

**Conversión de la unidad viscorreductora II de la GRB en una unidad de coquizado  
retardado: análisis por simulación y evaluación del potencial económico**

**Edward Leonardo Rodríguez Niño**

**Proyecto de grado para optar al título de Magister en Ingeniería Química**

**Director**

**Giovanni Morales Medina**

**Dr. en Ing. Química**

**Universidad Industrial de Santander**

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas**

**Escuela de Ingeniería Química**

**Maestría en Ingeniería Química**

**Bucaramanga**

**2018**

### **Agradecimientos**

Quiero darle mis agradecimientos a DIOS por darme una vez más la oportunidad de mejorar mis conocimientos académicos, de la misma forma a mi esposa e hijo quienes me dieron su apoyo incondicional y quienes con su amor me ayudaron a soportar las dificultades que se presentaron en este proceso de formación

Igualmente quiero darle mis agradecimientos a la mejor empresa del país “Ecopetrol” por brindarme los medios para llevar a cabo esta meta y a quien deseo retribuirle de la mejor forma.

De la misma manera quiero darle mis agradecimientos a la familia UIS en especial a mi director de proyecto quien me guio, asesoro y motivo durante todas las etapas del proyecto

## Contenido

	<b>Pág.</b>
Introducción .....	15
1. Objetivos .....	17
1.1 Objetivo General .....	17
1.2 Objetivos Específicos.....	17
2. Marco Teórico.....	18
2.1 Incremento en la calidad de residuos de crudos.....	18
2.2 Unidad de Viscorreducción.....	19
2.2.1 Descripción de la unidad U-2800 de la GRB.....	20
2.3 Unidad de Coquizado Retardado .....	23
2.4 De Viscorreductora a Unidad de Coquizado Retardado .....	25
2.5 Estado del Arte.....	28
3. Metodología .....	32
3.1 Caracterización de la carga y efluentes de la unidad Viscorreductora II.....	32
3.2 Simulación de la unidad Viscorreductora II. ....	32
3.3 Validación de la simulación de la unidad Viscorreductora II.....	34
3.4 Simulación de la unidad de coquizado retardado. ....	35
3.5 Simulación de escenarios para la unidad de coquizado retardado.....	36
4. Análisis de Resultados .....	41

4.1 Caracterización de la carga y efluentes a la Unidad de Viscorreductora II .....	41
4.2 Simulación de la unidad Viscorreductora II .....	42
4.3 Simulación de una Unidad de Coquizado Retardado .....	61
4.4 Análisis de Escenarios para la Unidad de Coquizado Retardado. ....	64
4.5 Evaluación Potencial Económico .....	73
4.5.1 Caso base: operación actual Viscorreductora II.....	75
4.5.2. Casos alternativos: operación de una unidad de coquizado retardado.....	76
5. Conclusiones .....	79
6. Recomendaciones .....	83
Referencias Bibliográficas .....	84
Apéndices.....	88

**Lista de Figuras**

	<b>Pág.</b>
<i>Figura 1.</i> Diagrama de flujo simplificado de unidad Viscorreductora II de la GRB. ....	22
<i>Figura 2.</i> Diagrama de flujo de un proceso de coquizado retardado. ....	26
<i>Figura 3.</i> Diagrama de proceso de la unidad Viscorreductora II de la GRB: reuso y adquisición de equipos para la conversión de la unidad en una unidad de coquizado retardado. Equipos para reuso son sombreados de amarillo, mientras que los nuevos equipos son delineados con color rojo. ....	28
<i>Figura 4.</i> Módulo Visbreaker de Aspen Hysys utilizado en la simulación. ....	35
<i>Figura 5.</i> Diagrama de flujo por secciones en Aspen Hysys para la unidad Viscorreductora II..	37
<i>Figura 6.</i> Imagen ilustrativa proceso de validación de la simulación por medio del complemento de Excel “Aspen Simulation Workbook”. ....	38
<i>Figura 7.</i> Diagrama de flujo en Aspen Hysys por secciones para una unidad de coquizado retardado basada en el diagrama de flujo de la unidad VB II de la GRB. ....	39
<i>Figura 8.</i> Parámetros y variables definidas en el módulo Coker de Hysys en la simulación de una unidad de coquizado retardado .....	40
<i>Figura 9.</i> Curvas de destilación TBP ajustadas por Hysys.....	43
<i>Figura 10.</i> Históricos de carga años 2015-2017 para la unidad VB II de la GRB .....	44
<i>Figura 11.</i> Resultados de la calibración del módulo <i>Visbreaker</i> . ....	45

*Figura 12.* Curvas de ebullición TBP para la carga (línea azul) y el producto de la Viscorreductora II según módulo *Visbreaker* (línea roja). ..... 46

*Figura 13.* Convergencia del equipo de destilación fraccionadora principal T-2801. .... 47

*Figura 14.* Perfil de temperatura torre T-2801 en convergencia. .... 48

*Figura 15.* Perfiles de líquido y vapor a lo largo de la torre T-2801 en convergencia. .... 48

*Figura 16.* Convergencia de la torre T-2802. .... 49

*Figura 17.* Convergencia de la torre T-2803. .... 50

*Figura 18.* Resultados flujo de fondo T-2802 según condiciones definidas en los datos históricos. .... 53

*Figura 19.* Parámetros de sintonización de la cinética en el módulo *Visbreaker*. .... 53

*Figura 20.* Resultados flujo de cima T-2802 evaluados en las 319 muestras. .... 55

*Figura 21.* Dispersión gasóleo histórico vs gasóleo predicho en las 319 muestras; flujos en bpd. .... 55

*Figura 22.* Variación de temperaturas de evaporados del efluente de la Viscorreductora con la temperatura de craqueo. .... 56

*Figura 23.* Dispersión gasóleo histórico vs gasóleo simulación con el ajuste en la temperatura del módulo *Visbreaker*. .... 57

*Figura 24.* Dispersión temperatura ajustada en el módulo *Visbreaker* de Hysys vs temperatura históricos del horno. .... 57

*Figura 25.* Dispersión carga a la planta según históricos versus temperatura ajustada en el módulo *Visbreaker* de Hysys. .... 58

*Figura 26.* Dispersión Temperatura ajustada módulo *Visbreaker* de Hysys vs gasóleo histórico. .... 59

<i>Figura 27.</i> Curva de destilación del gasóleo predicho por la simulación.....	59
<i>Figura 28.</i> Curva temperatura ajustada horno del módulo <i>Visbreaker</i> versus flujo de brea según históricos. ....	61
<i>Figura 29.</i> Diagrama de simulación de una unidad de coquizado retardado a partir de la simulación desarrollada para la unidad Viscorredutora II de la GRB. ....	62
<i>Figura 30.</i> Resultados del módulo <i>Coker</i> en convergencia de la simulación de la unidad de coquizado retardado especificada en la Figura 3.21b. ....	63
<i>Figura 31.</i> Comparación curvas de ebullición TBP carga FDX y sus transformaciones en <i>Visbreaker</i> y en <i>Coker</i> . ....	64
<i>Figura 32.</i> Comparación curvas de ebullición TBP carga FVR y, sus transformaciones en <i>Visbreaker</i> y en <i>Coker</i> . ....	65
<i>Figura 33.</i> Comparación curvas de ebullición TBP carga 75% FDX + 25% FVR y, sus transformaciones en <i>Visbreaker</i> y en <i>Coker</i> . ....	65
<i>Figura 34.</i> Comparación curvas de ebullición TBP carga 50% FDX + 50% FVR y, sus transformaciones en <i>Visbreaker</i> y en <i>Coker</i> . ....	66
<i>Figura 35.</i> Rendimientos obtenidos por el módulo <i>Coker</i> , según fracción de fondos FVR en la mezcla de carga con fondos FDX. ....	69
<i>Figura 36.</i> Comparación entre los resultados de las predicciones por las regresiones propuestas por Volk <i>et al.</i> , 2002, y las simulaciones de Hysys para el coquizado retardado de diferentes cargas. ....	74

## Lista de Tablas

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. <i>Productos de una unidad de coquizado retardado.</i> .....	27
Tabla 2. <i>Variabdes de los históricos utilizados en la validación de la simulación</i> .....	52
Tabla 3. <i>Temperaturas al 90% de evaporado para diferentes tipos de carga.</i> .....	66
Tabla 4. <i>Rendimientos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación.</i> .....	67
Tabla 5. <i>Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga FDX.</i> .....	70
Tabla 6. <i>Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga 75% FDX + 25% FVR</i> .....	70
Tabla 7. <i>Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga 50% FDX + 50% FVR.</i> .....	70
Tabla 8. <i>Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga FVR.</i> .....	71
Tabla 9. <i>Comparación coque reportado por la simulación para cada tipo de carga.</i> .....	72
Tabla 10. <i>Comparación resultados rendimientos predichos por la simulación y por las regresiones propuestas por Volk et al. para el coquizado retardado de mezclas FDX y FVR.</i> ...	73
Tabla 11. <i>Margen de refinación para el caso base de comparación: operación actual de la unidad Viscorreductora II con fondos FDX.</i> .....	76

Tabla 12. <i>Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos FDX. Para el coque el flujo está en tond.</i> .....	78
Tabla 13. <i>Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos 75% FDX y 25% FVR. Para el coque el flujo está en tond.</i> .....	78
Tabla 14. <i>Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos 50% FDX y 50% FVR. Para el coque el flujo está en tond.</i> .....	78
Tabla 15. <i>Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos FVR. Para el coque el flujo está en tond.</i> .....	79
Tabla 16. <i>Incremento en los márgenes de refinación para los casos alternativos comparados con el caso base.</i> .....	79

**Lista de Apéndices**

	<b>Pág.</b>
Apéndice A. Análisis de laboratorio Fondos Demex año 2014.....	88

## Resumen

**Título:** Conversión de la unidad Viscorreductora II de la GRB en una unidad de coquizado retardado: análisis por simulación y evaluación del potencial económico\*

**Autor:** Edward Leonardo Rodríguez Niño\*\*

**Palabras claves:** Viscorreduccion, coquizado retardado, simulación, severidad, rendimiento, assay, TBP, validación de históricos.

### Descripción:

Actualmente, la Gerencia Refinería Barrancabermeja (GRB) cuenta con un esquema de media conversión, generando un combustóleo comercial por dilución con aceite liviano de ciclo. La transformación de la GRB a una refinería de alta conversión conlleva el cambio de la Viscorreductora II por una unidad de coquizado retardado. En el presente trabajo se desarrolla un análisis del desempeño de una planta de coquizado retardado en la GRB, basado en resultados obtenidos por simulación. La metodología envuelve la validación, con datos históricos, de una simulación en Hysys para la unidad Viscorreductora II, una posterior simulación de una unidad de coquizado retardado basado en la redistribución de los equipos y el respectivo cálculo de los potenciales económicos.

Los resultados de la simulación para la Viscorreductora II concuerdan con la generación de productos livianos resultantes del craqueo térmico medio de fondos. La simulación fue evaluada considerando datos históricos, por medio del Aspen Simulation Workbook mostrando una convergencia en el 53% de los casos, debido a fluctuaciones en las propiedades de la carga y a muestras en estado dinámico. Los flujos de gasóleo de los históricos fueron reproducidos por la simulación a partir del ajuste de la temperatura del horno; este ajuste fue necesario debido a la carencia de assays de la carga. La simulación de una unidad de coquizado retardado fue desarrollada a partir de la simulación anterior; los rendimientos máxicos de productos livianos del coquizado correspondieron a ca. 63.5%. La comparación de resultados con las regresiones de Volk et al., conduce a afirmar que las tendencias de las simulaciones concuerdan con lo esperado para una unidad de coquizado retardado. Finalmente, el potencial económico de la unidad de coquizado retardado es superior que para la Viscorreductora II debido principalmente a la eliminación de la producción de combustóleo.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director Giovanni Morales Medina

### Abstract

**Title:** Conversion of Visbreaking-II Unit of the GRB into a delayed coking unit: analysis by simulation and evaluation of the economic potential\*

**Author:** Edward Leonardo Rodríguez Niño\*\*

**Keywords:** Viscorredution, delayed coking, simulation, severity, performance, assay, TBP, historical validation.

**Description:**

Currently, the Gerencia Refinería Barrancabermeja (GRB) has a half conversion scheme, generating a commercial fuel oil N 6 by dilution with light cycle oil. The transformation of the GRB to a high conversion refinery entails the change of the Visbreaking-II unit by a delayed coking unit. In the present work an analysis of the performance of a delayed coking plant is developed, based on results obtained by simulation. The methodology involves the validation, with historical data, of a simulation in Hysys for the Visbreaking-II unit, a subsequent simulation of a delayed coking unit based on the redistribution of the equipment and the corresponding calculation of the economic potentials.

The results of the simulation for the Visbreaking-II are consistent with the generation of light products resulting from the medium thermal cracking of bottoms. The simulation was evaluated considering historical data, by the application of the Aspen Simulation Workbook, showing a convergence in 53% of the cases, due to fluctuations in properties of the feed and samples in dynamic state. The historical gasoil flows were reproduced by the simulation from the adjustment of the furnace temperature; this adjustment was required due to the lack of feed assays. The simulation of a delayed coking unit was developed from the previous simulation; light coking products yielded ca. 63.5% wgt. The comparison of results with the regressions of Volk et al. leads to affirm that the trends of the simulations agree with what was expected for a delayed coking unit. Finally, the economic potential of the delayed coking unit is higher than for the Visbreaking-II due mainly to the elimination of fuel oil N 6 production.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director Giovanni Morales Medina

## Introducción

En el ámbito petrolero a nivel mundial, cada día se están buscando nuevas alternativas para extraer más productos valiosos del barril de petróleo con el fin de aumentar la rentabilidad del negocio de refinación y disminuir la generación de productos pesados. Esta necesidad ha llevado a las refinerías a implementar procesos de transformación como el desasfaltado por la tecnología DEMEX y el posterior craqueo térmico con la unidad de Viscorreducción. Estas unidades, permiten continuar extrayendo livianos como nafta y gasóleos, que a su vez son cargados a unidades de craqueo catalítico para continuar con la valorización en la cadena de los combustibles. No obstante, al final de estos procesos, una fracción importante de producto pesado llamado brea queda remanente (media conversión); esta fracción requiere de dilución con aceite liviano de ciclo –ALC–, nafta o gasóleos livianos con el fin de generar combustóleo (*fuel oil* No 6) para hornos y calderas; sin embargo, la generación de combustóleo va en detrimento del precio de los diluyentes, por lo cual una alternativa a este combustible por productos de mayor valor impactaría de manera positiva el potencial económico de refinación.

En algunas refinerías a nivel mundial se ha aplicado un esquema de alta conversión, en el cual por medio del proceso de coquizado retardado de los fondos se elimina la producción de combustóleo y se genera mayor cantidad de livianos; con la alta conversión, los fondos son transformados a productos livianos y coque sin necesidad de utilizar diluyentes. El coque producido se utiliza en la generación de energía o en la producción de ánodos (Meyers, 2003). Posteriormente, los productos livianos pueden ser cargados a un proceso de hidrot ratamiento o

craqueo catalítico fluidizado, con el correspondiente aumento de naftas y diésel según los requerimientos comerciales (Wang *et al.*, 2009; Gary *et al.*, 2008).

Actualmente, la refinería de Barrancabermeja cuenta con un esquema de media conversión, en donde los fondos de DEMEX son sometidos a craqueo térmico en la unidad Viscorreductora II. En la unidad Viscorreductora son tratados 23 kbpd, con una conversión de 1.58% de Gases, 2.35% de nafta y 95.23% de brea. Con esta brea se prepara un combustóleo comercial por dilución con ALC; el combustóleo comercial presenta un valor de US\$ 58.87 por barril, mientras que el ALC tiene un valor de US\$ 64,5 por barril, generando un detrimento económico para este último. La conversión de la unidad Viscorreductora II en una unidad de coquizado retardado conllevaría al aumento en los productos livianos y a la eliminación del consumo de ALC, el cual puede ser utilizado para la generación de diésel comercial.

En este documento se presentan los principales aspectos de un análisis de la conversión de la planta Viscorreductora II de la GRB a una planta de coquizado retardado, basada en resultados de rendimientos obtenidos por simulación. La metodología envuelve la validación, con datos históricos, de una simulación en Hysys para la unidad Viscorreductora II de la GRB y, una posterior simulación de una unidad de coquizado retardado a partir de la simulación de la Viscorreductora II. Finalmente, los potenciales económicos basados en rendimientos obtenidos por simulación de la unidad de coquizado retardado son comparados con el caso base actual de la unidad Viscorreductora II.

## 1. Objetivos

### 1.1 Objetivo General

Realizar un análisis de los rendimientos de productos y del potencial económico resultante de la conversión de la unidad U-2800 (Viscorreductora II) de la GRB a una planta de coquizado retardado con base en predicciones obtenidas de simulación computacional.

### 1.2 Objetivos Específicos

- Desarrollar una simulación en *Aspen Hysys* que represente la operación de la unidad U-2800 (Viscorreductora II) de la GRB según datos históricos de los años 2015 a 2017.
- Analizar los rendimientos de productos y las variables de operación resultantes de la modificación de la simulación de la unidad U-2800 a un esquema operativo de coquizado retardado.
- Establecer la viabilidad según potencial económico de la conversión de la unidad Viscorreductora II a una unidad de coquizado retardado.

## 2. Marco Teórico

### 2.1 Incremento en la calidad de residuos de crudos

Los tratamientos para el incremento en la calidad de los residuos de crudos (*upgrading*) son usualmente clasificados en métodos de rechazo de carbono y en procedimientos de adición de hidrógeno; los métodos térmicos de rechazo de carbono envuelven reacciones de craqueo, mientras que los segundos involucran craqueo catalítico e hidrogenación. Los procesos de craqueo térmico, respecto a los de adición de hidrógeno, presentan las ventajas de menor configuración equipos, menores costos de inversión y la capacidad de procesamiento de cargas con amplia cantidad de contaminantes (Yang *et al.*, 2017; Souza *et al.*, 2015). Entre los procesos industriales de craqueo térmico se tienen la viscorreducción y el coquizado retardado (*delayed coking*) (Rana *et al.*, 2007). La severidad –condición de temperatura y tiempo de permanencia elevados– en el coquizado retardado es mayor que en la viscorreducción, logrando una mayor conversión a productos líquidos (gasolinas y gasóleos) hasta 65 %peso (Wisdom *et al.*, 2012). Aunque el coquizado retardado produce una elevada conversión a coque, este proceso es preferido en gran cantidad de refinerías debido a la sustitución del combustóleo –obtenido en las viscorreductoras– por productos de mayor valor agregado (Rana *et al.*, 2007; Wisdom *et al.*, 2012); además, existe un mercado para el coque –con menor valor que para los productos líquidos del petróleo– dependiendo de sus características (Broerse, 2008).

## 2.2 Unidad de Viscorreducción

Una unidad de viscorreducción en una refinería efectúa un proceso de craqueo térmico a una mezcla de hidrocarburos pesados provenientes de los fondos de las torres de destilación al vacío o de unidades que aplican procesos de extracción adicional a estos fondos. Este craqueo térmico conduce a la disminución de la viscosidad y el punto de vertimiento del alimento, con lo cual, el producto denominado aceite combustible No 6 (Gary *et al.*, 2007) puede ser generado con un menor consumo de diluyente; en la GRB, el aceite combustible No 6 es llamado combustóleo y el diluyente utilizado es el ALC (aceite liviano de ciclo) producido en las unidades de craqueo catalítico fluidizado; el combustóleo se destina como combustible de hornos y calderas en barcos cargueros y a nivel industrial. Las disminuciones en la viscosidad y en el punto de vertimiento dependen de la composición, con lo cual la reducción en la viscosidad se encuentra en un rango entre 25 y 75% del valor del alimento, mientras que la reducción alcanzada en el punto de vertimiento puede estar entre 8 y 20 °C (Gary *et al.*, 2007).

El craqueo térmico efectuado durante la operación de una unidad de viscorreducción procede por un mecanismo de radicales libres (Souza *et al.*, 2015), conduciendo a reacciones de (Yang *et al.*, 2013): rompimiento o reducción de tamaño de las ramas en anillos aromáticos y nafténicos; rompimiento de anillos nafténicos ( $T > 900^{\circ}\text{F}$ ); conversión de resinas a hidrocarburos livianos y/o asfaltenos. Al inicio del craqueo, los productos livianos son vaporizados, conduciendo a un aumento en la cantidad de asfaltenos hasta un valor crítico –denominado periodo de inducción–, en donde comienza la formación de coque. Esta formación se encuentra guiada por las reacciones de condensación entre asfaltenos y parafinas (Souza *et al.*, 2015). Con lo anterior, la relación resinas a asfaltenos en el sistema es alterada con una posible afectación en la estabilidad del

combustóleo producido, sobre todo en operaciones efectuadas a severidad elevada (Yang *et al.*, 2013).

La severidad elevada ocasiona formación y deposición de coque en las tuberías y en las paredes de los equipos, acortando los tiempos de mantenimiento de la unidad (Allan *et al.*, 1983); los tiempos de corrida para las unidades de viscorreducción se encuentran entre 3 y 6 meses. En este proceso también se generan otros productos de menor flujo como gases, nafta y gasóleos, que son enviados a las unidades de craqueo catalítico (Gary *et al.*, 2007). Usualmente la operación de viscorreducción se efectúa en las temperaturas del rango entre 885 y 930°F y con tiempos espaciales de reacción entre 1 y 3 min –controlados mediante inyección de un flujo de vapor de alta–. El control de temperatura que previene el sobre-craqueo a la salida del horno es efectuado por medio de un flujo de gasóleo proveniente de la torre de destilación principal. La presión a la salida del horno se encuentra entre 100 y 300 psig, asegurando un nivel de evaporación entre 20 y 40%, respectivamente (Hournac *et al.*, 1979). Los rendimientos y las propiedades de los flujos de producto varían según la severidad y las propiedades de la carga.

**2.2.1 Descripción de la unidad U-2800 de la GRB** La Figura 1.1 esquematiza la operación de la unidad U-2800 de la GRB –también denominada Viscorreductora II–. En esta unidad, el proceso de viscorreducción es aplicado por medio de 5 secciones (Ecopetrol, 2007): carga y precalentamiento, craqueo térmico, fraccionamiento, estabilización y despojo.

- Sección carga y precalentamiento: La carga constituida por fondos Demex o mezcla entre fondos Demex y fondos de vacío es enviada por los Intercambiadores E-2822A/B al tambor D-2801. Los E-2822A/B poseen una configuración en serie y su función es precalentar la carga por intercambio calórico con el flujo de gasóleo proveniente de la torre fraccionadora

principal T-2801; con este intercambio, el consumo de gas combustible en los hornos es disminuido en la consecución de la temperatura de viscorreducción.

