h un 10 % de GLP fuera de especificaciones el cual representa 6442 kg/h con contenido de pentano entre 2,6- 3 %. El flujo total que se inyectara al sistema debutanización es de 110 %.

Tabla 3.6: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 10 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 2,6 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	132,09	41,43	146,7
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	6442,40	70866,4	12837,84	54807,19
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	235	626,5	25,01	93,10
% de carga	100,00	10,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,6	2,42	1,4	2,98

Tabla 3.7: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 10 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 2,8 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	134,03	42,00	160,18
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	6442,40	70866,4	12837,88	54807,14
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	194,39	627,4	25,08	93,06
% de carga	100,00	10,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,8	2,48	1,64	2,96

Tabla 3.8: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 10 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 3 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	134,03	42,00	160,18
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	64424,00	6442,40	70866,4	12837,90	54807,10
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	194,39	627,4	25,15	93
% de carga	100,00	10,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	3	2,51	1,98	2,83

Las tablas 3.6, 3.7 y 3.8 muestran que al adicionar al inyector un 10 % de GLP fuera de especificaciones, la composición del gas de tope varía desde 1,4 hasta 1,98 % vol valores que cumplen con las especificaciones de calidad establecidas para el GLP. Los parámetros de presión y temperatura se mantienen constantes, lo que indica que el sistema es capaz de procesar todo el inyector que se le suministra.

La tabla 3.9, 3.10 y 3.11 expone el comportamiento de la torre debutanizadora cuando el inyector al sistema se compone de un 95 % de la fracción líquida despojada de propano y un 15 % de GLP fuera de especificaciones el cual representa 9663,6 kg/h con contenido de pentano entre 2,6-3 %. Con el objetivo de lograr reprocesar un mayor volumen de GLP fuera de especificaciones.

Tabla 3.9: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 15 % de GLP en *slop* con contenido de pentano de 2,6 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	133,3	42	152
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,54	12,65
Flujo másico (kg/h)	61202,8	9663,6	70866,4	12838	54807
Flujo volumétrico(m ³ /h)	360,4	352,6	729,8	25,25	91,18
% de carga	95,00	15,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,6	2,42	2,1	2,74

Tabla 3.10: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 15 % de GLP en slop con contenido de pentano de 2,8 % vol

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	133,01	43,00	149
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	61202,8	9663,6	70866,4	12838,04	54806,85
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	194,39	627,4	25,29	91,11
% de carga	95,00	15,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	2,8	2,483	2,36	2,60

Tabla 3.11: Comportamiento de la T-010-007 al adicionar al inyector 15 % de GLP en slop con contenido de pentano de 3 % vol.

Parámetros operacionales	Inyector	SLOP	Mezcla	Tope	Fondo
Temperatura(°C)	135,40	149,20	133	43,00	148,4
Presión(kgf/cm ²)	15,00	14,35	15,00	11,30	12,70
Flujo másico (kg/h)	61202,8	9663,6	70866,4	12838,10	54806,80
Flujo volumétrico(m ³ /h)	379,35	194,39	627,4	25,34	91,08
% de carga	95,00	15,00			
Gravedad específica	0,70	0,60	0,69	0,55	0,75
n-pentano (% vol)	2,33	3	2,516	2,51	2,52

Las tablas 3.9, 3.10 y 3.11 muestran que con la disminución del flujo de inyector de la fracción líquida despojada de propano hasta el 95 % y 15 % de GLP fuera de especificaciones, la composición de pentano en el gas de tope alcanza valores entre 2,2 - 2,51 % vol. Como resultado del fraccionamiento espontáneo en los platos iniciales de la torre y el aumento del contenido de pentano en la mezcla que se inyectora al sistema.

Teniendo en cuenta que para el 95 % de la fracción líquida despojada de propano y un 15% de GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano igual a 3 % vol. El gas de tope alcanza 2,51 % vol de contenido de pentano, valor que no cumple con las especificaciones establecidas para el GLP, no se continuará la simulación hasta el mínimo operacional de inyector al sistema el cual corresponde el 60 %.

