

**IMPACTO ECONOMICO Y OPERACIONAL DEL RECICLO DE APC Y DE
BUTANO EN EL SISTEMA RISER –TORRE FRACCIONADORA DE LA PLANTA
DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO UOPI DE LA REFINERÍA DE
BARRANCABERMEJA**

VICTOR ORLANDO DE MOYA GARCÉS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**IMPACTO ECONOMICO Y OPERACIONAL DEL RECICLO DE APC Y DE
BUTANO EN EL SISTEMA RISER –TORRE FRACCIONADORA DE LA PLANTA
DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO UOPI DE LA REFINERÍA DE
BARRANCABERMEJA**

VICTOR ORLANDO DE MOYA GARCÉS

Trabajo de grado para optar el título de Magister en Ingeniería Química

DIRECTOR

GIOVANNI MORALES MEDINA

PhD en Ingeniería Química

CODIRECTOR

CARLOS JESUS MUVDI NOVA

Ph.D en Ingeniería de Procesos

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

DEDICATORIA

A Dios por ser mi guía y permitirme llegar hasta aquí, donde puedo ver el fruto del esfuerzo y compromiso por cumplir esta meta.

A todos y cada uno de los miembros de mi familia, especialmente a mi esposa Nasli, mis hijas Valerie, Andrea y Daniela que son el motor que me mueve cada día a ser mejor, por comprenderme y apoyarme en todos mis proyectos.

A mí querida y recordada madre Alicia (Q.E.P.D) porque me enseñó el valor del estudio y el trabajo como medio para lograr mis sueños.

AGRADECIMIENTOS

A **ECOPETROL**, empresa emprendedora y partícipe del crecimiento y desarrollo regional y nacional, por apoyar a sus colaboradores y familias motivando el estudio y el mejoramiento de la calidad de vida a través de la preparación y el conocimiento integral en los diferentes campos.

Al gerente general de la Refinería, **Doctor Orlando Díaz Montoya**, por su compromiso y gestión al involucrar de manera activa y participativa a los funcionarios a través de proyectos educativos que permiten mejorar los procesos operativos y aportar positivamente en las diferentes Unidades.

Al profesor **Giovanni Morales Medina**, por su apoyo, acompañamiento y guía como director en el desarrollo del proyecto, su orientación y directriz permitieron llevar a feliz término esta iniciativa.

Al profesor **Carlos Jesús Muvdi Nova**, por cada una de sus valiosas observaciones y el soporte que me brindó en todo momento para desarrollar este proyecto.

A mi compañero y amigo **Gustavo Parra**, quien fue mi soporte para lograr esta meta trazada.

Al ingeniero **Luis Eduardo Pimienta Coronado**, por el acompañamiento permanente y su participación activa en el desarrollo de este proyecto.

A la Ingeniera **Carina Yasmín Sandoval Ferreira**, por su participación, compañerismo y apoyo decidido en este proyecto de formación, que nos permitirá crecer a nivel personal y profesional apropiándonos de los aprendizajes que compartimos en este proceso.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. MARCO REFERENCIAL	24
1.1 DESCRIPCIÓN DEL <i>RISER</i> R-2701 Y LA TORRE FRACCIONADORA T-2701	25
1.2 SIMULADOR ASPEN HYSYS®	29
1.3 SIMULADOR SHARC®	30
1.4 OBJETIVOS	31
2. METODOLOGÍA	32
2.1 CONSECUENCIA DE INFORMACIÓN	33
2.2 SIMULACIÓN DE LA OPERACIÓN <i>RISER</i> -REGENERADOR	33
2.3 SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO ESTABLE	34
2.4 SIMULACIÓN DINÁMICA DE LA TORRE FRACCIONADORA	34
2.5 SIMULACIÓN DEL SISTEMA <i>RISER</i> -REGENERADOR Y TORRE FRACCIONADORA	35
3. SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN DEL <i>RISER</i> -REGENERADOR	37
3.1 AJUSTE DEL MODELO EN SHARC	37
3.1.1 Sintonización	39
3.1.2 Verificación	44
4. SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO ESTABLE	48
4.1 ASSAY DEL PRODUCTO REACTOR.	48
4.2. DEFINICIÓN DE PARÁMETROS DE LA FRACCIONADORA	48

4.3 DEFINICIÓN DE CONDICIONES OPERACIONALES	54
4.4 ANÁLISIS SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	56
5. SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO DINÁMICO	63
5.1 PREPARACIÓN MODO DINÁMICO	63
5.2 VÁLVULAS DE CONTROL Y CONTROLADORES	64
5.3 SIMULACIÓN EN MODO DINÁMICO	69
6. SIMULACIÓN <i>RISER</i> -REGENERADOR Y TORRE FRACCIONADORA	73
6.1 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON INYECCIÓN DE BUTANO	73
6.2 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON RECICLO DE APC	84
6.3 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON INYECCIÓN DE BUTANO Y RECICLO DE APC.	91
6.4. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL CASO BASE Y EL CASO EVALUADO CON INYECCIÓN DE BUTANO Y RECICLO DE APC	97
7. CONCLUSIONES	101
8. RECOMENDACIONES	102
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103
BIBLIOGRAFÍA	108
ANEXOS	113

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Unidad UOP-1: torre T-2701, regenerador R-2702 y riser R-2701.	20
Figura 2. Equipos principales del proceso de FCC en la UOP-I.	26
Figura 3. Diagrama Metodológico para el desarrollo de la Investigación.	32
Figura 4. Normalización del Modelo base (contenido de carga)	38
Figura 5. Ajuste del Modelo base (contenido de productos livianos)	39
Figura 6. Sintonización del Modelo base por cambio en la temperatura de reacción.	40
Figura 7. Sintonización del Modelo base por cambio en la temperatura de pre-caliente.	41
Figura 8. Sintonización del Modelo base por cambio en la carga de alimento.	42
Figura 9. Sintonización del Modelo base por el cambio del API.	43
Figura 10. Verificación del Modelo base	46
Figura 11. Modelo en HYSYS de la Torre Fraccionadora T-2701.	50
Figura 12. Especificaciones suministradas a HYSYS de datos históricos de PI y ventanas operativas.	56
Figura 13. Perfil de Temperatura de la torre fraccionadora en estado estable.	57
Figura 14. Perfil de Presión de la torre fraccionadora en estado estable.	58
Figura 15. Perfil de flujo molar neto de la torre fraccionadora en estado estable.	59
Figura 16. Contribución porcentual de los compuestos presentes en los flujos de HYSYS.	62
Figura 17. Modo de dimensionamiento de los platos de la Torre Fraccionadora.	64
Figura 18. Parámetros de sintonización de un controlador de flujo en HYSYS.	66
Figura 19. Esquema de la Torre Fraccionadora T-2701 en modo dinámico en el simulador HYSYS	68

Figura 20. Comparación de Variables (API y Viscosidad) en la carga.	75
Figura 21. Comparación del Contenido de Metales y Aromáticos en la carga.	75
Figura 22. Comparación de Temperaturas de Operación en el Riser al ingresar butano	77
Figura 23. Comparación de Rendimientos de productos livianos.	79
Figura 24. Comparación de Rendimientos de productos pesados.	80
Figura 25. Estabilización del controlador FIC-27020.	81
Figura 26. Estabilización del controlador FIC27003.	81
Figura 27. Comparación del efecto de los diferentes casos de inyección de butano en la temperatura de fondos de la torre.	82
Figura 28. Comparación del efecto de la temperatura de APC y ALC con las diferentes inyecciones de butano.	82
Figura 29. Comparación del efecto de la temperatura de cima con las diferentes inyecciones de butano.	83
Figura 30. Comparación del efecto de los flujos producto de cima y ALC con las diferentes inyecciones de butano.	83
Figura 31. Comparación del efecto de los flujos producto APC y SLURRY con las diferentes inyecciones de butano.	84
Figura 32. Comparación de las temperaturas de reacción (Fase diluida, densa y de mezcla) en el caso base con reciclo.	86
Figura 33. Comparación del contenido de aromáticos y metales para el caso base con reciclo de APC.	87
Figura 34. Comparación del API y viscosidad del caso base con reciclo de APC.	88
Figura 35. Comparación del rendimiento de productos livianos y pesados del caso base con reciclo de APC.	88
Figura 36. Comparación de los escenarios con reciclo APC para las temperaturas de fondos, APC y ALC.	89
Figura 37. Comparación de los escenarios con reciclo APC para las temperaturas de cima y nafta.	90

Figura 38. Comparación de los escenarios con reciclado APC para los flujos de productos de la torre fraccionadora.	90
Figura 39. Comparación del rendimiento de productos livianos del caso base con inyección de butano y reciclado APC.	92
Figura 40. Comparación del rendimiento de productos pesados del caso base con inyección de butano y reciclado APC.	93
Figura 41. Validación resultados escenario 9% butano y reciclado APC (propiedad viscosidad y API).	94
Figura 42. Validación resultados escenario 9% butano y reciclado APC (productos livianos).	95
Figura 43. Validación resultados escenario 9% butano y reciclado APC (productos pesados).	95
Figura 44. Comparación de los escenarios de butano + reciclado APC para las temperaturas de la torre fraccionadora.	96
Figura 45. Comparación de los escenarios de butano + reciclado APC para los flujos de producto de la torre fraccionadora.	97

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Margen de ganancias en la planta UOP-II de la GRB, al recircular GLP al <i>riser</i> .	22
Tabla 2. Evolución del Proceso FCC a través de siglo XX.	29
Tabla 3. Datos de Comparación (Modelo de Verificación)	44
Tabla 4. Condiciones de operación del modelo de la Fraccionadora T-2701	51
Tabla 5. Especificación de Diseño de intercambiadores de calor y bombas.	52
Tabla 6. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de Slurry (PA_4_Draw).	53
Tabla 7. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de APC (PA_3_Draw).	53
Tabla 8. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de ALC (PA_2_Draw).	54
Tabla 9. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de Nafta (PA_1_Draw).	54
Tabla 10. Condiciones de operación de corrientes de entrada a la Torre fraccionadora T-2701	55
Tabla 11. Comparación de rendimientos por componente SHARC vs HYSYS.	60
Tabla 12. Comparación de los resultados del modelo dinámico de la torre fraccionadora con las ventanas operacionales de la T-2701.	72
Tabla 13. Propiedades del flujo de alimento para los escenarios de estudio.	74
Tabla 14. Condiciones de Operación del Reactor.	76
Tabla 15. Condiciones de operación del regenerador	77
Tabla 16. Rendimiento (%wt) de productos para los diferentes escenarios.	78
Tabla 17. Variables de Operación escenarios de reciclaje de APC.	85
Tabla 18. Precios de Productos y Cargas	98

