

**SIMULACIÓN DEL SISTEMA REACTOR-REGENERADOR DE LA UNIDAD DE
CRAQUEO CATALÍTICO UOP-I DE LA GRB UTILIZANDO HYSYS**

**ANA GICELA MEDINA MORENO
DIANA MARCELA ROJAS RUIZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**SIMULACIÓN DEL SISTEMA REACTOR-REGENERADOR DE LA UNIDAD DE
CRAQUEO CATALÍTICO UOP-I DE LA GRB UTILIZANDO HYSYS**

**ANA GICELA MEDINA MORENO
DIANA MARCELA ROJAS RUIZ**

**Trabajo de grado presentado para optar por el título de
Ingeniero Químico**

**Director:
GIOVANNI MORALES MEDINA
Ingeniero Químico, Dr.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

DEDICATORIA

A Dios por haberme permitido culminar esta etapa, por darme la fortaleza e iluminar mi camino siempre.

A mis padres Aniceto Medina y Flor Alba Moreno, por ser el pilar fundamental en todo lo que soy, por su sacrificio y esfuerzo durante estos años, gracias, todo esto se lo debo a ustedes.

A mi hermano Ferney Santiago, por ser una motivación para seguir adelante.

A Dianita por su generosidad, hospitalidad y apoyo incondicional durante el desarrollo de este proyecto.

A todos aquellos familiares y amigos que han sido mi soporte, compañía y que han aportado un granito de arena con sus consejos y enseñanzas durante este proceso.

GRACIAS.

GICELA MEDINA

A Dios por darme una vida maravillosa, por estar con mígo siempre, por iluminar mi mente y fortalecer mi corazón.

A mis Padres Luis y Mariela, por ser el pilar fundamental en todo lo que soy, tanto en mi vida como en mi educación y sobre todo, por su amor incondicional.

A mis hermanos Cesar y Anngy por apoyarme siempre, y hacerme tan feliz.

A mi novio, Miguel Ángel por entregarme todo su amor, por ser parte de mi vida y acompañarme en cada paso que doy.

A mis Amigos, especialmente a Karemsita y Lau, que me enseñaron el verdadero valor de la amistad, en especial por su motivación y alegría únicas en cada momento juntas.

A mi amiga y compañera de proyecto Ana Gicela, por su dedicación y empeño para lograr la culminación de este proyecto.

Y a todos aquellos familiares y amigos que han fomentado en mí el deseo de superación y triunfo en cada momento de mi vida.

DIANA MARCELA

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander por brindarnos los conocimientos necesarios para una educación integral y la realización de nuestra formación profesional.

Al profesor y director de proyecto Giovanni Morales Medina, por compartir sus valiosos conocimientos fundamentales en la realización de este proyecto.

Al Ingeniero Víctor de Moya por el apoyo brindado en la elaboración de este trabajo.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	17
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	18
JUSTIFICACIÓN	19
OBJETIVOS	20
1. MARCO TEÓRICO	21
1.1. CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)	21
1.2. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD UOP-I (U2700).....	22
1.3. SIMULACIÓN DE LA UNIDAD FCC.....	23
1.4. PROGRAMA COMERCIAL ASPEN HYSYS	24
1.5. PROGRAMA COMERCIAL SHARC.....	24
2. METODOLOGÍA.....	25
3. ANÁLISIS Y RESULTADOS.....	27
3.1. ANÁLISIS DE DATOS HISTÓRICOS.....	27
3.2. CODIFICACIÓN DE ASSAYS EN HYSYS	30
3.3. SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.....	30
3.3.1. Curvas de destilación	31
3.3.2. Comparación de las propiedades de los productos.....	32
3.3.2.1. Gravedad específica (SG).....	33
3.3.2.2. Octanaje de la gasolina.....	34
3.3.2.3. Punto de inflamación (PI).....	34

3.3.2.4. Punto de nube (PN)	35
3.3.2.5. Viscosidad.....	35
3.3.2.6. Contenido de Azufre.	35
3.4. COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON DATOS DE PLANTA	36
3.5. COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON SHARC	37
3.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	39
3.6.1. Temperatura del alimento.....	39
3.6.2. Relación catalizador-aceite	40
3.6.3. Catalizador de equilibrio	41
3.6.3.1. Vanadio.....	41
3.6.3.2. Níquel.....	41
3.6.3.3. Sodio.....	42
3.6.3.4. Hierro	42
3.6.3.5. Cobre	42
3.6.4. Flujo de alimentación.....	43
3.6.5. Altura del riser	44
3.6.6. Gas de aspersion	45
3.6.7. Vapor de despojo	45
4. CONCLUSIONES	47
5. RECOMENDACIONES.....	48
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	49
BIBLIOGRAFÍA	54
ANEXOS.....	57

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Sistema Reactor-Regenerador.....	23
Figura 2. Esquema metodológico.....	25
Figura 3. Datos históricos de la carga a la UOPI	29
Figura 4. Curvas de destilación para flujos de alimentación	30
Figura 5. Convergencia de simulación en Hysys para la FCC	31
Figura 6. Resultados de la simulación para la FCC	31
Figura 7. Curvas de destilación del alimento-efluente del reactor para el día 29 de Julio de 2015.....	32
Figura 8. Gravedad Específica.....	33
Figura 9. Octanaje de la gasolina (RON y MON)	34
Figura 10. Punto de Inflamación	35
Figura 11. Punto de Turbidez.....	35
Figura 12. Viscosidad.....	36
Figura 13. Contenido de Azufre	36
Figura 14. Efectos de la temperatura de alimento en rendimientos de nafta y coque y calores de la unidad	39
Figura 15. Efectos de la Relación Catalizador-Aceite en conversión y delta de coque	40
Figura 16. Efectos del Vanadio sobre rendimientos de nafta y coque	41
Figura 17. Efectos del Níquel sobre rendimientos de nafta y coque	41
Figura 18. Efectos del Sodio sobre rendimientos de nafta y coque	42
Figura 19. Efectos del Hierro sobre rendimientos de nafta y coque	42

Figura 20. Efectos del Cobre sobre rendimientos de nafta y coque	43
Figura 21. Efectos del flujo de alimentación sobre rendimientos de nafta y coque y calores de la unidad.....	44
Figura 22. Efectos de la altura del <i>riser</i> sobre rendimientos de nafta y coque, tiempo de residencia y relación C/A	44
Figura 23. Efectos del gas de aspersion sobre rendimientos de ALC y coque , delta de coque y catalizador	45
Figura 24. Efectos del vapor de despojo sobre rendimientos de nafta y coque, delta de coque e Hidrógeno en coque	46
Figura 25. Assay alimento combinado para 21 de Mayo de 2014	57
Figura 26. Curvas de destilación para los flujos de Marzo de 2015	58
Figura 27. Comparación curvas de destilación Alimentación-Efluente para 21 Mayo de 2014 y 20 de Marzo de 2015.....	59
Figura 28. Efectos de la temperatura de alimento en catalizador, coque quemado y delta de coque.....	60
Figura 29. Efectos de la relación Catalizador-Aceite sobre rendimientos de nafta y coque, catalizador y calores de la unidad	60
Figura 30. Efectos del Vanadio sobre rendimientos de ALC y Bottoms	61
Figura 31. Efectos del Níquel sobre rendimientos de ALC y Bottoms	62
Figura 32. Efectos del Sodio sobre rendimientos de ALC y Bottoms	62
Figura 33. Efectos del flujo de alimentación sobre tiempo de residencia y temperaturas de la unidad	63
Figura 34. Efectos de la altura del <i>riser</i> sobre rendimientos de ALC y Bottoms y calores de la unidad.....	64
Figura 35. Efectos del gas de aspersion temperatura de mezcla y calores de la unidad	64

Figura 36. Efectos del vapor de despojo calores de la unidad, catalizador y
Relación C/A65

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Rangos de operación de la unidad	22
Tabla 2. Rendimientos en la planta	23
Tabla 3. Geometría del sistema	23
Tabla 4. Periodos de estabilidad analizados en la ventana de operación	27
Tabla 5. Comparación de las propiedades de los productos en la ventana de operación.	32
Tabla 6. Propiedades de la carga combinada en la ventana de operación	33
Tabla 7. Comparación de los productos del reactor reportados por Hysys con los datos de la planta	37
Tabla 8. Comparación resultados simuladores	38
Tabla 9. Influencia de los metales en los rendimientos de la unidad	43
Tabla 10. Resumen análisis de sensibilidad	46

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Caracterización de assay	57
Anexo B. Curvas de destilación	58
Anexo C. Comparación curvas de destilación alimentación-efluente	59
Anexo D. Efecto de temperatura de alimento.....	59
Anexo E. Efecto relación Catalizador-Aceite.....	60
Anexo F. Efectos del Vanadio.....	61
Anexo G. Efectos del Níquel	62
Anexo H. Efectos del Sodio.....	62
Anexo I. Variación del flujo de alimentación.....	63
Anexo J. Variación de altura del <i>riser</i>	63
Anexo K. Variación del gas de aspersión.....	64
Anexo L. Variación del vapor de despojo.....	65

RESUMEN

TÍTULO: SIMULACIÓN DEL SISTEMA REACTOR-REGENERADOR DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO DE LA UOP-I DE LA GRB UTILIZANDO HYSYS*

AUTORES: ANA GICELA MEDINA MORENO
DIANA MARCELA ROJAS RUIZ**

PALABRAS CLAVE: FCC, CRAQUEO CATALÍTICO, HYSYS, SHARC, ASSAY, ANÁLISIS SENSIBILIDAD, DATOS PLANTA.

DESCRIPCIÓN:

En el presente trabajo se realizó la simulación del sistema *riser*-regenerador de la unidad de craqueo catalítico UOP-I de la GRB en el programa comercial Aspen Hysys V8.6, con el fin de comparar sus predicciones respecto a los datos históricos de proceso y a los resultados del simulador especializado en FCC, denominado Sharc. Inicialmente, un análisis estadístico fue aplicado a los datos históricos de la UOP-I para obtener los estadísticos correspondientes a los periodos en estado pseudo-estacionario; según este análisis tres casos de estudio o periodos pseudo-estacionarios fueron determinados para las simulaciones. Las variables para estos casos de estudio y los assays de las cargas de Gasóleo (GAO), Aceite desmetalizado (DMO), Aceite hidrotratado desmetalizado (DMOH) fueron codificados en Hysys. Asimismo, los parámetros geométricos para el *riser* y el regenerador fueron especificados en el objeto FCC. Las simulaciones reportaron convergencia para los tres periodos analizados. La comparación de los resultados de las simulaciones reportan diferencias en algunos estimados como tiempos de residencia y rendimientos de coque; de otro lado las simulaciones concuerdan con las tendencias cualitativas reportadas por los datos históricos y por Sharc. Por otra parte, del análisis de sensibilidad se obtiene que las variables con mayor influencia en el proceso FCC son la temperatura del alimento, el contenido de Ni y V en la carga, el flujo de alimentación, la altura del *riser* y el vapor de despojo.

*Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físico químicas. Escuela de Ingeniería química. Director: I.Q., Dr. Giovanni Morales Medina

ABSTRACT

TITLE: SIMULATION OF THE RISER-REGENERATOR SYSTEM FOR THE CATALYTIC CRACKER UNIT UOP-I OF GRB USING HYSYS*

AUTHORS: ANA GICELA MEDINA MORENO
DIANA MARCELA ROJAS RUIZ**

KEYWORDS: FCC, CATALYTIC CRACKING, HYSYS, SHARC, ASSAYS, SENSITIVITY ANALYSIS, PLANT DATA.

DESCRIPTION:

In the present work the simulation of the riser-regenerator system for the catalytic cracker unit UOP-I of GRB was carried out using the commercial program Aspen Hysys V8.6. Simulations' goal was to make a comparison between the predictions reported by Hysys to historical process data as well as to results from the specialized FCC simulator called Sharc. As a first step, a statistical analysis was applied to the historical data of the UOP-I unit to determine the periods for pseudo-stationary operation. Accordingly, three pseudo-stationary periods were identified. The variables for the identified periods and the assays for the feeds gasoil (GO), demetalized oil (DMO) and demetalized oil hydrotreated (DMOH) were coded in Hysys. Likewise, the geometric parameters for the riser-regenerator system were specified in the FCC object. Simulations reported convergence for the three analyzed periods. The comparison of the results from the simulations showed differences in some estimates such as residence times and coke yields; on the other hand, the simulations agreed with the qualitative trends reported by the historical data and by simulation results from Sharc. Finally, the sensitivity analysis reported that the variables with the greatest influence on the FCC process were temperature and flow of the feed, Ni and V content in the feed, riser's height and steam for stripping.

* Bachelor Thesis

** Faculty of Engineering Physicochemical School Engineering Chemical Director: Giovanni Morales Medina, Ch.E., Dr.

INTRODUCCIÓN

El craqueo catalítico fluidizado (FCC) consiste en la conversión de Hidrocarburos pesados en hidrocarburos de bajo peso molecular [1]. A nivel mundial las unidades de ruptura catalítica procesan ca. 12 millones bpd [2]. Esta capacidad se debe a que la operación FCC puede ajustarse a una amplia variedad de cargas de diferente calidad, provenientes de diversas unidades, permitiendo satisfacer los requerimientos de producción de gasolinas y balancear la operación de refinado [1].

En una FCC, la sección que comprende al *riser* y al reactor corresponde a la parte más importante de esta unidad, ya que suceden los rompimientos moleculares para dar lugar a los productos: gas combustible, gas licuado del petróleo (GLP), gasolinas (Naftas), aceite liviano de ciclo (ALC), aceite pesado de ciclo (APC) y *slurry*. La FCC puede operar para elevar los rendimientos hacia un producto específico según el catalizador y las condiciones operacionales establecidas. Debido a la cantidad de variables operacionales, la exploración de la superficie operacional factible para la unidad FCC requiere del soporte de un simulador de procesos. El uso de estos simuladores es una actividad diaria de los profesionales de diseño e ingenieros de proceso que realizan análisis de sensibilidad ante variaciones en la operación.

En este trabajo, la operación de la FCC denominada UOP-I de la gerencia refinería de Barrancabermeja (GRB) es analizada a través de la simulación del sistema *riser*-regenerador con el programa HYSYS 8.6. La verificación de los resultados de las simulaciones fue efectuada por medio de la comparación con datos históricos de la unidad. Asimismo, los resultados de las simulaciones fueron confrontados con los resultados obtenidos por el simulador SHARC. Por último, un análisis de sensibilidad respecto a la influencia de diferentes variables sobre los rendimientos y la operación del sistema fue realizado utilizando el simulador HYSYS.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Craqueo catalítico fluidizado (FCC) es uno de los procesos más importantes y complejos en la industria petrolera, debido a su relativo bajo costo de operación comparado con el beneficio económico obtenido por conversión de cargas pesadas en productos livianos como etileno y gasolinas [1]. En este proceso se tiene gran cantidad de variables operacionales, por lo que se requieren herramientas de simulación que sirvan de apoyo en la planeación y optimización de dicho proceso, de allí surge la necesidad de conocer la exactitud en las predicciones de Hysys, respecto al proceso real llevado a cabo en la UOP-I de la GRB, para evaluar los rendimientos y las propiedades de los productos, así como distintos escenarios operativos factibles en la unidad.