- Sección de craqueo térmico: El flujo del tambor D-2801 es enviado a los Hornos de viscorreducción H-2801A/B. En estos hornos se efectúa el craqueo térmico respectivo del proceso de viscorreducción. La severidad de la operación de viscorreducción es controlada en los hornos por medio de la relación entre la temperatura y el tiempo residencia de la carga; los tiempos de residencia son modulados por inyección de vapor de alta en la zona media del horno. Una elevación en la severidad, implica una elevación en la temperatura o un menor flujo, lo cual conduce a una disminución en la viscosidad del producto a expensas de una mayor deposición de coque en los tubos del horno.
- Sección de fraccionamiento: La corriente de hidrocarburo crequeado (20.6 % *wgt* de vapor) proveniente de los H-2801A/B es fraccionada en la torre principal T-2801. En esta torre, el flujo se divide en tres corrientes principales: una corriente pesada de fondo (asfalto), una corriente lateral (gasóleo utilizado en el precalentamiento y en la generación de vapor) y una corriente de cima (nafta y gases). Los cambios en las proporciones de los productos es definida según la cantidad de calor removida por los reflujos de cima y medio (Figura 1.1).

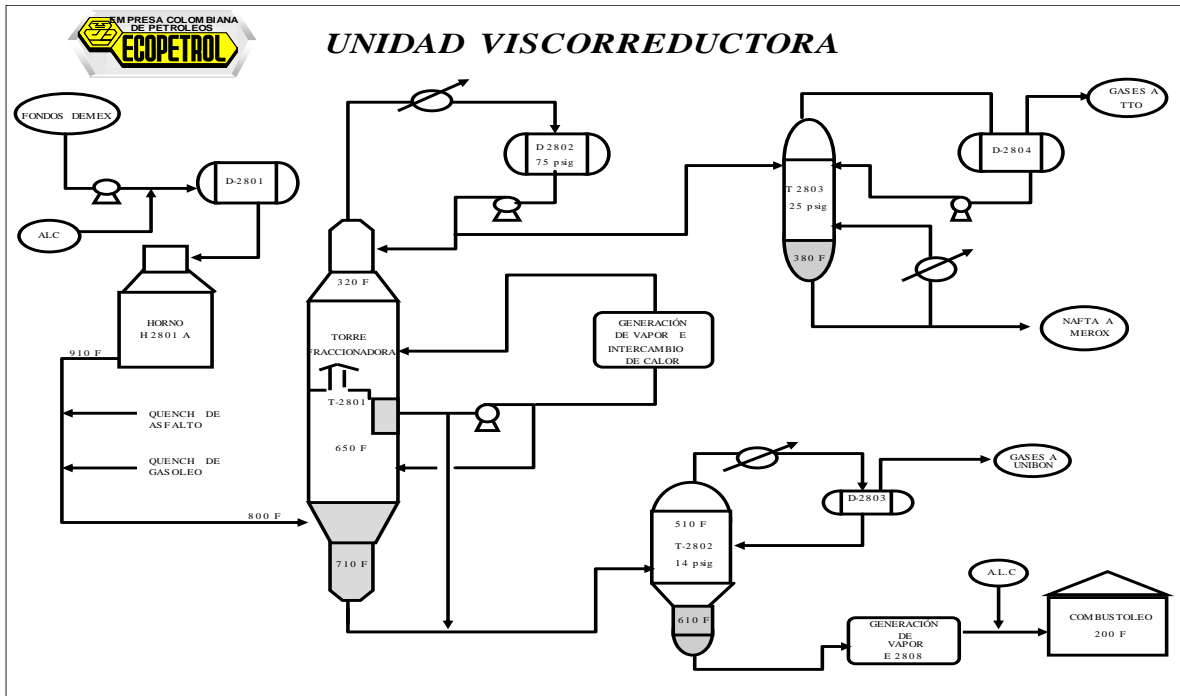


Figura 1. Diagrama de flujo simplificado de unidad Viscorredutora II de la GRB.

Nota. Tomado de: Ecopetrol S.A.

- Sección de estabilización: Esta sección se efectúa la remoción de vapores livianos de nafta provenientes de la cima de la torre fraccionadora T-2801. El flujo de cima es precalentado en el Intercambiador E-2804 por contacto térmico con de fondo de la torre estabilizadora T-2803; seguidamente, el flujo ingresa a la T-2803 donde experimenta un enriquecimiento en nafta por contacto con el líquido en contracorriente proveniente de la cima de la torre. Los restantes gases del líquido (livianos y parte de los butanos) son desprendidos en el rehervidor, permitiendo la generación de una nafta estabilizada (Figura 1.1).
- Sección de despojo: En esta sección el flujo de fondo de la torre T-2801 es despojado del producto volátil remanente. El flujo de fondos se une con el de gasóleo excedente de la T-2801, para la respectiva separación en la despojadora T-2802 por efecto de la disminución en la temperatura y la presión. El gasóleo y los gases salen por la cima de la T-2802,

mientras que la fracción pesada sale por el fondo para su dilución con aceite liviano de ciclo (ALC) y almacenamiento en el tanque de combustóleo K-2804 como producto final (Figura 1.1).

### 2.3 Unidad de Coquizado Retardado

La unidad de coquizado retardado aplica una transformación química del alimento pesado por medio de un craqueo térmico severo. Respecto a la unidad de viscorreducción, la unidad de coquizado retardado eleva la cantidad de productos de destilado (*i.e.* gasolina y gasóleo), los cuales son enviados a las unidades de craqueo catalítico e hidrocrqueo, con lo cual se reemplaza la generación de combustóleo (*fuel oil* No 6), aumentando el margen de refinación. Otro producto de craqueo térmico severo corresponde al coque, el cual puede contener una cantidad apreciable de hidrocarburos de alto peso molecular (material volátil), dependiendo del rendimiento establecido en los productos líquidos. El coque es principalmente una estructura de átomos de carbono con poca cantidad de hidrógeno –debido a esto, algunos autores sostienen que el coque corresponde a un polímero de carbono (Gary *et al.*, 2007)–. Estructuralmente, el coque de la unidad de coquizado retardado es duro, poroso e irregular con tamaños de grano entre tamaño fino (polvillo) y 50  $\mu$ m; este coque es denominado coque esponja (Siskin *et al.*, 2006). El coque esponja es el material de partida para generar coque comercial como el aguja “*needle coke*”, utilizado en la producción de electrodos por sus bajos valores de resistencia eléctrica y coeficiente de expansión térmica. Por otra parte, la unidad de coquizado puede reportar el coque tipo shot, un producto sólido con escasa aplicación comercial debido a su baja área superficial y sus características de baja conducción

eléctrica y térmica (Sawarkar *et al.*, 2008). El coque también puede ser utilizado en el proceso de gasificación para la producción de gas de síntesis (Furimsky, 1999).

De otro lado, en una unidad convencional de coquizado retardado (Figura 1.2), el flujo precalentado de hidrocarburo pesado –fondos de vacío, fondos desmetalizados, fondos FCC– es recibido en la torre fraccionadora principal de la unidad antes de llegar al horno de coquizado; también, algunos reportes muestran la posibilidad de cagar el flujo directamente al horno de coquizado (Gary *et al.*, 2007); sin embargo, esta operación –nombrada reciclo cero– puede generar depósitos de coque apreciables en la torre fraccionadora principal, disminuyendo la eficiencia energética del proceso (Gary *et al.*, 2007).

Durante la operación de una unidad de coquizado retardo, los fondos de la torre fraccionadora principal son enviados al horno de coquizado para la correspondiente descomposición térmica. El flujo de fondo pasa por los hornos a gran velocidad –mínimo tiempo de retención– logrando, de esta forma, un aumento en la temperatura por encima del punto de formación del coque, con una generación incipiente de coque, razón por lo cual el proceso es denominado coquizado retardado; una molécula típica de residuo requiere aproximadamente 30 minutos de exposición a la alta temperatura de operación antes de craquearse<sup>1</sup>. Típicamente, la temperatura del flujo en el horno puede reportar valores entre 900°F y 930°F. Valores superiores de temperatura conduce a un mayor rendimiento de productos livianos, pero promueven una mayor formación de coque en los tubos del horno (Muñoz *et al.*, 2013), lo cual conduce a una disminución en los tiempos de mantenimiento (Gary *et al.*, 2007); los mantenimientos son aplicados cada 3 o 5 meses dependiendo de la temperatura de operación del horno<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup> Manuales unidad de coquización retardada (Coker) unidad U-111, Refinería de Cartagena. Grupo Empresarial Ecoopetrol, 2013.

Después del horno, el efluente pasa a los tambores, en donde se completa la formación de coque producto del proceso de craqueo térmico; el flujo caliente ingresa por el fondo de los tambores, sube a través del lecho de coque que se va formando y parte se acumula en la parte superior del lecho, mientras la fracción gaseosa continúa su recorrido. El flujo gaseoso de salida del tambor es enviado a la base de la torre fraccionadora principal (Figura 1.2), en donde entra en contacto con la carga fresca; los productos laterales de la torre principal corresponden a gases, nafta, gasóleos y fondos que son enviados al horno de craqueo para continuar con el proceso (Figura 1.2). De otro lado, el coque producto se deposita de manera semicontinua en el tambor; cuando el tambor se llena, el flujo del horno se direcciona al tambor auxiliar, mientras el primero es descargado (Figura 1.2); de esta forma el proceso se mantiene en continuo. La descarga de coque de los tambores se realiza por inyección de vapor, con un posterior enfriamiento y drenado; esta descarga dura *ca.* 12 horas (Ecopetrol, 2014). Típicamente, una unidad de coquizado retardado exhibirá una conversión a productos livianos del 65%, mientras el 35% en peso de la carga fresca genera el respectivo coque; los productos de una unidad de coquizado retardado son resumidos en la Tabla 1.1.

#### **2.4 De Viscorreductora a Unidad de Coquizado Retardado**

La conversión a una de coquizado retardado utiliza varios equipos de una unidad Viscorreductora. Broerse, 2008, presenta un caso de estudio de conversión de una unidad Viscorreductora con un flujo de 24.5 kbpd a una de coquizado retardado. Broerse reporta que un 50% de los equipos de la VB pueden ser reutilizados en la DC, incluyendo el horno, la torre fraccionadora principal, la torre despojadora de fondo y la torre estabilizadora de nafta; los equipos nuevos para la DC corresponderían a los tambores de coque con su sistema de vaciado de coque de estos tambores,

incluyendo el sistema de reuso de agua y el sistema *blowdown*; este último separa los hidrocarburos de la corriente de vapor utilizada en el lavado del coque formado en el tambor (DeBiase *et al.*, 1986). De la evaluación económica, Broerse menciona un incremento del 15% en el margen de refinación gruesa –potencial económico con gastos de operación–, resultantes de la conversión de la unidad VB a una de DC, lo cual conlleva a la recuperación de la inversión en un periodo de 14 meses.

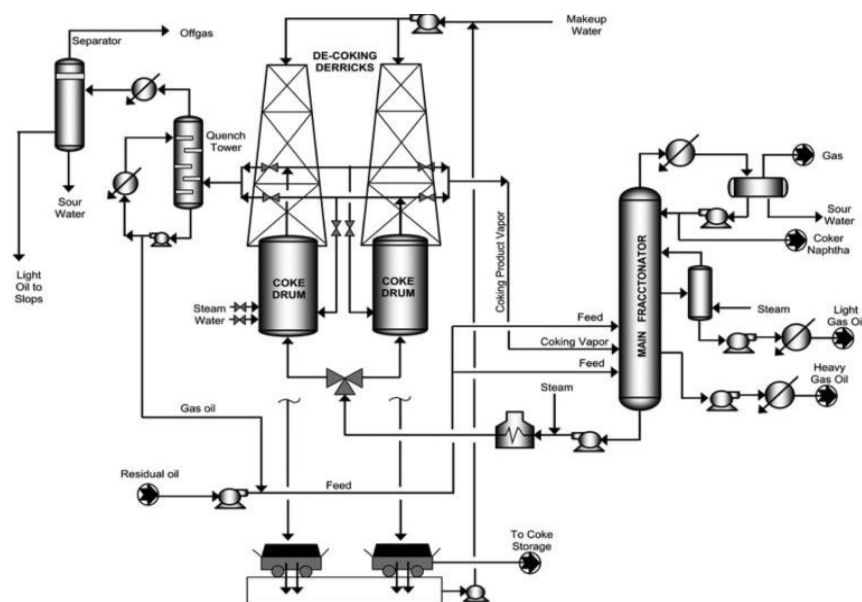


Figura 2. Diagrama de flujo de un proceso de coquizado retardado.

Nota. Tomado de: Muñoz *et al.*, 2013.

Por otra parte, Vezirov *et al.*, 2010, analizan un cambio de esquema operativo de una unidad DC para operar como una VB de una refinería en Rusia, motivada por una disminución en la demanda de coque por parte de la industria del aluminio. Vezirov *et al.* comentan que el cambio de esquema operativo es factible con los equipos existentes de la unidad DC, con lo cual es posible responder con una operación flexible ante fluctuaciones del mercado.

Tabla 1.

*Productos de una unidad de coquizado retardado.*

Producto	Rango de ebullicion	Destino
Gas acido	C1 -C2	Sistema de gas combustile despues de remover el H2S
GLP	C3 -C4	Blending de GLP despues de remover H2S y mercaptanos
Nafta de coke	C5 - 180 °C	Hidrotratamiento y split, con nafta liviana para isomerizacion o producto y nafta pesada para reformado catalitico o producto
Gasoleo liviano de coke	180 - 365 °C	Pool de Diesel despues de hidrotratamiento
Gasoleo pesado de coke	365 °C +	Hydrocracking o Cracking
Coke	Solido	Grado combustible: Plantas de energia/ Hornos en cementeras Grado Anodo: Produccion de aluminio Grado esponja: Electroodos para la industria del metal

Nota. Tomado de: Broerse, 2008.

Los casos anteriores reportados en la literatura abierta presentan la conveniencia tanto operacional como económica de la conversión de una unidad de viscorreducción a una de coquizado retardado; la versatilidad de la unidad de coquizado retardado es mostrada por Vezirov *et al.*, 2010. La aplicación de esta conversión en la unidad Viscorreductora II de la GRB envolvería el reuso y la compra de nuevos equipos. En este sentido, la Figura 1.3 detalla sobre la unidad actual Viscorreductora II de la GRB, los equipos de reuso y de adquisición para la conversión de la unidad en una de coquizado retardado; este diagrama es una adaptación de los equipos propuesto por Broerse, 2008, en la conversión de las unidades de viscorreducción. Entre los principales equipos que pueden ser reutilizados se encuentran el horno H-2801, la torre fraccionadora principal T-2801, la torre despojadora de gasóleos T-2802 y la torre debutanizadora T-2803, con sus respectivas facilidades y equipos de transporte de fluidos. Asimismo, entre los equipos que la GRB debe adquirir se encuentran los compresores de cima torre T-2801, sistema de condensación adicional cima torre T-2801, los tambores de acumulación de coque, el sistema *blowdown* de



tecnología de viscorreducción, incluyendo cinética, rangos de aplicación y diseño de equipos, entre otros (ver Sawarkar *et al.*, 2008; Hus, 1981; Kulkarni, 2005).

En lo referente a trabajos del ámbito nacional, Grimaldos, 2016, reportó que la unidad viscorreductora puede operar como unidad destiladora de crudo pesado Casabe y Castilla, obteniendo una producción máxima de 7.6 kbpd de diésel y 1.8 kbpd de nafta; con esto, la operación genera un incremento del margen de refinación en US\$ 0.76 por cada barril de crudo. Asimismo, Carrillo & Corredor, 2012, presentan diferentes comparaciones de escenarios de procesamiento de fondos para el crudo colombiano Castilla. A pesar de que estos autores aplicaron el coquizado retardado en su análisis, los resultados conllevan a la selección de la opción de tratamiento aplicando la viscorreducción de los fondos Castilla y posterior hidrotreamiento de los destilados obtenidos; esta opción reporta la mayor generación de productos livianos (49%) con el correspondiente beneficio económico. Los resultados de Carrillo & Corredor se basan en pruebas de laboratorio, los cuales divergen de los rendimientos obtenidos en planta debido a la simplificación y la menor escala utilizada.

En Colombia se ha investigado sobre formación de coque petroquímico a partir de residuos de destilación al vacío; Díaz, 2016, encontró que la pirólisis de residuos de vacío de los crudos colombianos siguen una cinética de primer orden y segundo orden. También cabe anotar que este autor encontró un modelo matemático que permite predecir el proceso de coquización retardada con una desviación menor del 5%, en comparación con resultados de plantas piloto y reportes de literatura. También, este autor predijo la formación de coque en términos del tiempo y el espesor de formación (Diaz *et al.*, 2015).

En la actualidad la refinería de Cartagena cuenta con una unidad de coquizado retardado con capacidad de carga de 40 kbpd de mezcla de fondos de vacío de las unidades de refinación de

crudo, residuos pesados (*slurry*) de las unidades de craqueo catalítico y residuos recuperados del sistema de tratamiento de aguas residuales (Ecopetrol, 2014).

En cuanto a estudios sobre coquización, se encuentran –entre los más relevantes– el trabajo de Speight, 2004, sobre la producción de coque por medio de coquizado retardado, coquizado en lecho fluidizado y coquizado en lecho fluidizado con gasificación. Para coquización retardada Yang *et al.*, 2013, estudiaron mediante simulación dos escenarios para optimización de una unidad de coquización retardada industrial, encontrando que la alternativa de incluir un super-calentador genera mayor provecho sobre el uso eficiente de la energía.

En cuanto a los beneficios de coquización, Meyers, 2003, comentó que la orientación de las plantas de coque apunta a optimizar la producción, incrementando la producción de livianos y minimizando la producción de coque. También, los incrementos del margen de refinación pueden estar entre 2 al 3.7% por cada tonelada de coque dejada de producir y que pueda ser convertida en gasóleo pesado, aceite pesado y gases (GLP, propileno, metano entre otros). En este aspecto, Esfahani *et al.*, 2017, enfatizan en que los rendimientos de craqueo térmico se encuentran dependientes de la cantidad porcentual de los saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos (SARA) de la fracción a tratar.

Por su parte, Muñoz *et al.*, 2013, compararon diferentes regresiones empíricas y semiempíricas reportadas en la literatura abierta en la predicción de rendimientos y propiedades de productos de una unidad industrial de coquizado retardado. Las regresiones evaluadas fueron las propuestas por Gary & Handwerk, Maples, Smith *et al.*, Castiglioni y Volk *et al.* Muñoz *et al.* reportan que el error promedio reportado por las predicciones fueron Volk *et al.* 10.14%, Smith *et al.* 27%, Castiglioni 28.03%, Maples 41.63% y Gary-Handwerk 49%. Por lo anterior, Muñoz *et al.* afirman que las regresiones propuestas por Volk *et al.* –basadas en pruebas en planta piloto con un

microreactor– son las que mejor reproducen los valores obtenidos en planta industrial. Las regresiones propuestas por Volk *et al.*, 2002, son,

$$\text{liquid (wt \%)} = -1.1139\text{MCR} + 0.0419\text{T} - 0.2897\text{P} \quad (1)$$

$$+ 1103.08\text{LSV} + 41.59$$

$$\text{coke (wt \%)} = 0.9407\text{MCR} - 0.0609\text{T} + 0.1529\text{P} \quad (2)$$

$$- 319.759\text{LSV} + 65.075$$

$$\text{gas (wt \%)} = 0.1729\text{MCR} + 0.0191\text{T} + 0.13646\text{P} \quad (3)$$

$$- 786.319\text{LSV} - 6.762$$

$$\text{naphtha (wt \%)} = -0.3086\text{MCR} + 0.0137\text{T} + 0.1571\text{P} \quad (4)$$

$$- 819.63\text{LSV} + 16.461$$

$$\text{diesel (wt \%)} = -0.3339\text{MCR} - 0.02635\text{T} - 0.0392\text{P} \quad (5)$$

$$+ 70.957\text{LSV} + 50.452$$

$$\text{gas oil (wt \%)} = -0.4714\text{MCR} + 0.0546\text{T} - 0.4076\text{P} \quad (6)$$

$$+ 1851.76\text{LSV} - 25.315$$

Donde *MCR*, *T*, *P*, *LSV* corresponden a residuo de carbón Conradson (%peso), temperatura (°F), presión (psia) y velocidad espacial del líquido en  $\text{min}^{-1}$  (*LSV*, *liquid space velocity*), respectivamente. Las predicciones por Volk et al. son realizadas con una corrección de sus regresiones basadas en diferencias entre la planta piloto y la unidad de coquizado industrial; estas correcciones corresponden a,

$$\text{coke}^* (\text{wt \%}) = 0.91\text{coke} \quad (7)$$

$$\text{gas}^* (\text{wt \%}) = 0.82\text{gas} \quad (8)$$

$$\text{liquid}^* (\text{wt \%}) = 100 - (\text{coke}^* + \text{gas}^*) \quad (9)$$

$$\text{gasoline}^* (\text{wt \%}) = 0.75\text{gasoline}(\text{liquid}^*/\text{liquid}) \quad (10)$$

$$\text{diesel}^* (\text{wt \%}) = 0.90\text{diesel}(\text{liquid}^*/\text{liquid}) \quad (11)$$

$$\text{gas oil}^* (\text{wt \%}) = \text{liquid}^* - (\text{gasoline}^* + \text{diesel}^*) \quad (12)$$

Para finalizar esta sección, el estado del arte indica que las unidades de craqueo térmico, en especial la unidad de coquizado retardado genera mayores rendimientos en productos livianos. Asimismo, el análisis por simulación ha sido aplicado en las plantas de coquizado retardado; también, se cuenta con regresiones que pueden contribuir a la validación de resultados obtenidos por simulación.

### **3. Metodología**

#### **3.1 Caracterización de la carga y efluentes de la unidad Viscorreductora II.**

Las propiedades y las curvas de puntos de ebullición (*assays*) referentes a los fondos de vacío y los fondos de la unidad de desmetalizado (fondos DEMEX) fueron obtenidos de los reportes de los laboratorios de la GCB. Las propiedades y las curvas de destilación (*assays*) para los efluentes de la unidad Viscorreductora II fueron medidos en los laboratorios del Instituto Colombiano del Petróleo, ICP; las muestras de los efluentes fueron tomadas de los respectivos tanques de almacenamiento, con los protocolos de seguridad estipulados por la GCB.