Tabla 19. Composición y Flujos de Cargas para el Caso Base y el Evaluado	98
Tabla 20 . Valores discriminados de Productos, Cargas y Costo Variable	99
Tabla 21. Datos de Comparación (Modelo de Normalización)	113
Tabla 22. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio Temperatura reacción)	114
Tabla 23. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio Temperatura precaliente)	116
Tabla 24. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio carga alimento)	117
Tabla 25. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio API)	118
Tabla 26. Flujo, temperatura y presión de cada plato teórico que componen la simulación de la Fraccionadora T-2701 en estado estable.	123
Tabla 27. Condiciones de temperatura, presión y flujo de la carga y productos de la Fraccionadora T-2701.	124
Tabla 28. Condiciones de Operación del Reactor – Caso butano y recicló APC.	127
Tabla 29. Condiciones de Operación del Regenerador – Caso butano y recicló APC.	128
Tabla 30. Propiedades de la Carga – Caso butano y recicló APC.	128
Tabla 31. Rendimientos de Productos – Caso butano y recicló APC	129

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Datos de Normalización, Sintonización y Validación en SHARC.	113
Anexo B. Composición de las corrientes de alimento y B que ingresan al modelo dinámico de la Torre Fraccionadora.	120
Anexo C. Condiciones de Operación utilizados en la Simulación de la Torre Fraccionadora T-2701.	123
Anexo D. Resultados obtenidos de la simulación de inyección de butano y reciclo de APC en el programa SHARC	127
Anexo E. Comportamiento de los flujos de salida de la torre fraccionadora ante perturbación en el flujo de la corriente de alimento.	130
Anexo F. Comportamiento de los flujos de salida de la torre fraccionadora ante perturbación en la temperatura en la corriente de alimento.	133

ABREVIATURAS

ALC: aceite liviano de ciclo.

APC: aceite pesado de ciclo.

GRB: Gerencia de Refinería de Barrancabermeja.

RISER: reactor catalítico.

SHARCTM: Shell Advanced and Rigorous Cat Cracking Model

UOP: unidad de craqueo catalítico de tipo fluidizado.

RESUMEN

TITULO: IMPACTO ECONOMICO Y OPERACIONAL DEL RECICLO DE APC Y DE BUTANO EN EL SISTEMA RISER –TORRE FRACCIONADORA DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO UOPI DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: VICTOR ORLANDO DE MOYA GARCÉS**

PALABRAS CLAVES:

DESCRIPCIÓN: Craqueo térmico, Aceite pesado y liviano de Ciclo, Butano, reacción, SHARC, HYSYS.

Este trabajo de aplicación analiza el comportamiento generado en la unidad UOP-I comprendida por el sistema de reacción *riser*-regenerador y la torre fraccionadora ante un esquema de reciclo de butano y de aceite pesado de ciclo (APC) a través de la simulación con software comercial. El sistema es obtenido a partir de simulaciones por medio del acople manual entre los programas SHARC y HYSYS; con SHARC se predicen el flujo y la composición del producto reactor, mientras que con HYSYS se obtienen el comportamiento dinámico de la torre y las predicciones de las cantidades de butanos y de APC, los cuales, en turno, son ingresados en SHARC para determinar el cambio en el producto reactor y de nuevo repetir el ciclo de simulación. Los ciclos de simulación finalizan cuando el producto reactor no reporta cambios en flujo ni en composición. El análisis del comportamiento de la unidad UOP-I consideró diferentes perturbaciones en la inyección de la carga de butano (3%, 6%, 9%, 12% y 15% wt) para determinar el beneficio económico obtenido ante el reciclo.

En los escenarios evaluados de carga de butano, los resultados reportaron que un 9% de composición en relación al flujo de carga base y un reciclo total de aceite pesado presentan una disminución considerable de los productos pesados ALC y APC. Asimismo, las temperaturas y los flujos producto de la torre fraccionadora, presentan estabilidad operacional y se encuentran dentro de las ventanas operativas según los datos históricos del sistema. La evaluación económica indica que la presencia de GLP y APC en la carga aumentan el margen económico de la operación, debido al menor precio del GLP con respecto a la carga tradicional, y al incremento de productos livianos como gasolina liviana y gases. El incremento potencial económico fue estimado en +72 KUS\$/día.

* Proyecto de grado.

** Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: PhD Giovanni Morales Medina. Co-director: PhD. Carlos Jesus Muvdi Nova.

ABSTRACT

TITLE: ECONOMIC AND OPERATIONAL IMPACT OF CHO AND BUTANE RECYCLES IN THE RISER-FRACTIONATION TOWER SYSTEM OF THE FLUIDIZED CATALITIC CRACKING PLANT UOPI OF THE REFINERY OF BARRANCABERMEJA .

AUTHOR: VICTOR ORLANDO DE MOYA GARCÉS**

KEYWORDS: Thermal cracking, heavy and light cycle oil, butane, reaction, SHARC, HYSYS.

This application work analyzes the tendencies and products generated by the UOP-I in an operative condition of butane and cycle heavy oil recycles from the fractionation tower to the riser, according to simulations using commercial simulation packages. Operational behavior of riser-regenerator system was simulated by the use of the commercial software called SHARC, while response of fractionation tower was obtained by the use of the commercial software called HYSYS. With SHARC, the flow and composition of the reactor-product were predicted, whereas with HYSYS the dynamic tower behavior were obtained as well as the predictions of butanes and CHO flows. These last flows were defined one by one into SHARC, to determine the change in the reactor-product with a recycle operation condition; later on, HYSYS is carried out with reactor product predictions and simulation is repeated by updating recycle flows into SHARC. The simulation cycles finished when the reactor-product reported no changes in flow and composition. The analysis of the UOP-I unit was applied considering different perturbations in the butane recycle (3%, 6%, 9%, 12% and 15% wt.) to determine the economic benefit faced by this operational scheme.

Simulation results showed that butane and CHO recycles decreased the heavy products CLO and CHO. Likewise, the temperatures and the flows from the fractionation tower showed operational stability and values according to historic data plant. The economic evaluation of the recycles indicated that the presence of LPG in the feed and recycle of CHO increased the economic margin of the operation, due to the lower price of LPG compared to the traditional load. Likewise, recycled flows increased light products such as light gasoline and LPG from the tower, as well as, the economic potential was increased by 72000 US\$/day.

* Graduation Project

** Faculty of Physical-chemistry Engineering. Chemical Engineering School. Advisor: PhD Giovanni Morales Medina. Co-advisor: PhD. Carlos Jesus Muvdi Nova

INTRODUCCIÓN

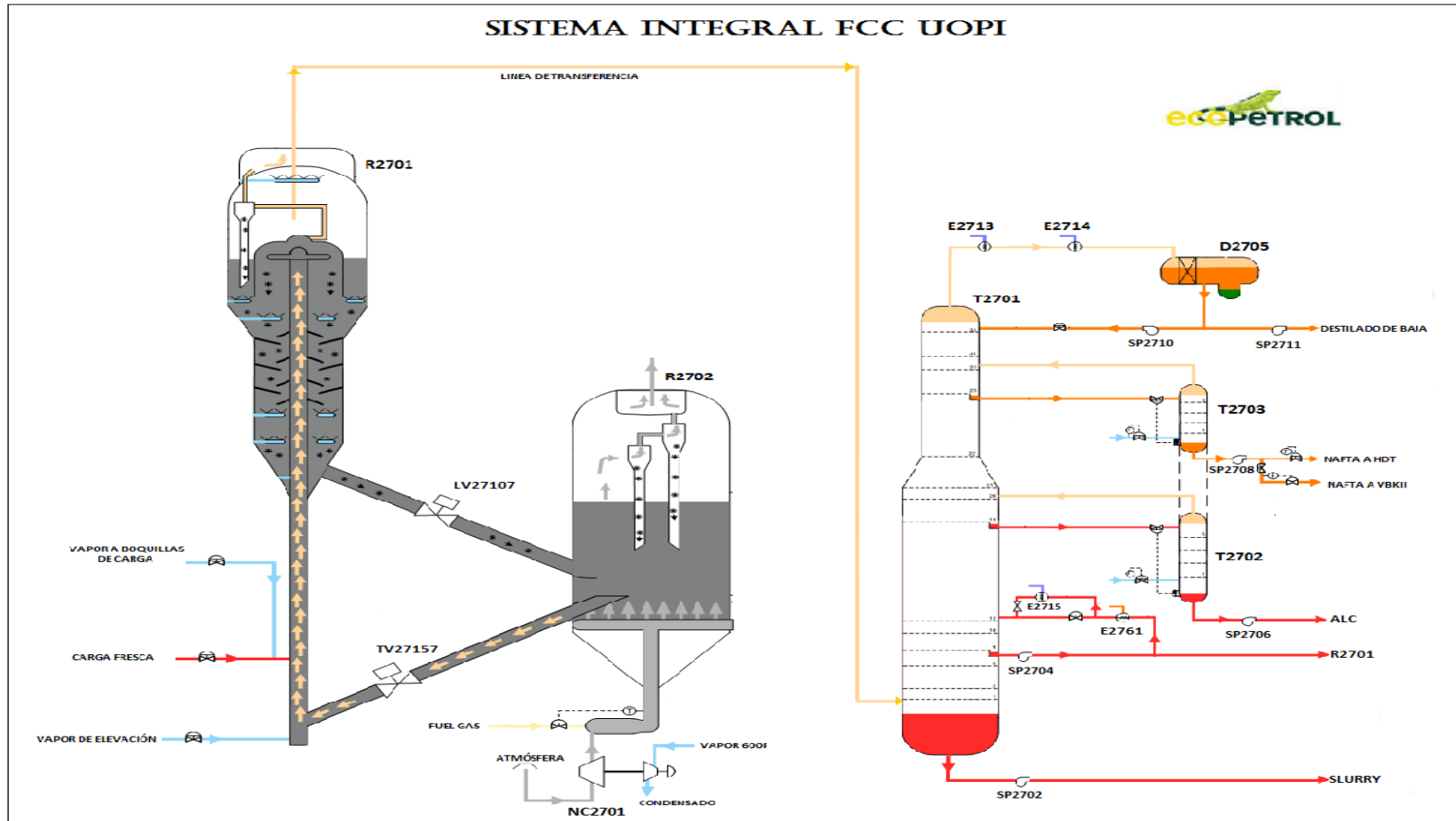
La demanda energética de combustibles fósiles a nivel mundial ha motivado a las empresas de refinación a la implementación de nuevos esquemas para el procesamiento de crudos con diversas propiedades. Una de las operaciones que permite cargar una amplia variedad de crudos y fracciones es la unidad de craqueo catalítico; esta versatilidad está fundamentada en la reformulación del catalizador utilizado [1]. El craqueo catalítico se caracteriza por los altos rendimientos a productos livianos de gran valor agregado generando un margen de ganancia favorable, con lo cual esta operación es considerada como el corazón de la refinería [2].