JUSTIFICACIÓN

Debido a que el proceso FCC es considerado por muchas refinerías como la base de su rentabilidad, estas dependen básicamente de su operación exitosa para determinar si son viables, por lo cual se necesita la implementación de herramientas que permitan la predicción y estimación de posibles comportamientos en los rendimientos y parámetros operacionales de la unidad.

Este proyecto se hace con el fin de determinar la exactitud de las simulaciones del equipo FCC en Hysys con respecto a los datos del proceso real llevado a cabo en la UOP-I de la GRB, y a su vez confrontar los resultados con el simulador Sharc, el cual es utilizado ampliamente en la industria, para determinar distintos escenarios operativos claves en la unidad. Por otra parte se desarrolla un análisis de sensibilidad estudiando las variables y parámetros más importantes del proceso, las cuales afectan los rendimientos y condiciones de operación de la unidad, que afectan la economía del proceso.

OBJETIVOS

Objetivo general

- Analizar los resultados de las simulaciones para el equipo FCC reportado por Hysys confrontando sus predicciones con los datos históricos del proceso y las predicciones reportadas por Sharc.

Objetivos específicos

- Comparar los resultados de Hysys con respecto a los datos históricos para la UOP-I de la GRB.
- Cotejar las predicciones Hysys con los reportes de Sharc para la UOP-I.
- Realizar un análisis de sensibilidad para determinar las variables con mayor influencia en el proceso.

1. MARCO TEÓRICO

1.1. CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

La unidad (FCC) convierte los hidrocarburos pesados de bajo valor comercial en productos valiosos como gasolina, etileno y propileno. El proceso FCC es complejo y está constituido por varias etapas que son: el precalentamiento de la alimentación, la vaporización de la alimentación, la reacción de desintegración, la separación de los productos del catalizador y la regeneración del catalizador [2],[3],[4]. La alimentación utilizada para una FCC consiste, en una mezcla de parafinas, naftenos y aromáticos, y proviene de los fondos de la destilación atmosférica o de los destilados y/o fondos de la torre de vacío [2]. El flujo de alimentación parcialmente vaporizado ingresa por la parte inferior de un tubo vertical de flujo ascendente – *riser*– en donde entra en contacto con un flujo de catalizador proveniente del regenerador. El flujo de calor del catalizador es suficiente para vaporizar por completo el flujo de alimentación a una temperatura de ca. 1000 °F. En fase vapor ocurren las diferentes reacciones de craqueo catalítico generando el gas seco (hidrógeno, metano y etano), gas ácido (H_2S), gas licuado de petróleo (propano, propileno, butanos y butenos), gasolina, aceite de ciclo ligero (ALC), aceite de ciclo pesado (APC), productos de fondos y coque. [5]

Después de llevarse a cabo las reacciones de rompimiento en el *riser*, el flujo resultante ingresa al reactor, en el cual unos ciclones separan el catalizador de la corriente de productos gaseosos. Los productos gaseosos son enviados a una torre fraccionadora mientras que el catalizador es enviado a una zona de agotamiento o despojo, en donde se recuperan los hidrocarburos adsorbidos en su superficie por medio de arrastre con vapor [6]. El catalizador despojado ingresa a un regenerador en donde es sometido a un proceso de combustión para restaurar su actividad catalítica. La combustión en el regenerador quema el coque adherido a la superficie del catalizador (entre 0.8 y 2.5% en peso) y proporciona el calor necesario para el proceso catalítico efectuado en el *riser*. El balance energético entre las reacciones

de rompimiento catalítico (endotérmicas) y la regeneración (combustión) se efectúa gracias a la recirculación continua de catalizador en la unidad [7].

La combustión del coque en el regenerador puede efectuarse en modo parcial (bajo flujo de aire) para procesar cargas más pesadas y mantenerse dentro de los límites de temperaturas en el regenerador. De otro lado, la combustión total utiliza exceso de oxígeno para completar la combustión del CO, alcanzando una mayor reducción de coque sobre el catalizador y mayor liberación de energía. El nivel reducido de carbón en el catalizador incrementa la actividad y selectividad del catalizador [7].

De otro lado, las reacciones de craqueo catalítico son complejas debido a la combinación entre reacciones en serie y en paralelo [2]; asimismo, también ocurren reacciones de craqueo térmico [6]. Las principales reacciones en el riser son: De desintegración, olefinas, naftenos, aromáticos y otros, Isomerización, Transferencia de Hidrógeno, Ciclización, Deshidrogenación y Formación de coque. Muchas de estas reacciones tienen una etapa inicial de formación de iones carbonio a partir del craqueo térmico de parafinas. Parte de estos iones se descomponen por escisión del enlace carbono-carbono para formar olefinas, mientras que otros propagan la reacción en cadena descomponiendo las moléculas de parafina [8].

1.2. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD UOP-I (U2700)

Una de la principales unidades de craqueo catalítico de la GRB es la UOP-1 (Figura 1), allí se procesan alrededor de 25000 BPD de una mezcla de aceite desmetalizado (DMO), aceite hidrotratado desmetalizado (DMOH), crudo reducido (CR) y gasóleos (GAO). El flujo de alimentación es cargado a la unidad desde los tanques K-2701 y K-2803 por medio de las bombas P-2709 y P 2715. El

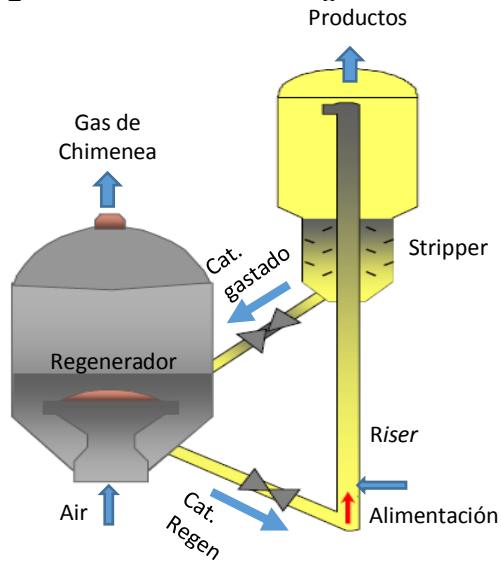
Tabla 1. Rangos de operación de la unidad

VARIABLES OPERATIVAS	Unidades	Rangos de operación	
Flujo de carga combinada	[BPD]	30000	19000
Temperatura de precaliente	[°F]	480	350
Presion en el reactor	[psig]	40	25
Flujo de aire al regenerador	[Kscfm]	80	50
Delta P Rg-Rx	[psig]	3	1
Temperatura Reacción Cracking	[°F]	999	975
Presion en el regenerador	[psig]	42	27
Temperatura Promedio fase densa regenerador	[°F]	1380	1310
Vapor Elevación Riser	[lb/h]	13500	5000

Fuente: GRB

riser (R-2701) presenta una sección de despojo para eliminar los hidrocarburos adheridos al catalizador, el cual posteriormente es dirigido hacia el regenerador R-2702. En R-2702 distinguen la fase densa y la fase diluida; en la primera se da lugar a las reacciones de combustión del coque depositado en el catalizador, regenerando este para ser enviado nuevamente al *riser*. En la segunda se encuentran los ciclones encargados de separar partículas de catalizador del gas de chimenea.

Figura 1. Sistema reactor-regenerador.



Fuente: GRB

Tabla 2. Rendimientos en la planta

FLUJO	21-may-14	20-mar-15	29-jul-15
Gasolina	5682	5492	5092
ALC	5721	5209	5210
APC	11355	19341	19341
Slurry	3045	2859	2859

Fuente: GRB

Tabla 3. Geometría del sistema.

RISER	
ALTURA TOTAL [m]	35.43
DIAMETRO PROM. [m]	0.88
REGENERADOR	
ALTURA L. DENSO [m]	3.96
DIAMETRO L. DENSO [m]	8.00

Fuente: GRB

1.3. SIMULACIÓN DE LA UNIDAD FCC

En la literatura se ha encontrado diversidad de trabajos donde se presentan simulaciones y estudios referentes a las unidades de tipo FCC. Uno de estos es el estudio realizado por Kumar [9] quien simuló una FCC utilizando Hysys; Kumar concluyó que la emisión de SO_x es menor en el caso de un regenerador y el rendimiento de nafta aumenta al implementar dos *riser*. Por otra parte, Zitalpopoca [3], Zhang, *et al.* [4], Pashikanti y Liu [5], Kun, *et al.* [10], desarrollaron modelos matemáticos para analizar los productos de reacción y modelar el desempeño de las FCC. Los estudios reportan un menor error en la predicción de los rendimientos de los productos a nivel laboratorio. Por otro lado, el trabajo realizado por Garrido

[11], quien presenta una simulación para una planta FCC con sus respectivas plantas de tratamiento reporta como inviable la implementación de una integración energética debido a los costos de inversión. Complementariamente, Hernández [7] reportó que las simulaciones del regenerador pueden reproducir el comportamiento en planta por medio de ajustes en los parámetros cinéticos de la combustión. Asimismo, Los modelos propuestos por Llanes [12] y Ancheyta [13] reprodujeron las selectividades encontradas experimentalmente con errores del 1.5%. Lo escrito en este párrafo soporta el uso de modelos matemáticos y simuladoras para describir y reproducir el comportamiento de las unidades industriales de tipo FCC.

1.4. PROGRAMA COMERCIAL ASPEN HYSYS

Hysys es un programa comercial que permite trabajar con equipos de refinación de petróleo (Refining), propiedad de AspenTech; asimismo, Hysys cuenta con la herramienta Petroleum Assay, donde se definen los assays de los crudos a utilizar. Los assays comprenden propiedades relacionadas con los productos del petróleo como punto de enturbiamiento, números de octano, punto de inflamación, contenido de azufre, etc. (anexo A). Una vez se han definido las propiedades para cada flujo de entrada, Hysys permite la definición de los parámetros y las variables para el equipo reactor-regenerador. [14], [15].

1.5. PROGRAMA COMERCIAL SHARC

SHARC es un modelo computacional avanzado propiedad de la empresa SHELL, herramienta útil para evaluar diferentes escenarios y predecir comportamientos de las unidades industriales por medio de simulación, optimización y evaluaciones económicas en el proceso FCC ya que cuenta con una caracterización de alimentos robusta, con parámetros cinéticos y estudios de selectividad en el reactor y regenerador basados en datos obtenidos en planta piloto y unidades comerciales, permitiendo estimar rendimientos y propiedades de productos, aun cuando sean empleadas diferentes cargas, catalizadores y condiciones de operación. [16]

2. METODOLOGÍA

Figura 2. Esquema metodológico.



- 1. Consecución de datos de planta:** Luego de realizar la búsqueda y estudio de la bibliografía referente al FCC, se solicitaron datos de planta para la unidad UOP-1 de la GRB, con el fin de obtener información industrial aplicable a la programación del proceso en el programa comercial Aspen Hysys. Algunos de los datos solicitados fueron los flujos de alimentación y de productos, temperaturas y presiones para el año 2014 y 2015.
- 2. Análisis estadístico de datos y definición de casos de estudio:** Con los datos de la refinería, se aplicaron diferentes estadísticos (promedio, desviación estándar) para determinar los periodos de estabilidad (flujo de carga). Del mismo modo se estimaron los periodos de estabilidad en los productos. Los periodos de estabilidad definieron los casos de estudios.
- 3. Simulación de los casos de estudio:** los assays para GAO, DMO y DMOH fueron especificados en Petroleum Assay, así como el paquete termodinámico (Peng Robinson). Los assays anteriores fueron asociados a flujos de masa. Las condiciones de operación fueron definidas según los escenarios definidos anteriormente. El catalizador especificado corresponde a una zeolita OPAL (Fabrica Carioca de Catalisadores S.A.) en el cual se definieron los metales del catalizador de equilibrio. Los datos de las geometrías para el sistema *riser-regenerador* fueron tomados de las hojas de especificaciones suministradas por la GRB.

4. **Comparación con datos de planta y con Sharc:** Los datos reportados por las simulaciones fueron comparados con los datos históricos y con los resultados reportados por Sharc; entre los valores comparados se encuentran relación catalizador/aceite, tiempos de residencia, temperatura de mezcla en el *riser*, etc.

5. **Análisis de sensibilidad:** las variables consideradas fueron temperatura del alimento, relación catalizador/aceite, metales en el catalizador, flujo de alimentación, altura del *riser*, gas de aspersion y vapor de despojo. La influencia de estos parámetros y variables fue analizada respecto a los rendimientos y las condiciones de operación.

3. ANÁLISIS Y RESULTADOS

3.1. ANÁLISIS DE DATOS HISTÓRICOS

Las tendencias para la carga a la unidad reportada en los datos históricos de la UOP1 para los años 2014- 2015 son mostrados en la Figura 1. Según esta, la unidad presenta tres periodos de estado pseudo-estacionario mostrados en la Tabla 4 junto con los estadísticos para dichos periodos. Para el periodo 1, comprendido entre abril y julio de 2014 el flujo de alimentación fue de 25208 ± 1970 BPD (95% de confianza); para el periodo 2 comprendido entre enero y mayo de 2015 el flujo de alimentación fue de 23205 ± 1500 BPD (95% de confianza); y para el periodo 3 comprendido entre mayo y agosto de 2015, el flujo de alimentación fue de 22548 ± 1864 BPD (95% de confianza). Según lo anterior, el periodo durante el cual la unidad opera con mayor estabilidad fue el periodo 2; según información técnica, durante este periodo se alimentaron los flujos de carga por líneas separadas y se tuvo una composición de carga más estable.