#### **3.2 Simulación de la unidad Viscorreductora II.**

La simulación de la unidad Viscorreductora II fue desarrollada en el programa Aspen Hysys. Las hojas de especificaciones de los equipos fueron utilizadas para definir los bloques en el ambiente

de simulación; las hojas de especificaciones contienen información estructural y operativa según las condiciones de diseño. Las simulaciones fueron ejecutadas considerando estado estacionario. Los assays de las cargas fueron definidos en la opción *Petroleum Assays* de la sección *Properties*, mientras que los assays de los efluentes de la unidad fueron definidos en la pestaña *Calibrate* opciones *Light Ends* y *Heavy Ends* del módulo *Visbreaker* (Figura 2.1). El módulo *Visbreaker* (VISBREAK-H2801, Figura 2.1) fue configurado sin la opción *soaker drum*, según la configuración de la VBII de la GRB.

Asimismo, los equipos considerados en la simulación fueron horno de viscorreducción H-2801, torre fraccionadora principal T-2801, torre despojadora de gasóleos T-2802, torre estabilizadora de naftas T-2803 e intercambiadores. La T-2801 fue definida con 16 platos, entrando la carga fresca en mezcla con gasóleo al plato 1; la operación de la torre define una presión de cima de 70 psi y de fondo de 84 psi; cuenta con reflujos de gasoleo (*pump-arounds*) que sale del plato #2, calienta la carga de entrada a la planta, genera vapor de 50 y 150 psi y retorna al plato #4. También la torre cuenta con un *by-pass* que sale del plato #2 y retorna al plato #1, a la zona de flasheo (Figura 2.2c). Del condensador parcial de la T-2801 se generan flujos de condensado, de gases y de nafta; de esta última corriente, una parte retorna como reflujo de cima de la T-2801 y otra parte alimenta la torre estabilizadora T-2803 (Figura 2.2c); el flujo de fondo de la T-2801 se dirige a la torre despojadora, la cual fue definida como un equipo de separación flash (Figura 2.2e). La torre T-2803 fue definida con 30 platos, numerados ascendentemente, entrando al plato 15 el flujo de nafta proveniente de la T-2801. La torre fue especificada con una presión de cima de 124 psi y de fondo de 220 psi. El condensador fue especificado como parcial, generando gases y butanos; parte de este último flujo retorna a la cima de la T-2803. La Figura 2.2 ilustra el diagrama de proceso definido en Aspen Hysys para las secciones de la unidad de VB II de la GRB.

Por su parte, la torre de despojo de gasóleos T-2802 no posee platos, por lo cual su equipo asociado en la simulación correspondió a un separador flash. El flujo de fondo de la T-2801 ingresa a la T-2802 a una presión de 84 psi y es evaporado debido a la presión del recipiente, 14 psi. El flujo de gasóleo de cima es recirculado a las torres T-2801 y T-2802, mientras que el flujo de fondo (brea), en campo, es mezclado con ALC para la generación de combustóleo.

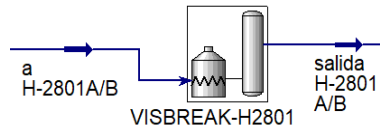
También, un mezclador y un divisor fueron utilizados en orden de representar la entrada de gasóleo a la T-2801 y las diferentes corrientes producto de gasóleo de la T-2802, respectivamente (Figura 2.2). De igual forma, dos bloques de reciclo fueron aplicados con el fin de representar los reciclos físicos de la unidad; un reciclo considera el flujo de gasóleo a la torre 2802, mientras que el segundo dirige flujo de gasóleo desde la cima de la T-2802 a un mezclador donde también ingresa la carga fresca a la T-2801; los reciclos pueden ser detallados en las Figuras 2.2c y 2.2e.

### 3.3 Validación de la simulación de la unidad Viscorreductora II

El desempeño de la simulación desarrollada para la unidad Viscorreductora II fue validado según datos históricos de proceso recolectados en la ventana de operación dada por los años entre 2015 y 2017; los flujos de gasóleo y de fondo producidos en la unidad fueron considerados como los objetivos a reproducir con la simulación en Aspen Hysys. Los datos históricos fueron depurados para eliminar muestras con errores o con valores conteniendo caracteres alfabéticos; asimismo, los datos atípicos fueron eliminados considerando el rango intercuartíl ( $IR$ ) según los límites superior ( $Q_3 + 1.5 * IR$ ) e inferior ( $Q_1 - 1.5 * IR$ ), donde  $Q_1$  corresponde al primer cuartíl y  $Q_3$  corresponde al tercer cuartil (Mendenhall & Sincich, 1996; Brereton, 2002). Los datos depurados fueron utilizados para efectuar la validación de la simulación desarrollada de la unidad

Viscorreductora II, por medio del complemento de Excel “Aspen Simulation Workbook” (Figura 2.3).

(a) Ícono del módulo Visbreaker.



	H2S	FuelGas 1	LPG 1	Naphtha 1
Std Gas Flow [MMSCFD]	<empty>	0,1837	<empty>	<empty>
Liquid Volume Flow [barrel/day]	<empty>	<empty>	182,3	<empty>
Liquid Mass Rate [lb/hr]	1645	494,0	1560	<empty>
Composition	Mol%	Mol%	Liquid Vol%	Liquid Vol%
CO2 [%]	0,00	10,09	0,00	0,00
H2S [%]	100,00	10,89	0,00	0,00
H2 [%]	0,00	4,90	0,00	0,00
Methane [%]	0,00	47,75	0,00	0,00
Ethylene [%]	0,00	2,90	0,00	0,00
Ethane [%]	0,00	17,98	0,00	0,00
Propylene [%]	0,00	5,49	0,00	0,00
Propane [%]	0,00	0,00	17,82	0,00
iButane [%]	0,00	0,00	10,23	0,00
nButane [%]	0,00	0,00	25,85	0,00
C4Olefins [%]	0,00	0,00	5,52	0,00
iPentane [%]	0,00	0,00	31,30	0,00
nPentane [%]	0,00	0,00	7,99	0,00
Cyclopentane [%]	0,00	0,00	0,00	0,00
CSOlefins [%]	0,00	0,00	1,29	0,05
C6+Naphtha [%]	0,00	0,00	0,00	99,95
Total [%]	100,00	100,00	100,00	100,00

(b) Definición assays efluentes livianos.

	Naphtha 1	Gas Oil	Bottoms 1
Mass Rate [lb/hr]	24317,1	44534,5	232081,9
Volume Rate [barrel/day]	2029,1	3068,0	14633,3
Temperature [F]	880,0	880,0	880,0
Pressure [psia]	85,00	85,00	85,00
Distillation Type	TBP	TBP	TBP
IBP [F]	97,51	390,0	650,0
5% Point [F]	132,6	417,1	754,8
10% Point [F]	166,5	432,4	841,7
30% Point [F]	248,0	481,4	1074
50% Point [F]	305,2	527,3	1254
70% Point [F]	360,8	583,2	1435
90% Point [F]	382,4	630,1	1712
95% Point [F]	391,5	643,5	1847
End Point [F]	410,0	670,0	2090
API Gravity	40,94	10,86	-1,201
Specific Gravity	0,8206	0,9939	1,086
Sulfur [wt %]	0,4399	9,260e-003	2,604
Nitrogen [ppmw]	121,2	2,732	731,1
Kinematic Viscosity @ 38C [cSt]	0,7690	9,350	6,864e+011
Kinematic Viscosity @ 50C [cSt]	0,6801	7,145	2,890e+010
Kinematic Viscosity @ 60C [cSt]	0,6206	5,446	2,851e+009
Kinematic Viscosity @ 100C [cSt]	0,4508	2,026	2,042e+006

(c) Definición assays efluentes pesados.

Figura 4. Módulo Visbreaker de Aspen Hysys utilizado en la simulación.

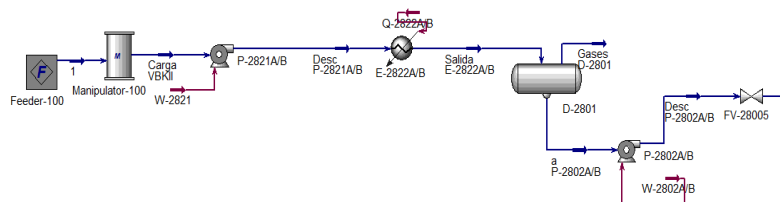
### 3.4 Simulación de la unidad de coquizado retardado.

La simulación de la unidad Viscorreductora II desarrollada en el punto anterior (Figura 2.2) fue tomada como punto de partida para el desarrollo de la simulación de una unidad de coquizado retardado (Figura 2.4). En resumen, los cambios realizados a la simulación de la unidad Viscorreductora fueron (Figura 2.2): cambio del módulo *Visbreaker* por el módulo *Coker* y cambió de alimento al Horno por el flujo de fondo de la T-2802. Los cambios efectuados fueron basados

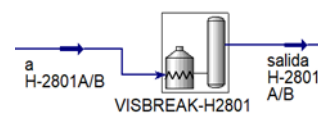
en los diagramas reportados en la literatura abierta (Figura 1.2). También, un reciclo fue definido desde el equipo de coquizado a la T-2801, representando el flujo de gases producidos en los tambores a la base de la fraccionadora (Figura 2.4). También, el módulo Coker fue especificado con las condiciones definidas en la literatura para la operación de este equipo (Muñoz *et al.*, 2013) y con las destilaciones y propiedades para los cortes de gases, GLP, nafta y gasóleos suministradas por la GRB (Figura 2.5).

### **3.5 Simulación de escenarios para la unidad de coquizado retardado.**

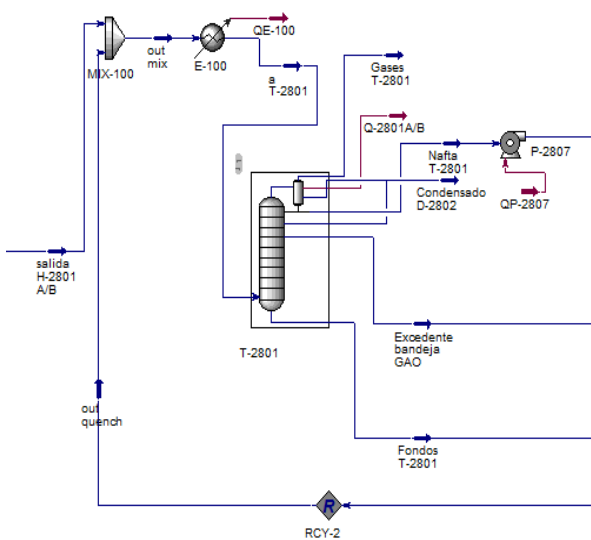
La simulación fue ejecutada considerando cuatro escenarios con diferente carga a la unidad de coquizado retardado. El primer escenario consideró el procesamiento del flujo de fondo de la unidad de desasfaltado (tecnología DEMEX), mientras que el segundo escenario consideró la entrada de carga fresca de flujo de fondo de las unidades de destilación de crudos al vacío. El tercer escenario fue definido con el procesamiento de una carga conformada por la mezcla de fondos DEMEX y fondos de vacío, en relación volumétrica de 3 a 1, mientras que el cuarto escenario mezcla fondos DEMEX y fondos de vacío en proporciones iguales. Los resultados de los diferentes escenarios fueron comparados y su utilidad definida en términos de los rendimientos. Asimismo, los resultados de las simulaciones con los diferentes escenarios de carga fueron comparadas con las predicciones de las regresiones de Volk *et al.*, 2002.



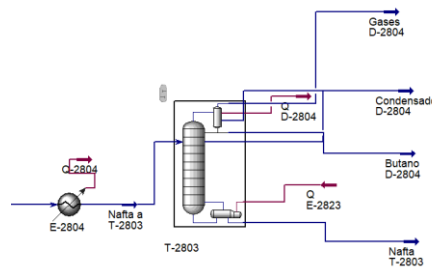
(a) Sección de carga y precalentamiento



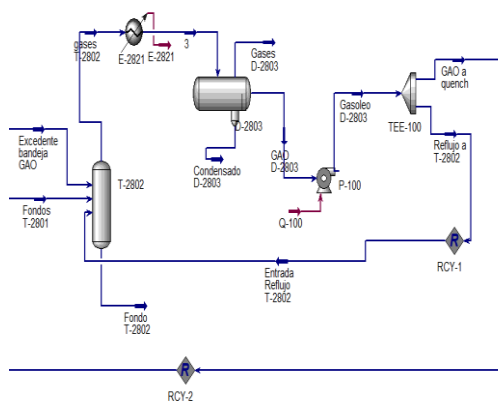
(b) Sección de craqueo térmico



(c) Sección de fraccionamiento



(d) sección de estabilización de nafta



(e) Sección de despojo de gasóleo

Figura 5. Diagrama de flujo por secciones en Aspen Hysys para la unidad Viscorredutora II.

### 3.6 Determinación de la variación en el potencial económico y en el margen grueso de refinación.

Los resultados de las simulaciones con los cuatro escenarios para la operación de la unidad de coquizado retardado (actividad anterior) fueron utilizados en el análisis de la variación en el potencial económico y en el margen grueso de refinación. El caso base correspondió a los rendimientos obtenidos con la actual unidad Viscorredutora II, procesando 23 kbpd de fondos DEMEX; los cambios en los potenciales económicos y los márgenes gruesos de refinación fueron analizados considerando el flujo de ALC como un producto; al convertir la unidad Viscorredutora II en una unidad de coquizado retardado el flujo de ALC utilizado en la generación de combustóleo quedaría disponible en la GRB. Los precios de las corrientes de productos intermedios y finales fueron suministrados por el departamento de economía y planeación de la GRB.

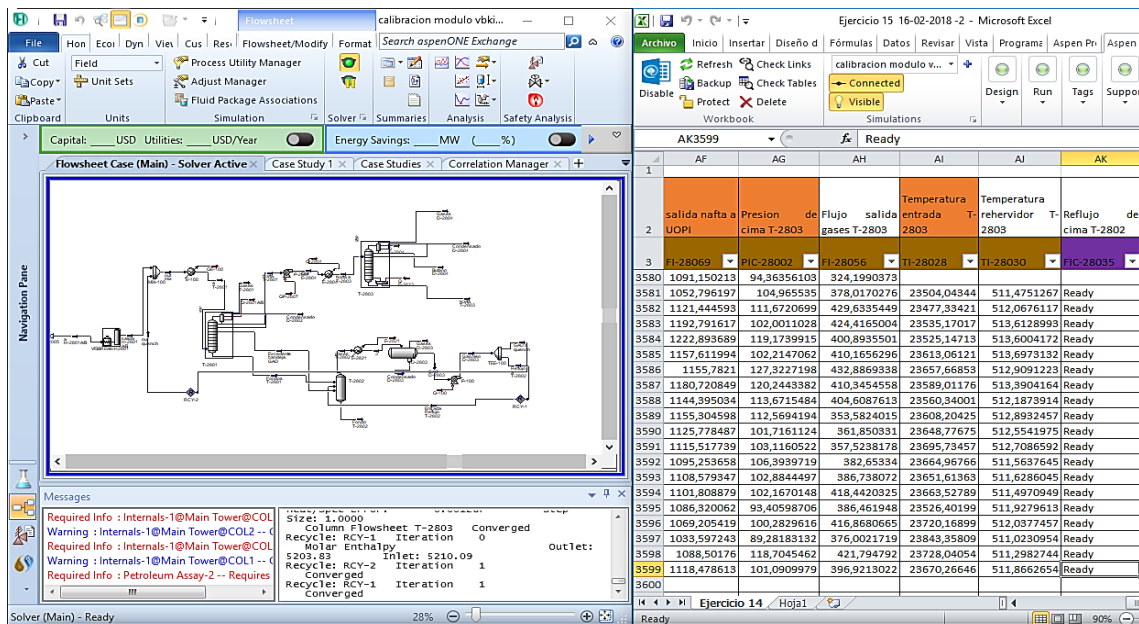
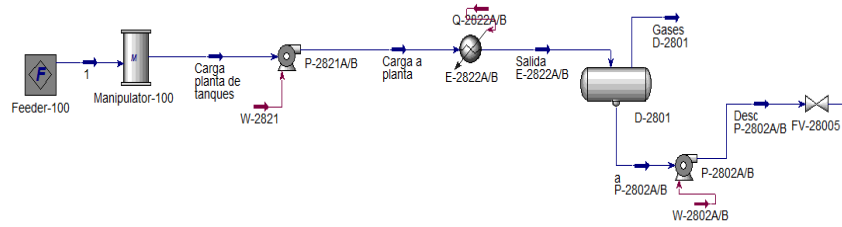
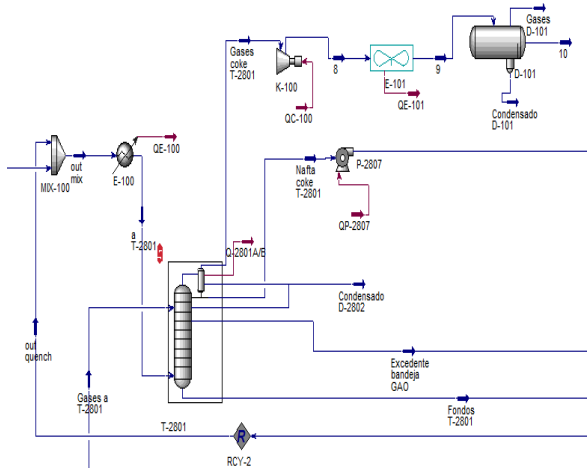


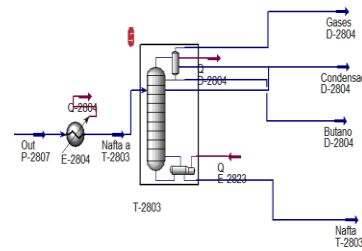
Figura 6. Imagen ilustrativa proceso de validación de la simulación por medio del complemento de Excel “Aspen Simulation Workbook”.



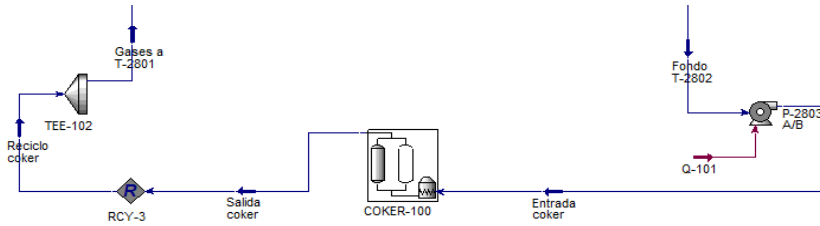
(a) Sección de carga y precalentamiento



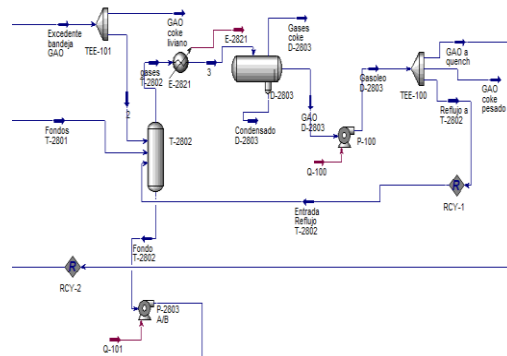
(b) Sección de craqueo térmico



(c) sección de estabilización de nafta

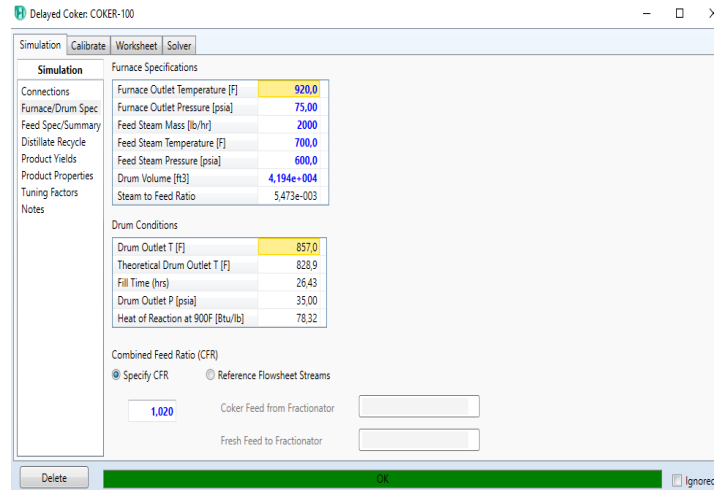


(d) Sección despojo de gasóleo.



(e) Sección de coquizado retardado

Figura 7. Diagrama de flujo en Aspen Hysys por secciones para una unidad de coquizado retardado basada en el diagrama de flujo de la unidad VB II de la GRB.



(a) Especificaciones de operación

The screenshot shows the 'Delayed Coker: COKER-100' Calibrate dialog box, 'Worksheet' tab. It displays a composition table for 'Feed Operation' with columns for H2S, FuelGas 1, LPG 1, and Naptha 1. The table lists various components and their percentages across these streams.

	H2S	FuelGas 1	LPG 1	Naptha 1
Std Gas Flow (MMSCFD)	<empty>	6.334	<empty>	<empty>
Liquid Volume Flow (barrel/day)	<empty>	<empty>	1505	<empty>
Liquid Mass Rate (lb/hr)	32.43	1.703e+004	1.208e+004	<empty>
Composition	Mo%	Mo%	Liquid Vol%	Liquid Vol%
CO2 [%]	0.00	10.09	0.00	0.00
H2S [%]	100.00	10.09	0.00	0.00
H2 [%]	0.00	4.90	0.00	0.00
Methane [%]	0.00	47.75	0.00	0.00
Ethylene [%]	0.00	2.90	0.00	0.00
Ethane [%]	0.00	17.98	0.00	0.00
Propylene [%]	0.00	5.49	0.00	0.00
Propane [%]	0.00	0.00	17.82	0.00
iButane [%]	0.00	0.00	10.23	0.00
nButane [%]	0.00	0.00	25.85	0.00
C4Olefins [%]	0.00	0.00	5.52	0.00
nPentane [%]	0.00	0.00	31.30	0.00
iPentane [%]	0.00	0.00	7.99	0.00
Cyclopentane [%]	0.00	0.00	0.00	0.00
CSOlefins [%]	0.00	0.00	1.29	0.05
C6+Naptha [%]	0.00	0.00	0.00	99.95
Total [%]	100.00	100.00	100.00	100.00

(b) Destilación productos livianos

The screenshot shows the 'Delayed Coker: COKER-100' Calibrate dialog box, 'Worksheet' tab. It displays a distillation table for 'Feed Operation' with columns for Naptha 1, Light Gas Oil, and Heavy Gas Oil. The table lists various distillation parameters and their values for these streams.