3.4 Modo de operación del sistema debutanización para el manejo de GLP fuera de especificaciones

El modo de operación bajo el cual el sistema debutanización ejecutara el reprocesamiento de GLP fuera de especificaciones sin afectar los parámetros normales de operación es el siguiente:

Para un inyecto del 100 % o 64 424 kg/h de la fracción líquida despojada de propano se adicionará GLP fuera de especificaciones entre el 5 % - 10 % o 3221, 2 kg/h - 6442,4 kg/h con un contenido de pentano de 2,6 % vol - 3 % vol.

Para un 95 % o 61 202,8 kg/h de inyecto de la fracción líquida despojada de propano se adicionará 15 % o 9663,6 kg/h de GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano entre 2,6 % vol – 2,8 % vol.

Para un flujo de inyecto al sistema debutanización formado por la fracción líquida despojada de propano inferior al 95 % y GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano mayor a 2,8 % vol e inyecto superior al 15 % el gas de tope no cumple con las especificaciones de calidad establecidas por CUPET.

3.5 Conclusiones parciales del capítulo

1. El error que se comete al simular el sistema debutanización en el Petro-SIM es de 2,6549 % siendo adecuado.
2. Para un inyecto del 5 % vol de GLP fuera de especificaciones el contenido de pentano en el gas de tope esta entre 0,84 % vol – 1,01 % vol.
3. Para un flujo de inyecto de la fracción líquida despojada de propano inferior a 61 202,8 kg/h el gas de tope no cumple con las especificaciones de calidad.

Conclusiones

1. Con el análisis bibliográfico se identifican y describen los fundamentos de las unidades de craqueo catalítico fluidizado y los tipos de columnas empleadas en la recuperación de gases.
2. Se selecciona el simulador de procesos Petro-SIM por contar con el modelo termodinámico *Debutanizer* que permite estimar las propiedades del sistema debutanización.
3. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño del sistema debutanización de la unidad de craqueo catalítico, siendo el error cometido menor al 3 % lo que demuestra la validez del mismo.
4. Al evaluar el comportamiento del sistema debutanización se comprobó que es posible reprocesar GLP fuera de especificaciones, para un 100 % de inyectado de la fracción líquida despojada de propano, sin afectar los parámetros operacionales del sistema.
5. El sistema debutanización de la unidad de craqueo catalítico para el reprocesamiento de GLP fuera de especificaciones cumplirá con el siguiente modo de operación:
 - Para un inyectado del 100 % o 64 424 kg/h de la fracción líquida despojada de propano se adicionará GLP fuera de especificaciones entre 5 - 10 % o 3221, 2 kg/h - 6442,4 kg/h con un contenido de pentano entre 2,6 % vol - 3 % vol.
 - Para un 95 % o 61 202,8 kg/h de inyectado de la fracción líquida despojada de propano se adicionará 15 % o 9663,6 kg/h de GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano entre 2,6 - 2,8 % vol.
 - Para un flujo de inyectado al sistema debutanización formado por la fracción líquida despojada de propano inferior al 95 % y GLP fuera de especificaciones con contenido de pentano mayor a 2,8 % vol e inyectado superior al 15 % el gas de tope no cumple con las especificaciones de calidad establecidas por CUPET.

Recomendaciones

1. Utilizar el modelo de simulación obtenido para la evaluación de unidades de fraccionamiento de gases incluidas en el proyecto expansión.
2. Anexar los resultados obtenidos a la Fase I del proyecto expansión.