Tabla 4. Periodos de estabilidad analizados en la ventana de operación

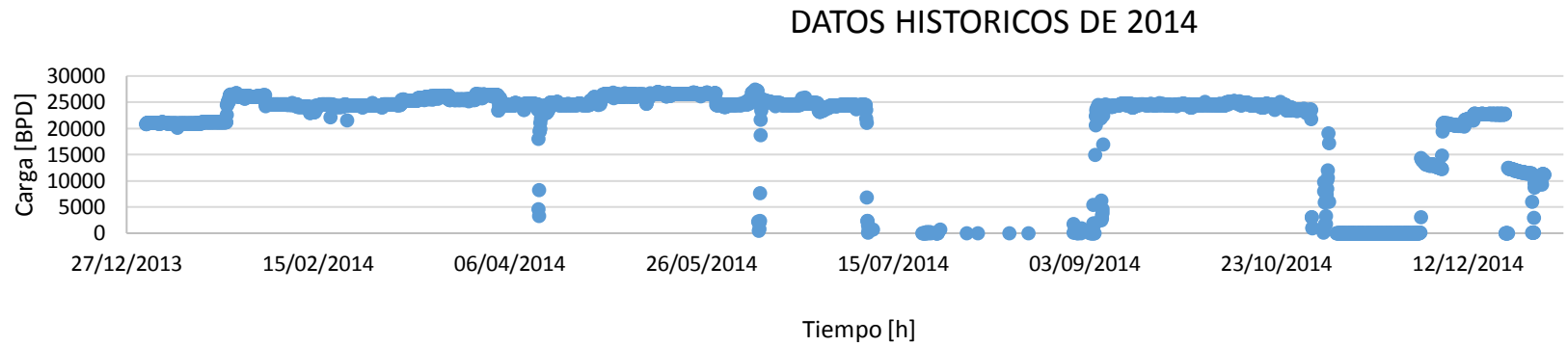
Periodo de est.	Máximo [BPD]	Mínimo [BPD]	Promedio	Desviación est.
03/04/2014	27000	23000	25208.02	985.25
07/07/2014				
16/01/2015	25000	21000	23205.73	751.31
27/08/2015				
06/10/2015	25000	21000	22548.47	927.69
17/12/2015				

Los periodos de inestabilidad se deben a varios factores como la composición de la carga, control de flujo, requerimientos de producción no planeados y línea tubo a tubo –i.e. alimentación de varios flujos por la misma línea–; e.g. las diferentes perturbaciones que se aprecian en la variación de la carga para el 2015 se deben a la incertidumbre en la estimación de las propiedades, ya que en la alimentación tubo a tubo no se tiene un sensor de flujo. En ocasiones la inestabilidad generada por el cambio en la composición de la carga (Figura 3a) conduce a un alimento con una

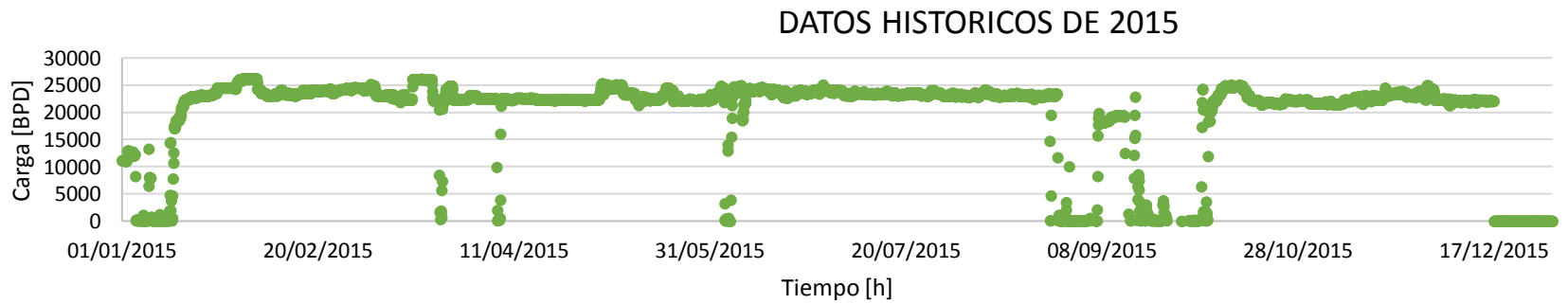
cantidad elevada de carbón Conradson, aumentando la temperatura del reactor; por lo que el flujo se manipula para alcanzar el balance energético de la unidad. También, los datos históricos en la ventana de operación presentan fechas para las cuales la unidad opero por encima de su caudal de diseño, debido principalmente a desvíos de corrientes pesadas provenientes de las unidades DEMEX (desmetalizado) y UNIBON (hidrogenación) (Figura 3b).

Figura 3. Datos históricos de la carga a la UOP-1

(a) Año 2014.

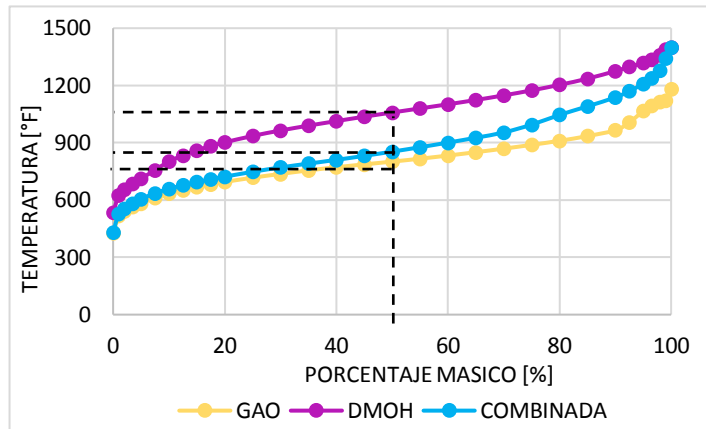


(b) Año 2015.



3.2. CODIFICACIÓN DE ASSAYS EN HYSYS

Figura 4. Curvas de destilación para flujos de alimentación.



Los assays para el DMOH, DMO Y GAO que componen el flujo de entrada al *riser* fueron especificados en “petroleum assay”. La composición mayoritaria para el periodo 1 corresponde a GAO, lo cual causa disminución en la densidad, la viscosidad, carbón

Conradson, metales pesados e índice de la carga combinada; la disminución en los valores de estas propiedades en términos generales favorecen la operación del *riser*. Las curvas TBP de los assays especificados en Hysys son mostradas en la Figura 4. En esta figura también se ilustra la curva de destilación – que corresponde a una caracterización de las fracciones por sus puntos de– para la carga de alimentación en la fecha 21 de Mayo de 2014. Según estas curvas, los flujos mencionados exhiben un rendimiento apreciable a partir de ca. 900 °F; asimismo es posible notar que se tiene rendimiento nulo para el corte de gasolina definido entre las temperaturas 113 y 430°F. El anterior comportamiento es característico de las fracciones pesadas del petróleo. En el anexo B se presentan curvas para otras fechas en la ventana de operación.

3.3. SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Las variables de operación y los parámetros geométricos para el sistema *riser*-regenerador fueron especificados de acuerdo a las hojas de especificaciones y planos suministrados por la GRB (Tabla 1 y 3). En la Figura 5 se presenta el diagrama del equipo FCC en convergencia para los datos según el 21 de Mayo de 2014. Las simulaciones en Hysys reportan las diferentes variables operacionales para el *riser*, el regenerador, el efluente del reactor y el gas de chimenea (*flue gas*).

También, el simulador reporta el calor producido en el regenerador por la quema de coque depositado en el catalizador, la composición, las propiedades y los rendimientos del producto reactor, así como el tiempo de retención en el *riser*. En la Figura 6 se aprecian los resultados calculados por Hysys para el rendimiento de los productos correspondientes a la simulación para el 29 de Julio de 2015.

Figura 5. Convergencia de simulación en Hysys para la FCC

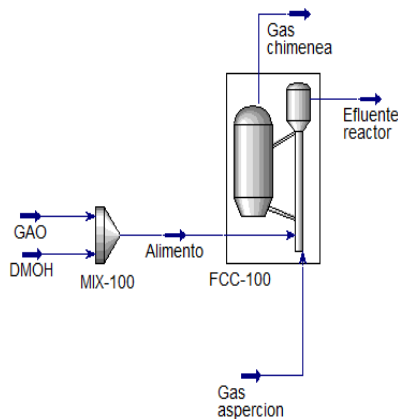
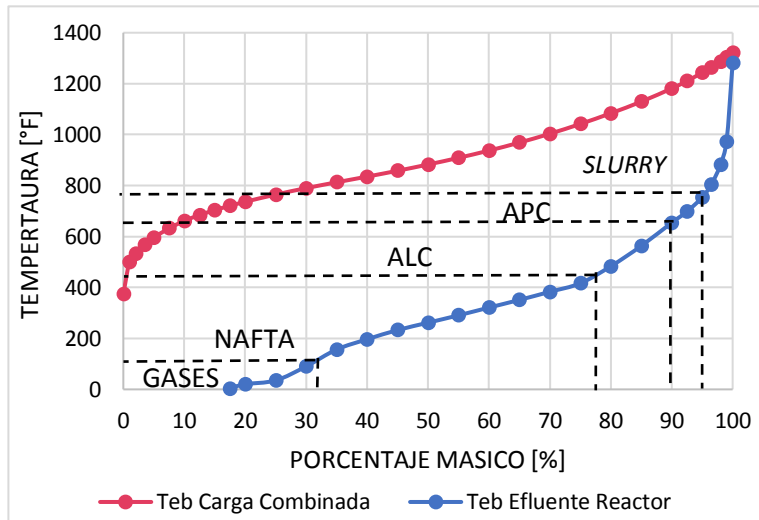


Figura 6. Resultados de la simulación para la FCC

	Volume Flow [m3/h]	Mass Flow [kg/h]	Volume [%]	Weight [%]
H2S	<empty>	388.6227	<empty>	0.2714
Fuel Gas	5.9598	4967.8860	3.8895	3.4698
Propane	4.8779	2478.0105	3.1834	1.7307
Propylene	10.2997	5344.6008	6.7218	3.7329
nButane	3.7639	2199.0155	2.4564	1.5359
iButane	7.0557	3980.0296	4.6047	2.7798
Butenes	12.1223	7388.0254	7.9113	5.1601
Naphtha C5-430F	89.0666	68645.0745	58.1266	47.9444
LCO 430-650F	17.9550	16266.0878	11.7178	11.3623
Bottoms 650F+	12.0442	13386.6801	7.8603	9.3498
Coke Yield	<empty>	18130.3274	<empty>	12.6629
Total	157.1852	143176.3603	102.5822	100.0000
Conversion	<empty>	<empty>	80.4219	79.2879

3.3.1. Curvas de destilación: En la Figura 7 se comparan las curvas de destilación correspondientes al flujo de alimentación y al efluente del reactor de la unidad para el día 29 de Julio de 2015. De la figura es posible inferir que el rompimiento catalítico ocurrido en el *riser* genera estructuras con puntos de ebullición menores que los presentados por el flujo de entrada. Asimismo, de la Figura 7 es posible derivar que ca. 50% del flujo másico del efluente del reactor corresponde a un corte de Nafta con puntos de ebullición comprendidos entre 100 y 400°F. Otro producto generado en el sistema corresponde a los gases que forman parte del gas licuado del petróleo (GLP); estos gases presentan temperaturas de ebullición por debajo de 100°F y están conformados por metano, etano, propano, butano y algunas olefinas [8]. En el anexo C se presentan los resultados para los días 21 Mayo de 2014 y 20 de Marzo de 2015.

Figura 7. Curvas de destilación del alimento-Efluente del reactor para el día 29 de Julio de 2015.



3.3.2. Comparación de las propiedades de los productos

En la Tabla 5 se presentan los resultados de las simulaciones en Hysys para la ventana de operación. En la simulación del 20 de marzo se observa que el rendimiento de coque es mayor (15,65) de igual manera el porcentaje de hidrogeno en el coque para esta fecha es mayor (8,67). El porcentaje de

Tabla 5. Comparación de las propiedades de los productos en la ventana de operación.

PROPIEDAD	UNIDADES	FECHA		
		21-may-14	20-mar-15	29-jul-15
Rendimiento Coque	[%]	14.31	15.65	14.31
% Hidrógeno en el coque	[%]	8.59	8.67	8.41
Delta Coque	[%]	0.93	0.86	0.91
Temperatura de mezcla en <i>Riser</i>	[C]	564.30	562.00	573.30
Relación catalizador/aceite	[-]	15.20	17.82	13.61
Taza de circulación del catalizador	[ton/min]	42.08	47.81	32.71
SOx en el gas de combustión	[%]	0.12	0.13	0.06
Tiempo de residencia del vapor	[seg]	2.49	2.50	2.67
Tiempo de residencia solidos	[seg]	2.52	2.54	2.70
CONVERSION	[%]	67.23	67.75	66.59
Rendimiento Nafta	[%]	50.18	49.88	47.93
Rendimiento ALC	[%]	10.42	9.66	11.40
Rendimiento C2	[%]	3.26	3.49	3.73
Rendimiento C3	[%]	4.84	5.11	5.46
Rendimiento C4	[%]	8.95	9.25	9.47
Rendimiento APC	[%]	8.02	6.93	9.41
Rendimiento <i>Slurry</i>				
EFLUENTE REACTOR	[Mscfm]	31.77	31.59	29.27
EFLUENTE REGENERADOR	[Mscfm]	96.59	100.46	84.07

hidrogeno en el coque es una medida de la eficiencia del despojador, es posible que una de las razones por las cuales el hidrogeno y el coque son mayores para este cargue es que la cantidad de vapor de despojo (6835 Lb/h (29/07/15), 7413 Lb/h (21/05/14) y 7954 lb/h (20/03/15) no fue suficiente para la cantidad de catalizador de circulación. Al comparar las simulaciones (Tabla 5) para el cargue del 29 de Julio se obtienen tiempos de residencia del vapor y de sólidos de 2,67 s y 2,70 s respectivamente, los cuales son mayores que para las demás fechas; un mayor tiempo de contacto entre la alimentación y el catalizador disminuye la relación catalizador aceite (13.61); asimismo un mayor tiempo de residencia aumenta la conversión total, pero que a su vez disminuye el rendimiento hacia productos líquidos nafta (47,93% para el 29 junio) y aumenta hacia gases (C2 3,73% para el 29 de junio). En la simulación del 21 de mayo se observa un aumento de Nafta (50.18%).

Figura 8. Gravedad Específica.

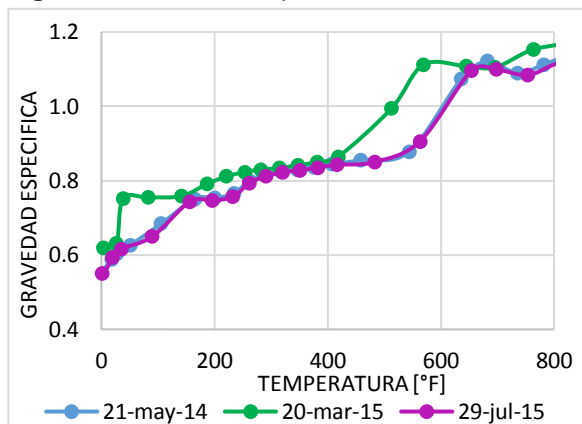


Tabla 6. Propiedades de la carga combinada en la ventana de operación.