En la GRB –Gerencia Refinería de Barrancabermeja–, la unidad de craqueo catalítico UOP-I tiene una capacidad de procesamiento de 28000 BPD (barriles por día) de mezcla combinada. La UOP-I corresponde a la unidad de craqueo catalítico de tipo fluidizado, en donde se integra energéticamente un regenerador (quema de coque) y un *riser* (reacción catalítica) (ver Figura 1) [3]. Los productos gaseosos generados en el *riser* son separados por una torre de fraccionamiento para producir gas seco, gasolinas, aceite de ciclo (ALC) y *slurry* que sale por el fondo como se aprecia en la Figura 1.

Este trabajo de aplicación analiza el comportamiento generado en la unidad UOP-I comprendida por el sistema de reacción *riser*-regenerador y la torre fraccionadora ante un esquema de reciclaje de butano y de aceite pesado de ciclo (APC). El comportamiento de la UOP-I es obtenido a partir de simulaciones por medio del acople entre los programas SHARC y HYSYS; con SHARC se predicen el flujo y la composición del producto reactor, mientras que con HYSYS se obtiene el comportamiento dinámico de la torre y las predicciones de las cantidades de

butanos y de APC, los cuales son ingresados en SHARC, para determinar el cambio en el producto reactor y de nuevo repetir el ciclo de simulación.

Figura 1. Unidad UOP-1: torre T-2701, regenerador R-2702 y riser R-2701.



Fuente: ECOPETROL

El ciclo de simulación finaliza cuando el producto reactor no reporta cambios en flujo, como tampoco en composición. El acople entre los simuladores fue efectuado manualmente. El análisis de la unidad UOP-I con el anterior esquema de simulación fue aplicado considerando diferentes perturbaciones en la inyección de la carga para determinar el beneficio económico obtenido ante el reciclo.

De acuerdo al esquema operativo de la GRB, un aumento en la producción de naftas y aceite liviano de ciclo en UOP-I permitiría aumentar el margen de refinación por aumento de inventarios de productos livianos (propileno, gasolina y diésel), con la correspondiente mejora en las utilidades obtenidas en la refinación [4]. Actualmente, los precios del diésel se encuentran alrededor de 57,43 US\$/barril, mientras que el del ALC se estima en 49,34, US\$/barril (datos obtenidos según informe semanal de la programación de cargas Octubre 28 del 2016, GRB); asimismo, el precio de la gasolina y el propileno corresponden a 61,62 US\$/barril y 29,33US\$/barril, respectivamente.

Cabe enunciar que el aumento de productos livianos de reacción obtenidos en la unidad de operación UOP-I, puede efectuarse con la inclusión de butanos como carga al sistema de reacción *riser* (R-2701), tal como se evidenció en pruebas industriales realizadas en la planta UOP-II en fechas pasadas (Febrero de 2015), como se evidencia en la Tabla 1 [5]. La Tabla 1 muestra adicionalmente el margen de ganancias obtenido en la planta UOP-II, al comparar los resultados de la operación normal (caso base) con el reciclo de butano (caso evaluado). Asimismo, se espera que la inclusión de APC, incremente el rendimiento de gasolinas y ALC; mientras que la inyección de butano aumente el rendimiento en obtención de gases tales como etano, etileno y propileno.

El esquema de reciclo evaluado en la UOP-II puede ser analizado en la UOP-I para el reciclo de APC desde la torre fraccionadora y el reciclo de butanos desde la torre depropanizadora T-2755. Para lo anterior, la operación de la torre debe

conducir a un adecuado flujo de salida de APC que garantice una respuesta estable de la T-2701.

Tabla 1. Margen de ganancias en la planta UOP-II de la GRB, al recircular GLP al riser.

Productos	CASO BASE			CASO EVALUADO		
	Cargas	% Vol.	BPD	US\$/D	% Vol.	BPD
Gasóleo	63,8	18555	843849	60,7	18560	844106
DMOH	36,2	10506	474710	32,5	9929	448657
	-	29060	-	-	28489	-
GLP Riser	0	0	0	6,8	2063	41445
Total Cargas	-	29060	1318559	-	30552	1334208
Total Productos	-	-	1773461	-	-	1823957
Costos Variables	-	-	43300	-	-	45523
Margen, US\$	-	-	411602	-	-	444226
Margen, US\$/B	-	-	14,2	-	-	14,5
Margen, US\$/D	11491					

De otro lado, la inclusión de una corriente de reciclo de butanos proveniente de la torre depropanizadora T-2755 incrementaría los beneficios de la operación de la UOP1 por aumento en el flujo de gases. Las facilidades para el reciclo de butano se encuentran en proceso de construcción y montaje.

El análisis del desempeño de la torre y el reactor, considerando la implementación de las dos corrientes de reciclo ya mencionadas, puede permitir la mejora de la operación del sistema, incrementando su eficiencia sin poner en riesgo la integridad de equipos y del personal. Este análisis es posible efectuarlo utilizando los modelos matemáticos codificados en los programas de simulación de la industria petrolera. La GRB cuenta con la licencia del programa especializado en FCC denominado SHARC® para el análisis de la operación de los equipos riser y regenerador. Asimismo, Aspen HYSYS® es un programa de simulación especializado para diferentes operaciones de la industria petrolera; la GRB cuenta

con la respectiva licencia de este programa. Con lo anterior, el acople entre los simuladores SHARC® y Aspen HYSYS® puede ser realizado para determinar la respuesta de la operación ante el establecimiento de flujos de reciclo de butanos y de APC.

El esquema de acoplamiento antes mencionado, permite predecir los productos del *riser* ante una determinada carga; al igual que el producto reactor corresponde al flujo de entrada para la torre fraccionadora simulada por medio de HYSYS®; donde el flujo de APC y butanos obtenidos de la fraccionadora es a su vez enviado a la entrada del *riser*, para la predicción del producto reactor. El acople entre los simuladores termina una vez se han alcanzado condiciones estables a la salida del reactor y a la salida de la fraccionadora. En este documento se presentan los resultados más relevantes del análisis de la operación de la torre fraccionadora T-2701 y los equipos *riser*-regenerador R-2701, ante un esquema de reciclo de APC y de inyección de butano, por medio de los resultados obtenidos de las simulaciones basadas en los programas comerciales Aspen HYSYS® y SHARC®.

1. MARCO REFERENCIAL

Uno de los procesos más importantes en los esquemas de refinación es el proceso denominado craqueo catalítico fluidizado cuyo objeto es convertir las fracciones pesadas (alto peso molecular) del crudo de bajo valor comercial en productos de bajo peso molecular y alto valor comercial, como la gasolina y olefinas que son utilizadas en el proceso de alquilación y para la producción de MTBE (metil terbutil éter) [6]; de hecho, algunas unidades FCC pueden estar dedicadas a la producción de productos petroquímicos [7] [8]. Las diferentes unidades de FCC existentes en el mundo han sido diseñadas y modificadas por las compañías Exxon, UOP (Universal Oil Products), KBR (Kellog Brown & Root), Shell, Stone, entre otras. El proceso de FCC puede dividirse en [9]:

- Precalentamiento de carga
- Carga de Alimentación en reactor de flujo ascendente.
- Vaporización de la alimentación
- Reacción de Craqueo Catalítico
- Separación de catalizador y productos.
- Regeneración del catalizador.
- Fraccionador principal
- Planta de gas
- Facilidades de tratamiento.

La alimentación a una FCC proviene de una mezcla entre gasóleos y fondos de la destilación atmosférica y la destilación al vacío. Después del precalentamiento, la alimentación es vaporizada para fomentar las reacciones de desintegración catalítica. Esta vaporización se logra cuando el catalizador caliente que proviene del regenerador se pone en contacto directo con la alimentación en la base de un tubo llamado *riser*. Para que este contacto sea eficiente, la alimentación es