	Naptha 1	Light Gas Oil	Heavy Gas Oil
Mass Rate (lb/hr)	40012.0	69989.0	76527.0
Volume Rate (barrel/day)	3338.8	5469.7	5638.3
Temperature (F)	915.0	915.0	915.0
Pressure (psia)	85.00	85.00	85.00
Distillation Type	TBP	TBP	TBP
Distillation Basis	Volume	Volume	Volume
IBP (F)	97.51	390.0	590.0
5% Point (F)	132.6	417.1	611.0
10% Point (F)	166.5	432.4	633.0
30% Point (F)	248.0	481.4	677.0
50% Point (F)	305.2	527.3	721.0
70% Point (F)	360.8	583.2	765.0
90% Point (F)	382.4	630.1	810.0
95% Point (F)	391.5	643.5	818.0
End Point (F)	410.0	670.0	826.0
API Gravity	40.94	30.00	20.70
Specific Gravity	0.8206	0.8762	0.9297
Sulfur (wt %)	0.4399	0.9260	3.600
Olefins (vol %)	45.00	8.500	8.500
Napththenes (vol %)	21.54	13.97	16.50
Aromatics (vol %)	47.59	85.85	59.00
Nitrogen (ppmw)	121.2	2.7	800.0

(c) Destilación productos pesados

Figura 8. Parámetros y variables definidas en el módulo Coker de Hysys en la simulación de una unidad de coquizado retardado

## 4. Análisis de Resultados

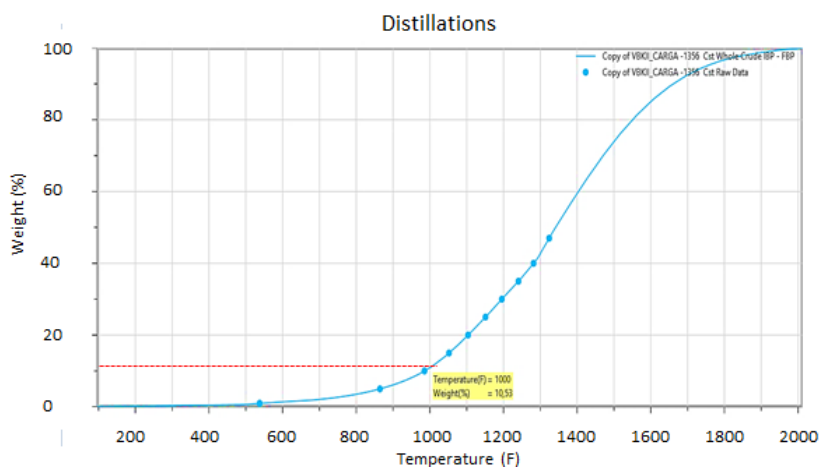
### 4.1 Caracterización de la carga y efluentes a la Unidad de Viscorredutora II

Para la configuración de la corriente de carga a la planta Viscorredutora II (VBII) se tomó como base los *assays* de los fondos DEMEX (FDX) y los fondos de vacío de refinería (FVR). Los *assays* codificados en el módulo *Petroleum Assays* para FDX y FVR conducen a las curvas de destilación TBP (*true boiling point*) presentadas en las Figuras 3.1a y 3.1b, respectivamente; según la Figura 3.1a, a una temperatura de ebullición de 1000 °F se recupera 10.5% en peso de destilados, mientras que los FVR (Figura 3.1b) presentan mayor cantidad de livianos al recuperar 36% a la misma temperatura de ebullición; estos bajos porcentajes de recuperación son características de las fracciones pesadas del crudo, coincidiendo con los datos de los *assays*. Lo anterior valida la caracterización realizada por Hysys para los flujos de alimentación a la Viscorredutora.

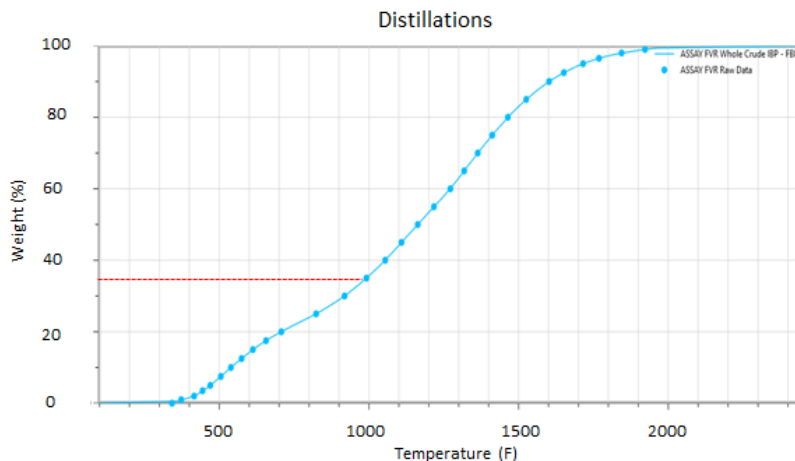
Por otra parte, el flujo de FDX establecido para la simulación, según promedio de los históricos (Figura 3.2), fue de 21550 bpd, con una presión de 20 psia y una temperatura de 350°F a la entrada de la sección de precalentamiento. Estas consideraciones fueron también asumidas para el flujo de alimentación constituido por los FVR.

## 4.2 Simulación de la unidad Viscorreductora II

La operación del equipo de viscorreducción fue establecida según la operación actual de la VBII; la temperatura de salida del horno y la presión de salida del horno fueron definidas en 880 °F y 85 psia, mientras el tiempo de residencia del producto por los serpentines fue calculado en 60 s. La Figura 3.3 muestra el estado de convergencia alcanzado en el módulo *Visbreaker* con los datos de operación y los definidos para los cortes livianos y pesados (Figura 2.1). Según la Figura 3.3, el módulo *Visbreaker* ajusta las salidas a los rendimientos definidos en calibración; *i.e.* los rendimientos máxicos definidos fueron nafta 5.3%, gasóleo liviano 17%, gasóleo pesado 16% y fondos 61%. En calibración, el módulo ajusta el flujo de gases en 0.7% y el flujo de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en 0.5%.



(a) Fondos DEMEX



(b) Fondos de vacío

*Figura 9.* Curvas de destilación TBP ajustadas por Hysys

La curva TBP de la corriente con craqueo térmico obtenido por el módulo *Visbreaker* y la curva TBP del flujo de alimentación son comparadas en la Figura 3.4. Según esta figura, la TBP del flujo producto del módulo la *Visbreaker* (línea roja) reporta una mayor cantidad de productos livianos que la TBP del flujo de fondo DEMEX (línea azul, Figura 3.4a) y la TBP del flujo de FVR (línea azul, Figura 3.4b); la TBP producto reporta que para recuperar un 20% vol se requiere sólo una temperatura de *ca.* 699°F, producto del craqueo térmico simulado por el módulo, mientras que para igual cantidad de recuperación se requiere una temperatura de 1097°F para el FDX; la TBP del producto *Visbreaker* se solapa con la TBP del FVR para valores de recuperación entre 18 y 36% (Figura 3.4b) –en los demás rangos el producto craqueado exhibe mayor contenido de livianos–. Con lo anterior, el módulo del programa Hysys reproduce el craqueo térmico de fracciones pesadas, debido a la calibración con los valores definidos según datos de laboratorio.

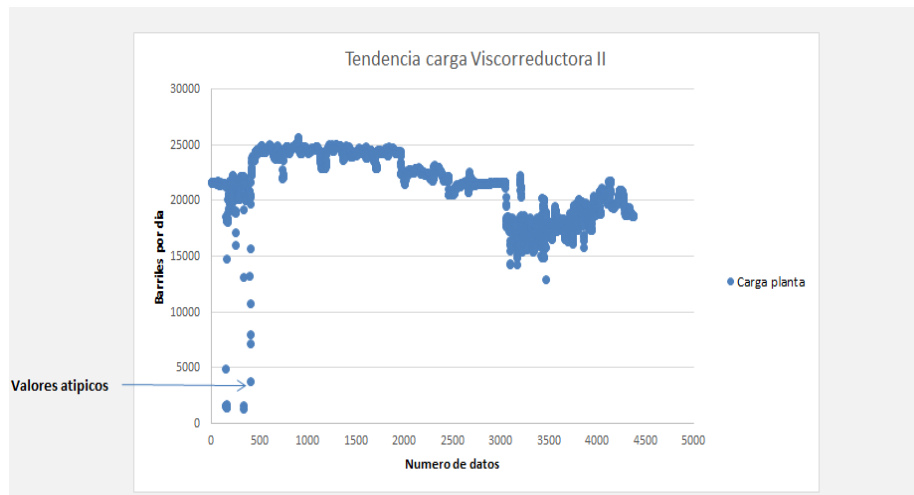


Figura 10. Históricos de carga años 2015-2017 para la unidad VB II de la GRB

Por otra parte, los productos de craqueo térmico de los FDX y FDR son separados por la torre fraccionadora principal T-2801. El equipo asociado en la simulación muestra convergencia con los parámetros de operación (Figura 3.5a) y los valores especificados obtenidos de los históricos –flujo de destilado 918.9 bpd, flujo de gasóleo excedente 1881 bpd, reflujo zona flash 9100 bpd, reflujo medio 25650 bpd, temperatura de retorno reflujo medio 420 °F, destilación T95 para la nafta según requerimientos comerciales 340 °F– (Figura 3.5b). La Figura 3.6 presenta el perfil de temperatura obtenido en convergencia para la fraccionadora principal, en donde la temperatura del producto de fondo es 620 °F y la temperatura para el producto de cima es 60 °F. Asimismo, de la figura es posible inferir la acción de los reflujo; la temperatura en platos superiores al plato 4 es mantenida cuasi-constante debido a la acción de la entrada del reflujo medio (Figura 3.7), mientras que la disminución súbita de la temperatura del producto de cima se debe a la entrada del correspondiente reflujo. También, la Figura 3.6 muestra un incremento en la temperatura del flujo de fondo respecto al plato de alimentación, ocasionado por la evaporación súbita a las condiciones de operación en este plato (plato 1); de igual manera, la existencia del by-pass en la torre del plato

2 al 1 ayuda a mantener la temperatura del plato de alimentación por encima de la temperatura del plato 2.

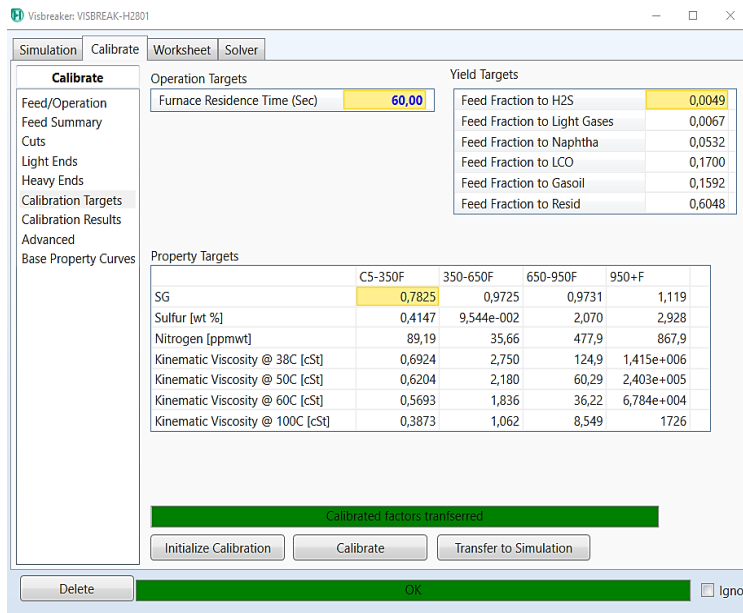
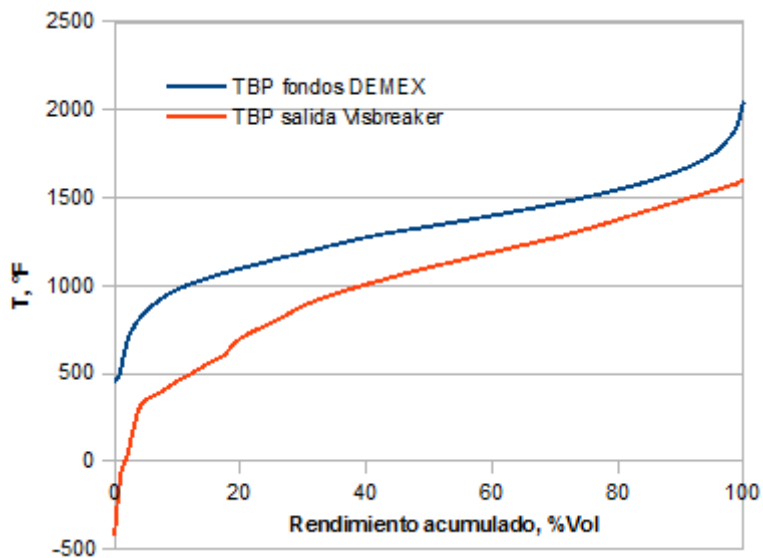
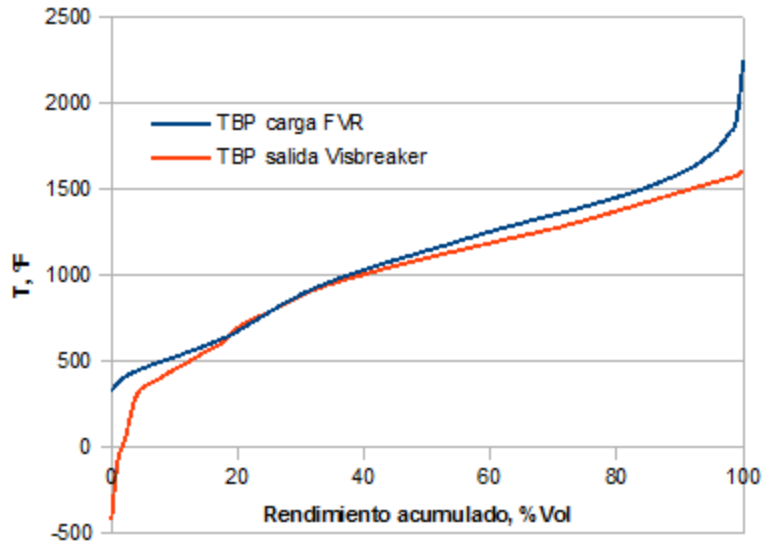


Figura 11. Resultados de la calibración del módulo Visbreaker.

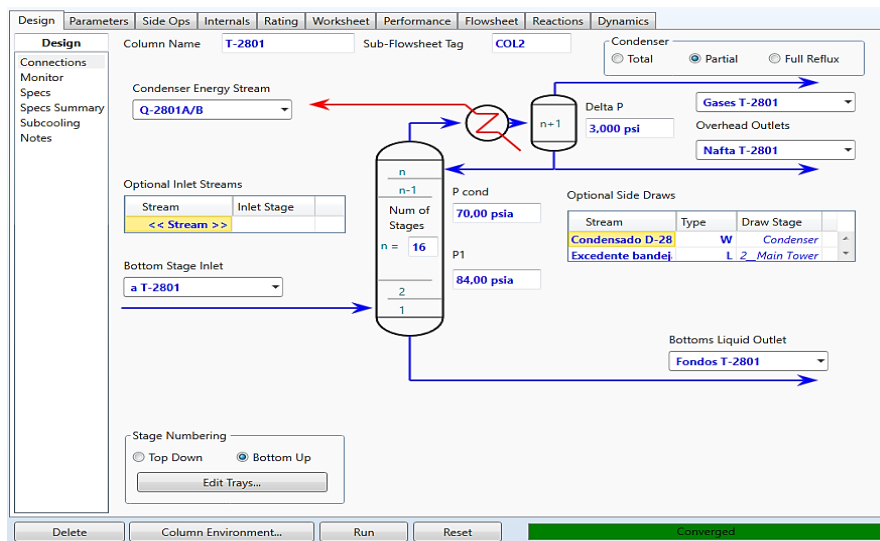


(a) Resultados con fondos DEMEX

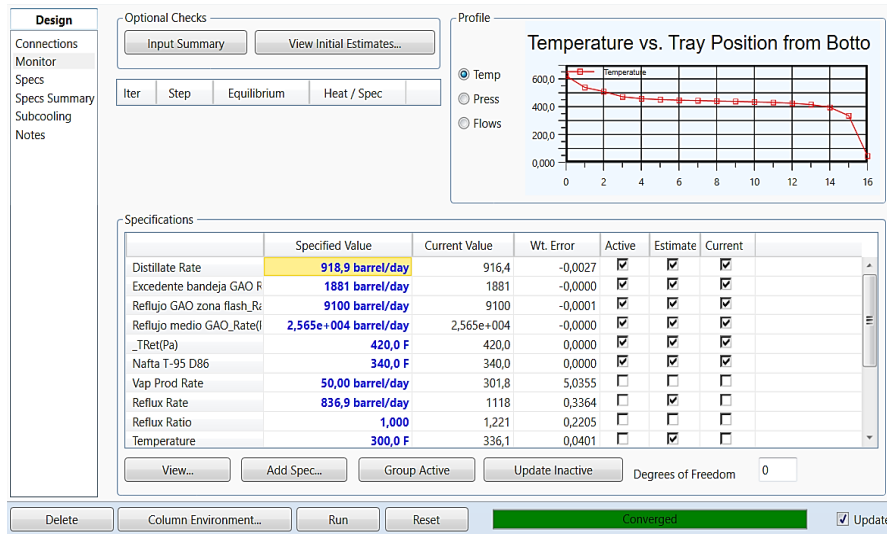


(b) Resultados con fondos de vacío

Figura 12. Curvas de ebullición TBP para la carga (línea azul) y el producto de la Viscorreductora II según módulo *Visbreaker* (línea roja).



(a) Pestaña *Design*, sección *Connections*.



(b) Pestaña *Design*, sección *Monitor*.

Figura 13. Convergencia del equipo de destilación fraccionadora principal T-2801.

Por otra parte, la Figura 3.7 exhibe los perfiles de flujo de líquido y vapor en la T-2801 obtenidos en convergencia. En esta figura se localizan los platos de entrada de carga proveniente del *Visbreaker* (plato 1), de entrada del reflujo inferior (plato 1), de salida de los reflujo medio e inferior (plato 2) y de entrada del reflujo medio (plato 4), así como, la zona de enriquecimiento de vapores; las variaciones de los flujos de líquido y vapor del plato 1 al 4 se deben a las entradas y salidas descritas anteriormente; también, el aumento de líquido del plato 4 al 3 se debe al enriquecimiento de pesados que presenta este flujo en contacto con el flujo de vapor que va del plato 3 al 4.

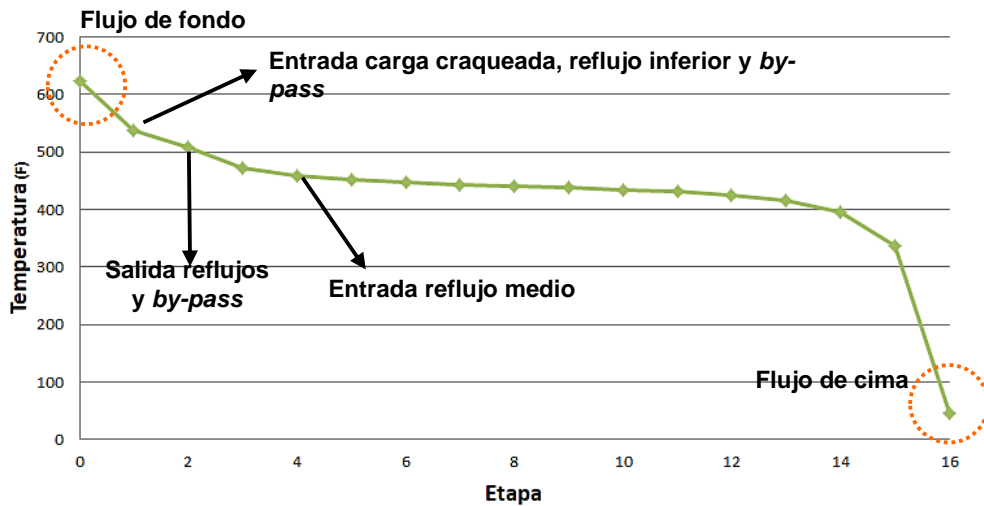


Figura 14. Perfil de temperatura torre T-2801 en convergencia.

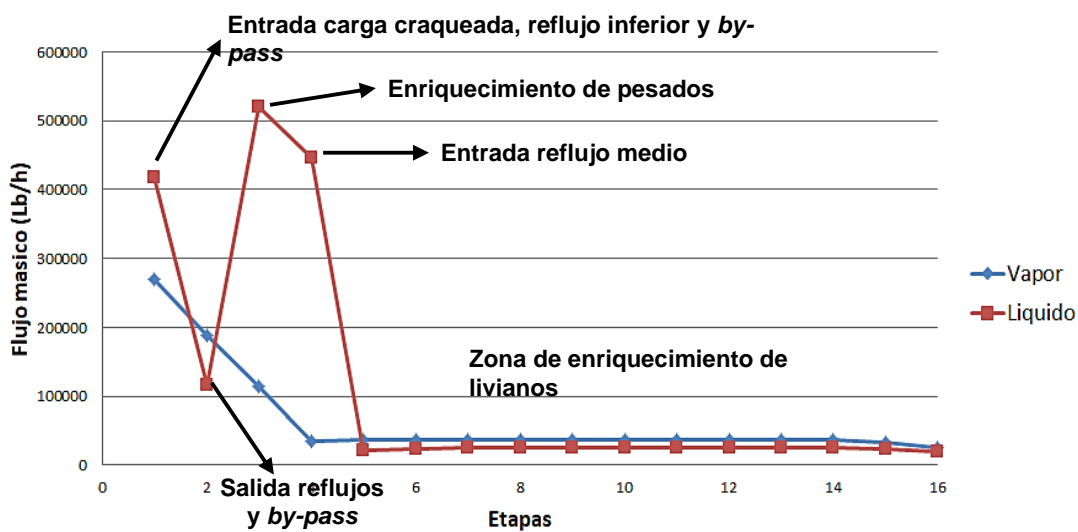


Figura 15. Perfiles de líquido y vapor a lo largo de la torre T-2801 en convergencia.

El flujo de fondo de la T-2801 es conducido a la despojadora de gasóleo T-2802. La Figura 3.8 presenta la ventana del equipo en la simulación en convergencia. Los resultados en convergencia muestran que el flujo de gasóleo de cima corresponde a 7800 bpd, mientras el fondo es de 22850 bpd, en concordancia con el rendimiento obtenido de 60% vol (Figura 3.2). Asimismo, el flujo de

gasóleo es dividido en dos corrientes de reciclo, un flujo de 3950 bpd a la T-2801 (para enfriamiento, con lo cual se evita la formación de coque) y otro flujo de 3850 bpd a la T-2802 (disminución de la viscosidad del flujo de entrada) (ver Figura 2.2e).