CARGA COMBINADA	21/05/2014	20/03/2015	29/07/2015
densidad 15°C [g/mL]	0.806	0.7634	0.9363
API	19.11	19.79	19.62
CCR [%m]	1.43	1.18	1.8
azufre [%m]	0.87	0.84	0.52
nitrogeno total [ppm]		594.1	1713
viscosidad 100°C [Cst]	9.74	9.26	9.2
indice de refracción 70°C	1.519	1.517	1.518
Niquel [ppm]	1.44	1.214	2.488
vanadio [ppm]	3.481	1.828	3.28
Sodio [ppm]	0	0	0.2

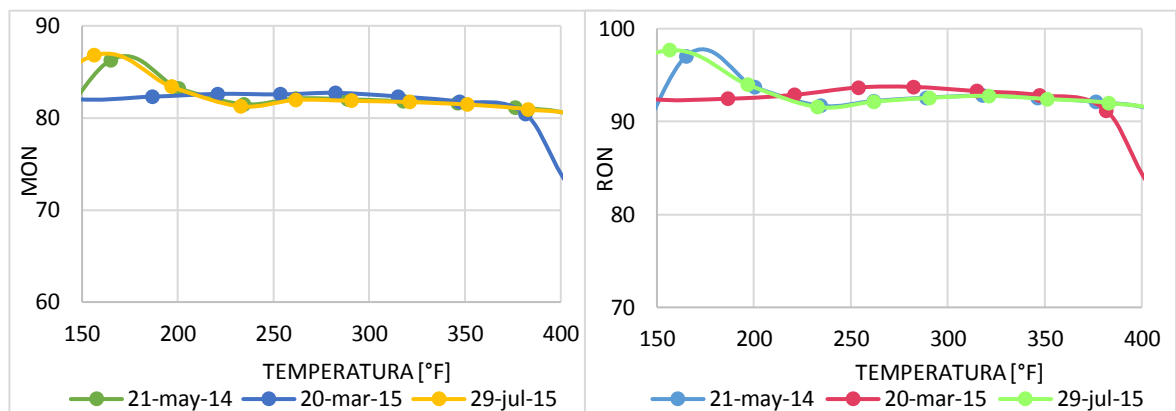
3.3.2.1. Gravedad específica: En la Figura 8 se presenta la variación de la SG respecto a la temperatura de ebullición de cada fracción; la SG aumenta a medida que se obtienen fracciones más pesadas de producto. Para el 21 de mayo de 2014 y el 29 de julio de 2015 se muestra una tendencia similar mientras que para el 20 de marzo se presentan valores de SG mayores; e.g. el corte de gasolina que normalmente se da entre 100- 400°C tiene una SG entre 0.68 y 0.84 para los cortes

más livianos mientras que para el 20 de marzo, la SG se encuentra entre 0.76 y 0.86. Este se debe a las características de las cargas alimentadas a la unidad para cada fecha (Tabla 6). [6]

3.3.2.2. Octanaje de la gasolina: En las Figuras 9a y 9b se aprecian las tendencias para el RON (*research octane number*) y el MON (*motor octane number*) en el rango 150-400°F (gasolina) [8]; RON y MON hacen referencia a la calidad detonante de las gasolinas. Según las figuras, a partir de 200 °F estas propiedades presentan una tendencia constante (MON ca. 82 y RON ca. 92), obteniendo un IDM (índice antidetonante) de ca. 86, indicando que la gasolina predicha por simulación se encuentra dentro de los estándares normales (resolución n° 1180 de 2006). [17]

Figura 9a. MON en la gasolina.

Figura 9b. RON en la gasolina.



3.3.2.3. Punto de inflamación (PI): el PI indica la menor temperatura a la cual se producen vapores que generan ignición [8] [18]. La Figura 10 presenta la tendencia del PI de los productos de la unidad con la temperatura de destilación. Según esta figura, a más pesados son los productos, más elevados son los PI; este comportamiento es similar en cada caso de estudio y satisface la norma establecida. Asimismo, la parte inicial de las curvas de RON y MON exhiben un valor superior debido a la contribución de los componentes puros gaseosos.

3.3.2.4. Punto de nube (PN): el PN indica la temperatura de formación de cristales en combustibles pesados. La Figura 11 se presenta la variación del PN, en donde se observa que a partir de 625°F se tienen puntos de turbidez entre 28°F y 35°F; el PN normalmente está entre 14°F y 32°F (ASTM D 2500 [19]); a temperaturas más bajas los cristales aumentan el tamaño produciendo congelación en el combustible [20]. Una combinación adecuada de los productos obtenidos puede hacer que el PN sea menor y que se encuentre según los requerimientos de la norma.

Figura 10. Punto de inflamación.

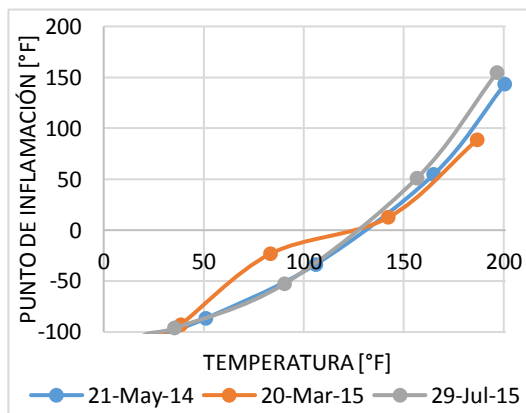
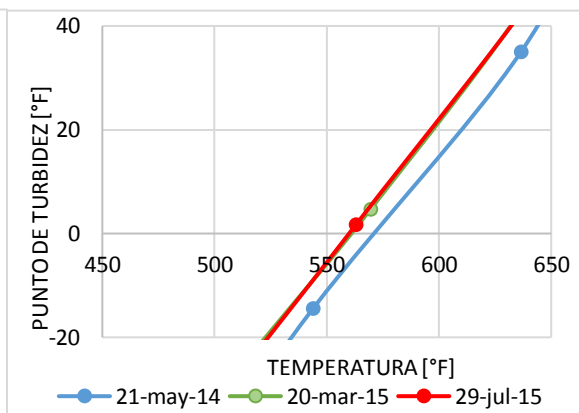


Figura 11. Punto de turbidez



3.3.2.5. Viscosidad: En la Figura 12 se presenta la tendencia de la viscosidad para los productos de acuerdo a la destilación. La tendencia obtenida para la viscosidad coincide en que esta aumenta a medida que el producto es más pesado [8]; el rango de temperatura analizado está comprendido entre 150 y 650 °F, para los productos líquidos. La nafta exhibe una viscosidad entre 0.5 y 2 cSt y para el ALC la viscosidad varía entre 2 a 10 cSt, lo que indica que según las simulaciones, los productos cumplen con la reglamentación comercial (resolución 1180 de 2006 [17]).

3.3.2.6. Contenido de Azufre: En la Figura 13 se aprecia que para el 29 de Julio de 2015 los productos del *riser* exhiben menores concentraciones de azufre, ya que la carga alimentada tiene menor cantidad de azufre respecto a las otras dos fechas.

Por otra parte, se presentan crestas en las tendencias debido a que el azufre en los productos no se distribuye monotónicamente. En temperaturas de ca. 650°F (producción de Aceite Pesado de Ciclo y *slurry*) la concentración de azufre llega a 2.4%. Para la nafta (100-400°F), el contenido de azufre está comprendido entre 0.1 y 0.3%; este resultado de la simulación no concuerda con la norma colombiana en la que se permiten contenidos de azufre de máximo 0.1% en la gasolina [17].

Por lo general, en las unidades FCC se generan flujos con altas concentraciones de azufre, haciendo necesario la implementación de plantas desulfuradoras para los productos [8]. De otro lado, las simulaciones predicen que parte del azufre de la carga es reducido para formar H₂S que sale con los productos de reacción y oxidado a SO_x que salen en los gases de chimenea del regenerador; estas predicciones concuerdan con lo reportado en la literatura [21].

Figura 12. Viscosidad.

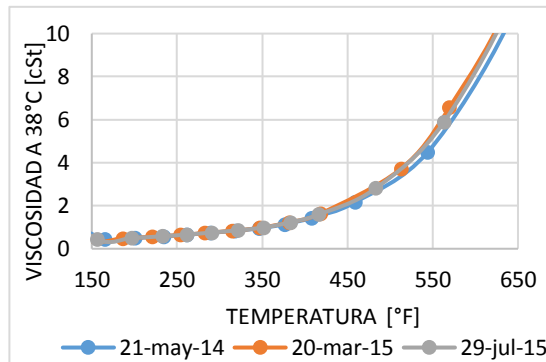
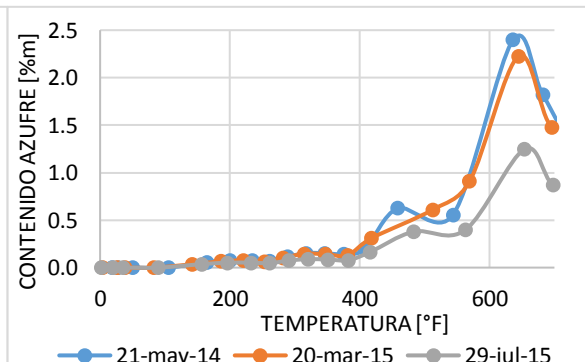


Figura 13. Contenido de Azufre.



3.4. COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON DATOS DE PLANTA

La Tabla 7 compara los flujos de los productos obtenidos por simulación con los reportados en los datos históricos para los tres periodos de estabilidad definidos. En general se observa que los datos reportados por Hysys están en su mayoría por fuera del intervalo de confianza del 95% ($\pm 2 * Desv. Est.$). Lo anterior se debe a que los datos suministrados en los históricos corresponden a los rendimientos medidos en las salidas laterales de la torre de destilación, la cual procesa el producto reactor. Los datos del producto reactor obtenidos por las simulaciones aproximan el

potencial de flujo que cada producto puede reportar con la torre de destilación operando a reflujo total (ASTM D-86) [22]. Una de las diferencias entre los resultados y los históricos corresponde al flujo total de productos; *i.e.* para el día marzo 20 de 2015 se reporta un total de productos de la unidad de 32901 BPD mientras que el simulador obtiene un flujo total de 29836 BPD. Lo anterior puede ser explicado debido a que en planta se cuenta con unas corrientes denominadas externas que aumentan los rendimientos de la unidad; las corrientes externas no son consideradas en la simulación. Por otra parte, en los resultados de la simulación es posible apreciar una cantidad mayor de nafta en relación a los históricos, debido a que Hysys orienta la simulación hacia este producto; es decir, la operación industrial reflejada en los datos históricos sugiere que la unidad UOP-1 fue manipulada para la consecución de un mayor rendimiento de productos medios en la ventana de operación. Un mayor rendimiento de ALC puede conllevar a mayor margen económico de refinación, por uso de este flujo en la producción de diésel.

Tabla 7. Comparación de los productos del reactor reportados por Hysys con los datos de planta.

PRODUCTOS REACTOR	UNIDADES	21-may-14			20-mar-15			29-jun-15		
		HYSYS	DATOS PLANTA	DESV.EST	HYSYS	DATOS PLANTA	DESV.EST	HYSYS	DATOS PLANTA	DESV.EST
Naphtha	[BPD]	18736	5682	393	17971	5492	266	16098	5092	465
ALC	[BPD]	3287	5721	140	2936	5209	138	3258	5210	138
APC y Slurry	[BPD]	2058	14400	513	1712	22200	782	2192	22200	1004
EFLUENTE DEL REACTOR	[BPD]	30749	25803		29836	32901		27705	32502	

3.5. COMPARACIÓN DE RESULTADOS CON SHARC

La Tabla 8 reporta los datos obtenidos por la simulación del sistema *riser*-regenerador en Hysys y en Sharc –facilitados por la GRB–. En la tabla se presenta el porcentaje de error de la simulación referente a los de Sharc para el 29 de Julio de 2015. Una explicación a los errores elevados en determinados ítems corresponde a que el tiempo de residencia especificado para Sharc es mayor que el reportado por Hysys. Asimismo, este tiempo de residencia influye para que Hysys reporte una relación catalizador-aceite con mayor valor que en Sharc (error de 13%); en Hysys el catalizador de circulación es mayor a causa de los tiempos de

residencia. De otro lado, Hysys reporta valores de conversión, rendimientos para productos como Nafta, C2 y las especificaciones para C5 y C6 que son similares a los reportados por Sharc. Sin embargo, los rendimientos para C3, C4, aceite de ciclo pesado (APC), aceite de ciclo ligero (ALC) y coque presentan un error mayor; lo anterior puede deberse a regresiones propias de Sharc para mejorar sus estimaciones respecto al proceso real.

Por otra parte, lo reportado por Hysys para el catalizador de circulación y el hidrógeno en el coque presentan poca diferencia respecto al Sharc, mientras que el efluente del regenerador reportado por Hysys es mayor; esto último se debe a que el proceso en Hysys se dirige hacia la disminución del contenido de azufre en los productos del reactor. La mayor diferencia en los datos comparados está en el delta

TABLA 8. Comparación resultados simuladores.

ITEM	UNIDADES	SHARC	HYSYS	ERROR
RISER				
Relación Cat/aceite	[-]	12.03	13.61	13%
Tiempo de residencia del vapor	[seg]	15.00	2.67	82%
Tiempo de residencia solidos	[seg]	15.00	2.70	82%
Riser Mix Temperature	[C]	563.28	573.30	2%
REACTOR				
CONVERSION	[%]	60.40	66.59	10%
Nafta	[%]	41.87	47.93	14%
C2	[%]	3.58	3.73	4%
ALC	[%]	18.79	11.39	39%
C3	[%]	4.42	5.46	24%
C4	[%]	7.04	9.47	35%
APC	[%]	8.51	9.40	57%
Slurry	[%]	10.54		
Rendimiento de coque	[%]	5.27	12.60	139%
EFLUENTE REACTOR	[Mscfm]	27.02	29.27	8%
C6				
RON	[-]	90.97	93.07	2%
MON	[-]	79.93	82.27	3%
Gravedad específica	[-]	0.76	0.79	4%
C5				
RON	[-]	91.85	93.37	2%
MON	[-]	80.71	82.50	2%
Gravedad específica	[-]	0.74	0.78	5%
REGENERADOR				
Hidrogeno en el coque	[%]	7.36	8.41	14%
Delta Coque	[%]	0.44	0.91	108%
Flujo circulación de catalizador	[ton/min]	31.64	32.71	3%
SOx en el gas de combustión	[%]	0.03	0.06	68%
EFLUENTE REGENERADOR	[Mscfm]	65.41	84.07	29%

de coque a causa de que es una variable que está influenciada directamente por el catalizador [23]; en Hysys solo se tienen en cuenta los contenidos de los metales más importantes en el catalizador de equilibrio, y no se usan propiedades como área de superficie, tamaño de poro, etc., que si son usadas en Sharc.