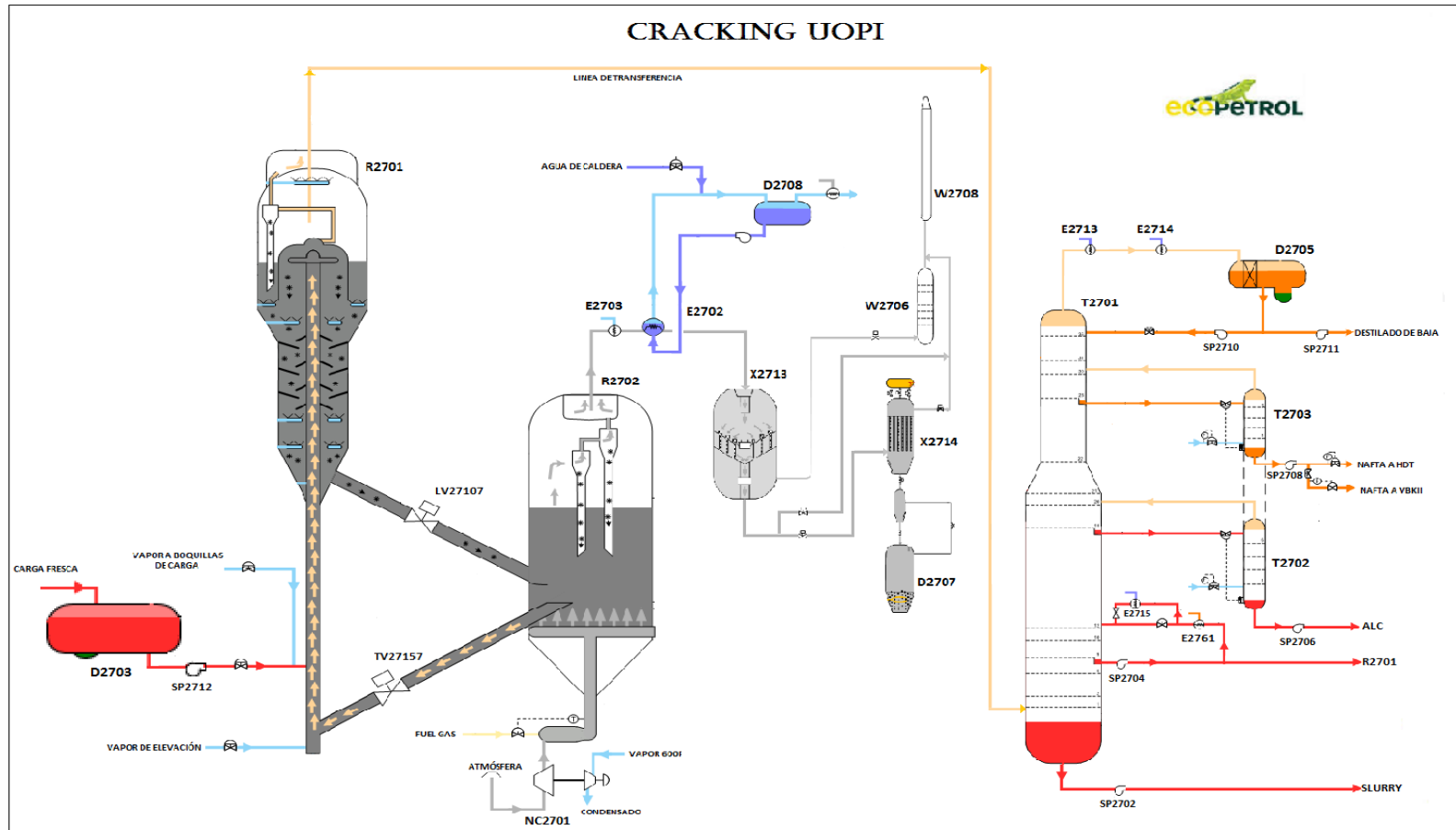
atomizada en presencia de vapor de agua a través de boquillas de alta eficiencia lográndose que el hidrocarburo llegue a los sitios ácidos del catalizador. Después de llevarse a cabo las reacciones de desintegración en el *riser*, los productos gaseosos y el catalizador entran a un dispositivo llamado reactor.

Actualmente, el reactor sólo sirve como espacio para los separadores tipo ciclón y como hogar para la sección de agotamiento. El catalizador circula continuamente en la zona de reacción (*riser*, despojador y regenerador) actuando como vehículo para transferir la energía producida por la combustión de coque en el regenerador, a la alimentación en la entrada del *riser*. De otro lado, los productos gaseosos de la reacción son enviados desde el reactor a la torre de destilación fraccionada. En esta torre, el producto del reactor es separado en sus constituyentes de acuerdo a sus puntos de ebullición; algunos de ellos tienen aplicación dentro de la misma refinería, mientras que otros van al tanque de almacenamiento para posteriormente ser comercializados.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL *RISER* R-2701 Y LA TORRE FRACCIONADORA T-2701

Una de las unidades de craqueo catalítico de la GRB corresponde a la denominada UOP1, como se observa en la Figura 2. A esta unidad llegan los flujos provenientes de los tanques: K2702/K2652/K2753 DMO y k2803 GAO. Las condiciones de operación del *riser* corresponden a aprox. 1000 °F y 42 psi; el regenerador opera a 1330 °F y 40 psi. De otro lado, el catalizador utilizado es de tipo catalizador de equilibrio (E-Cat) soportado en zeolita. Los gases de cima de la fraccionadora son enviados a los condensadores para ser enfriados y separados en el tambor de cima. Parte del hidrocarburo líquido acumulado es devuelto a la fraccionadora como reflujo en el plato 36, mientras que la otra parte es enviada a la unidad de concentración de gases para obtener etano, etileno, propano y butano.

Figura 2. Equipos principales del proceso de FCC en la UOP-I.



Fuente: ECOPETROL

De otro lado, del plato 28 se extrae la nafta pesada, que se divide en dos corrientes, una de ellas es enviada al enfriador y retorna a la torre como reflujo sobre el plato 31. La otra corriente fluye hacia una torre despojadora lateral, en donde se controla el punto de chispa (Figura 2). El flujo de fondo de esta torre es enviado a tanques de almacenamiento para la preparación de combustóleo o para enviar hacia hidrotreamiento y aumentar la producción de gasolina [10]. El flujo de cima de la despojadora (vapor de agua y nafta) es retornado a la fraccionadora sobre el plato 30 (Figura 2).

Así mismo, el aceite de ciclo liviano (ALC) es extraído del plato 18 de la torre fraccionadora y dividido en dos corrientes principales como se muestra en la Figura 2; una de las corrientes es enviada como flujo de enfriamiento al sistema de recuperación de vapores de cima y luego retorna al plato 21. La segunda corriente es enviada a la torre de despojo de aceite liviano para el control del punto de chispa y luego enviada a tanques como producto [11]. La sección de aceite pesado de ciclo (APC), inicia en el plato 9, de donde cae a la succión de la bomba P2704 que impulsa esta corriente hacia un intercambiador de calor para transferir su energía a la torre debutanizadora y luego retornar sobre el plato 12.

De la descarga de la bomba P-2704 sale otra corriente que, a través de la válvula FIC27015, es enviada a la torre despojadora y de esta forma incrementa la producción de ALC (flujo de salida de la T-2702) [12]. El flujo de esta corriente de desvío se establece de forma subjetiva por cada operario de turno para alcanzar los mayores valores de ALC, con la restricción de asegurar la normal operación de la P-2704. Una alternativa para analizar la dinámica del flujo de APC y su influencia en la estabilidad de la torre consiste en simular el equipo por medio del programa comercial HYSYS®.

De igual forma, los productos de reacción del *riser* con las cargas de reciclado (APC y butano) pueden ser estimados por medio del programa SHARC® desarrollado

por las empresas Shell y AIMMS. Se espera que al inyectar el butano siendo esta una carga liviana, este modifique las propiedades iniciales del crudo como sería el API, la viscosidad, la composición de los productos, el contenido de metales y aromáticos. Asimismo, el reciclado de butanos puede conllevar a cambios en las condiciones operativas del sistema.

El primer proceso de craqueo catalítico comercial se desarrolló en la década de los 20 por Eugene Houdry. La función del proceso era eliminar el azufre de los vapores del petróleo mediante el uso de catalizadores de desactivación (arcillas naturales y silicatos de aluminio amorfos). Este descubrimiento fue comercializado por la empresa Vacuum Oil y la compañía Sun Oil. La primera unidad en marcha se inició en el año 1936 con rendimientos superiores, aceptada por la industria, integrada por un reactor de lecho fijo. En 1942 la Universal Oil (UOCP) estableció los fundamentos del proceso para instalar la primera unidad de desintegración catalítica de lecho fluidizado que inició sus operaciones un año después. [13]

La unidad de flujo descendente fue diseñada en 1944 por la Compañía Standard Oil Development para simplificar la recuperación de catalizador y la distribución de las instalaciones. Para el año de 1947 fue creado el modelo de presión equilibrada diseñada por la Compañía Kellogg para reducir el tamaño de la unidad, ventajas de facilidad en el mantenimiento, menor costo, operación de baja presión, menor producción de coque y menor pérdida de actividad catalítica [13]. En la Tabla 2 se presenta la evolución del desarrollo del proceso FCC a través del siglo XX.

Respecto a las simulaciones, usualmente los modelos propuestos para el análisis dinámico de la unidad FCC consideran el uso de un número definido de cinéticas globales para describir las reacciones en el *riser* operando en flujo pistón, mientras que el separador de las partículas de catalizador y el regenerador han sido considerados como reactores tipo CSTR [14]– [15]. De otro lado, usualmente los modelos y las simulaciones consideran vaporización instantánea de la carga al

riser [14]– [16]. Igualmente, la hidrodinámica de arrastre de catalizador, la desactivación del catalizador y el efecto de la reacción endotérmica en las constantes de velocidad de reacción han sido reportados en la simulación de unidades industriales [17]– [18].

Tabla 2. Evolución del Proceso FCC a través de siglo XX.

AÑO	EVOLUCIÓN
1915	Mc Afee of Gulf Refinería Co. empleó un catalizador de cloruro de aluminio a presión atmosférica y temperaturas de 260° a 290°C.
1936	Eugene Houdry inventó un proceso que utilizaba arcilla activada (material acidificado de sílica – alúmina) en lecho desintegrador fijo; descubrió que el depósito de carbón podía quemarse para regenerar el catalizador y restaurar su actividad.
1938	Standard of New Jersey, Kellogg, I.G. Farben y Standard de Indiana formaron una asociación para desarrollar el cracking catalítico.
1942	Primera unidad FCC comercial (Modelo I) inicia en la refinería de New Jersey's Baton Rouge.
1947	UOP fue el primero en construir una gran cantidad de unidades FCC; Kellogg introdujo el modelo III de presión equilibrada montando lado a lado el reactor y regenerador de la unidad FCC.
1948	División de Davison W.R. Grace & Co. Desarrolló microsferas de catalizador para el FCC.
1950	Evolución del diseño de proceso de craqueo en el lecho. Surgen los modelos Ortoflow A (flujo ascendente); Otroflow B (intercambio posición reactor/regenerador)
1950	Se inventó la estructura del riser para el craqueo.
1961	Kellogg y Phillips desarrollaron y colocaron la primera unidad de craqueo en Borger, Texas
1964	Mobil Oil desarrolló catalizador USY y ReY cuya actividad es mayor que los catalizadores de sílica-alúmina amorfos, utilizando Ortoflow C
1972	Amoco Oil inventó la utilización de altas temperaturas de regeneración
1974	Mobil Oil introdujo como promotor CO
1975	Petroleo Philips desarrolló antimonio para la pasivación del níquel.
1979	Exxon desarrolló la unidad de Flexicracking (configuración lado a lado) así como la UltraOrtoflow combinando tecnologías de las compañías Kellogg y Amocco Corp's Ultracat Regeneration
1981	TOTAL inventó las dos etapas de regeneración para el procesamiento de los residuos; kellogg lo hizo en 1973 diseñando el Ortoflow F.
1983	Mobil reportó el primer uso comercial de ZSM-5 octano/olefinas aditivo en FCC
1985	Mobil comenzó la instalación del sistema de ciclones cerrados en estas unidades FCC
1994	Corporación Coastal condujo a una prueba comercial de tiempo de residencia ultracorto, para la selectividad de craqueo.