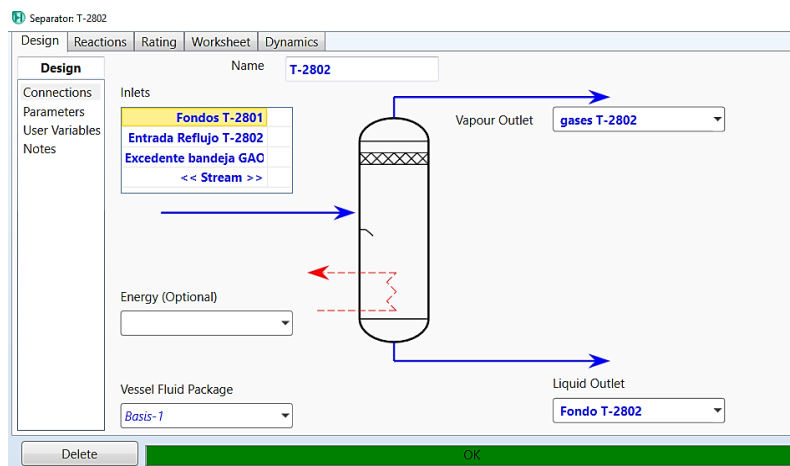
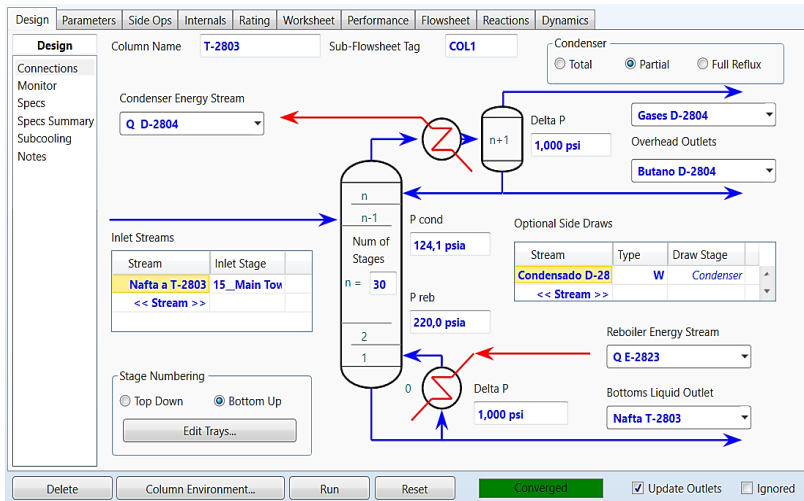
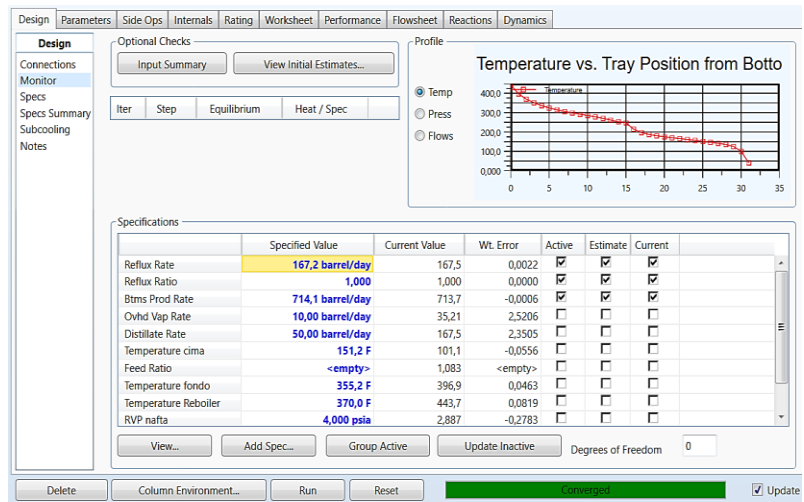


Figura 16. Convergencia de la torre T-2802.

Por otro lado, el flujo de cima de la T-2801 es conducido a la sección de tratamiento de butanos. La Figura 3.9 ilustra los parámetros y las variables de operación a reproducir definidas para la convergencia de la T-2803 (reflujo de cima 167.2 bpd, relación de reflujo 1, flujo de fondos 714.1 bpd). En convergencia, la simulación de la T-2803 reportó un flujo de destilado de 167.5 bpd, con una presión de vapor Reid (RVP) de 2.9 psi, la cual es cercana a la obtenida en planta (4 psi). Respecto a la temperatura (recuadro superior derecho, Figura 3.9b), la simulación reporta un perfil de temperatura decreciente monótonico con el aumento en el número de platos (ascendente); las disminuciones con mayor valor se presentan en el plato 16 (debido a la alimentación) con 220°F y en el plato de cima debido al reflujo de cima (40°F).



(a) Pestaña *Design*, sección *Connections*.



(b) Pestaña *Design*, sección *Monitor*.

Figura 17. Convergencia de la torre T-2803.

Los valores reportados por la simulación de la unidad Viscorredutora II concuerdan con los especificados según los promedios derivados de los históricos. Sin embargo, una validación más detallada de este modelo de simulación es presentada a continuación.

### 4.3 Validación de la Simulación de la Unidad Viscorreductora II

Los históricos de operación en la ventana entre los años 2015 a 2017, en intervalos de cada 2 horas fueron utilizados para el proceso de validación de la simulación desarrollada; durante esta ventana, la carga de alimentación a la unidad correspondió al flujo de FDX. En total, la matriz de datos históricos fue conformada con 8720 muestras y 30 variables de operación. Después de la depuración (metodología), las muestras fueron reducidas a 3218 y utilizadas para la validación por evaluación con las condiciones operativas definidas en las variables mostradas en la Tabla 3.1. La simulación fue evaluada por medio del complemento de Excel “*Aspen Simulation Workbook*” (Figura 2.3). La ejecución de la simulación reportó convergencia en 1720 puntos de la base de datos depurada (*i.e.* 53.4%)<sup>2</sup> (Figura 2.3, etiqueta *ready* en la hoja de Excel); esta convergencia relativamente baja está asociada a fluctuaciones en las propiedades del FDX procesado por la unidad y a muestras en estado dinámico o con problemas operativos<sup>3</sup>; las simulaciones consideraron el mismo *assay* de FDX debido a restricciones para la actualización periódica de estos ensayos.

La Figura 3.10 comprara los resultados de la simulaciones con los datos históricos para el flujo de fondo de la T-2802. Según esta figura, los resultados de las simulaciones, en promedio, subestiman la cantidad de brea obtenida en la operación. Los resultados de las simulaciones pueden ser mejorados por medio de ajustes en el módulo *Visbreaker*; este módulo permite la variación de los parámetros de craqueo o factores cinéticos en la sección *tuning factors* (Figura 3.11); los

---

<sup>2</sup> Duración de la ejecución de 20 días con un equipo Dell core i-7.

<sup>3</sup> Problemas operativos en equipos (taponamiento de intercambiadores, pérdida de eficiencia en bombas por taponamientos en filtros de succión, problemas de calibración de instrumentos de temperatura, presión y flujo). Cambios en la composición de la carga de la planta; la carga varía casi todas las semanas y esto depende de la disponibilidad de crudo en la refinería.

valores para los parámetros cinéticos referentes al craqueo de nafta y gasóleos fueron ajustados para disminuir el error en las predicciones de Hysys; estos parámetros son introducidos en el modulo *Visbreaker*. Un procedimiento guiado por prueba y error condujo a los parámetros mostrados en la Figura 3.11.

Tabla 2.

*Variables de los históricos utilizados en la validación de la simulación*

IT	DESCRIPCION TAG	TAG INSTRUMENTO	UNIDAD	Clase
1	Carga planta	U2800-FT28061	Bpd	Entrada
2	Temp carga horno	U2800-TI28001	°F	Entrada
3	Temperatura salida horno A	TIC-28002	°F	Entrada
4	Temperatura entrada torre T-2801	TI-28021	°F	Entrada
5	Temperatura cima T-2801	TIC-28005	°F	Entrada
6	Temperatura fondo T-2801	TR-28003	°F	Entrada
7	Reflujo cima T-2801	FIC-28028	Bpd	Entrada
8	Reflujo Gao zona flash	FIC-28033	Bpd	Entrada
9	Excedente bandeja GAO T-2801	FI-28059	Bpd	Entrada
10	Reflujo de Gao frio a plato 4	FIC-28026	Bpd	Entrada
11	Flujo de GAO a DEMEX	FI-28058	Bpd	Entrada
12	Flujo nafta a T-2803	FI-28048	Bpd	Entrada
13	Reflujo cima T-2803	FIC-28032	Bpd	Entrada
14	Temperatura de cima T-2803	TI-28032	°F	Entrada
15	Temperatura de fondo T-2803	TI-28029	°F	Entrada
16	Flujo salida nafta a UOPI	FI-28069	Bpd	Entrada
17	Temperatura entrada T-2803	TI-28028	°F	Entrada
18	Reflujo de cima T-2802	FIC-28035	Bpd	Salida
19	Flujo salida brea T-2802	FIC-28023	Bpd	Salida
20	GAO a quench Horno	FIC-28029	Bpd	Salida

Para esta evaluación, una muestra representativa sobre los datos que reportan convergencia fue tomada para disminuir los tiempos requeridos en la evaluación de los históricos; con lo anterior es posible realizar ajustes en diferentes parámetros de la simulación para mejorar sus predicciones. La muestra representativa de los 1720 datos que reportaron convergencia, fue estimada mediante la siguiente fórmula para el cálculo del tamaño de una muestra finita (Valdivieso *et al.*, 2011),

$$n = \frac{k^2 * p * q * N}{(e^2 * (N - 1)) + k^2 * p * q} \quad (13)$$

Donde,  $n$ ,  $k$ ,  $p$ ,  $q$ ,  $N$  y  $e$  corresponden a tamaño de la muestra reducida, parámetro según el nivel de confianza (para 0.05,  $k=1.96$ ), probabilidad a favor (0.5), probabilidad en contra (0.5), tamaño de la muestra inicial (1720) y error de estimación (0.05), respectivamente. Como resultado de la aplicación del muestreo, el tamaño final de la muestra conveniente corresponde a 319 tomadas aleatoriamente, sobre las cuales fue efectuada la validación de la simulación.

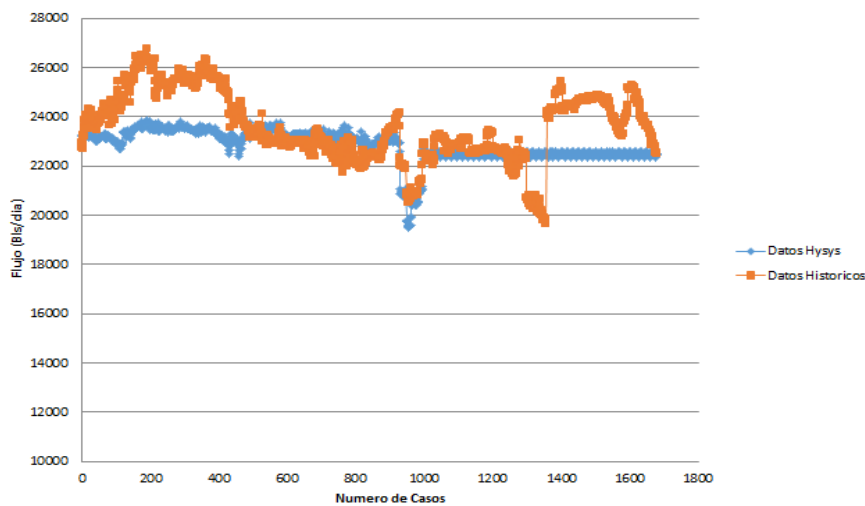


Figura 18. Resultados flujo de fondo T-2802 según condiciones definidas en los datos históricos.

Kinetic Factors	
Crack to Naphtha	0,1000
Crack to Light Gasoil	0,2700
Crack to Heavy Gasoil	0,2700
Cracking Activity	0,1000
Crack to H2S	25,68

Figura 19. Parámetros de sintonización de la cinética en el módulo *Visbreaker*.

En la Figura 3.12 se presenta una comparación visual de los resultados de la simulación y los históricos para los casos seleccionados según el muestro (319 muestras); según esta figura, los parámetros sintonizados disminuyen la brecha entre los resultados de la simulación y los históricos

para el gasóleo separado en la T-2802. La Figura 3.13 exhibe la dispersión entre los valores históricos y los predichos para el gasóleo; según esta figura una porción importante de muestras se encuentran cercanas a la línea de pendiente igual a 1 (predicción exacta), especialmente en los valores de gasóleo histórico entre 7000 y 8000 bpd; para valores superiores de 8000 bpd en el gasóleo histórico, las predicciones de Hysys reportan valores inferiores a 8000 bpd. Las Figuras 3.12 y 3.13 sugieren un aumento en la temperatura en el horno de viscorreducción en el módulo *Visbreaker*, con el fin de ajustar los valores de gasóleo predichos para las muestras. En la Figura 3.14 se presentan los resultados de las predicciones para las temperaturas a 30, 50 y 70% vol de recuperados (curva TBP) del efluente craqueado, con el aumento en la temperatura del horno en el módulo *Visbreaker*. Según esta figura, un aumento en la temperatura de craqueo repercute en un aumento en la cantidad de productos livianos a la salida de la Viscorreductora; las pendientes negativas en las temperaturas para los rendimientos acumulados al 30, 50 y 70% vol con el aumento en la temperatura de craqueo refieren a un incremento en los rendimientos de los gases, la nafta y el gasóleo generados en el craqueo térmico (corte nafta 59–356°F, corte gasóleo 356–750°F). Lo anterior coincide con reportes encontrados en la literatura (Sawarkar *et al.*, 2008; Gary & Handwerk; Hus, 1981).

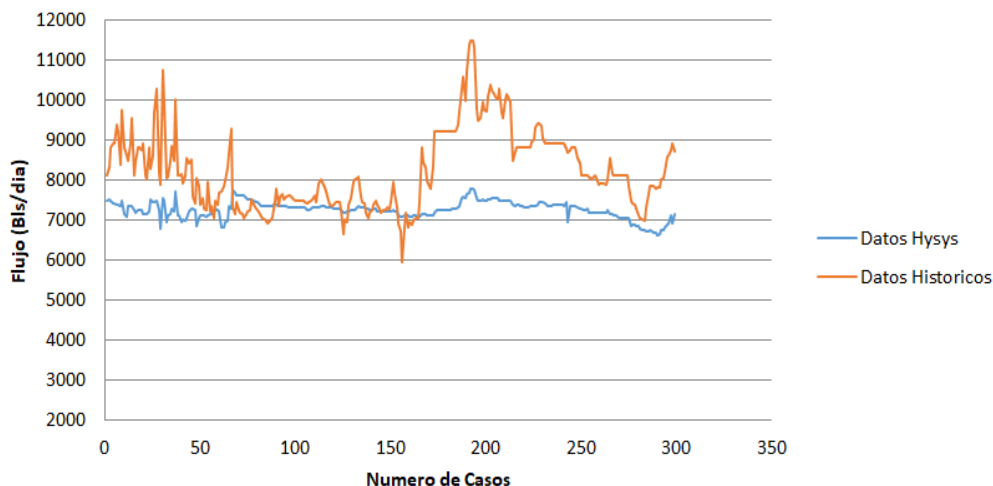


Figura 20. Resultados flujo de cima T-2802 evaluados en las 319 muestras

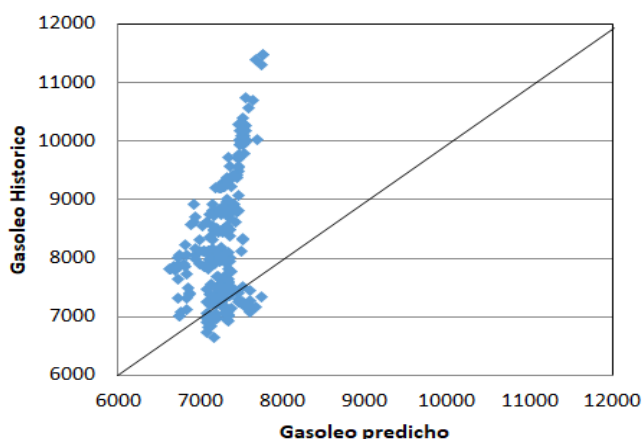


Figura 21. Dispersión gasóleo histórico vs gasóleo predicho en las 319 muestras; flujos en bpd.

En concordancia con la tendencia exhibida en la Figura 3.14, la temperatura del horno del módulo *Visbreaker* fue ajustada en las simulaciones para reproducir los niveles históricos de gasóleo. Los resultados de la variación de la temperatura de viscorreducción sobre la predicción del gasóleo pueden ser analizados en la gráfica de dispersión de la Figura 3.15; de acuerdo a esta figura la simulación reproduce los flujos de gasóleo reportados por los datos históricos. La dispersión de la temperatura ajustada en Hysys versus la temperatura según históricos para el horno

de viscorreducción es mostrada en la Figura 3.16, a partir de la cual es posible inferir que estas dos temperaturas presentan baja correlación. Con esto, las desviaciones que exhibe la simulación respecto a los datos históricos no son provocadas por un error sistemático del modelo de simulación, sino debido a la carencia de información o actualización del *assay* del FDX cargado a la unidad y a errores en los sensores en planta. Es importante recordar que el *assay* de fondos utilizado es el mismo para las muestras ejecutadas con el simulador, con lo cual la validación del modelo matemático codificado en el módulo *Visbreaker* debe ser complementada en un trabajo posterior por medio de la actualización de estos *assay*. Esta mejora en la predicción presenta a la temperatura del horno del módulo *Visbreaker* como variable crítica en la simulación.

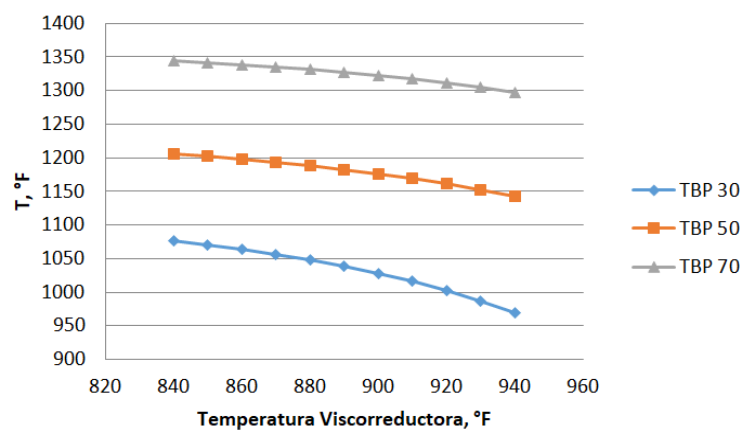


Figura 22. Variación de temperaturas de evaporados del efluente de la Viscorreductora con la temperatura de craqueo.

Por su parte, la Figura 3.17 muestra la correlación entre el flujo de carga a la planta Viscorreductora y la temperatura ajustada en el horno del módulo *Visbreaker*; según esta figura, una relación directa entre estas dos variables es presentada; a mayor carga de ingreso a la planta se debe ajustar el horno del módulo con una mayor temperatura; las varianzas entre estas variables

es de *ca.* 55%, con lo cual el 45% restante está relacionada con la composición del flujo de carga. Con lo anterior, los rendimientos de los productos resultantes de la unidad poseen una dependencia de las propiedades del flujo de alimentación; esta dependencia es mencionada en la literatura (Esfahani *et al.*, 2017; Muñoz *et al.*, 2013).

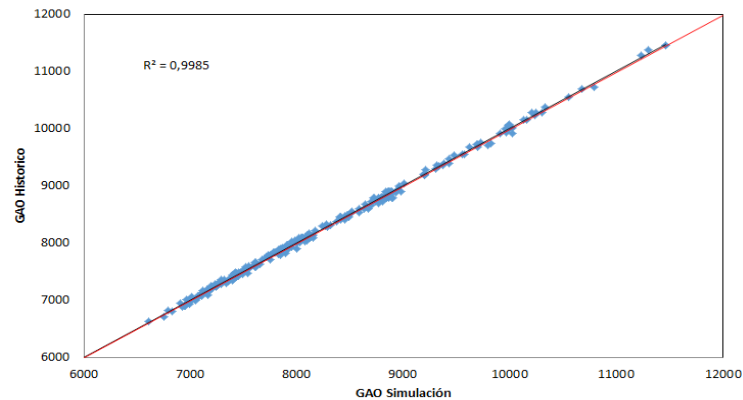


Figura 23. Dispersión gasóleo histórico vs gasóleo simulación con el ajuste en la temperatura del módulo *Visbreaker*.

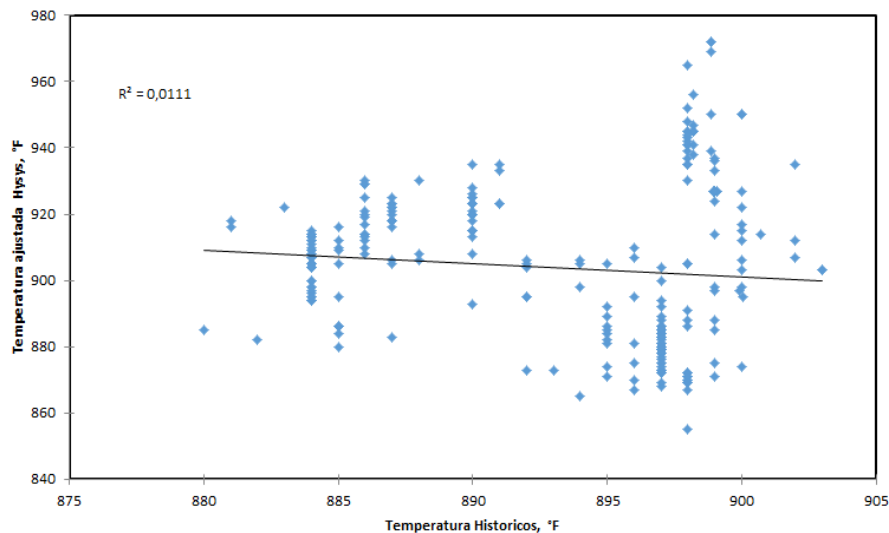


Figura 24. Dispersión temperatura ajustada en el módulo *Visbreaker* de Hysys vs temperatura históricos del horno.

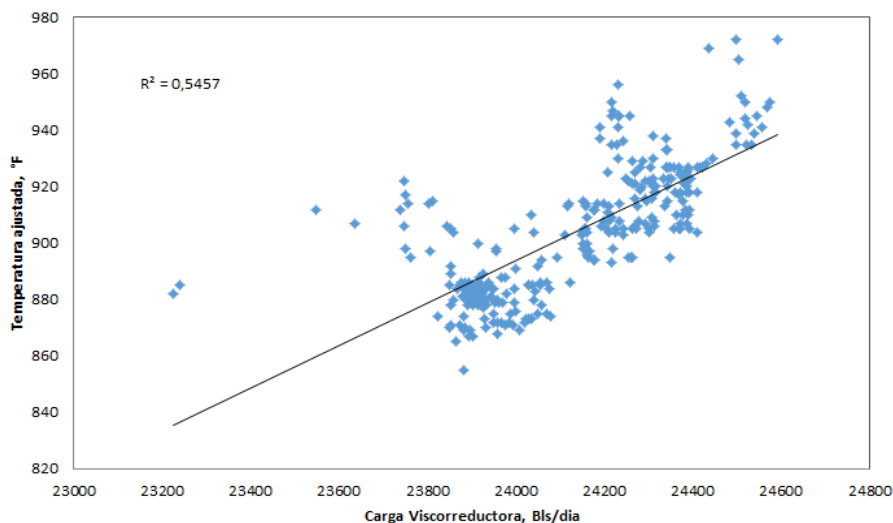


Figura 25. Dispersión carga a la planta según históricos versus temperatura ajustada en el módulo *Visbreaker* de Hysys.