Según la comparación entre los resultados de Hysys, los datos históricos y los resultados de Sharc es posible afirmar que aunque se presentan

diferencias marcadas en algunos estimados por parte de las simulaciones utilizando Hysys, las tendencias concuerdan con lo esperado para la operación de una FCC;

por ejemplo las propiedades de los combustibles líquidos (C5 y C6), son similares y cumplen con las especificaciones de la planta, esto gracias a que Hysys cuenta con la herramienta petroleum assay que predice propiedades como el RON y el MON, propias de los hidrocarburos.

3.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para cada una de las figuras siguientes, el punto actual de operación de la unidad es señalado sobre las tendencias resultantes del análisis de sensibilidad.

3.6.1. Temperatura del alimento: La Figura 14a muestra disminución en los rendimientos de nafta y coque con el aumento en la temperatura de la carga. Esto se debe al craqueo térmico antes de ingresar al *riser*, disminuyendo el rendimiento hacia productos [24]. La temperatura del alimento afecta la demanda de coque, haciendo que la circulación de catalizador sea ajustada por el simulador para mantener el balance energético en la unidad. Un aumento en la temperatura genera una disminución en la cantidad de catalizador de circulación, esto para disminuir la temperatura del *riser* (Anexo D).

Figura 14a. Variación rendimientos de nafta y coque.

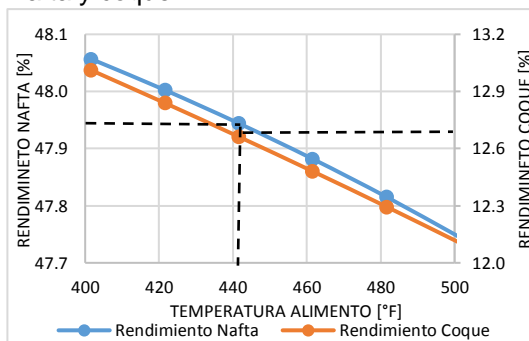
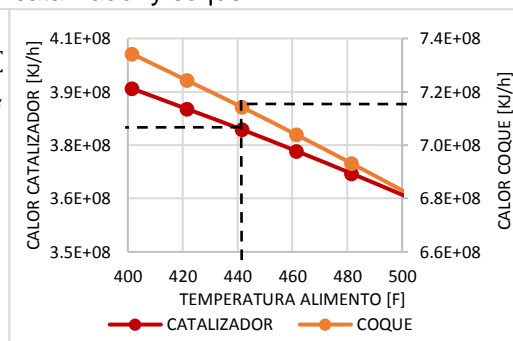


Figura 14b. Variación de los calores del catalizador y coque.



La demanda de coque se fija por las condiciones operacionales; por esta razón en la Figura 14b se observa una disminución en el calor de combustión del coque y de catalizador las cuales definen la demanda de calor de la unidad. Un incremento en la temperatura del alimento disminuye el rendimiento de coque, mientras aumenta

el delta de coque (Anexo D) generando una mayor temperatura en el regenerador. Lo anterior aumenta la emisión de SOx en el gas de chimenea –mayor oxidación del azufre depositado en el catalizador [25] –. Es importante anotar que la temperatura del regenerador es controlada para evitar la desactivación del catalizador.

3.6.2. Relación catalizador-aceite: La relación catalizador/aceite (C/A) fija la cantidad de catalizador circulante entre el *riser* y el regenerador; la relación es fijada según el alimento y los productos requeridos.

Figura 15a. Relación C/A y conversión.

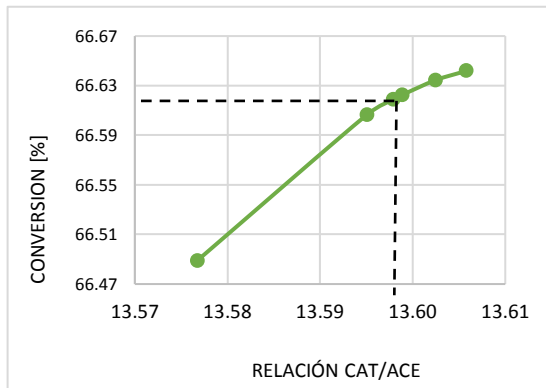
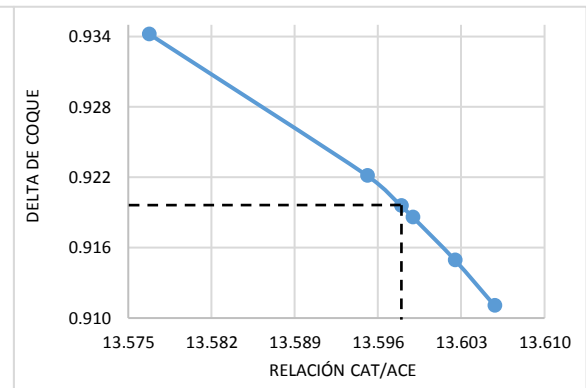


Figura 15b. Relación C/A y Delta Coque.



En la Figura 15a se presenta la variación en la conversión total respecto a la relación C/A; según esta figura la conversión aumenta con el incremento en C/A, lo cual se debe a un aumento en las gasolinas y a una disminución en la generación de coque (Anexo E). En la Figura 15b se presenta la tendencia descendente en el delta de coque con el aumento en la relación C/O. Esta tendencia disminuye la temperatura del regenerador (Anexo E), del mismo modo que se reduce el calor suministrado por la combustión del coque hacia el catalizador lo que afecta la atomización del alimento. (Figura 15a).

3.6.3. Catalizador de equilibrio: Sobre el catalizador que circula en la unidad de FCC, denominado catalizador de equilibrio o E-cat, se depositan metales que intervienen en el proceso de rompimiento catalítico, afectando el desempeño de la unidad. A continuación se analizan las respuestas de las simulaciones con la variación en el contenido de metales presentes en el catalizador.

3.6.3.1. Vanadio: El V envenena al catalizador, causando disminución irreversible en la actividad del mismo [10], [2]. En la Figura 16 se muestra la variación en los rendimientos de Nafta y coque respecto al V en el catalizador. De donde se sigue que un aumento en el contenido de V disminuye los rendimientos de nafta en el producto reactor. Por el contrario, se espera que los rendimientos de aceite de ciclo y *slurry* aumenten con el contenido de V (Anexo F), esto debido a que el V forma compuestos que afectan la cristalinidad de la matriz de zeolita [26].

3.6.3.2. Níquel: En la Figura 17, se presenta la variación de los rendimientos de Nafta y coque consecuencia de la variación del Ni en el catalizador. Según esta, un aumento en el contenido de Ni, disminuye el rendimiento de Nafta y aumento el rendimiento de coque. Estas tendencias sugieren que el Ni cambia el carácter ácido-básico del catalizador favoreciendo las reacciones de deshidrogenación, las cuales dan lugar a un aumento en la formación de hidrocarburos pesados [21], [27]; en consecuencia, el producto reactor presenta un aumento en la producción de hidrógeno, productos pesados y coque (Anexo G).

Figura 16. Efecto del Vanadio sobre rendimientos de productos ligeros.

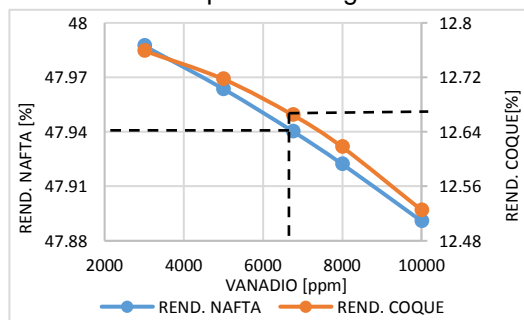
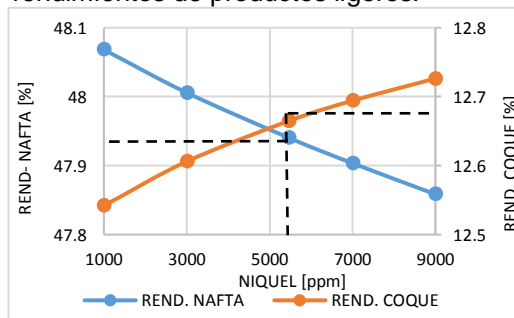


Figura 17. Efecto del Níquel sobre rendimientos de productos ligeros.



3.6.3.3. Sodio: En las Figura 18 se muestra que los rendimientos de nafta y coque disminuyen, mientras que los rendimientos de aceite de ciclo liviano (LCO) y de *slurry* aumentan con el incremento en la composición de Na en el catalizador (Anexo H). El efecto del Na y otros metales alcalinos sobre el rompimiento catalítico corresponde a un cambio en la selectividad del producto reactor –efecto negativo sobre el catalizador– [28]; la desactivación puede ser uniforme para todos los sitios activos, o puede ser selectiva, en cuyo caso los sitios más activos, los que proporcionan la mayor parte de la actividad del catalizador, son atacados y desactivados permanentemente.

Figura 18. Efecto del Sodio

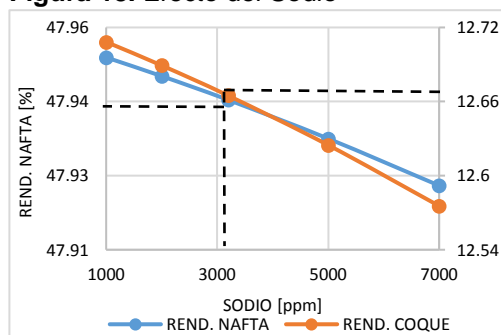
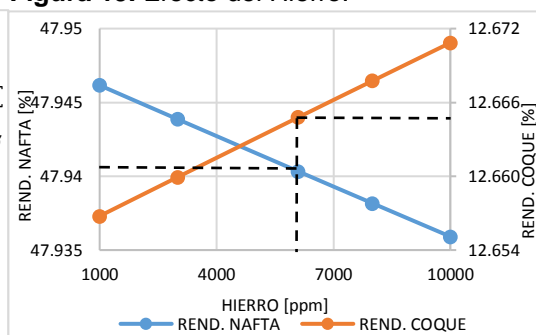


Figura 19. Efecto del Hierro.



3.6.3.4. Hierro: En la Figura 19 se presentan las variaciones del rendimiento de nafta y coque cuando se incrementa la cantidad de Fe en el catalizador. El aumento de Fe disminuye el rendimiento de nafta mientras que el de coque aumenta. Estas tendencias están asociadas a un efecto del Fe sobre la morfología de las partículas del catalizador (*i.e.* cristalinidad, superficie y número de sitios ácidos) [28]. Asimismo, el Fe actúa como catalizador de las reacciones de deshidrogenación y condensación, favoreciendo la producción de coque [28].

3.6.3.5. Cobre: cantidades importantes de Cu pueden bloquear los sitios activos del catalizador. En la Figura 20 se muestra disminución en el rendimiento de nafta y aumento en el de coque a medida que se aumenta la concentración de Cu, a causa de que –el cobre acelera la deshidrogenación. [6], [29] –, favoreciendo la producción de coque.

Figura 20. Efecto del cobre.

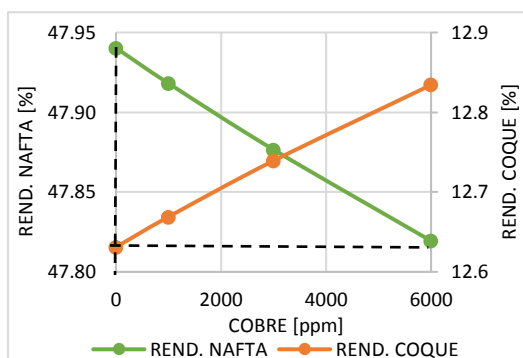


Tabla 9. Influencia de los metales en los rendimientos de la unidad.

Metales en Catalizador	Nafta	ALC	BOTTOMS	COQUE
Vanadio	↓	↑	↑	↓
Niquel	↓	↑	↑	↑
Sodio	↓	↑	↑	↓
Hierro	↓	↑	—	—
Cobre	↓	↑	↓	↑

Los efectos de los metales de la carga analizados anteriormente se resumen en la Tabla 9. La cantidad de metales depositados sobre el catalizador de equilibrio depende de las características de las cargas; por lo general las cargas con cantidades importantes de fondos de vacío contienen cantidades apreciables de metales. Debido a lo anterior, un flujo de catalizador fresco es introducido periódicamente a la unidad con el objetivo de reemplazar al catalizador envenenado.

3.6.4. Flujo de alimentación: En la Figura 21a se aprecia una disminución en los rendimientos de nafta y coque con un aumento en el flujo de alimentación, al disminuir los rendimientos de Nafta disminuye la conversión global, a causa del aumento en la cantidad de crudo manteniendo constante la cantidad de catalizador. La disminución en la conversión se debe al decremento de la relación catalizador/aceite; *i.e.* la reacción se produce según la disponibilidad de catalizador en la unidad. Además, el aumento en el flujo de alimentación disminuye el tiempo de residencia significa una disminución en el tiempo de contacto entre el catalizador y el flujo de alimentación, lo cual disminuye el rompimiento de las moléculas de gran tamaño dirigiendo las reacciones hacia la formación de productos pesados.

En términos energéticos, un incremento en el flujo de alimentación aumenta el flujo de calor proveniente del regenerador por un aumento en la cantidad de coque depositado en el catalizador (Figura 21b); sin embargo, el aumento en el flujo de

energía proveniente del regenerador no es suficiente para cumplir con las necesidades de la unidad (Anexo I). [6]

Figura 21a. Efectos en los rendimientos de la unidad.

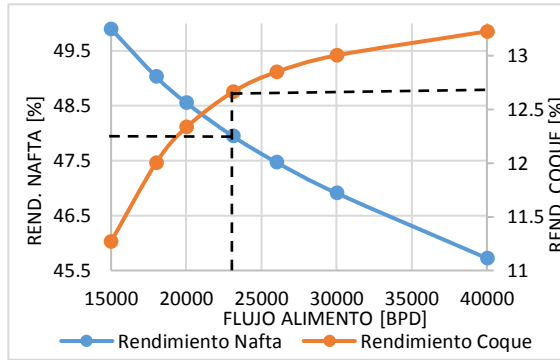
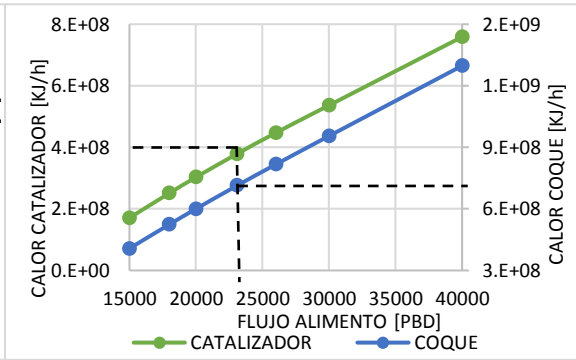


Figura 21b. Efectos en el calor del Catalizador y de coque.