Referencias Bibliográficas

1. Augusto e Silva, Joao Guilherme . 2014. Curso Técnico: Craqueo Catalítico.
2. Aldama, Diego Sanchez de Leòn. (2015). *Unidad de Fraccionamiento de GLP*.
3. AOP. 2008. *Proceso de Refinaciòn*. s.l.: Asociaciòn española de Operadores de Productos Petroliferos, 2008.
4. Butterworth-Heinemann. 2008. *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. United States : 0-88415-298-8.
5. CEP. 2014. An oil Refinery walk-through. [<http://www.aiche.org/cep>]
6. CUPET. 2015. Curso: Concepto básicos y tecnología de craqueo catalítico. La Habana : s.n.
7. Domingo, Toni. 2014. *Columnas de contacto*.
8. Fernandez, Enrique. 2016. EcuRed. [<http://www.EcuRed.htm>].
9. Flores, Guadalupe Felix. 2012. *Simulación del FCC*. Mexico : s.n.
10. Forte, José Francisco Puche. 2005. *Guía práctica para la simulación de proceso*. Murcia : CETEM.
11. Handwerk, Gary H.J.and. 2009. *Petroleum Refining Technology and Economics..* EE.UU.
12. Heins, Andrea. 2017. Proceso de destilaciòn atmosfêrica de crudos y al vacïo.
13. Hernández, Enríquez. 2004. *Simulación del regenerador de una unidad de Desintegraciòn catalítica fluidizada (FCC)*. Distrito Federal México : Universidad La Salle, pág. 43-49. ISBN: 1405-6690.
14. Himmelblau, David M. 1997. *Principios bàsicos y calculos en ingeniería química*. s.l. : Pubshhed by Prentice-Hall,ISBN 968-880-802-4.
15. Janai, Yuvraj Lawate & Rushikesh. 2013. Process Worldwide. [<http://www.process-worldwide.com/how-to-compensate-pressure-changes-in-temperature-control-a-394278/index5.html>].
16. Medina, J.R. 2015. *Tesis en opción al grado de Master*. Cienfuegos
17. Melanio. 2012. galeon.com.[<http://galeon.com/machver/DISENO2>]
18. Meyers, Robert A. 2014. Handbook Of Petroleum Refining Processes. *Handbook Of Petroleum Refining Processes*. 3rd Edition. s.l. : (McGraw-Hill Handbooks, 3).

19. Meza, Joselin Mariolgui. 2001. Procesamiento de naftas en el reactor del complejo de desintegración Catalítica (FCC) del CRP-Cardon. Venezuela
20. Moreno, VÍCTOR MANUEL BARREIRA. 2007. *Estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado*. Madrid : s.n.
21. Muñoz Batista, Mario J, y otros. 2011. *Aplicación de la simulación de procesos durante la práctica laboral de estudiantes de ingeniería*. Ciudad La Habana : s.n. <http://rci.cujae.edu.cu>. ISSN 2223-1781.
22. Musumeci, J. 2016. Ascent Engineering. [Citado el: 16 de 12 de 2016.] <http://ascentengineering.com/RVPReduction.aspx>.
23. NiFCCm, Phillip K. 2011. FCC Catalyst Coolers Open Window to Increased Propylene. Houston, Texas : Kellogg Brown & Root LLC, 2011. 2263.
24. Petro-SIM, Manual Académico para simular en. 2018. *Manual Académico*. Estados Unidos.
25. Rafael, Ricardo, Rodrigo Paredes. 2011. *PETROLEUM REFINING*. HONOLULU, HAWAII .
26. Riazi, Daubert T.E. 1980. Hydrocarbon Processing.pág 59, 115.
27. Rodríguez, Liusmar Maturell. 2016. *Modelos de convertidores*. Cuba.
28. Scenna. 1999. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Argentina : Universidad Tecnológica Nacional, 1999. 950-42-0022-2.
29. Schneiderelectric. 2016. Schneiderelectric. *PRO/II Simulación integral de procesos*.
30. Soto, Higinio Jacinto. 2006. Potencial contaminación por cromo en el proceso de refinación de petróleo. Lima . pág. 25.
31. Urpí, José Lluch. 2011. *Tecnología y el Margen de Refino*. Cuba. 2011.
32. Wauquier, Jean - Pierre. 1995. *Crude oil. Petroleum Products. Process Flowsheets*. Paris. ISBN: 9782710806851.

Simbología

Descripción de las corrientes que componen el sistema debutanización:

458: Flujo de entrada por los tubos al E-010-025 de nafta craqueada

459: Flujo de salida por los tubos del E-010-025 de nafta craqueada

448: Flujo de entrada por la coraza al E-010-025

449: Flujo de salida por la coraza del E-010-025

451: Flujo de entrada a la T-010-007

465: Flujo de salida por el tope de la T-010-007

457: Flujo de salida por el fondo de la T-010-007

466: Flujo de GLP a la salida del E-010-027

LCO: Flujo de entrada por los tubos al E-010-026

LCO 1: Flujo de salida por los tubos del E-010-026

UM: Unidad de medida

% vol: Porcentaje en volumen

Anexos

Anexo 1: Diagrama de proceso del sistema de debutanización