Asimismo, en la Figura 3.18 se muestra la dispersión entre el gasóleo histórico y la temperatura ajustada en el horno del módulo *Visbreaker*; en esta figura es posible observar una relación del 89% entre las varianzas, lo cual concuerda con la tendencia del aumento de productos livianos con el aumento de temperatura del horno, mostrada en la Figura 3.14. La simulación debe ser corregida en la temperatura del horno del módulo para reproducir el rendimiento de gasóleo histórico según,  $T_{\text{horno}} = 0.0222 * GAO_{\text{histórico}} + 721.5$ , exhibiendo un coeficiente de regresión de 0.89. El término independiente de 721.5 °F corresponde aproximadamente a la temperatura (TBP) al 99.5% evaporado del gasóleo generado (Figura 3.18); la curva de ebullición mostrada en la Figura 3.19 es característica de fracciones livianas de gasóleo obtenidos en destilación atmosférica (Gary *et al.*, 2007). Asimismo, por cada 1 bpd de gasóleo en los históricos, la temperatura del horno del módulo *Visbreaker* en la simulación debe ser incrementada en 0.022°F, mientras que en los históricos la temperatura del horno es incrementada en promedio 0.035°F. La diferencia entre estos

valores incrementales puede ser debida a que en los históricos se encuentran muestras en estado dinámico que alteran los valores promedio.

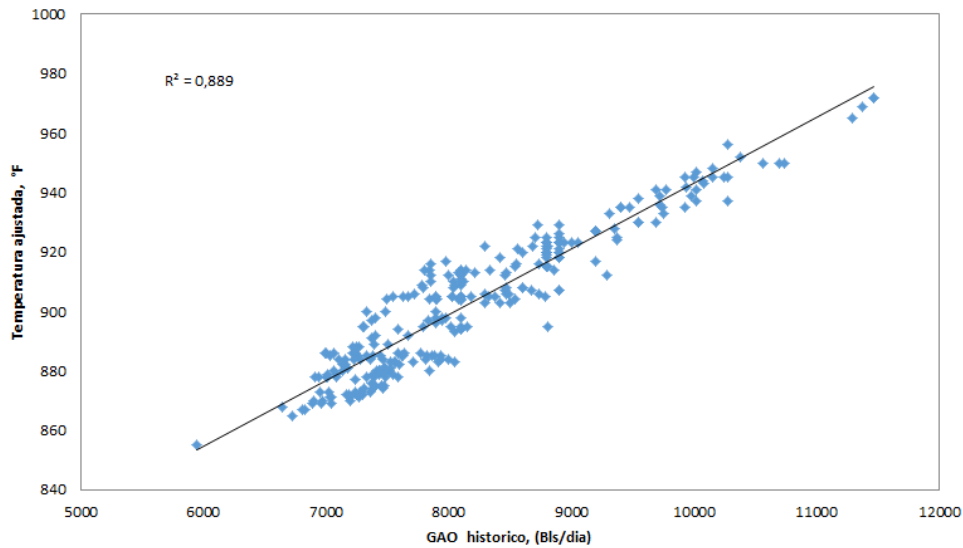


Figura 26. Dispersión Temperatura ajustada módulo *Visbreaker* de Hysys vs gasóleo histórico.

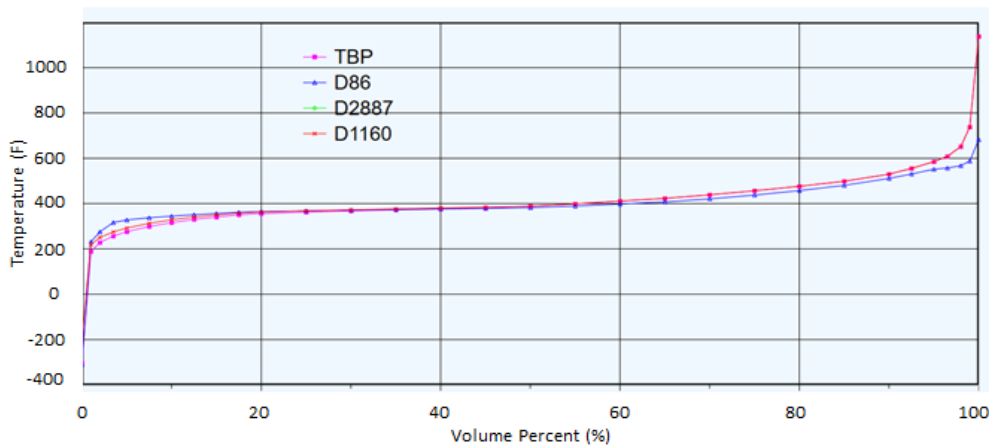


Figura 27. Curva de destilación del gasóleo predicho por la simulación.

Por otro lado, con el ajuste de temperatura del horno en el módulo *Visbreaker*, el flujo de breña en los históricos es predicho en un 70% (Figura 3.20). En términos generales el ajuste en la

temperatura del horno del módulo *Visbreaker* conduce a que la simulación reproduzca un menor flujo de brea respecto a los históricos, *ca.* 7.5% por debajo. Los errores en la predicción de flujo de brea pueden deberse al margen de error en las platinas de orificio *ca.* 5% (Gary *et al.*, 2007) que miden el flujo de brea, a las desviaciones por cambios en el *assay* de la carga y a desviaciones debidas al modelo cinético codificado en Hysys. A pesar de la subestimación realizada por la simulación en Hysys, los errores en la predicción se encuentran muy cercanos a las desviaciones de la platina de medición, con lo cual es posible afirmar que la simulación desarrollada conduce a valores simicuantitativos para el flujo de brea reportado en los históricos. Un análisis referente a las predicciones de la simulación considerando la actualización de los *assays* es recomendado para trabajos posteriores.

Para finalizar esta sección, las modificaciones realizadas en la temperatura del horno en el módulo *Visbreaker* condujeron a mejorar los desempeños predictivos de la simulación en Hysys. Los flujos de gasóleo de históricos fueron predicho con un error de 0.15% en varianza, mientras que los flujos de brea fueron predichos con un error promedio del 7.5%. A pesar de los errores de predicción en la brea, la simulación exhibe un desempeño elevado considerando que sólo se cuenta con un *assay* para la carga FDX. Con lo anterior, la simulación desarrollada representa la operación de la unidad Viscorreductora II de la GRB.

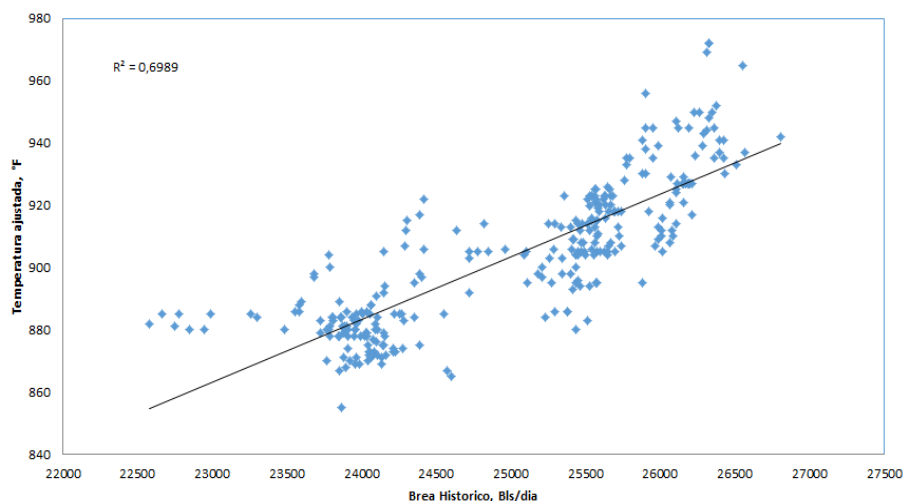
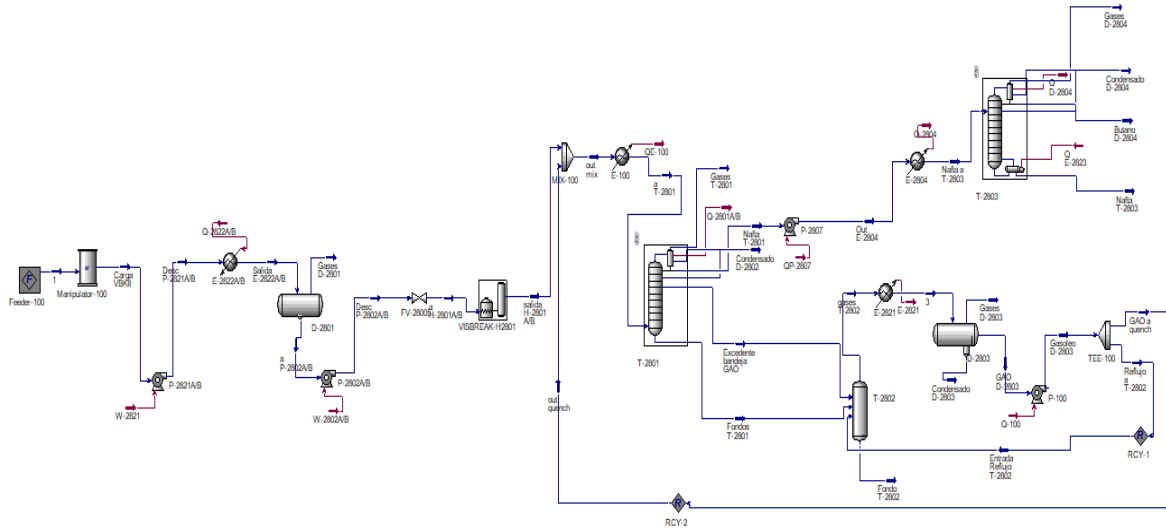


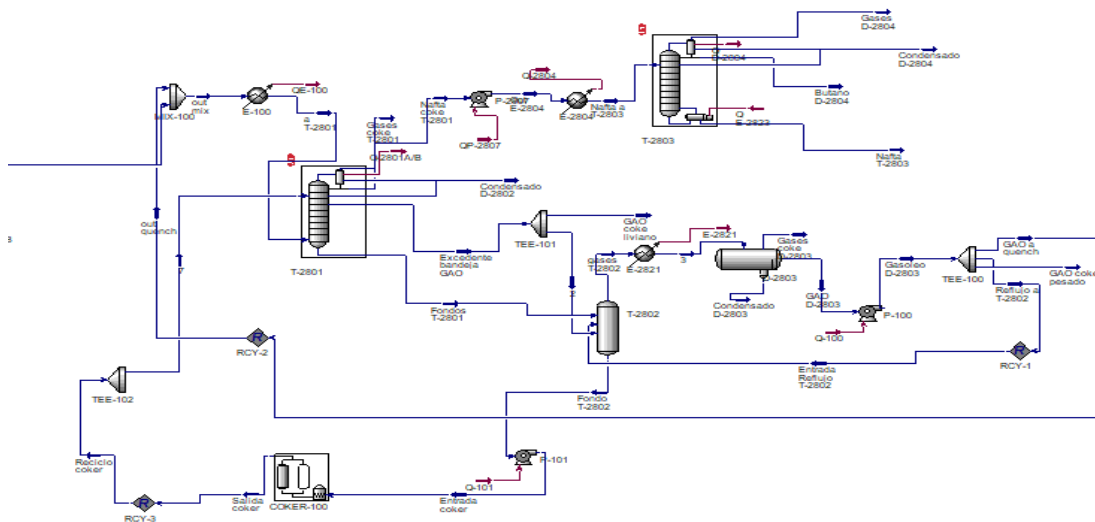
Figura 28. Curva temperatura ajustada horno del módulo *Visbreaker* versus flujo de brea según históricos.

### 4.3 Simulación de una Unidad de Coquizado Retardado

Una unidad de coquizado retardado (UCR) fue simulada a partir de la simulación desarrollada y validada para la Viscorredutora II de la GRB (Figuras 2.2 y Figura 3.21a). El diagrama de proceso modificado para la UCR es mostrado en la Figura 3.21b; sus diferentes secciones fueron presentadas en la Figura 2.4. Para la configuración de la UCR, el módulo *Visbreaker* fue reemplazado por el módulo *Coker*; asimismo, el módulo *Coker* fue alimentado con los fondos generados en la T-2802, mientras su efluente fue dirigido a la T-2801 por medio de un mezclador, a donde también ingresa la carga fresca; esta modificación se aplicó según la configuración de la UCR mostrada en la Figura 1.2. Los parámetros, las propiedades de los productos y las variables de operación especificadas para la calibración del módulo *Coker* son mostradas en la Figura 2.5 de la Metodología.



(a) Diagrama de la simulación de la Viscorredutora II

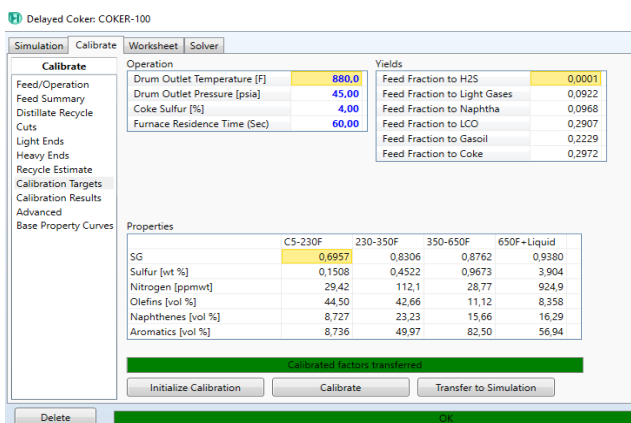


(b) Diagrama de la simulación de una unidad de coquizado retardado a partir del diagrama (a).

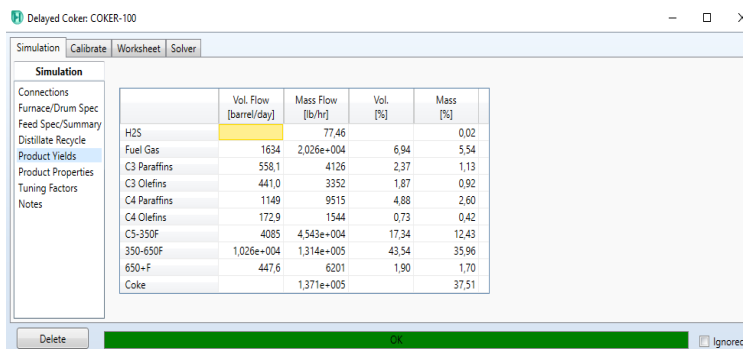
Figura 29. Diagrama de simulación de una unidad de coquizado retardado a partir de la simulación desarrollada para la unidad Viscorredutora II de la GRB.

Las Figuras 3.22a-b presentan los resultados en convergencia para el módulo Coker de la simulación de la unidad de coquizado retardado según el diagrama de proceso de la Figura 3.21b. Según la Figura 3.22a, los rendimientos máxicos a productos livianos exhibidos por el módulo

Coker corresponden a ca. 63.5% (Figura 3.22a), lo cual resulta mayor que el 35% obtenido por el módulo *Visbreaker*. La elevación del rendimiento por parte del coquizado retardado concuerda con los reportes encontrados en la literatura (Wisdom et al., 2012; Broerse, 2008). Asimismo, el rendimiento a coque corresponde a 29%, lo cual significa un flujo másico de 137100 lb/h (Figura 3.22b); el módulo Coker presenta propiedades para el coque.



(a) Resultados rendimientos en calibración módulo *Coker*



(b) Resultados flujos en calibración módulo *Coker*

Figura 30. Resultados del módulo *Coker* en convergencia de la simulación de la unidad de coquizado retardado especificada en la Figura 3.21b.

#### 4.4 Análisis de Escenarios para la Unidad de Coquizado Retardado.

La simulación para la unidad de coquizado retardado fue utilizada para el análisis de rendimientos considerando diferentes cargas. La Figuras 3.23–3.26 compara las curvas de destilación TBP de las cargas FDX, FVR, 75% FDX + 25% FVR y 50% FDX + 50% FVR, respectivamente, con sus correspondientes tratamientos de craqueo térmico predicho por los módulos *Visbreaker* y *Coker*. Según estas figuras, la simulación en Hysys reproduce el craqueo térmico severo para todos los tipos de carga alcanzado en el equipo de coquizado retardado; mayores cantidades de productos livianos son reproducidos con el módulo *Coker* que con el módulo *Visbreaker*. La Tabla 3.2 muestra los diferentes valores para la temperatura al 90% de evaporado; según esta tabla, el 90% de evaporado para el producto líquido del módulo *Coker* corresponde a gasóleo, mientras que para el efluente del módulo *Visbreaker* se tiene una cantidad apreciable de fondo o breña.

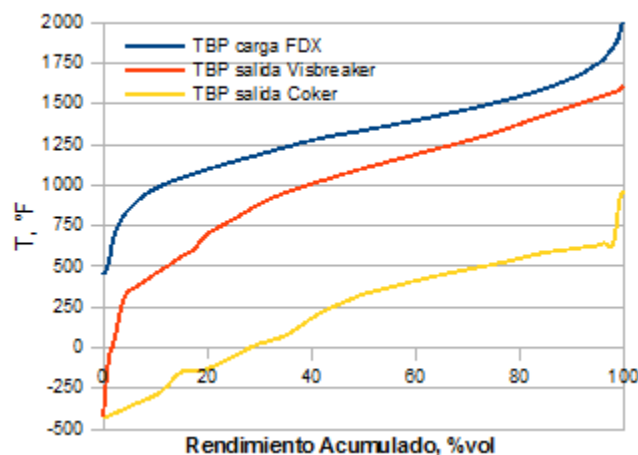


Figura 31. Comparación curvas de ebullición TBP carga FDX y sus transformaciones en *Visbreaker* y en *Coker*.

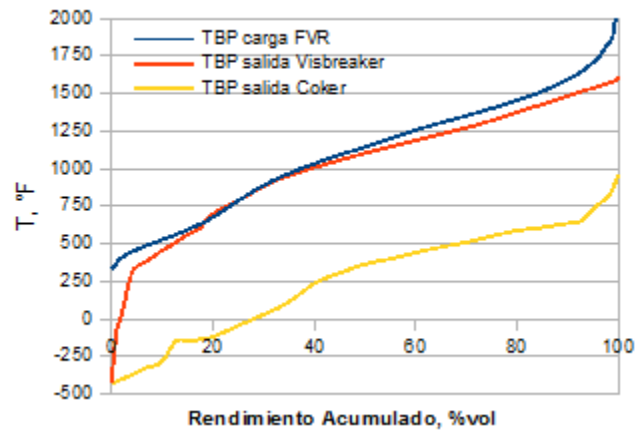


Figura 32. Comparación curvas de ebullición TBP carga FVR y, sus transformaciones en Visbreaker y en Coker.

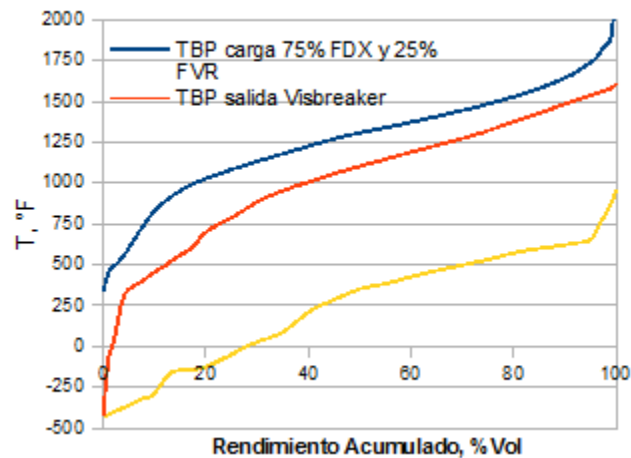


Figura 33. Comparación curvas de ebullición TBP carga 75% FDX + 25% FVR y, sus transformaciones en Visbreaker y en Coker.

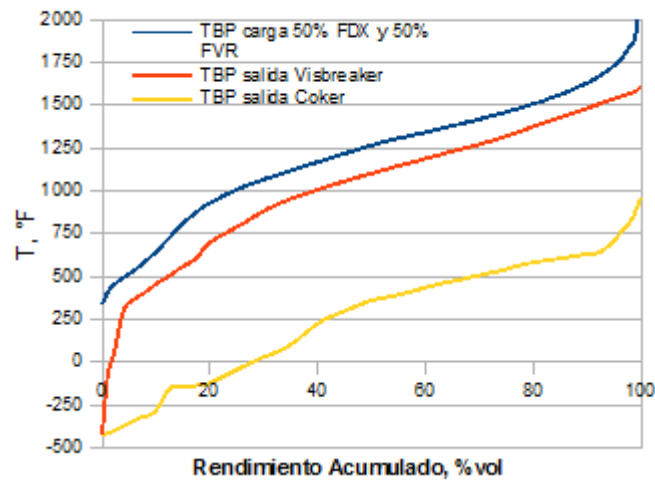


Figura 34. Comparación curvas de ebullición TBP carga 50% FDX + 50% FVR y, sus transformaciones en Visbreaker y en Coker.

Tabla 3.

Temperaturas al 90% de evaporado para diferentes tipos de carga.