3.6.5. Altura del riser: Según la Figura 22a, los rendimientos de nafta y coque se incrementan con un aumento en la altura del *riser*, generando aumento en la conversión total, la pendiente de rendimiento de nafta disminuye a medida que el tiempo de residencia aumenta (Figura 22b) favoreciendo el rompimiento de las moléculas de gran tamaño –disminuye los rendimientos hacia aceite de ciclo y *slurry*, (Anexo J) –, sin embargo, también favorece las reacciones secundarias que motivan la producción de coque.

Figura 22a. Nafta y Coque.

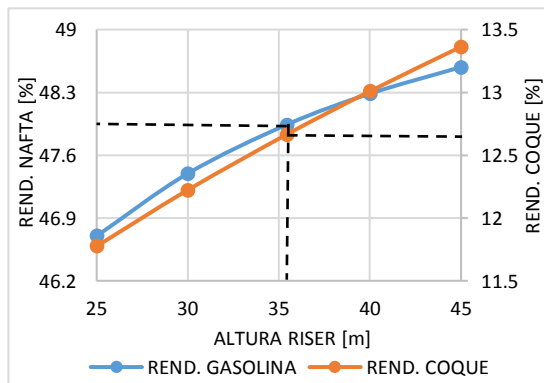
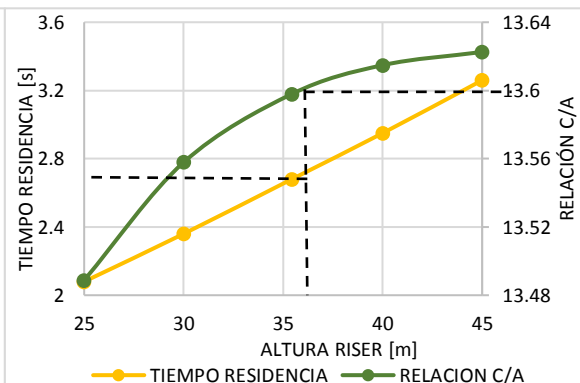


Figura 22b. Tiempo residencia y relación C/A



Las simulaciones también reportan un incremento en la relación C/O con un aumento en la altura del *riser* (Figura 22b); lo anterior se debe a las consideraciones

de los algoritmos de Hysys para mantener el balance energético en la unidad y alcanzar la convergencia en el proceso. A pesar del incremento en el coque, la temperatura de mezcla permanece casi constante, (Anexo J) debido al incremento en las necesidades calóricas para las reacciones endotérmicas y para la vaporización del flujo de alimento. (Anexo J)

3.6.6. Gas de aspersion. En la Figura 23a se aprecia un aumento en el rendimiento de aceite de ciclo (ALC) como respuesta al aumento en el flujo del gas de aspersion en la entrada del riser debido probablemente a la disminucion en la temperatura de mezcla (Anexo K) que disminuye el rompimiento catalitico de las moléculas pesadas, aumentando los productos pesados como ALC y *slurry*. La disminucion en la temperatura disminuye el delta de coque (diferencia entre el coque en el catalizador gastado y el coque en el catalizador regenerado) como se muestra en la Figura 23b. En la misma figura se aprecia también un aumento en el catalizador de circulacion, como respuesta del simulador para alcanzar un balance energético en la unidad (respuesta a la disminucion de coque y por lo tanto disminucion en el calor generado por la combustión Anexo K). [30], [31].

Figura 23a. Variación en los rendimientos.

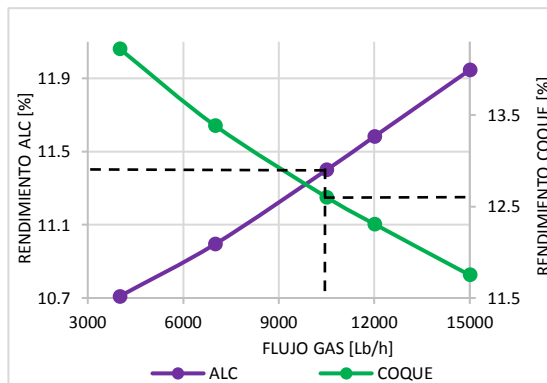
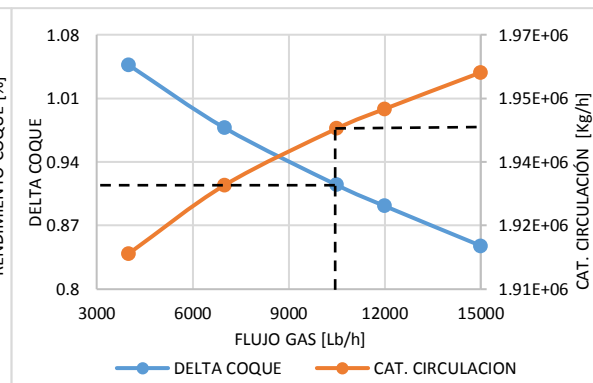
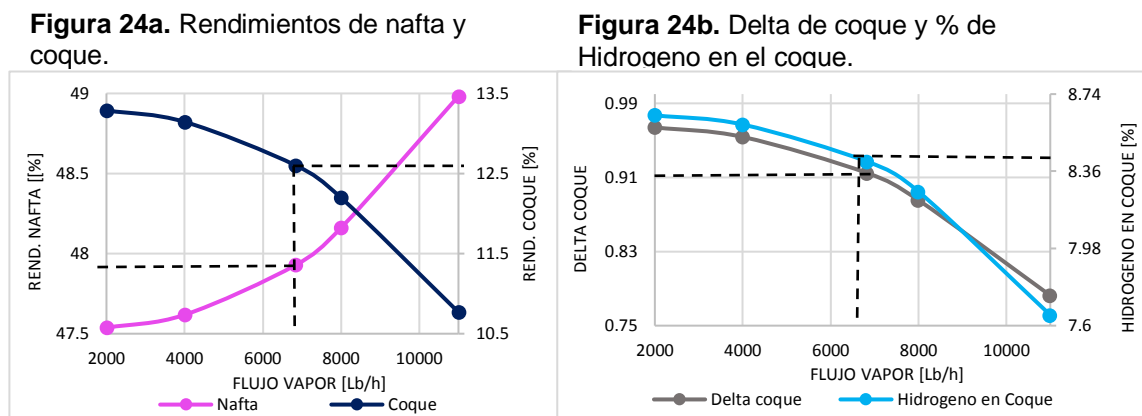


Figura 23b. Delta coque y catalizador



3.6.7. Vapor de despojo. El vapor de despojo remueve hidrocarburos y coque depositado en el catalizador antes de que este entre al regenerador; esto reduce la

demanda de aire en el regenerador y aumenta el rendimiento de productos líquidos [32]. Por esta razón, el simulador reporta que al aumentar el flujo de vapor de despojo el rendimiento de coque disminuye mientras que el de nafta aumenta (Figura 24a). Asimismo, el delta de coque y el porcentaje de hidrogeno en el coque –indicador del calor de combustión– disminuyen con el flujo de vapor (Figura 24b). En consecuencia, los calores provenientes del flujo de catalizador y la quema coque disminuyen (Anexo L), con lo cual, el simulador responde con un incremento en la circulación de catalizador y en la relación C/O (Anexo L) para conseguir un balance energético adecuado [33].



La Tabla 10 resume las tendencias obtenidas por el simulador para los rendimientos según las diferentes variables y los parámetros analizados en la presente sección. La respuesta de Hysys muestra que es posible obtener escenarios operativos factibles que alcanzan el equilibrio energético en la FCC.

Tabla 10. Resumen análisis de sensibilidad.

	Rend. Nafta	Rend. ALC	Rend. Bottoms	Rend. Coque.
Temp. Alimento	↓	↑	↑	↓
Relación C/A	↑	↑	↑	↓
Flujo alimento	↓	↑	↑	↑
Geometría	↑	↓	↓	↑
Gas asperción	—	↑	↑	↓
Vapor despojo	↑	↑	↑	↓

4. CONCLUSIONES

- Las simulaciones reportadas por Hysys para la unidad UOP-1 de la GRB no reproduce las tendencias de planta industrial según los datos históricos. Aunque la simulación en Hysys no representa en forma cuantitativa el comportamiento de la planta, permite modelar las variaciones de la unidad respecto a cambios en las variables de proceso y en los parámetros operativos, con lo cual, constituye una herramienta para comprender situaciones a nivel cualitativo.
- La comparación de resultados obtenidos entre los simuladores Hysys y Sharc muestra una tendencia similar en cuanto a las propiedades de los productos líquidos (C5 y C6) de tipo gasolina con alto octano. Sin embargo Hysys reporta menores tiempos de residencia respecto a Sharc, afectando sus predicciones en cuanto a relación C/A y catalizador de circulación. Los rendimientos de los productos presentan algunas diferencias debido a especificaciones propias de Sharc.
- De acuerdo con el análisis de sensibilidad, las variables con mayor influencia en el proceso son la temperatura del alimento, el vanadio y el níquel, el flujo de alimentación, la altura del *riser* y el vapor de despojo. Estas variables influyen fuertemente en los rendimientos de los productos y en las condiciones de operación de la unidad como temperatura de craqueo, balance de calor y tiempo de residencia, entre otras.

5. RECOMENDACIONES

- Para mejorar las predicciones del simulador se recomienda no solo conocer los aspectos externos del simulador (interfase), si no también profundizar los conocimientos en cuanto al funcionamiento interno del programa que permitan mejorar el modelado del proceso y asimismo la detección y comprensión de errores.
- Se recomienda realizar la simulación del sistema de craqueo catalítico incluyendo la torre de destilación con el objetivo de mejorar los estimados respecto a los datos de planta incluyendo las restricciones pertinentes a la torre de destilación trabajada en la GRB.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] BALTIMORE, W.R. Guía para craqueo catalítico fluidizado. Grace & Co. - Conn, 1993, Vol. 1.
- [2] FÉLIX, M. Guadalupe. Simulación del proceso FCC: Caracterización de las corrientes de alimentación y productos del riser a través de la función de distribución gamma. Doctorado en ingeniería química.
- [3] ZITALPOPOCA, Ángel. Modelo de simulación para el reactor- regenerador de la planta FCC. Trabajo de grado maestría en ingeniería química. México: Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de química. 2005.
- [4] ZHANG, Xi, *et al.* A novel systematic method of quality monitoring and prediction based on FDA and kernel regression. En: Chinese Journal of Chemical Engineering, 5 de Noviembre de 2008, Vol. 17, p 427-436.
- [5] PASHIKANTI, Kiran y LIU, Y. A. predictive modeling of large-scale integrated refinery reaction and fractionation systems from plant data. Part 2: fluid catalytic cracking (FCC) process. En: Energy & Fuels, 19 de Octubre de 2011, Vol. 25, p 5298-5319.
- [6] SADEGHBEIGI Reza. Handbook Fluid Catalytic Cracking. An Expert Guide to the Practical Operation, Design, and Optimization of FCC Units. Tercera edición. Reino Unido, Elsevier, 2012.
- [7] HERNÁNDEZ, Roberto y SALAZAR, Daniel. Simulación del regenerador de la unidad de desintegración catalítica fluidizada (FCC). En: Revista del centro de investigación de la Salle, Diciembre de 2004, Vol. 6, No 21, p 43-49.

[8] GARY, James y HANDWERK, Glenn. Petroleum refining technology and economics. Cuarta edición. 2001.

[9] KUMAR, Ankit. Effect on naphtha yield, overall conversion and coke yield through different operating variables in FCC unit using Aspen-Hysys simulator. Trabajo de grado ingeniería química. Rourkela: National Institute of Technology. Departamento de ingeniería química. 2012.

[10] KUN Chena, *et al.* Adaptive local kernel-based learning for soft sensor modeling of nonlinear processes. En: Chemical Engineering Research and Design, 31 de Enero de 2011, Vol. 89, p 2117–2124.

[11] GARRIDO, María. Simulación estacionaria de las plantas de FCCU e integracion energética ENAP refineras Aconagua. Trabajo de grado ingeniería civil química. Chile: universidad de Magallanes. Facultad de ingeniería. Departamento de química. 2010.

[12] LLANES, J. M, *et al.* Use modeling to fine-tune cracking operations. En: Hydrocarbon processing, Septiembre 2008, p 123-132.

[13] ANCHEYTA, Jorge y MURILLO, J. Determinación de selectividades de productos de la desintegración catalítica de gasóleos empleando un modelo cinético de tres pseudocomponentes agrupados. En: Tecnol.Ciencia, 8 de Octubre de 1999, Vol. 14, p 5-9.

[14] ASPENTECH. ASPEN HYSYS Petroleum Refining. Burlington, MA: Aspen Technology, Inc. 2011, p 478.

- [15] ASPEN TECH. Jump Start: Assay Management in Aspen HYSYS Petroleum Refining. Bedford, MA: Aspen Technology, Inc. 2015, p 9.
- [16] SHELL GLOBAL SOLUTIONS. Sibneft aims higher with an integrated programme. En: Impact. Washington D.C, 2005, p 4-7.
- [17] COLOMBIA. Ministerio de ambiente, vivienda y desarrollo territorial y ministerio de minas y energía. Resolución 1180 (21 de junio de 2006). Por la cual se modifican parcialmente las resoluciones 1565 y 1289, del 27 de diciembre de 2004 y 7 de septiembre de 2005, respectivamente. Bogotá, D.C., 2006. p 1-8.
- [18] MEJÍA, J.D. *et al.* Effect of blends of Diesel and Palm-Castor biodiesels on viscosity, cloud point and flash point. En: Industrial Crops and Products, 25 de Agosto de 2012, Vol. 43, p 791– 797.
- [19] AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS. Standard Test Method for Cloud Point of Petroleum Products and Liquid Fuels. Norma ASTM 2500. West Conshohocken. ASTM Internacional. 2016.
- [20] AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS. Standard Test Method for Pour Point of Petroleum Products. Norma ASTM 97. West Conshohocken. ASTM Internacional. 2016.
- [21] OCELLI, Mario L. Advances in Fluid Catalytic Cracking. Testing, Characterization, and Environmental Regulations. Georgia 2010.
- [22] AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS. Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products and Liquid Fuels at atmospheric Pressure. Norma ASTM D86. West Conshohocken. ASTM Internacional. 2016.