Fuente: [19]

1.2 SIMULADOR ASPEN HYSYS ®

HYSYS es una herramienta que permite la simulación de un sistema industrial del cual se conocen los parámetros que lo describen. Este *software* permite

simulaciones tanto en estado estacionario como en estado transitorio [20]. El ambiente de HYSYS está compuesto por cuatro interfases. El primero de éstos se denomina PFD (*Process Flow Diagram*), cuya función es permitir al usuario construir la topología del proceso que desea simular. Asimismo, existe el libro de trabajo el cual es una colección de hojas de cálculo de las cuales se despliegan la información del proceso de forma tabular. La vista de propiedades que consiste en una colección de páginas que contienen información acerca de los objetos que constituye el proceso. Por último, existe la vista de resúmenes, la cual despliega la lista de corrientes y los módulos considerados [21].

1.3 SIMULADOR SHARC®

Shell Advanced and Rigorous Cat Cracking Model (SHARC™) es un software avanzado que ayuda al análisis de la operación de unidades FCC en tres aspectos: *i)* predice con precisión el impacto económico de los cambios en la carga de alimentación, catalizador y las condiciones de funcionamiento; *ii)* puede ser utilizado para optimizar el rendimiento de la unidad y *iii)* puede generar rutas para la planificación de la refinería y modelos de programación para la optimización de la unidad de refinación. Esta herramienta ha sido usada con éxito en las siguientes áreas [22]:

- a) Estimación de los efectos de cambios en la carga de alimentación, adición de catalizador y condiciones de operación, sobre los rendimientos y propiedades de los productos con el fin de mejorar el rendimiento de la planta FCC.
- b) Realizar evaluaciones económicas de la alimentación con la posibilidad de seleccionar un precio justo, ya que es posible determinar el valor de cada corriente marginal FCC disponible.
- c) Ayuda a seleccionar el mejor catalizador para la unidad FCC, teniendo en cuenta restricciones operativas y las metas económicas de la refinería.

- d) Seguimiento, evaluación y optimización del rendimiento de la unidad FCC sobre una base continua, permite evaluar parámetros de selectividad para el rendimiento teniendo en cuenta efectos de la materia prima, el catalizador, *hardware* de la unidad, y condiciones de funcionamiento.

Es importante mencionar que el programa SHARC es utilizado en la GRB para la predicción de los rendimientos y para las planeaciones operacionales de las unidades de craqueo catalítico. Los resultados de SHARC han mostrado concordancia con los desempeños reportados por las plantas de craqueo catalítico de la GRB, incluyendo la unidad UOP-I (Departamento de planeación, GRB). Por lo anterior, este programa fue seleccionado en este trabajo para la predicción del producto reactor de la UOP-I ante un esquema de reciclaje de APC y butanos.

1.4 OBJETIVOS

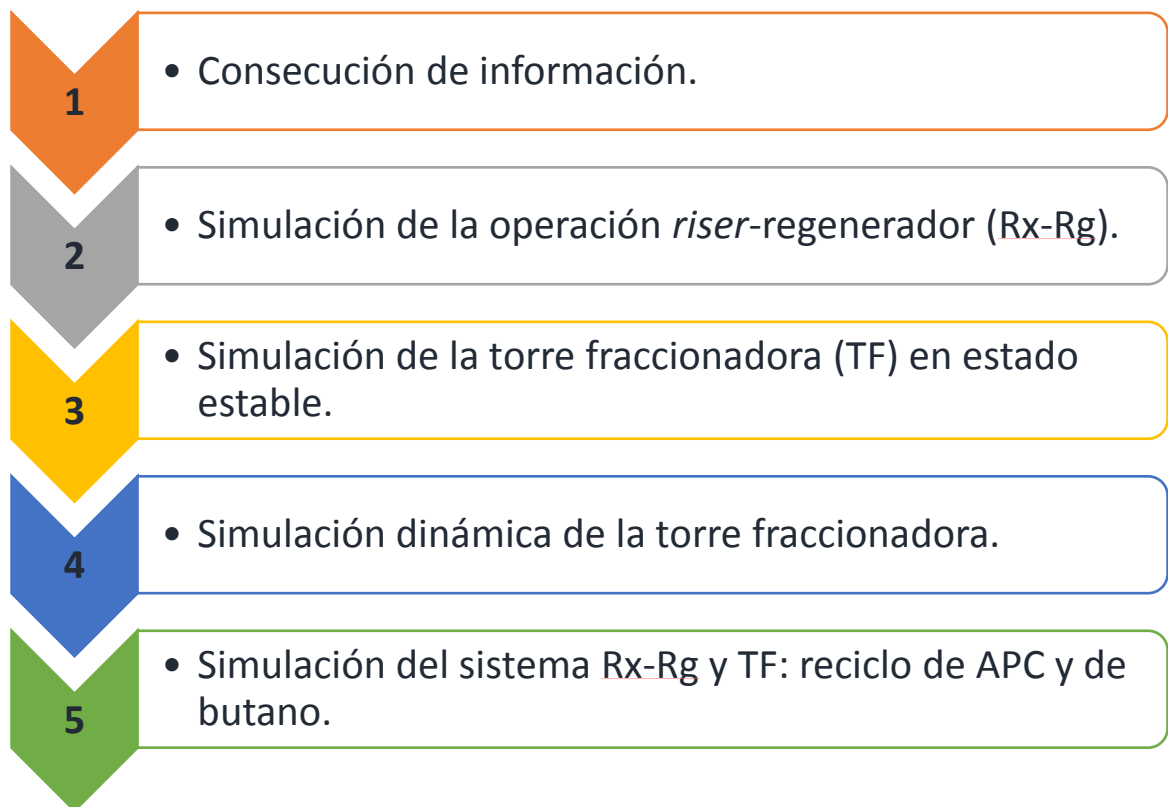
Los objetivos considerados en este estudio fueron:

- Analizar la estabilidad del proceso de la unidad UOPI mediante la variación de flujos de entrada al Riser, simulando en el programa SHARC.
- Analizar la operación de la T2701 por medio del programa comercial HYSYS, para determinar la máxima extracción de APC sin que afecte la operación de la torre.
- Determinar la conveniencia de aplicar reciclaje de APC y butano al riser regenerador, a través de diferentes escenarios de evaluación, para aumentar el margen de ganancia en la refinería de Barrancabermeja.

2. METODOLOGÍA

La metodología planteada para el desarrollo del trabajo de aplicación se presenta en la Figura 3. Las etapas de la metodología son descritas a continuación.

Figura 3. Diagrama Metodológico para el desarrollo de la Investigación.



2.1 CONSECUCIÓN DE INFORMACIÓN

En esa etapa los datos históricos del proceso fueron recolectados del sistema PI, el cual realiza el monitoreo y la gestión de los datos de las plantas de procesos de la GRB. Esta información es requerida para la definición de las condiciones para las simulaciones en HYSYS y en SHARC.

Los datos históricos fueron recolectados en una ventana operativa definida entre 2014 (21/01/2014-05/06/2014) y 2015, tiempo para el cual, la unidad presentó los mayores tiempos de estabilidad en la operación. Los datos históricos fueron sometidos a un análisis estadístico para determinar los valores de estabilidad de las variables operativas (flujos, temperaturas y presiones) para las simulaciones. Asimismo, diferentes parámetros de los equipos *riser*-regenerador (Rx-Rg) fueron recolectados para la simulación. Entre los parámetros se encuentran el diámetro y la longitud del *riser*, la geometría del reactor, la geometría del regenerador y las características del catalizador. Igualmente, los parámetros requeridos para la simulación de la torre fraccionadora T2701 fueron recolectados (dimensionamiento de los platos, alturas entre platos y volumen del condensador).

2.2 SIMULACIÓN DE LA OPERACIÓN *RISER*-REGENERADOR

La simulación del Rx-Rg se realizó con el *software* especializado SHARC. Los diferentes estados estacionarios identificados en la sección anterior, fueron utilizados para efectuar las simulaciones; asimismo, los datos de rendimiento fueron usados en la verificación de los resultados de SHARC. Los datos simulados en SHARC fueron extraídos directamente de PAI pues estos son mediciones reales de la industria. En esta etapa se realizó un análisis de desempeño de los datos obtenidos con SHARC que no son medidos directamente en planta. De igual forma, se tuvo que ajustar y sintonizar el modelo de simulación

del riser para la unidad UOPI ya que la predicción de los resultados obtenidos para el año 2013 comparado al año de estudio 2014, eran totalmente diferente en su comportamiento esperado. Una vez ajustado el modelo, fue necesario verificar el mismo a través del cambio de variables como la temperatura de reacción, temperatura de precaliente, flujo entre otros, para proyectar su comportamiento, reportando resultados coherentes según la aplicación industrial.

2.3 SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO ESTABLE

La torre fraccionadora fue simulada en estado estacionario utilizando el programa ASPEN HYSYS y las condiciones de operación según las ventanas operativas de la industria. Las simulaciones consideran la caracterización del producto reactor según los resultados obtenidos en la etapa anterior con el programa SHARC. Este producto reactor fue especificado como un crudo en la sección “*Petroleum Assays*” de la opción “*Properties*”. Los resultados de las simulaciones en estado estacionario fueron cotejados con los datos históricos de proceso.

2.4 SIMULACIÓN DINÁMICA DE LA TORRE FRACCIONADORA

Las condiciones estacionarias alcanzadas en la etapa anterior fueron las condiciones iniciales para la consecución de la simulación dinámica de la torre fraccionadora en HYSYS. Para esto, las columnas T-2701, T2702 y T-2703 fueron dimensionadas según la herramienta “*Tray sizing*”. Asimismo, las modificaciones sugeridas por el asistente dinámico fueron aplicadas para la consecución de una simulación dinámica estable y representativa del proceso. Con la simulación dinámica, la respuesta de la torre fue analizada ante diferentes perturbaciones del flujo de alimentación y otras variables de proceso.