CARGA	Carga, T90% °F	Salida VBK, T90% °F	Salida Coker, T90% °F
100% FDE MEX	1656,43	1483,75	606,86
75% FDE MEX + 25 FVR	1644,36	1483,75	622,66
50% FDE MEX + 50FVR	1631,03	1483,75	630,63
100% FVR	1593,28	1483,75	635,79

Por otra parte, la Tabla 3.3 compara los rendimientos predichos con la simulación de la unidad de coquizado retardado considerando los diferentes flujos de entrada. Según esta tabla, la mayor diferencia en rendimientos se presenta en los productos gasóleo liviano, gasóleo pesado y coque cuando el flujo de entrada corresponde al fondo FVR; el craqueo térmico retardado de esta carga conduce a rendimientos en peso superiores al craqueo térmico retardado de las otras cargas para gasóleo liviano y gasóleo pesado, mientras que el rendimiento resulta inferior para nafta y coque (Figuras 3.27e–f). Una explicación a los mayores rendimientos en los flujos de gasóleo para el caso del coquizado retardado de FVR corresponde a la mayor cantidad de livianos que contiene

este último flujo (Wiehe, 2008); el FVR posee una menor cantidad de asfaltenos, lo cual conduce a una mayor cantidad de gasóleos y menor cantidad de coque (Wiehe, 2008; Esfahani *et al.*, 2007; Sawarkar *et al.*, 2007); el craqueo térmico severo de FDX, debido a que este último es el efluente pesado del proceso de desasfaltado, genera menor cantidad de gasóleos y mayor cantidad de coque que el craqueo térmico severo de FVR. Asimismo, el flujo bajo de coque generado por los FVR se debe al menor valor en su propiedad residuo de carbon Conradson (CCR) (Bozzano & Dente, 2005; Akpabio & Ekott, 2012; Muñoz *et al.*, 2013; Sawarkar *et al.*, 2007); los valores de CCR para FDX y FVR corresponden a 32.5% y 28% en peso, respectivamente.

Tabla 4.

*Rendimientos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación.*

	FDX	75% FDX + 25% FVR	50% FDX + 50% FVR	FVR
Gases T-2801	6,7	6,6	6,7	5,1
Gases D-2804	1,9	1,8	1,8	1,5
Gases D-2803	1,1	0,9	0,9	0,5
Butano D-2804	2,9	2,8	2,7	2,3
Nafta T-2803	12,1	11,7	11,1	9,5
GAO liviano	26,5	26,4	25,8	29,0
GAO pesado	10,4	13,0	15,5	23,0
Coque	37,5	36,3	35,7	27,6

Por su parte, las Figuras 3.27e–f presentan la tendencia en los rendimientos obtenidos con el módulo *Coker* con la variación en la fracción de fondos FVR en la mezcla de carga con fondos FDX. Según estas figuras, una simple regla de mezcla entre los rendimientos máxicos obtenidos con los fondos DMX y FVR según la mezcla (línea roja) dista de representar los rendimientos obtenidos; esta característica del craqueo térmico severo aplicado en el proceso de coquizado retardado fue reportado por Esfahani *et al.*, 2017, en mezclas de diferentes fondos de vacío de una refinería Iraní, sometidas a este proceso a escala laboratorio.

De manera semejante, las Tablas 3.4–3.7 presentan propiedades y flujos de productos obtenidos con el craqueo térmico severo según simulación de la unidad de coquizado retardado para los diferentes tipos de cargas. Según estas tablas, las propiedades CCR y azufre son mayores en los flujos de gasóleo obtenidos por coquizado retardado de los FVR. Los menores valores en CCR y azufre para los gasóleos obtenidos con cargas de FDX y sus mezclas concuerdan con los reportes encontrados en la literatura (Meza et al., 2018; Zirasefi et al., 2016); la cantidad de impurezas contenidas en los fondos FVR disminuyen los rendimientos y la calidad de los cortes en los procesos de mejoramiento (Ali and Abbas, 2006; Sawarkar *et al.*, 2007).

Respecto a las propiedades del coque, la Tabla 3.8 presenta las predicciones reportadas por el módulo *Coker*. Según esta tabla, el coque producido para las cargas asumidas presenta propiedades semejantes, excepto en la cantidad de níquel y en la materia volátil; estas propiedades para el coque generado con la carga FVR resulta menor que para las demás cargas. Las diferencias en níquel y en materia volátil se presentan debido a los valores de níquel y CCR del FVR, los cuales resultan bajos respecto al FDX; el FVR posee una menor cantidad de asfaltenos, lo cual conduce a una mayor cantidad de gasóleos y menor cantidad de coque (Wiehe, 2008; Esfahani *et al.*, 2007; Sawarkar *et al.*, 2007); la materia volátil contenida en el coque formado es menor debido a la mayor conversión de gasóleos en el FVR. De otro lado, el Índice de molturabilidad Hardgrove (HGI), el cual corresponde a una medición de la resistencia del carbón a la trituración, indica que los coques tienen menor resistencia con el mayor contenido de FVR en la carga de alimentación al coquizado retardado; los valores típicos de HGI para coque del petróleo se sitúan entre 30 (resistencia intensa a la pulverización) y 100 (pulverizado fácil). Asimismo, en todos los casos el coque resultante corresponde al de tipo esponja.

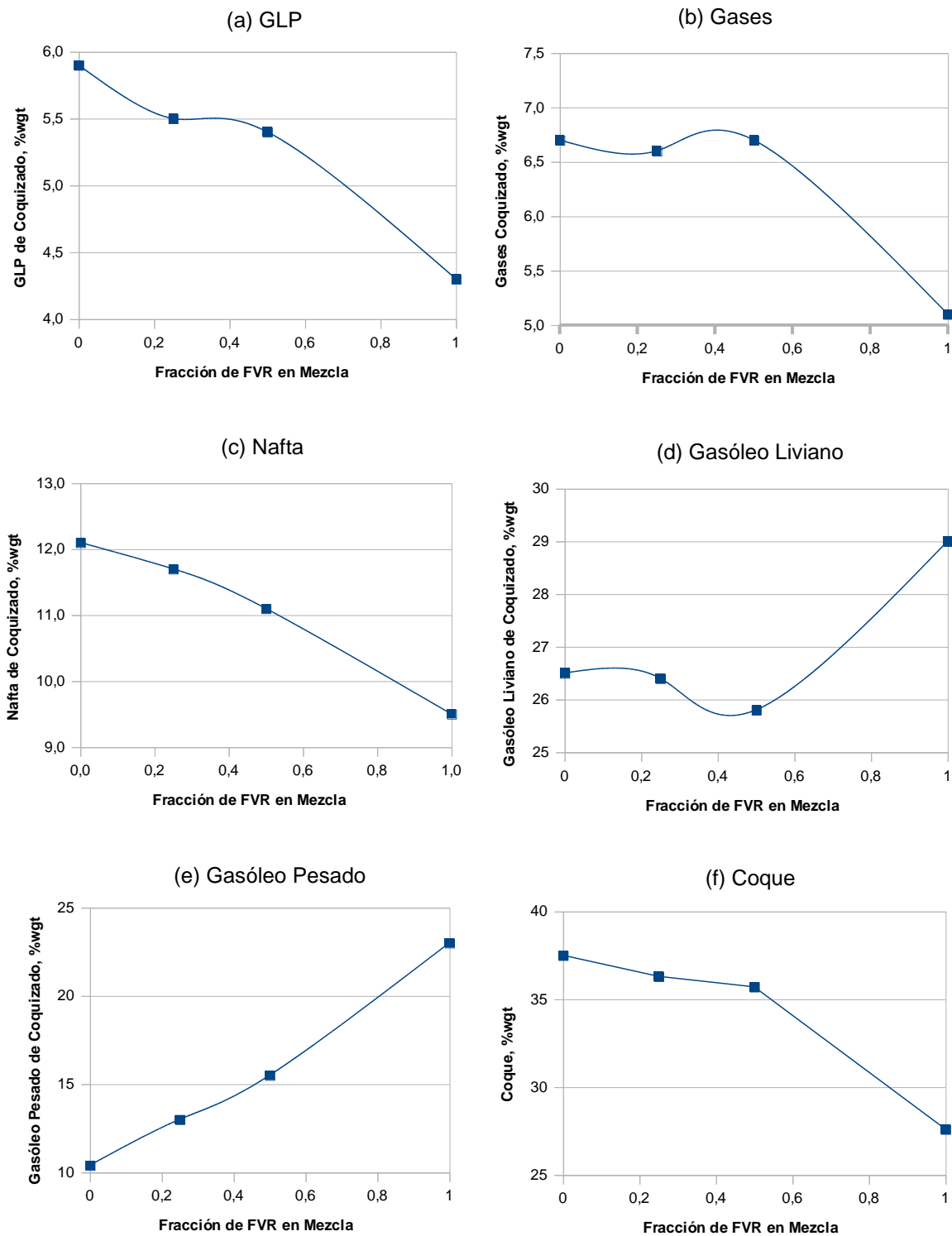


Figura 35. Rendimientos obtenidos por el módulo *Coker*, según fracción de fondos FVR en la mezcla de carga con fondos FDX.

Tabla 5.

*Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga FDX.*

	Unidades	Carga a planta	Entrada coker	Salida coker	Gases T-2801	Gases D-2804	Gases D-2803	Butano D-2804	Nafta T-2803	GAO liviano	GAO pesado
Temperatura	°F	350.0	355.8	357.0	-94.4	59.3	290.0	59.3	298.2	457.7	290.4
Presión	psia	170.0	330.0	35.0	28.0	124.1	1.9	124.1	220.0	32.9	85.0
Flujo	Bpd	23000.0	23557.5	22127.6	44132	999.4	332.2	1303.4	4100.5	7379.9	2688.1
API	---	0.9	1.6	66.8	---	---	38.2	125.7	63.7	28.6	27.7
CCR	%peso	32.5	31.9	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.2
AZUFRE	%peso	2.60	2.65	0.71	0.16	0.32	0.51	0.09	0.25	0.79	0.84

Tabla 6.

*Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga 75% FDX + 25% FVR*

	Unidades	Carga a planta	Entrada coker	Salida coker	Gases T-2801	Gases D-2804	Gases D-2803	Butano D-2804	Nafta T-2803	GAO liviano	GAO pesado
Temperatura	°F	350.0	354.2	353.5	-90.4	62.5	290.0	62.5	316.9	463.0	290.4
Presión	psia	170.0	330.0	35.0	28.0	124.1	1.9	124.1	220.0	32.9	85.0
Flujo	Bpd	23000.0	23277.9	21990.5	4317.1	946.8	280.6	1274.2	3904.6	7272.0	3580.1
API	---	1.8	2.4	65.5	---	---	39.8	125.4	62.4	28.2	27.0
CCR	%peso	31.4	31.3	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.2
AZUFRE	%peso	2.49	2.65	0.84	0.16	0.30	0.45	0.08	0.25	0.75	0.84

Tabla 7.

*Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga 50% FDX + 50% FVR.*

	Unidades	Carga a planta	Entrada coker	Salida coker	Gases T-2801	Gases D-2804	Gases D-2803	Butano D-2804	Nafta T-2803	GAO liviano	GAO pesado
Temperatura	°F	350.0	344.3	353.5	-84.2	70.3	290.0	70.3	329.4	464.7	290.4
Presión	psia	170.0	330.0	35.0	28.0	124.1	1.9	124.1	220.0	32.9	85.0
Flujo	Bpd	23000.0	22958.3	21747.8	4310.1	909.9	260.2	1207.5	3700.1	7059.8	4196.2
API	---	2.7	3.4	65.4	---	---	40.7	123.4	62.2	28.2	26.7
CCR	%peso	30.3	30.6	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.2
AZUFRE	%peso	2.38	2.63	0.89	0.17	0.27	0.41	0.07	0.25	0.67	0.78

Tabla 8.

*Propiedades y flujos de productos obtenidos con la unidad de coquizado retardado según simulación para la carga FVR.*

	Unidades	Carga a planta	Entrada coker	Salida coker	Gases T-2801	Gases D-2804	Gases D-2803	Butano D-2804	Nafta T-2803	GAO liviano	GAO pesado
Temperatura	°F	350.0	352.9	360.8	-97.3	53.5	290.0	53.5	297.9	482.0	290.4
Presión	psia	170.0	330.0	35.0	28.0	124.1	1.9	124.1	220.0	32.9	85.0
Flujo	Eqd	23000.0	24728.2	24258.8	3304.7	784.2	166.9	1013.0	3199.6	7814.9	8128.2
API	---	4.6	7.2	55.0	---	---	47.3	128.0	68.4	28.0	26.4
CCR	%peso	28.1	26.9	0.7	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.3	0.6
AZUFRE	%peso	2.18	2.87	1.90	0.20	0.27	0.36	0.08	0.28	0.92	1.25

Por otra parte, los resultados de las evaluaciones de los diferentes escenarios por medio de la simulación pueden ser validados con regresiones reportadas en la literatura. Según el reporte de Muñoz *et al.*, 2013, las regresiones propuestas por Volk *et al.*, 2002, (sección 1.5) corresponden a las mejores aproximaciones disponibles en la literatura abierta; errores máximos relativos en las predicciones de los rendimientos de 8.90%, 21.79%, 5.50% y 6.68% para gases, nafta, gasóleo y coque, respectivamente. La aplicación de estas regresiones conducen a los resultados mostrados en la Tabla 3.9; para las regresiones de Volk *et al.* se asume 900°F y 55 psig como la temperatura y la presión promedio del tambor de acumulación de coque y, 0.015 min<sup>-1</sup> como el valor de LSV (*liquid space velocity*). Los resultados de la Tabla 3.9 pueden ser analizados en forma gráfica con las Figuras 3.28a-b, las cuales presentan las diferencias entre las predicciones realizadas por las regresiones de Volk *et al.* y los resultados obtenidos por las simulaciones en Hysys para las diferentes cargas. Con la Figura 3.28a se posible apreciar que el módulo *Coker* predice mayor cantidad de gases y gasóleos y, menos cantidad de nafta y coque que las regresiones de Volk *et al.* También, la Figura 3.28b conduce a afirmar que las mayores diferencias entre los resultados de las simulaciones y los resultados de las regresiones se encuentran en los rendimientos de los gases, la nafta y el coque; las diferencias para los rendimientos de nafta y gasóleo se encuentran dentro de los errores obtenidos por Muñoz *et al.*, 2012, mientras que las diferencias para los gases y el coque

son superiores a los errores respectivos. Asimismo, las mayores diferencias se presentan con la carga de fondo FVR, especialmente para los rendimientos de nafta y coque.

Las diferencias cuantitativas entre los resultados de la simulación y las regresiones de Volk *et al.* radica en los datos utilizados por estos autores; Volk *et al.* desarrollaron las regresiones basados en datos de planta piloto, con el tambor integrado en el horno. A pesar de las diferencias, las tendencias de las simulaciones y las regresiones de Volk *et al.* concuerdan en los rendimientos obtenidos con las diferentes cargas (Figura 3.27). También, varias diferencias en predicciones de los rendimientos entre las simulaciones y las regresiones se encuentran entre los valores de incertidumbre reportados por Muñoz *et al.*, 2013.

Tabla 9.

*Comparación coque reportado por la simulación para cada tipo de carga.*

	FDX	75% FDX + 25% FVR	50% FDX + 50% FVR	FVR
CCR, %peso	92,18	92,19	92,29	92,27
Hidrógeno, %peso	1,609	1,633	1,665	1,705
Azufre, %peso	5,881	5,824	5,756	5,862
Vanadio, ppm	1110	1144	1165	1256
Niquel, ppm	653,3	600,3	534,1	397,9
Materia volátil, %peso	10,65	11,17	11,39	8,782
HGI	52,49	54,48	57,13	58,59
S.G.	1,383	1,370	1,353	1,343
Tipo de coque	Esponja	Esponja	Esponja	Esponja

Tabla 10.

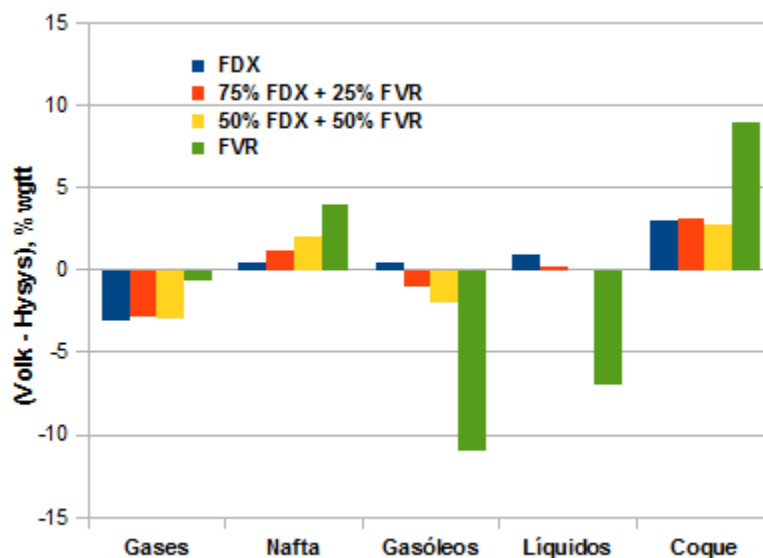
*Comparación resultados rendimientos predichos por la simulación y por las regresiones propuestas por Volk et al. para el coquizado retardado de mezclas FDX y FVR.*

	FDX		75% FDX + 25% FVR		50% FDX + 50% FVR		FVR	
	Volk et al.	Hysys	Volk et al.	Hysys	Volk et al.	Hysys	Volk et al.	Hysys
Gases, %wgt	9,5	12,6	9,3	12,1	9,1	12,1	8,8	9,4
Nafta, %wgt	12,6	12,1	12,9	11,7	13,1	11,1	13,5	9,5
Gasóleos, %wgt	37,4	36,9	38,4	39,4	39,3	41,3	41,1	52,0
Líquidos, %wgt	50,0	49,0	51,3	51,1	52,4	52,4	54,6	61,5
Coque, %wgt	40,5	37,5	39,4	36,3	38,5	35,7	36,6	27,6

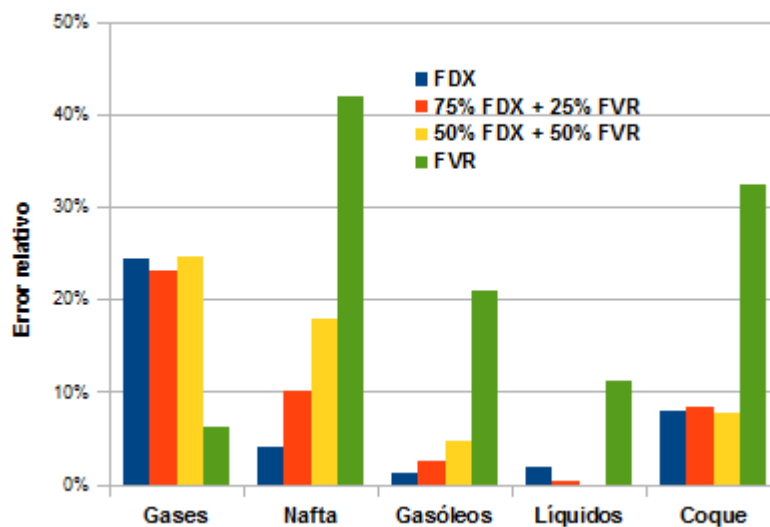
Con los resultados de la evaluación de los escenarios de craqueo catalítico severo con diferentes cargas es posible afirmar que la simulación desarrollada en el presente trabajo, reproduce las tendencias de una unidad de coquizado retardado industrial; con esto, la simulación desarrollada puede soportar un análisis sobre el potencial económico que se obtendría con la conversión de la unidad Viscorredutora II de la GRB en una unidad de coquizado retardado.

#### 4.5 Evaluación Potencial Económico

En la evaluación del potencial económico, el caso base de comparación corresponde a la operación actual de la unidad Viscorredutora II; la carga considerada a esta unidad corresponde a 23 kbpd de fondos; los valores de los productos intermedios y los productos terminados fueron suministrados por el Departamento Económico de la GRB.



(a) Diferencia entre los resultados de las regresiones de Volk *et al.* y las simulaciones.



(b) Error relativo de las simulaciones respecto a las regresiones de Volk *et al.*

Figura 36. Comparación entre los resultados de las predicciones por las regresiones propuestas por Volk *et al.*, 2002, y las simulaciones de Hysys para el coquizado retardado de diferentes cargas.

**4.5.1 Caso base: operación actual Viscorreductora II** Este caso corresponde al escenario típico de operación de una Viscorreductora en una refinería; aunque este caso conduce a un margen negativo de MUS\$ -154.91 año por la utilización de 9000 bpd de ALC en la producción de un combustóleo comercial (*fuel oil* No 6), los beneficios en los procesos posteriores como craqueo catalítico fluidizado e hidrotratamiento llevan a la refinería a obtener mayores ganancias en productos valiosos como nafta, jet y diésel. Por otra parte, el ALC puede dejar de utilizarse como diluyente conduciendo a un escenario con un margen bruto positivo de MUS\$ 57.13 año; sin embargo, para la operación de la refinería es el peor de los casos, ya que aumentaría los inventarios de los fondos de viscorreducción por falta de salida comercial de este producto; la capacidad de almacenamiento limitada detendría la operación de las plantas como DEMEX y destilación de crudos, impactando negativamente el margen de refinación.

Por otra parte, la salida de operación de la planta Viscorreductora II, conduciría a la preparación de combustóleo para disminuir los inventarios; en este caso para cada barril de fondos FDX se debe utilizar un barril de ALC para producir combustóleo. La preparación de combustóleo a partir del FDX aumentaría el costo de la materia prima generando un margen negativo de MUS\$ -484.18 año; con esto, la operación de la planta Viscorreductora II beneficia el margen de ganancia de refinación.

Tabla 11.

*Margen de refinación para el caso base de comparación: operación actual de la unidad Viscorreductora II con fondos FDX.*

MARGEN BRUTO PLANTA VBKII (Produciendo combustoleo con inyección de ALC)				CARGA PLANTA 23 KBD		
	CORRIENTE	VOLUMEN, BPD	PRECIO US\$/BL	COSTO MATERIA PRIMA PRODUCTOS KUS\$/DIA	MARGEN, KUS\$/DIA	MARGEN, MUS\$/AÑO
MATERIA PRIMA	FDEMEX	23000	51,56	1770,69	-424,4125794	-154,9105915
	ALC	9000,0	64,99			
PRODUCTOS	GASES	1072,7	15,65	1346,28		
	BUTANO	167,37	40,22			
	NAFTA	792,44	75,85			
	GASOLEO	0	64,05			
	COMBUSTOLEO	21448,36	58,87			

**4.5.2. Casos alternativos: operación de una unidad de coquizado retardado** La unidad de coquizado retardado que reemplazaría la unidad de Viscorreductora II en la GRB consideraría diferentes tipos de carga, a partir de la mezcla de fondos FDX y fondos FVR; esta unidad también tendría una capacidad de diseño de 23 kbpd de mezcla. Los flujos de productos para la evaluación de los casos alternativos considerando una unidad de coquizado retardado fueron asumidos de los resultados con las simulaciones con las diferentes cargas (sección 3.5). Las Tablas 3.11–3.14 presentan los valores de costo de materia prima y precios de productos, con los respectivos potenciales económicos para la operación de una unidad de coquizado retardado con diferentes cargas de alimentación; en estas tablas se considera que el flujo de ALC utilizado en la preparación de combustóleo con el caso base, queda disponible para su venta o procesamiento con la conversión de la unidad a una de coquizado retardado; este ALC tiene un valor de US\$ 64.99 por barril, producto que puede ser aprovechado para llevar a la planta de HDT y convertir en diésel de bajo azufre con un precio de US\$ 84.50 por barril.