- [23] RAMA, Marri y DALIP Soni. Catalyst stripper improves FCC unit performance. En: PTQ Refining gas and petrochemicals. 2012 p 1-4.
- [24] KULDEEP, Pradhan. Simulation of fluid catalytic cracker. Trabajo de grado ingeniería química. Rourkela: National Institute of Technology. Departamento de ingeniería química. 2012.
- [25] MAYA, R, et al. Sulphur oxides emission during fluidized-bed catalytic cracking. En: Chemical Engineering Journal. 2005, vol. 106, p. 145-152.
- [26] CARRERA, Héctor Marcelo. Evaluación y caracterización del catalizador del proceso de craqueo catalítico fluidizado (FCC). Trabajo de grado Ingeniería química. Quito. Universidad Central de Ecuador. 2013.
- [27] ETIM. Role of nickel on vanadium poisoned FCC catalyst: A study of physiochemical properties. En: Journal of Energy Chemistry, 23 de Febrero de 2016, p 667-676.
- [28] CERQUEIRA. Deactivation of FCC catalysts. En: Journal of Molecular Catalysis A: Chemical. 19 de Junio de 2008, Vol. 292, p 1-13.
- [29] RUIYU, Jiang, etc. Influence of the Copper Content of De-SOx Catalyst on Performance. En: J. Energy Eng. 2015, p 1-5.
- [30] K.N. Theologos, *et al.* Feedstock atomization effects on FCC riser reactors selectivity. En: Chemical Engineering Science, 1999, 54, p 5617-5625.
- [31] A. Gupta y D. Subba Rao. Effect of feed atomization on FCC performance: simulation of entire unit. En: Chemical Engineering Science, 1 de Julio de 2003, 58, p 4567-4579.

[32] GOMEZ, Claudia. Caso de Estudio. En: Apuntes de Procesos químicos para Ingeniería de Sistemas, p 311-368.

[33] MEZA, Mariolgui. Procesamiento de naftas en el reactor del complejo de desintegración catalítica (CCU) del CRP-Cardón. Trabajo de grado en Ingeniería Química. Caracas: Universidad Metropolitana. Escuela de ingeniería química. 2001.

BIBLIOGRAFÍA

A. Gupta y D. Subba Rao. Effect of feed atomization on FCC performance: simulation of entire unit. En: Chemical Engineering Science, 1 de Julio de 2003, 58, p 4567-4579.

ASPENTECH. ASPEN HYSYS Petroleum Refining. Burlington, MA: Aspen Technology, Inc. 2011, p 478.

BALTIMORE, W.R. Guía para craqueo catalítico fluidizado. Grace & Co. - Conn, 1993, Vol 1.

CERQUEIRA. Deactivation of FCC catalysts. En: Journal of Molecular Catalysis A: Chemical. 19 de Junio de 2008, Vol. 292, p 1-13.

ETIM. Role of nickel on vanadium poisoned FCC catalyst: A study of physiochemical properties. En: Journal of Energy Chemistry, 23 de Febrero de 2016, p 667-676.

GARRIDO, María. Simulación estacionaria de las plantas de FCCU e integracion energética ENAP refineries Aconagua. Trabajo de grado ingeniería civil química. Chile: universidad de Magallanes. Facultad de ingeniería. Departamento de química. 2010.

GARY, James y HANDWERK, Glenn. Petroleum refining technology and economics. Cuarta edición. 2001.

HERNÁNDEZ, Roberto y SALAZAR, Daniel. Simulación del regenerador de la unidad de desintegración catalítica fluidizada (FCC). En: Revista del centro de investigación de la Salle, Diciembre de 2004, Vol. 6, No 21, p 43-49.

K.N. Theologos, *et al.* Feedstock atomization effects on FCC riser reactors selectivity. En: Chemical Engineering Science, 1999, 54, p 5617-5625.

KULDEEP, Pradhan. Simulation of fluid catalytic cracker. Trabajo de grado ingeniería química. Rourkela: National Institute of Technology. Departamento de ingeniería química. 2012.

KUMAR, Ankit. Effect on naphtha yield, overall conversion and coke yield through different operating variables in FCC unit using Aspen-Hysys simulator. Trabajo de grado ingeniería química. Rourkela: National Institute of Technology. Departamento de ingeniería química. 2012.

LLANES, J. M, *et al.* Use modeling to fine-tune cracking operations. En: Hydrocarbon processing, Septiembre 2008, p 123-132.

MAYA, R, *et al.* Sulphur oxides emission during fluidized-bed catalytic cracking. En: Chemical Engineering Journal. 2005, vol. 106, p. 145-152.

MEJÍA, J.D. *et al.* Effect of blends of Diesel and Palm-Castor biodiesels on viscosity, cloud point and flash point. En: Industrial Crops and Products, 25 de Agosto de 2012, Vol. 43, p 791– 797.

OCELLI, Mario L. Advances in Fluid Catalytic Cracking. Testing, Characterization, and Environmental Regulations. Georgia 2010.

PASHIKANTI, Kiran y LIU, Y. A. predictive modeling of large-scale integrated refinery reaction and fractionation systems from plant data. Part 2: fluid catalytic cracking (FCC) process. En: Energy & Fuels, 19 de Octubre de 2011, Vol. 25, p 5298-5319.

RAMA, Marri y DALIP Soni. Catalyst stripper improves FCC unit performance. En: PTQ Refining gas and petrochemicals. 2012 p 1-4.

SADEGHBEIGI Reza. Handbook Fluid Catalytic Cracking. An Expert Guide to the Practical Operation, Design, and Optimization of FCC Units. Tercera edición. Reino Unido, Elsevier, 2012.

ZITALPOPOCA, Ángel. Modelo de simulación para el reactor- regenerador de la planta FCC. Trabajo de grado maestría en ingeniería química. México: Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de química. 2005.

ANEXOS

ANEXO A: CARACTERIZACIÓN DE ASSAY

Figura 25. Assay alimento combinado para 21 de mayo de 2014.

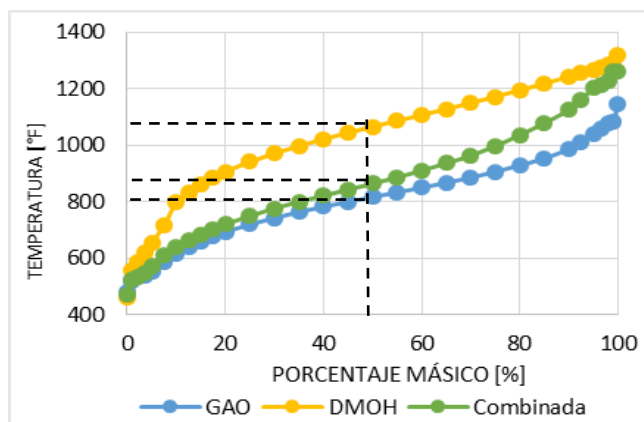
The screenshot displays the 'Assay from Alimento - Conventional Results' window in Aspen HYSYS. The window title is 'proyecto 21 mayo 2014.hsc - Aspen HYSYS V8.6 - aspenONE'. The interface includes a menu bar (File, Home, View, Customize, Resources, Assay Management) and a search bar for 'aspenONE Exchange'. The main content area shows a 'Results Summary' tab with a table of assay data. The table has columns for various boiling ranges (Light ends, 36-40*, 40-50*, 50-60*, 60-70*, 70-80*, 80-90*, 90-100*, 100-110*, 110-120*, 120-130*, 130-140*, 140-150*) and rows for various properties. The 'Initial Temperature (F)' row shows values from 96.8000 to 284.0000. The 'Final Temperature (F)' row shows values from 96.8000 to 302.0000. Other rows include 'CutYieldByWt (%)', 'CutYieldByMol (%)', 'MolecularWeight', 'StdLiquidDensity (kg/m...)', 'AnilinePoint (F)', 'AromByVol (%)', 'AromByWt (%)', 'AsphalteneByWt (%)', 'CtoHRatioByWt', 'CloudPoint (F)', 'ConradsonCarbonByWt...', 'CopperByWt (%)', 'CetaneNumber', 'FlashPoint (F)', 'FreezePoint (F)', 'MONClear', 'NaphthenesByVol (%)', 'NaphthenesByWt (%)', and 'NickelByWt (%)'. The 'FlashPoint (F)' row shows values: -12.267, 2.854, 17.795, 32.532, 47.043, 61.305, 75.299, 89.000. At the bottom of the window, there are 'OK' and 'View Inputs' buttons.

	Light ends	36-40*	40-50*	50-60*	60-70*	70-80*	80-90*	90-100*	100-110*	110-120*	120-130*	130-140*	140-150*
Initial Temperature (F)	IBP	96.8000	104.0000	122.0000	140.0000	158.0000	176.0000	194.0000	212.0000	230.0000	248.0000	266.0000	284.0000
Final Temperature (F)	96.8000	104.0000	122.0000	140.0000	158.0000	176.0000	194.0000	212.0000	230.0000	248.0000	266.0000	284.0000	302.0000
CutYieldByWt (%)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CutYieldByMol (%)		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MolecularWeight		68.33	71.07	75.09	79.23	83.50	87.89	92.61	97.55	102.70	107.67	112.66	117.84
StdLiquidDensity (kg/m...)		727.1156	735.7120	747.3072	758.1616	768.3405	777.9018	786.8973	795.3730	803.3704	810.9268	818.0758	824.8471
AnilinePoint (F)													
AromByVol (%)													
AromByWt (%)													
AsphalteneByWt (%)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CtoHRatioByWt													
CloudPoint (F)													
ConradsonCarbonByWt...		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CopperByWt (%)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CetaneNumber													
FlashPoint (F)						-12.267	2.854	17.795	32.532	47.043	61.305	75.299	89.000
FreezePoint (F)													
MONClear													
NaphthenesByVol (%)													
NaphthenesByWt (%)													
NickelByWt (%)													

En la Figura 25 se presenta la caracterización de uno de los assays trabajados en las simulaciones, para un flujo de alimento combinado del 21 de Mayo de 2014, donde se aprecian algunas propiedades como peso molecular y densidad para distintos rangos de temperatura.

ANEXO B: CURVAS DE DESTILACIÓN

Figura 26. Curvas de destilación para los flujos de marzo de 2015.



En la Figura 26 se representan las curvas de destilación para GAO y DMOH (Flujos alimentados en Marzo de 2015) y la curva correspondiente a al flujo combinando. La composición mayoritaria para este periodo corresponde a GAO, lo cual causa disminución en la densidad, la viscosidad, carbón Conradson, metales pesados e índice de la carga combinada; la disminución en los valores de estas propiedades en términos generales favorecen la operación del *riser*. Según estas curvas, los flujos mencionados exhiben un rendimiento apreciable a partir de ca. 900 °F; asimismo es posible notar que se tiene rendimiento nulo para el corte de gasolina definido entre las temperaturas 113 y 430°F. El anterior comportamiento es característico de las fracciones pesadas del petróleo.

ANEXO C: COMPARACIÓN CURVAS DE DESTILACIÓN ALIMENTACIÓN- EFLUENTE

En Las Figuras 27a y 27b se muestran la comparación en las curvas de destilación del efluente y del alimento combinado para el 21 de Mayo de 2014 y 20 de Marzo de 2015, notando que el proceso de craqueo catalítico genera disminución en las temperaturas de ebullición para la obtención de los productos.

Figura 27a. 21 de Mayo de 2014.

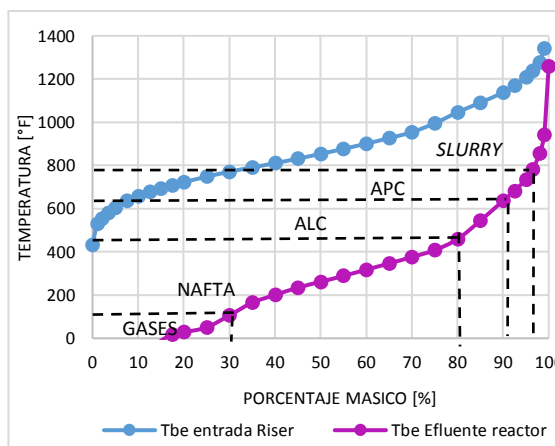
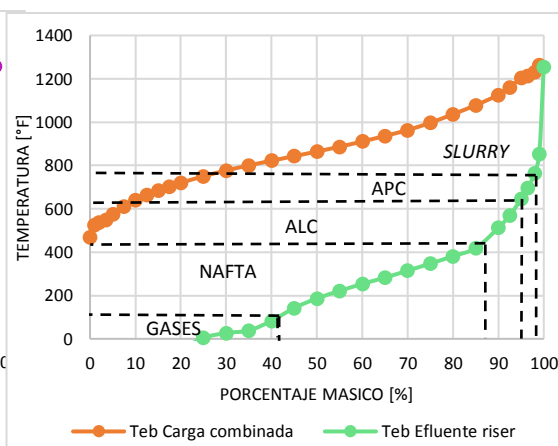


Figura 27b. 20 de Marzo de 2015.



ANEXO D: EFECTO DE TEMPERATURA DEL ALIMENTO

En la Figura 28a se aprecia el efecto de la temperatura del alimento en el catalizador de circulación mostrando una disminución en esta variable como una respuesta del simulador para disminuir la temperatura del riser. En la Figura 28b se observa una disminución en la cantidad de coque quemado debido a que el coque se fija respecto a las condiciones operacionales; en la misma figura se aprecia un aumento en el delta de coque (diferencia entre el coque en el catalizador gastado y el coque en el catalizador regenerado) como respuesta al incremento de temperatura en el regenerador.

Figura 28a. Variación del catalizador de circulación.

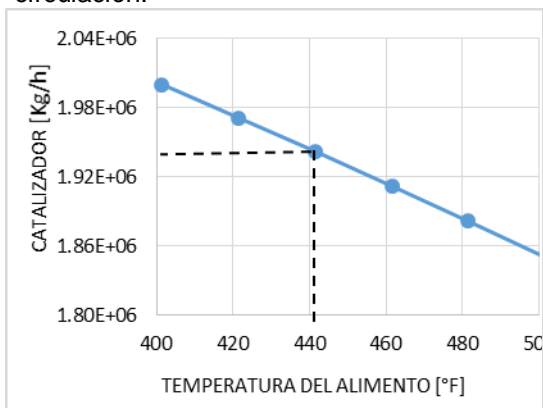
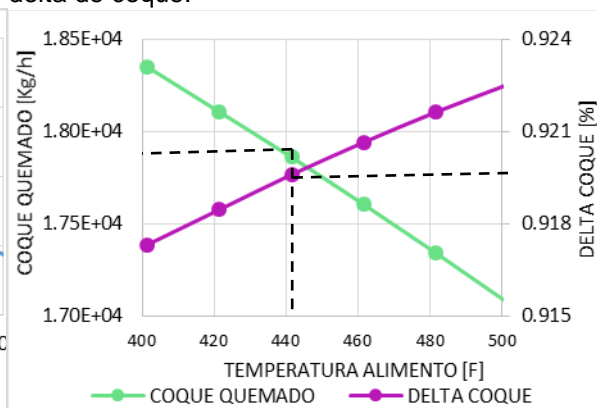
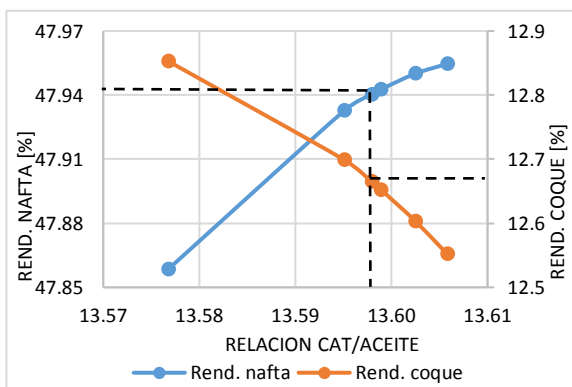


Figura 28b. Variación del coque quemado y delta de coque.