2.5 SIMULACIÓN DEL SISTEMA RISER-REGENERADOR Y TORRE FRACCIONADORA

La simulación de la respuesta del proceso ante la operación de reciclaje de APC y butano fue realizada por medio del acople entre los simuladores SHARC y HYSYS. Teniendo en cuenta que el programa SHARC solo trabaja en estado estacionario, no se consideró dentro de la simulación la dinámica del riser-regenerador. Por lo anterior, se procedió a realizar la primera simulación en estado estacionario, como caso base en las dos simulaciones y para lograr su interacción, la información obtenida de la torre fraccionadora fue introducida de forma manual en SHARC, modificando las variables de operación pertinentes (composición del crudo fraccionado, temperatura y presión de la carga, entre otras).

Una vez procesada la carga, la simulación en HYSYS fue actualizada según el producto reactor reportado por SHARC. La simulación en HYSYS fue ejecutada en modo dinámica con la nueva carga; esta etapa se realizó con el fin de analizar la estabilidad del proceso de la torre ante la variación de los flujos de entrada. La simulación dinámica fue ejecutada hasta la consecución de un nuevo estado estacionario, después del cual los flujos de APC y de butanos fueron actualizados en el software SHARC, para la predicción del producto reactor y las condiciones operativas del proceso. El proceso de simulación dinámica en HYSYS y simulación estacionaria en SHARC fue repetido hasta que el estado estacionario conseguido en HYSYS resultó el mismo después de dos simulaciones consecutivas (producto reactor constante).

Se establecieron cinco escenarios de estudio para el caso de inyección de butano, considerando un porcentaje del 3%, 6%, 9%, 12% y 15% en relación a la misma carga base (modelo sin butano). Estos porcentajes fueron contemplados según la capacidad máxima permisible en la unidad UOPI (2500 bbl/day). Al momento de encontrar el porcentaje de rendimiento óptimo se procedió a realizar la corrida

incluyendo el reciclado de APC. En todos los casos evaluados se estudió el comportamiento de temperaturas y el contenido de productos pesados: gasolina (C6), aceite liviano de ciclo (LCO/LGO), aceite pesado de ciclo (HCO/HGO) y slurry (SO/CLO), como de productos livianos: C2, C3, C4 y C5. Por último, se estimó el margen de refinación grueso que se obtendría con la aplicación del reciclado de APC y la inyección de butano, evaluado según los resultados obtenidos de las simulaciones previas.

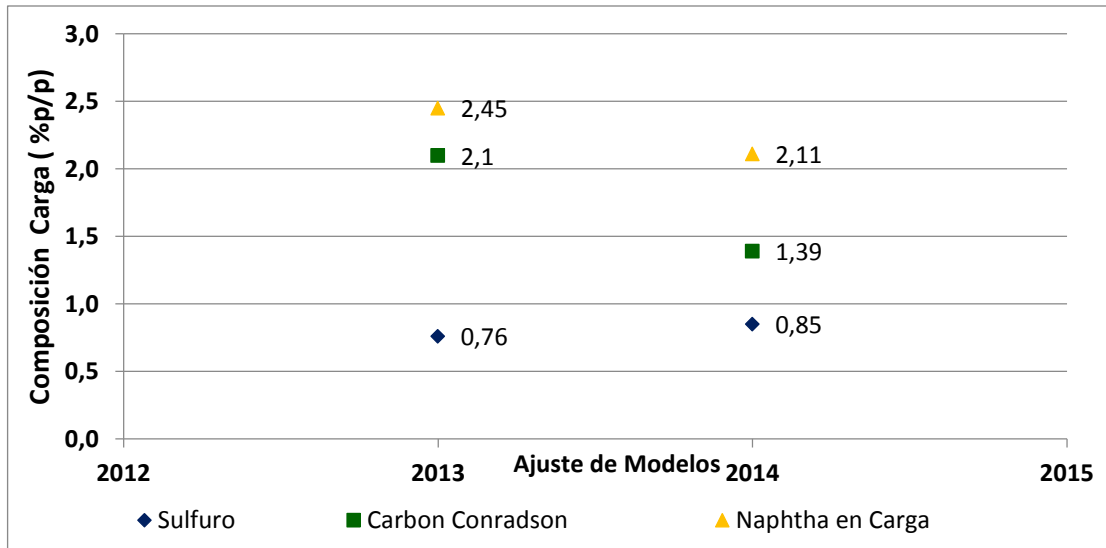
3. SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN DEL RISER-REGENERADOR

En este capítulo se detallan diferentes pruebas comparativas que permitieron simular utilizando el programa SHARC de manera a reproducir los datos históricos de operación.

3.1 AJUSTE DEL MODELO EN SHARC

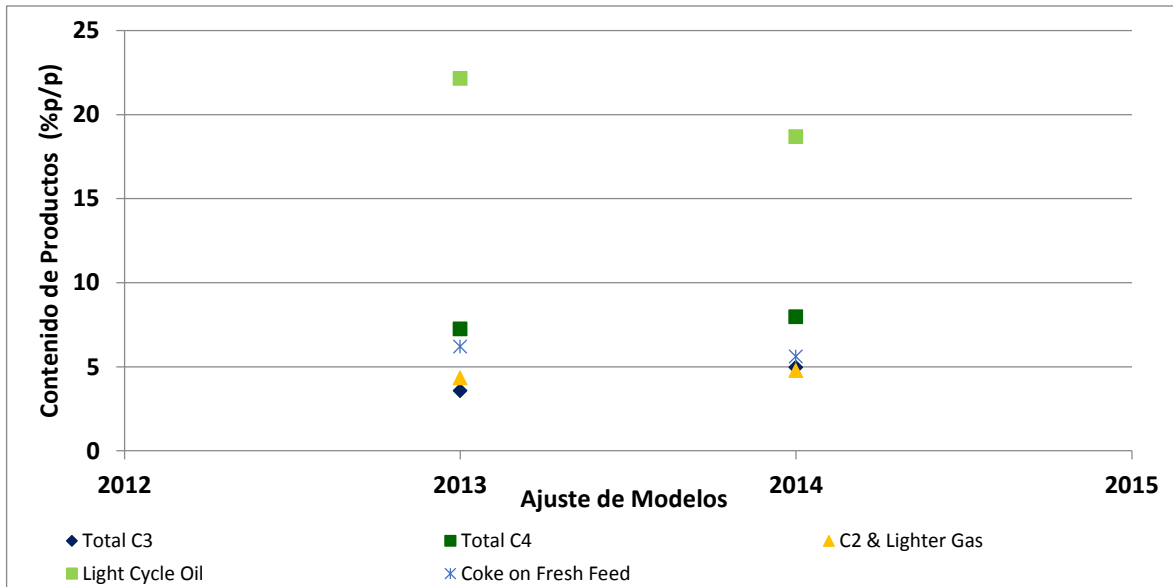
El ajuste del modelo codificado en SHARC para la UOP-I se determinó según sus resultados respecto a diferentes ventanas operacionales utilizadas hoy día en planta. En esta prueba, se realizó el ajuste del modelo que sirvió para hacer el seguimiento al desempeño operacional de la unidad UOP I detectando las diferencias entre algunas variables de operación y los rendimientos de productos estimados por el modelo base año 2013 y el modelo base 2014 (modelos obtenidos por monitoreo en la refinería y que fueron verificados y recalculados según la programación interna de SHARC). En la Figura 4 se presenta la comparación de los resultados obtenidos del ajuste de los modelos (2013 y 2014) en relación al contenido de carga procesada en la unidad UOPI.

Figura 4. Normalización del Modelo base (contenido de carga)



En la Figura 4 se puede apreciar el cambio de algunos parámetros del flujo de alimentación como fueron: el contenido en peso de la nafta, el contenido de azufre y carbón Conradson (%p/p). En la figura 5 se presenta la variación del contenido de productos livianos según la normalización realizada al modelo base. Adicionalmente, existen cambios importantes en los contenidos del producto obtenido (fracciones livianas y pesadas) como se presenta en la Figura 5 y otras variables de interés en el proceso (temperaturas, API, etc.). Los cambios hallados diagnostican según la funcionalidad de SHARC que el modelo debe ser sintonizado o ajustado acorde a las variables de operación año 2014.

Figura 5. Ajuste del Modelo base (contenido de productos livianos)

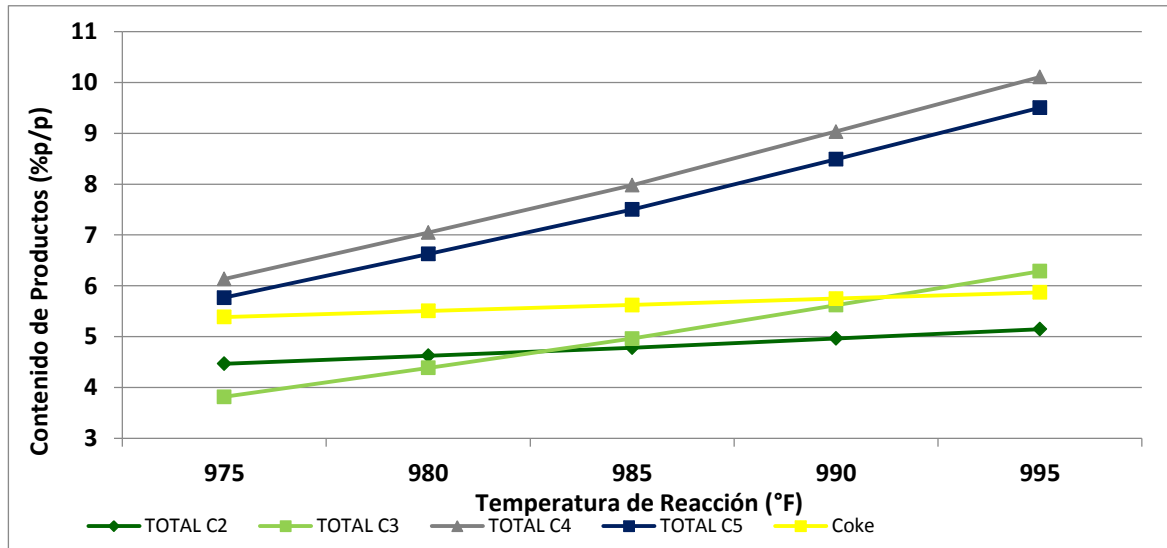


Según los resultados de las simulaciones obtenidas en la normalización, muestran que la diferencia entre el valor de los años llegan hacer hasta en un 65% al comparar los dos modelos, siendo necesario sintonizar o ajustar el modelo codificado en SHARC para el año 2014 y así, conseguir una simulación representativa de la operación de la UOP-I (ver datos en Anexo A). Una vez efectuado el ajuste del modelo se procedió a sintonizar el mismo, mediante el cambio de las variables de operación más importantes del proceso (temperatura de reacción, temperatura de precaliente, cambio de carga y API). El software procesa el cambio de las variables y reajusta el modelo, manteniendo la tendencia del mismo. Es de aclarar que esta prueba es de verificación y control del software.