También, en estas tablas se aprecia que el costo de la materia prima se incrementa con la cantidad de FVR utilizado en la mezcla de alimentación. Debido a la característica de rendimientos no lineal con las mezclas FDX y FVR discutido en la sección anterior, las cargas con mayor valor

de potencial económico con la conversión de la unidad Viscorredutora II a una de coquizado retardado corresponden a la carga de alimentación 100% FDX y 100% FVR, con márgenes de MUS\$ 214.65 año y MUS\$ 216.73 año, respectivamente; el principal responsable del incremento sustancial del potencial económico con la conversión a una unidad de coquizado retardado corresponde a la disponibilidad de 9000 bpd de ALC. En los casos de mezcla FDX y FVR, el margen de ganancia positiva reporta los valores de MUS\$ 209.86 año para alimentación 75% FDX + 25% FVR y MUS\$ 202.27 año para alimentación 50% FDX y 25% FVR. En el caso de 100% FVR, la materia prima es la mas costosa de las cuatro mezclas, pero conduce a la generación de mayor ganancia en productos valiosos.

Por su parte, la Tabla 3.15 muestra el incremento en el potencial económico con la implementación de la conversión de la unidad de Viscorreducción II a una unidad de coquizado retardado para las diferentes cargas asumidas en el presente trabajo. Según esta tabla, el mayor incremento coincide con el escenario de coquizado retardado de fondos FVR, el cual se encuentra US\$ 2000 por encima del potencia económico anual reportado con el procesamiento de fondos FDX. Esta diferencia mínima entre los incrementos resultantes del coquizado retardado con FVR y del coquizado retardado con FDX, sugiere una evaluación de la conveniencia de la operación de la unidad DEMEX ante la aplicación de la conversión de la Viscorredutora II en una unidad de coquizado retardado. Asimismo, una evaluación económica que envuelva los costos operacionales y los costos de inversión en equipos es sugerida para soportar la aplicación de esta conversión.

Tabla 12.

Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos FDX. Para el coque el flujo está en tond.

	CORRIENTE	VOLUMEN, BPD/TOND	PRECIO US\$/BL; US\$/TON	COSTO MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS KUS\$/DIA	MARGEN, KUS\$/DIA	MARGEN, MUS\$/AÑO
MATERIA PRIMA	FDEMEX	23000	51,56	1185,80	588,10	214,65
	ALC	0,00	64,99			
PRODUCTOS	GASES	5744,72	15,65	1189,00		
	BUTANO	1303,41	40,22			
	NAFTA	4100,54	70,85			
	GASOLEO	10267,99	64,05			
	COKE	1492,52	66,00			
Materia prima liberada como producto al realizar la conversión	ALC	9000,00	64,99	584,90		

Tabla 13.

Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos 75% FDX y 25% FVR. Para el coque el flujo está en tond.

	CORRIENTE	VOLUMEN, BPD/TOND	PRECIO US\$/BL; US\$/TON	COSTO MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS KUS\$/DIA	MARGEN, KUS\$/DIA	MARGEN, MUS\$/AÑO
MATERIA PRIMA	FDEMEX	17250	51,56	1212,04	574,97	209,86
	FVR	5750	56,12			
	ALC	0	64,99			
PRODUCTOS	GASES	5544,42	15,65	1202,11		
	BUTANO	1274,20	40,22			
	NAFTA	3904,50	70,85			
	GASOLEO	10832,08	64,05			
	COKE	1419,58	66,00			
Materia prima liberada como producto al realizar la conversión	ALC	9000,00	64,99	584,90		

Tabla 14.

Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos 50% FDX y 50% FVR. Para el coque el flujo está en tond.

	CORRIENTE	VOLUMEN, BPD/TOND	PRECIO US\$/BL; US\$/TON	COSTO MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS KUS\$/DIA	MARGEN, KUS\$/DIA	MARGEN, MUS\$/AÑO
MATERIA PRIMA	FDEMEX	11500	51,56	1238,29	554,16	202,27
	FVR	11500	56,12			
	ALC	0	64,99			
PRODUCTOS	GASES	5480,17	15,65	1207,55		
	BUTANO	1207,47	40,22			
	NAFTA	3700,06	70,85			
	GASOLEO	11257,94	64,05			
	COKE	1364,06	66,00			
Materia prima liberada como producto al realizar la conversión	ALC	9000,00	64,99	584,90		

Tabla 15.

Margen de refinación para caso alternativo: operación de una unidad de coquizado retardado con fondos FVR. Para el coque el flujo está en tond.

	CORRIENTE	VOLUMEN, BPD/TOND	PRECIO US\$/BL; US\$/TON	COSTO MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS KUS\$/DIA	MARGEN, KUS\$/DIA	MARGEN, MUS\$/AÑO
MATERIA PRIMA	FVR	23000	56,12	1290,78	593,79	216,73
	ALC	0	64,99			
PRODUCTOS	GASES	4235,78	15,65	1299,67		
	BUTANO	1012,97	40,22			
	NAFTA	3199,65	70,85			
	GASOLEO	13943,10	64,05			
	COKE	1104,96	66,00			
Materia prima liberada como producto al realizar la conversión	ALC	9000,00	64,99	584,90		

Tabla 16.

Incremento en los márgenes de refinación para los casos alternativos comparados con el caso base.

PLANTA	ESCENARIO	MARGEN BRUTO MUS\$/AÑO	INCREMENTO MUS\$/AÑO
Viscorreductora II	Caso base – Carga FDX	-154,91	-----
Coquizado	Carga FDX	214,65	369,56
Retardado	Carga 75% FDX + 25% FVR	209,86	364,77
	Carga 50% FDX + 50% FVR	202,27	357,18
	Carga FVR	216,73	371,64

### 5. Conclusiones

Los resultados de la simulación desarrollada en Hysys para la unidad Viscorreductora II de la GRB concuerdan con la generación de productos livianos resultantes del craqueo térmico de los fondos

DEMEX y los fondos de vacío. Según las curvas de destilación, la cantidad de livianos es superior para el craqueo térmico de los fondos DEMEX que para los fondos de vacío –en comparación con la curva del alimento respectivo–. Asimismo, la simulación desarrollada reportó perfiles para las torres de destilación acordes con los esperados según los reflujos y los flujos de productos especificados. También, la simulación fue evaluada por medio del complemento de Excel “*Aspen Simulation Workbook*” sobre 3218 muestras representativas de los años 2015–2017, mostrando convergencia para un total de 1720 muestras (*i.e.* 53.4%) –con 17 variables de entrada–; esta convergencia relativamente baja se encuentra asociada a fluctuaciones en las propiedades de la carga y a muestras en estado dinámico o con problemas operativos. Los resultados de las simulaciones en convergencia, en promedio, subestiman la cantidad de brea obtenida en la operación respecto a los históricos.

Los desempeños de la simulación con el módulo *Visbreaker* fueron evaluados por variación de los factores cinéticos y por cambio en la temperatura del horno; debido al tiempo de ejecución requerido con las 1720 muestras, la evaluación de los desempeños de la simulación se efectuó sobre 319 muestras representativas tomadas aleatoriamente. Según la evaluación, los parámetros sintonizados disminuyen la brecha entre los resultados de la simulación y los históricos para el gasóleo separado en la T-2802 –entre los valores 7000 y 8000 bpd–; para valores superiores de 8000 bpd en el gasóleo histórico, las predicciones de Hysys se desvían considerablemente. Por otra parte, la variación de la temperatura del horno de viscorreducción en el módulo *Visbreaker* reproduce los flujos de gasóleo reportados por los datos históricos; la dispersión de la temperatura ajustada en Hysys versus la temperatura según históricos exhibe baja correlación, con lo cual las desviaciones que presenta la simulación no son provocadas por un error sistemático del modelo de

simulación, sino por la carencia de información o actualización de los *assays* de la carga y a errores en los sensores en planta.

Asimismo, una relación directa entre flujo de carga y temperatura ajustada es obtenida en los resultados de simulación; las varianzas entre estas variables es de *ca.* 55%, con lo cual el 45% restante está relacionada con la composición del flujo de carga, concordando con los reportes encontrados en la literatura (Esfahani *et al.*, 2017; Muñoz *et al.*, 2013). Por otro lado, con el ajuste de temperatura del horno en el módulo *Visbreaker*, el flujo de brea en los históricos es predicho con un error promedio de 7.5%. Los errores en la predicción de flujo de brea pueden deberse al margen de error en las platinas de orificio *ca.* 5% que miden el flujo de brea, a las desviaciones por cambios en el *assay* de la carga y a desviaciones debidas al modelo cinético codificado en Hysys. A pesar de la subestimación de la simulación, los errores en la predicción se encuentran cercanos a las desviaciones de la platina de medición, lo cual conduce a la afirmación de que la simulación desarrollada representa la operación de la unidad Viscorredutora II de la GRB.

La simulación de una unidad de coquizado retardado fue desarrollada a partir de la simulación validada para la unidad Viscorredutora II de la GRB; el módulo *Visbreaker* fue reemplazado por el módulo *Coker*, y este último fue alimentado con los fondos generados en la torre de despojo de gasóleos, mientras su efluente fue dirigido a la fraccionadora principal. Los rendimientos máxicos de productos livianos exhibidos por el módulo *Coker* corresponden a *ca.* 63.5% (Figura 3.21a), lo cual resulta mayor que el 35% obtenido por el módulo *Visbreaker*. La mayor diferencia en rendimientos –ante diferentes mezclas de fondos DEMEX y fondos de vacío analizadas como cargas– se presenta en los productos gasóleo liviano, gasóleo pesado y coque cuando el flujo de entrada corresponde a 100% fondo de vacío. Una explicación a los mayores rendimientos con fondos de vacío corresponde a que este flujo contiene mayor cantidad de livianos y menor valor

de carbón Conradson. De igual forma, los rendimientos obtenidos con las mezclas distan de ser representados por una simple regla de mezcla entre los rendimientos máxicos reportados con fondos DEMEX y fondos de vacío. También, el coque producido para las cargas asumidas presenta propiedades semejantes, excepto en la cantidad de níquel y en la materia volátil, particularmente con la carga fondos de vacío. Según la simulación realizada en Hysys, para todas las cargas consideradas el coque resultante corresponde al de tipo esponja.

La comparación de resultados entre la simulación desarrollada en Hysys para la unidad de coquizado retardado y las regresiones de Volk *et al.*, conduce a afirmar que el módulo *Coker* predice mayor cantidad de gases y gasóleos y, menos cantidad de nafta y coque que las regresiones. También, las mayores diferencias entre los resultados de las simulaciones y los resultados de las regresiones se encuentran en los rendimientos de los gases, la nafta y el coque. Las diferencias cuantitativas entre los resultados de la simulación en Hysys y las regresiones de Volk *et al.* radica en los datos de planta piloto utilizados por estos autores. A pesar de las diferencias, las tendencias de las simulaciones y las regresiones de Volk *et al.* concuerdan en los rendimientos obtenidos con las diferentes cargas.

De la evaluación económica de la conversión de la unidad Viscorredutora II de la GRB en una unidad de coquizado retardado se sigue que, debido a la característica de rendimientos no lineal, las cargas con mayor valor de potencial económico corresponden a la carga de alimentación 100% fondos DEMEX y 100% fondos de vacío, con márgenes de MUS\$ 214.65 año y MUS\$ 216.73 año, respectivamente. El principal responsable del incremento sustancial del potencial económico con la conversión a una unidad de coquizado retardado corresponde a la disponibilidad de 9000 bpd de ALC. En el caso de 100% fondos de vacío, la materia prima es la mas costosa de las cuatro mezclas, pero conduce a la generación de una mayor ganancia en productos valiosos. Asimismo,

el mayor incremento coincide con el escenario de coquizado retardado de fondos de vacío, el cual se encuentra US\$ 2000 por encima del potencia económico anual reportado con el procesamiento de fondos DEMEX. Esta diferencia mínima entre los incrementos resultantes del coquizado retardado, sugiere una evaluación de la conveniencia de la operación de la unidad DEMEX ante la aplicación de la conversión de la Viscorreductora II en una unidad de coquizado retardado.

## 6. Recomendaciones

La validación del modelo matemático codificado en el módulo *Visbreaker* debe ser complementada por medio de la actualización de los *assays* de los flujos de carga.

Asimismo, una evaluación económica que envuelva los costos operacionales y los costos de inversión en equipos es sugerida para soportar la aplicación de la conversión de la unidad Viscorreductora II en una unidad de coquizado retardado.

### Referencias Bibliográficas

- Akpabio, E.J. and Ekott, E.J. (2012). Integrating delayed coking process into Nigeria's refinery configuration. *Indian Journal of Science and Technology*, 5, 2923-2927.
- Ali, M. F., and Abbas, S. (2006). A review of methods for the demetallization of residual fuel oils. *Fuel Process. Technol.* 87(7):573-584.
- Allan, D.E., *et al.* (1983). *Chem. Engr. Prog.* 79(1), pp. 85-89.
- Bozzano, G.; Dente, M. (2005). A Mechanistic Approach to Delayed Coking Modelling. European Symposium on Computer Aided Process Engineering - 15.
- Brereton, R.G. (2002). *Chemometrics: Data analysis for the laboratory and Chemical Plant. 1st edition.* USA: John Wiley & Sons, Ltd.
- Broerse, A. (2008). Converting Visbreakers to Delayed Cokers - An Opportunity for European Refiners. *European Coking.com Conference.*
- Carrillo, J.A., Corredor, L. (2012). Upgrading of heavy crude oils: Castilla. *Fuel processing Technology*, 109.
- DeBiase, R., Elliott, J.D., & Hartnett, T.E. (1986). Delayed-Coking Process Update. Petroleum-Derived Carbons, 155-171. ACS Symposium Series; American Chemical Society: Washington, DC .
- Díaz, F.A. *et al.* (2015). Kinetic analysis of the thermal decomposition of colombian vacuum residua by thermogravimetry. *Ingeniería e Investigación*, 35(3):19.
- Díaz, F. (2016). Desarrollo de un modelo de simulación de un proceso de coquización retardada de residuos de refinación de crudos colombianos. Tesis Doctoral, UIS, Bucaramanga.

- ECOPETROL S.A., (2014) Manual de descripción de proceso de la unidad de coquización retardada (Delayed Coker), Refinería de Cartagena, Universidad Virtual Ecopetrol
- ECOPETROL SA.. (2005) Módulo fundamentos básicos de Demex - Unibon –Viscorreductora. Universidad Corporativa Ecopetrol.
- ECOPETROL SA. (2007). Manual de descripción de procesos de la unidad Demex. ECOGCB-DMX-MDPU-CA02. Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,
- Esfahania, F.T.; Ehsania, M.R.; Ivakpour, J. (2017). Effects of binary vacuum residue blending ratios on the product yields in a delayed coking process. *Petroleum Science and Technology*, 35, NO. 11, 1166–1173.
- Furimsky, E. (1999). Gasification in Petroleum Refinery of 21st Century. *Oil Gas Sci. Technol.* 54, 597–618.
- Gary, G.E.; Handwerk, M.; Kaiser, J. (2007). *Petroleum Refining technology and economics*, fifth edition, CRC press.
- Grimaldos, E. (2016). Modelamiento de la conversión de una unidad viscorreductora como unidad destiladora de crudo. Universidad UIS, proyecto de pregrado.
- Hournac, R., Kuhn, J., and Notarbartolo, M. (1979). *Hydrocarbon Process.* 58(12), pp. 97–102.
- Hus, M. (1981). Visbreaking Process has Strong Revival. *Oil Gas J.*, Apr 13, 109.
- Jasvinder, S., Surendra, K., Madhukar, G. (2012). Kinetic modelling of thermal cracking of petroleum residues. *Fuel Processing Technology*, 94.
- Kulkarni, R.P. (2005). Modelling of Multiphase Reactors: Visbreaking. Ph.D. Thesis, University of Mumbai, Mumbai, India.
- Mendenhall, W. and Sincich, T. (1996). *A Second Course in Statistics. Regression Analysis.* Prentice Hall, Fifth Edition, USA.

- Meyers, R. (2003). Handbook of Petroleum Refining Processes, third edition, Mc Graw Hill, pag 12.3-12.88.
- Meza, A., Ruíz, E.; Fonseca, A.D.; Pérez, N. Rincón, G. (2018). Efecto del Tipo de Crudo Alimentado Sobre el Rendimiento y Calidad de los Productos de la Coquización Retardada a Partir de Residuos de Vacío Venezolanos. *Rev. LatinAm. Metal. Mat.*, 38 (1): 64-74.
- Muñoz, J.A.D; Aguilar, R.; Castañeda, L.C.; Ancheyta, J. (2013). Comparison of Correlations for Estimating Product Yields from Delayed Coking. *Energy Fuels*, 27, 7179–7190.
- Rana, M.S., Sámano, V., Ancheyta, J., Diaz, J.A.I. (2007). A review of recent advances on process technologies for upgrading of heavy oils and residua. *Fuel*, 86,1216–1231.
- Rhoe, A. and de Blignieres, C. (1979). *Hydrocarbon Process*. 58(1), pp. 131–136.
- Sawarkar, A.N.; Pandit, A.B.; Samant, S.D.; Joshi., J.B. (2008). Petroleum Residue Upgrading Via Delayed Coking: A Review. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 85, 1-24.
- Siskin, M.; Kelemen, S.R.; Eppig, C.P.; Brown, L.D.; Afeworki., M. (2006). Asphaltene Molecular Structure and Chemical Influences on the Morphology of Coke Produced in Delayed Coking. *Energy & Fuels*, 20, 1227-1234.
- Souza, B.M., Travalloni, L., da Silva, M.A.P. (2015). Kinetic Modeling of the Thermal Cracking of a Brazilian Vacuum Residue. *Energy Fuels*, 29, 3024-3031.
- Speight, J.G. (2004). New Approaches to Hydro processing, *Catalysis Today*, 98, 55 – 60.
- Valdivieso, C.E.; Valdivieso, R.; Valdivieso, O. Á. (2011). Determinación del tamaño muestral mediante el uso de arboles de decisión. Universidad Privada Boliviana. *Investigación y desarrollo*. 11: 148 – 176.
- Vezirov, R.R.; Obukhova, S. A.; Vezirova, N. R.; Telyashev, E. G. (2010). Conversion Of A Delayed Coking Unit To Mild Thermal Cracking (visbreaking) Conditions. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*, 46, No.3.

- Villareal, A.; Echeverría, O. (2013). Evaluación del control con PID y realimentación de estados para la preparación de combustóleo liviano y combustóleo pesado en la refinería de Barrancabermeja. Trabajo para optar al título de: Especialista en Automatización de Procesos Industriales. Universidad de los Andes, Bogotá D.C.
- Volk, M.; Wisecarver, K.; Sheppard, C. (2002). Fundamentals of Delayed Coking Joint Industry Project; Department of Chemical Engineering, University of Tulsa: Tulsa, OK.
- Wang, G.; Liu, Y.; Wang, X.; Xu, C.; Gao, J. (2009). Studies on the Catalytic Cracking Performance of Coker Gas Oil. *Energy & Fuels*, 23, 1942–1949
- Wiehe, I.A. (2008). *Process Chemistry of Petroleum Macromolecules*. CRC press, New York, USA.
- Wisdom, L.; Duddy, J.; Morel, F. (2012). Consider new technologies to increase diesel yield from bottom-of-the-barrel products. *Hydrocarbon Processing*, Nov., 61-70.
- Yang, L.E.I., Bingjian, Z. et al. (2014). Study on constraints for heat removal duties of the main fractionator in delayed coking units. *Applied Thermal Engineering*, 71.
- Yang, L.E.I., Bingjian, Z., Xiaoqiong, H., Qinglin, C. (2013). A novel strategy for simulating the main fractionator of Delayed Cokers by separating: The De-Superheating Process. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 21.
- Yang, J., Shen, G., Li, P., Wei, W., Zhang, C., Xiao, J. (2017). Kinetic Model for the Deep-Severity Thermal Reaction in the Coke Drum of Delayed Coking. *Energy Fuels*, 31, 2681–2686.
- Zirasefi, H.; Khorasheh, M.; Ivakpour, F.; Mohammadzadeh, J.A. (2016). Improvement of the Thermal Cracking Product Quality of Heavy Vacuum Residue Using Solvent Deasphalting Pretreatment. *Energy & Fuels*, 30(12), 10322–10329.

## Apéndices

## Apéndice A. Análisis de laboratorio Fondos Demex año 2014

Variable	Resultado
Densidad a 15°C, Kg/m <sup>3</sup>	1,07
Gravedad API D70	0,70
Viscosidad a 266F, cst	35952,67
Viscosidad a 275F, cst	22844,45
Viscosidad a 284F, cst	14848,94
Viscosidad a 297F, cst	8418,30
Viscosidad a 350F, cst	1268,36
Viscosidad a 375F, cst	618,28
Azufre LECO , % peso	2.6 %Calculado
CCR, %m	32.5 %Calculado
Insolubles en nC7, % peso	21,46
Insolubles en nC5, % peso	33,84
Metales, %m	
Ca	0,02755
Fe	0,00464
Na	0,00457
Ni	0,02496
V	0,04239
Nitrógeno básico, %masa	0,06120
Analisis SARA, %m	
Saturados	12,40
Aromáticos	40,80
Resinas	25,90
Asfaltenos	20,90

<b>Variable</b>	<b>Resultado</b>
Tipo de carbon aromatico, %m	
Monoaromaticos	4,96
Diaromaticos	4,59
Triaromaticos	5,09
Tetraaromaticos	7,26
Pentaaromaticos	4,57
Hexaaromaticos	2,37
Hepta+aromaticos	8,75
IEC	2,22

### **Destilacion simulada**

**D7169, °C**

IBP	251,20
1%	280,80
2%	330,10
3%	385,30
4%	432,60
5%	462,40
6%	482,40
7%	498,00
8%	509,60
9%	520,20
10%	529,50
11%	537,80
12%	545,60
13%	553,30
14%	560,20
15%	566,60
16%	572,60

---

<b>Destilacion simulada</b>	
<b>D7169,°C</b>	
17%	578,50
18%	584,40
19%	590,00
20%	595,40
21%	600,70
22%	606,10
23%	611,20
24%	616,30
25%	621,60
26%	626,60
27%	631,50
28%	636,40
29%	641,30
30%	646,30
31%	651,00
32%	655,70
33%	660,70
34%	666,20
35%	671,40
36%	676,40
37%	681,70
38%	685,90
39%	690,60
40%	694,20
41%	698,40
42%	702,10
43%	705,30
44%	708,40
45%	711,90

---

---

<b>Destilacion simulada</b>	
<b>D7169,°C</b>	
46%	714,80
47%	717,80

---