ANEXO E: EFECTO RELACIÓN CATALIZADOR-ACEITE

Figura 29a. Efectos de la relación C/A en el rendimiento de Nafta y coque.



En la Figura 29a se presenta un incremento en el rendimiento de Nafta a causa del aumento en la cantidad de catalizador disponible para el rompimiento de moléculas generando mayor cantidad de productos ligeros lo que a su vez se genera disminución en los rendimientos de coque. En la Figura 29b se aprecia una disminución en la temperatura de mezcla, debido a que disminuye el delta de coque y por lo tanto disminución en los calores de combustión de la unidad (Figura 29c)

Figura 29b. Variación del catalizador de circulación.

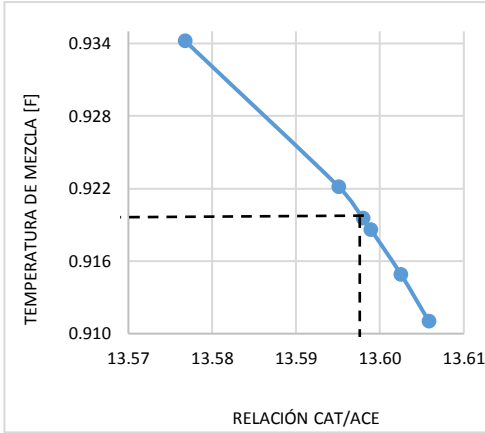
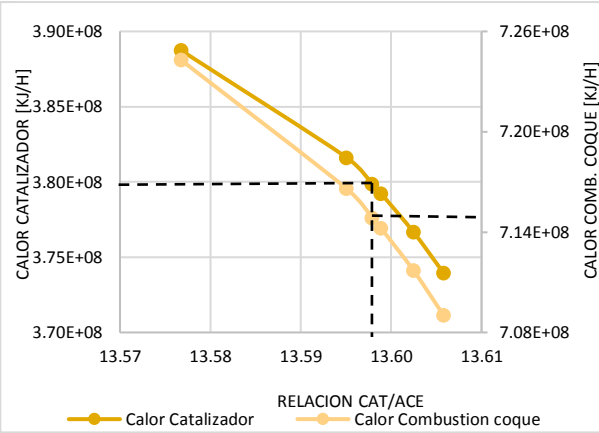


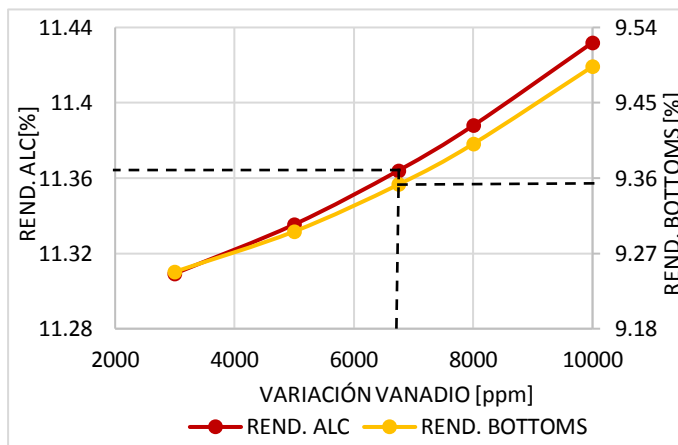
Figura 29c. Variación del calor del catalizador y coque.



ANEXO F: EFECTOS DEL VANADIO

En la Figura 30 se muestra aumento en los rendimientos de los productos pesados Aceite Ligero de Ciclo y Bottoms (Aceite Pesado de Ciclo y *Slurry*) debido a que el Vanadio ataca la zeolita del catalizador, destruyendo así su cristalinidad y provocando una disminución en el rendimiento del catalizador.

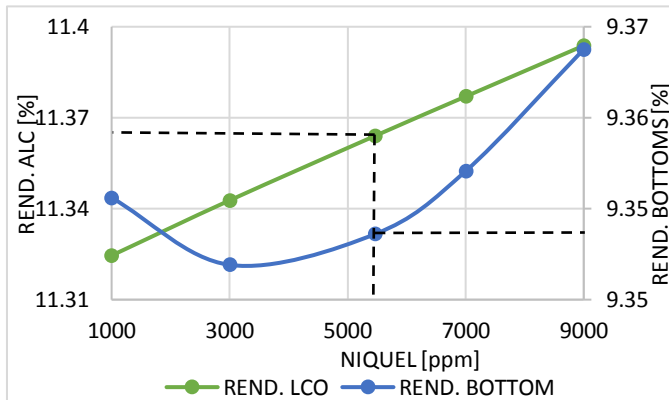
Figura 30. Rendimiento de ALC y Bottoms



ANEXO G: EFECTOS DEL NIQUEL

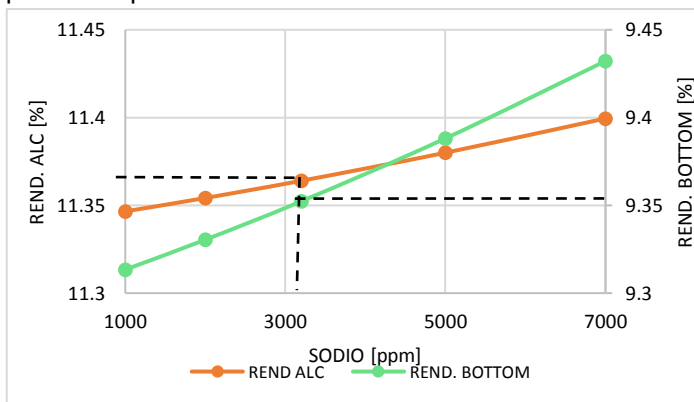
En la Figura 31 se presenta aumento en los rendimientos de los productos pesados de la unidad debido a que el Níquel se adhiere a la superficie del catalizador cambiando el carácter ácido-básico del mismo favoreciendo las reacciones de deshidrogenación que favorecen la formación de hidrocarburos pesados.

Figura 31. Rendimiento de ALC v Bottoms



ANEXO H: EFECTOS DEL SODIO

Figura 32. Efecto del Sodio sobre rendimientos de productos pesados.



En la Figura 32 se representan la variación en los rendimientos de ALC y Bottoms (APC y Slurry), aumentando a medida que se incrementan las concentraciones de

sodio en la carga, a causa de que el Sodio ataca los sitios activos del catalizador cambiando la selectividad del mismo o provocando su desactivación lo que genera un aumento en la producción de hidrocarburos pesados.

ANEXO I: VARIACIÓN DEL FLUJO DE ALIMENTACIÓN

Figura 33a. Influencia de flujo de alimentación en Tiempo de residencia en *Riser*.

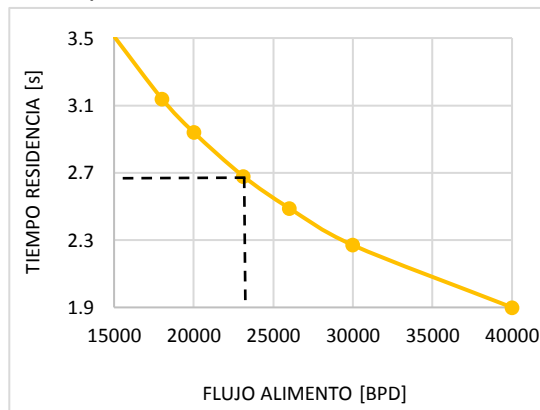
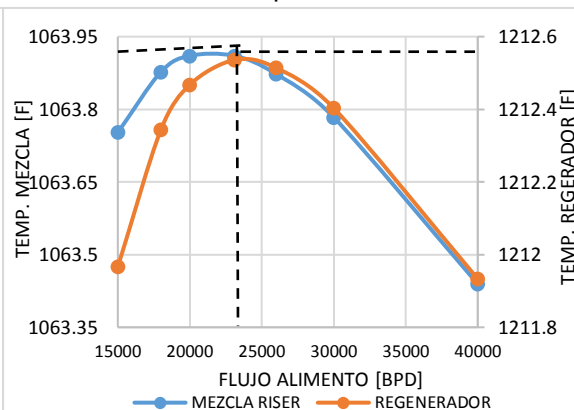


Figura 33b. Influencia de flujo de alimentación en Temperaturas de la unidad.



En la Figura 33a se muestra una disminución en el tiempo de residencia de los hidrocarburos en el *riser* al aumentar el flujo alimentación en la unidad, ya que la unidad no puede cumplir con lo requerido pues solo se aumenta el flujo y no la cantidad de catalizador, por lo que hysys modifica el tiempo de residencia según las necesidades del sistema. En la Figura 33b se observan las temperaturas en el regenerador y el reactor, como respuesta al aumento en el flujo de alimentación, apreciando una variación mínima con tendencia a decrecer debido a que no se cumplen con los requerimientos energéticos de la unidad.

ANEXO J: VARIACIÓN DE ALTURA DEL RISER

El rendimiento hacia ALC y bottoms (APC y Slurry) presenta una disminución según la Figura 34a, al haber más reacción hacia nafta y coque consecuentemente la cantidad de productos pesados disminuyen. En la Figura 34b los calores de

catalizador y coque aumentan Debido a que el catalizador caliente suministra la energía necesaria para las reacciones endotérmicas y para calentar y vaporizar la carga, para compensar el aumento en el flujo de alimento dado por el incremento en la altura del *riser*. Los requerimientos de calor de la unidad deben ser mayores debido a que la unidad debe mantener el balance energético.

Figura 34a. Rendimientos de ALC y bottoms.

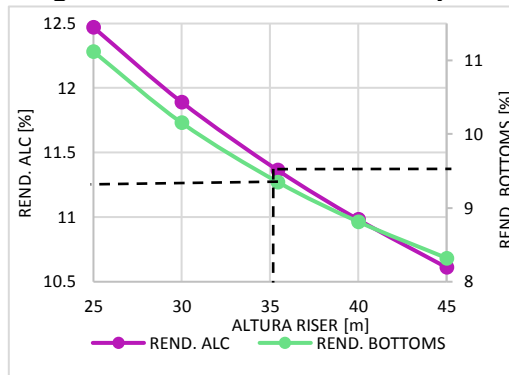
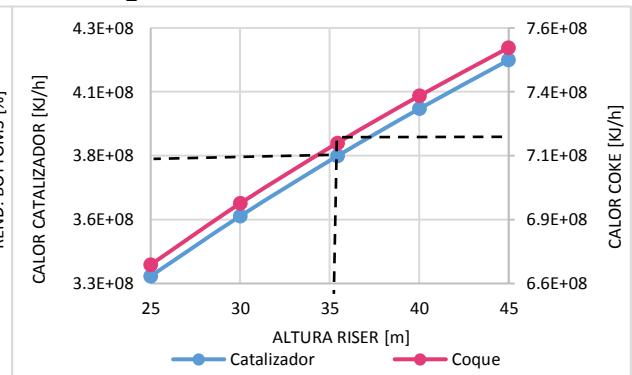


Figura 34b. Calores de la unidad.



ANEXO K: VARIACIÓN DEL GAS DE ASPERSIÓN

Figura 35a. Temperatura de mezcla

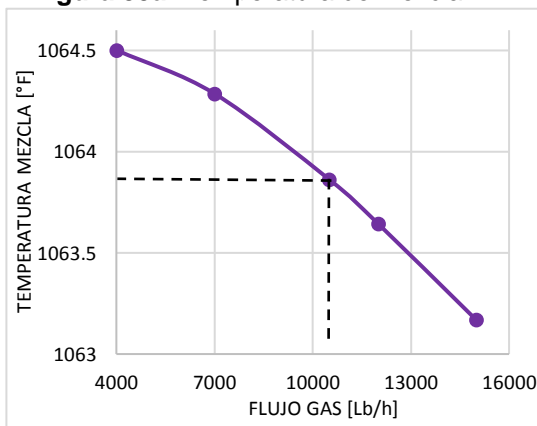
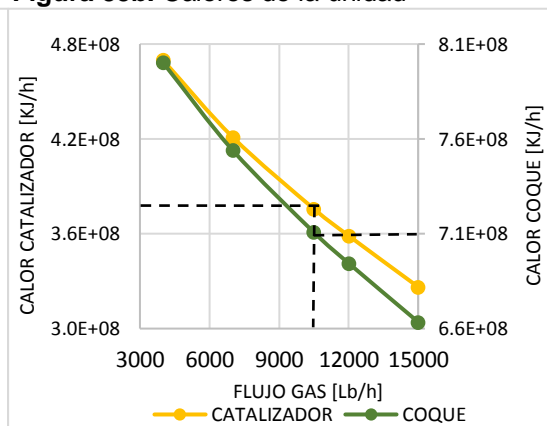


Figura 35b. Calores de la unidad



En la Figura 35a se muestra el decremento en la temperatura de mezcla en *riser* al aumentar el gas de aspersión, ya que el elevado efecto en la vaporización del alimento desmejora el contacto entre los hidrocarburos y el catalizador proveniente

del regenerador, causando un rápido enfriamiento del mismo y por lo tanto reducción en la temperatura de mezcla. En la Figura 35b se observa que a medida que aumenta el gas de aspersion el balance energético de la unidad cambia y por lo tanto hay disminución en el calor generado por la combustión del coque y en el calor del catalizador esto debido a la disminución en los rendimientos de coque en la unidad.

ANEXO L: VARIACIÓN DEL VAPOR DE DESPOJO

En la figura 36a se muestra un decremento en los calores del catalizador y de combustión de coque, el calor generado por el coque tiene una disminución debido a que el flujo de vapor hace que el coque disponible para ser quemado en el regenerador disminuya, el vapor cumple con la función de reducir la cantidad de coque que pasa hacia este. A medida que aumenta el flujo de vapor la circulación de catalizador y la relación catalizador/aceite (Figura 36b) incrementan debido a que un mayor flujo de vapor en el despojador, permite que se puedan procesar cargas más pesadas y mayores flujos de forma que la cantidad de catalizador de circulación incrementa.