3.1.1 Sintonización A continuación se describen los efectos asociados al cambio de cada variable sobre el caso base, ya que según los expertos de SHELL, cada vez que se realice una simulación, se debe ajustar el modelo con las variables de proceso, para que el grado de error sea mínimo. El primer caso de ajuste, consideró el aumento en la temperatura de reacción desde 975°F hasta 995°F (incrementos de 5°F), mientras las otras variables de operación permanecían

constantes, tal como se presenta en la figura 6, obteniendo la predicción de los contenidos de productos reportados.

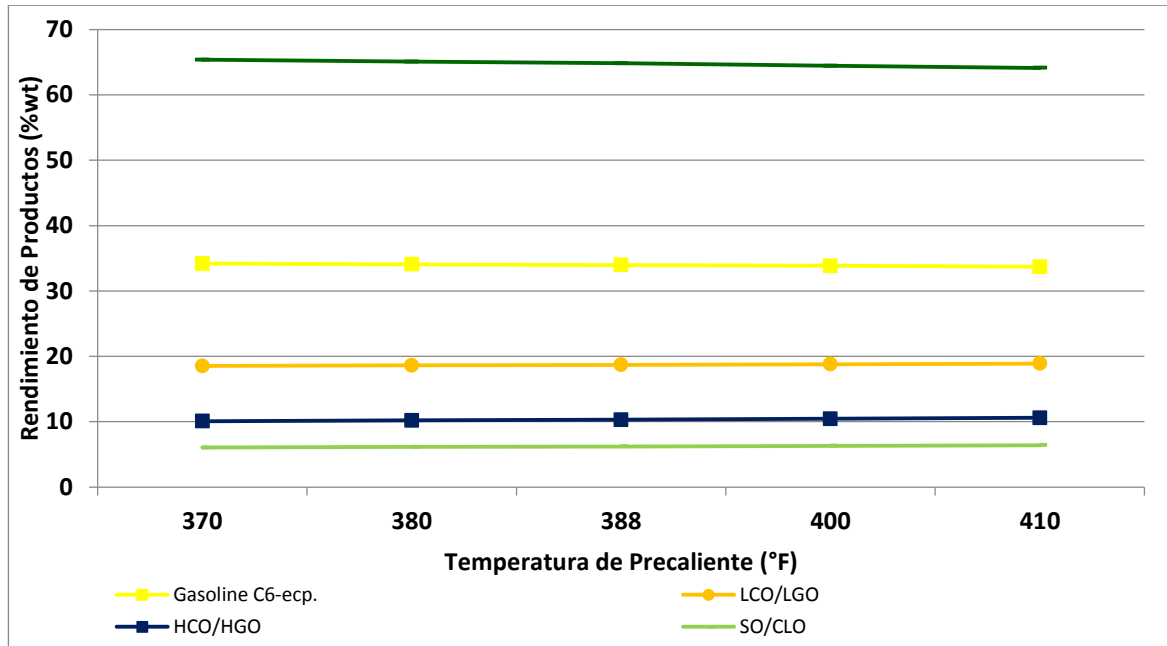
Figura 6. Sintonización del Modelo base por cambio en la temperatura de reacción.



El aumento de la temperatura de reacción genera una disminución en la formación de saturados, olefinas, ciclo olefinas, benceno y aromáticos, así como del rendimiento en la producción de aceite liviano, aceite pesado y aceite de ciclo. De otro lado, el aumento de la temperatura conlleva al incremento de la velocidad de circulación del catalizador, la conversión en la formación de productos livianos (C2, C3, C4, C5) y gasolina liviana, como se presenta en la Figura 6.

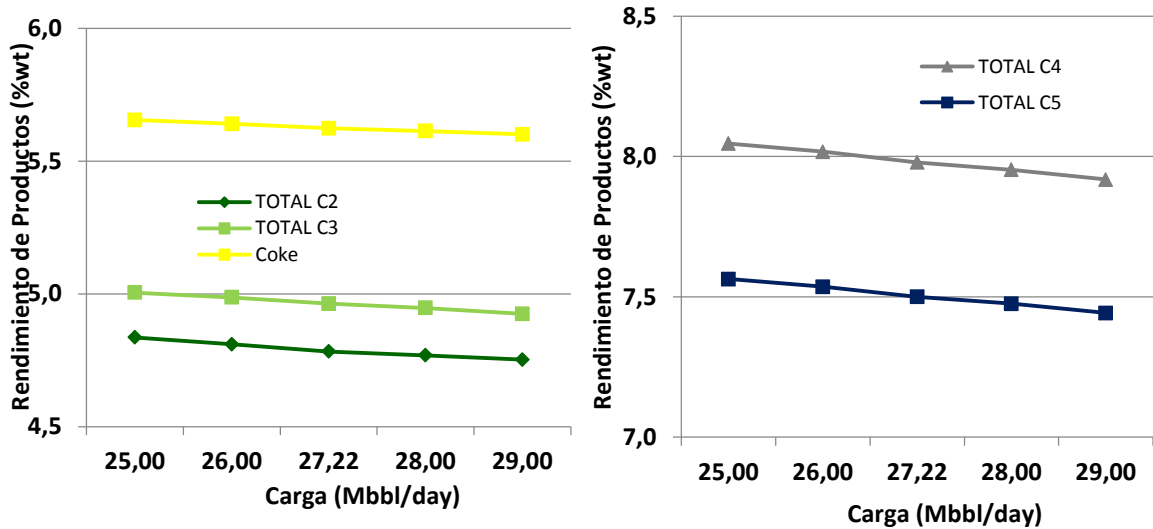
En segundo lugar a manera de evaluar la sensibilidad del modelo, se varió la temperatura de precaliente desde 370°F, con incrementos de 10°F hasta 410°F, manteniendo las otras variables constantes, tal como se presenta en la Figura 7.

Figura 7. Sintonización del Modelo base por cambio en la temperatura de pre-caliente.



Este cambio generó un aumento en los rendimientos de C2, de aceite liviano (LCO), de aceite pesado (HCO) y de aceite de ciclo (SO), así como la disminución en la velocidad de circulación del catalizador y en los rendimientos de C3, C4, C5 y gasolina, como ocurre en la realidad, razón por la cual, justifica la única posibilidad de mejorar el modelo y realizar posteriormente la corrida con las variables de operación del año 2014. El tercer caso de ajuste involucró la modificación del valor en la inyección de carga de alimento en 1 Mbbbl/day, iniciando en 25 Mbbbl/day y concluyendo en 28 Mbbbl/day, como se presenta en la figura 8, sobre la sintonización del modelo base variando la carga de alimento.

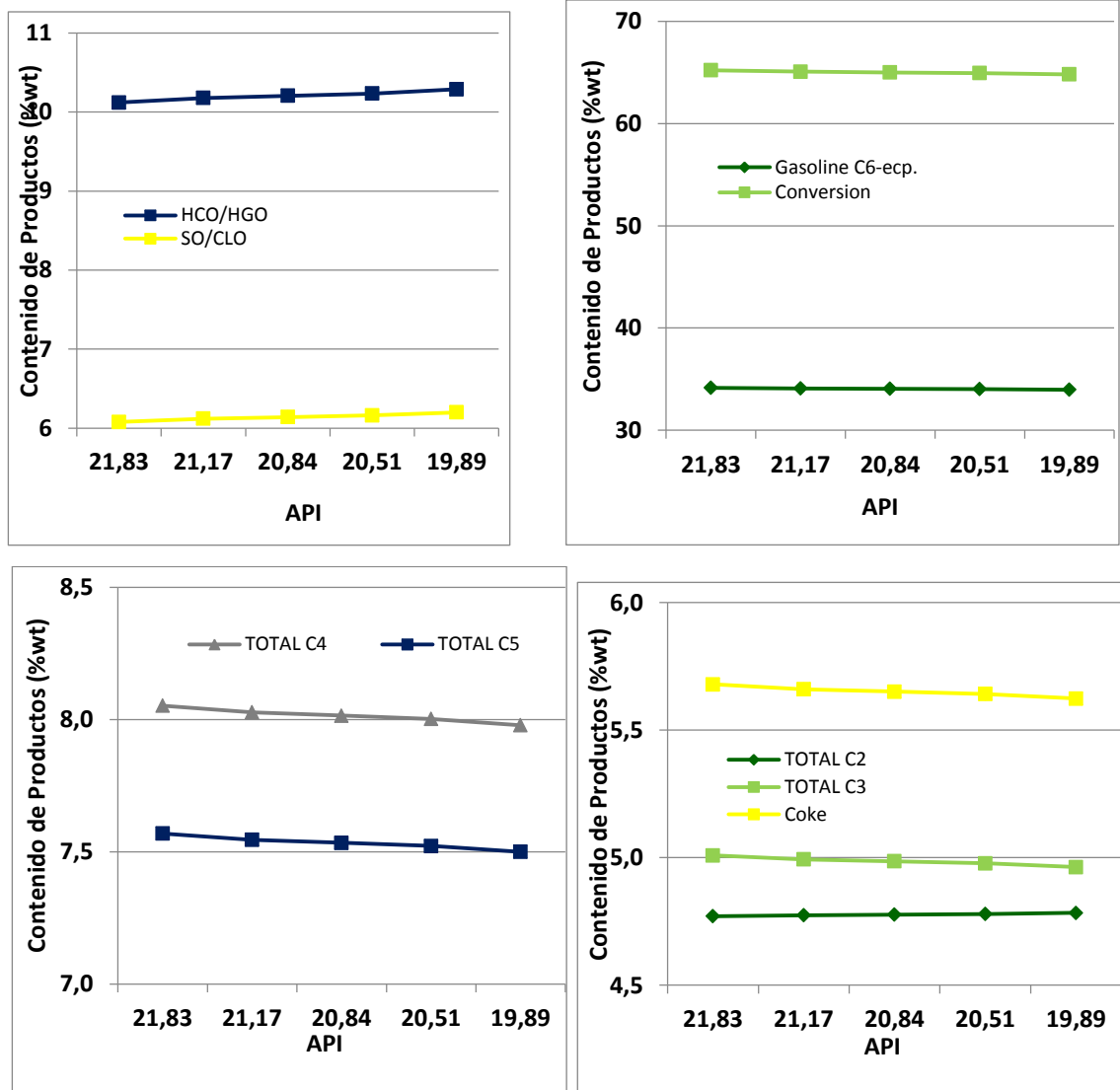
Figura 8. Sintonización del Modelo base por cambio en la carga de alimento.



Este ligero aumento de carga modificó la temperatura de fase densa y la temperatura diluida (disminuyeron 1°F por cada 1 Mbbbl/day), incremento levemente la velocidad de circulación del catalizador (tons/min; por cada 1 Mbbbl/day) y el flujo másico de aire húmedo (10 Mlb/hr por cada 1 Mbbbl/day); así como el aumento en el rendimiento de aceite liviano (LCO), aceite pesado (HCO), aceite de ciclo (SO), la formación de olefinas y cicloolefinas. Adicionalmente, el contenido de conversión de compuestos livianos (C2, C3, C4 y C5) y compuestos aromáticos fue disminuido según la Figura 8, como ocurre en la operación real de la unidad UOP I.

Finalmente, en la Figura 9 se presenta el ajuste en la variable API, el cual fue modificado desde 21,83 a 19,89 API.

Figura 9. Sintonización del Modelo base por el cambio del API.



La disminución del API de la carga aumentó el flujo másico de aire húmedo (0,5 Mlb/hr por cada disminución de API), así como el rendimiento de C2, el aceite liviano (LCO) y el aceite pesado (HCO). A su vez, esta variación impacta proporcionalmente en la disminución del rendimiento de C3, C4, C5, gasolina liviana y la formación de coque, como ocurre en la funcionalidad de la planta.

3.1.2 Verificación Una vez realizada la sintonización del modelo con datos del mayo 20 del 2014 se procedió a verificar el modelo con datos históricos del 21 de Mayo del 2014. El escenario de verificación fue codificado en el formato requerido por SHARC. Según los resultados de la verificación, las diferencias obtenidas fueron menores del 5%, los cuales, a la luz de una simulación de craqueo catalítico, son suficientes para afirmar que el modelo ajustado representa la operación de la unidad UOP-I. Los valores de diferencia de la verificación de los casos, se presentan en Tabla 3.

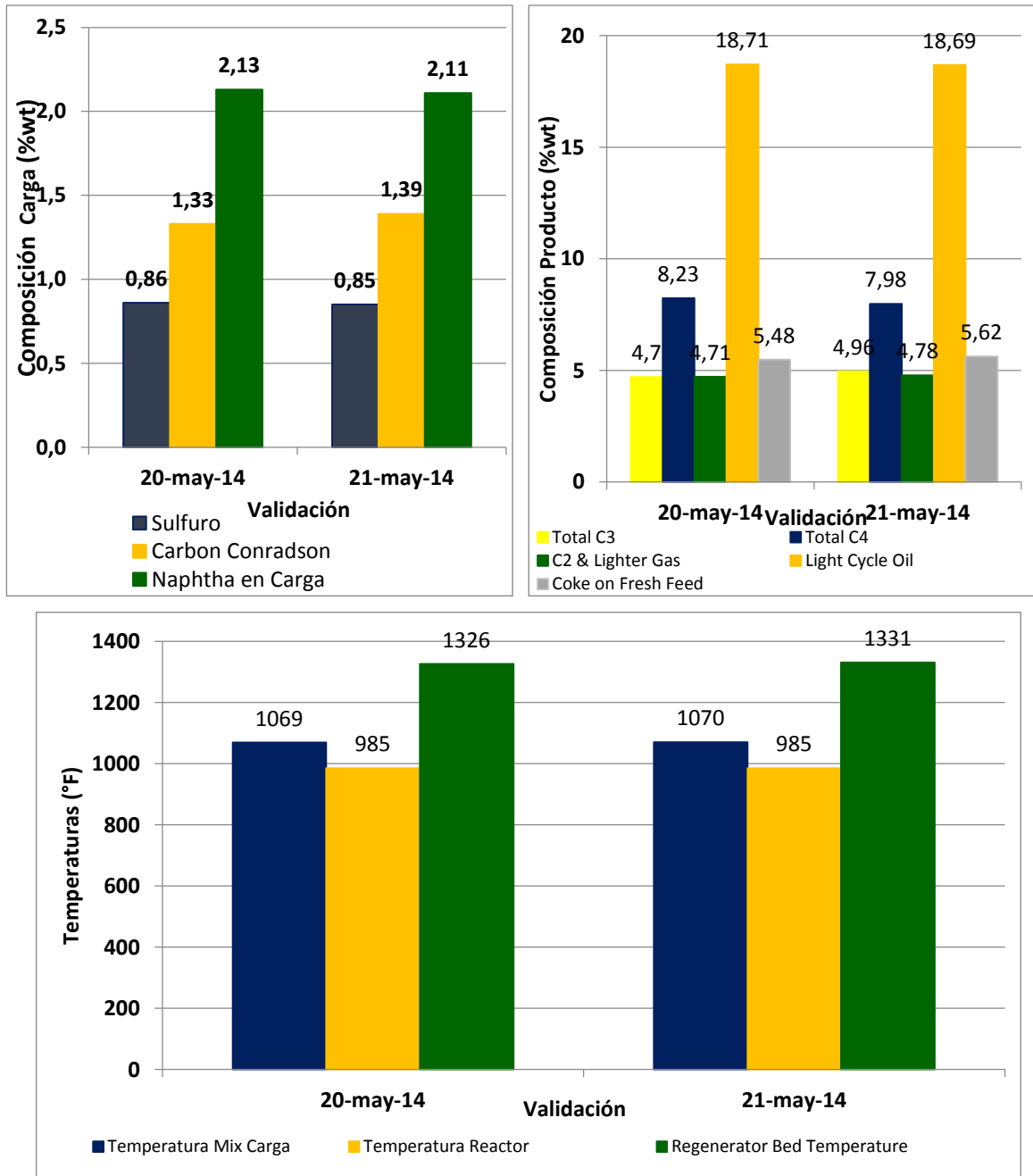
Tabla 3. Datos de Comparación (Modelo de Verificación)

Datos de Carga	Unidad	20-may-14	21-may-14	Diferencia
Naphtha en Carga	%wt	2,13	2,11	0,94%
Gas Oil en carga	%wt	8,78	8,78	0,00%
Sulfuro	%wt	0,86	0,85	1,17%
Carbon Conradson	%wt	1,33	1,39	4,41%
Nitrogeno Basico	ppm	627,4	629,2	0,29%
Nickel	ppm	2,7	2,7	0,00%
Vanadium	ppm	3,6	3,5	2,82%
API	API	19,91	19,89	0,10%
Gravedad Especifica	--	0,9337	0,9338	0,01%
Viscosity at 100C	cSt	14,7	14,8	0,68%
V50	---	28,9	28,9	0,00%
UOPK	---	11,64	11,64	0,00%
Datos de operación				
Carga al reactor	Mbbl/d	27,21	27,22	0,04%
Vapor al Riser	Mlb/h	18,4	18,4	0,00%
Temperatura Reactor	° F	985	985	0,02%
Temperatura Mix Carga	° F	1069	1070	0,09%
Regenerator Bed Temperature	° F	1326	1331	0,35%
Velocidad Circulación del Catalizador	tons/min	23,1	23,1	0,00%
Carbon Regenerado	%wt	0,03	0,03	0,00%
Total Conversion	%wt	64,79	64,82	0,05%
Net ecp Conversion	%wt	59,31	59,2	0,19%
C5 - ecp Gasoline	%wt	41,67	41,47	0,48%

Datos de Carga	Unidad	20-may-14	21-may-14	Diferencia
C2 & Lighter Gas	%wt	4,71	4,78	1,48%
Total C3	%wt	4,7	4,96	5,38%
Total C4	%wt	8,23	7,98	3,08%
Total C5	%wt	7,74	7,5	3,15%
Light Cycle Oil	%wt	18,71	18,69	0,11%
Clarified Oil (or unconverted)	%wt	6,15	6,2	0,81%
Coke on Fresh Feed	%wt	5,48	5,62	2,52%

En la tabla anterior se presentan los datos de entrada al modelo base de los dos fechas de estudio (características del flujo de alimento (contenido de metales, API, azufre, etc.), datos de operación (temperaturas, carga, vapor, presión, velocidad de recirculación, etc.), conversión de la reacción y composición de productos). Así mismo, en la Figura 10 se presenta la gráfica de los resultados obtenidos de la verificación del modelo base presentada en la tabla anterior, para el 20 y 21 de Mayo del 2014.

Figura 10. Verificación del Modelo base



Según la verificación en la comparación de los modelos, se establece que los valores del contenido de la carga (azufre, carbón, nafta), el contenido de productos livianos (C2, C3, C4 y C5) y las temperaturas de proceso (mix de carga, reacción y

de lecho regenerador) poseen una aproximación similar y aceptable al dato histórico de proceso (diferencia menor al 1%).

4. SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO ESTABLE

4.1 ASSAY DEL PRODUCTO REACTOR.

Los resultados de caracterización para la salida del *riser* predichos por SHARC corresponden al assay del crudo de alimentación a la torre fraccionadora. Con esta información, se realizó la caracterización del crudo utilizando la herramienta “Oil Manager” incorporada en HYSYS; los datos de caracterización correspondieron al contenido de compuestos livianos, las curvas de destilación ASTM D86 - ASTM D1160, densidades y los factores UOPK, entre otros. A partir de estos datos, HYSYS determina las propiedades, la composición y los cortes representativos del alimento a la fraccionadora.

4.2. DEFINICIÓN DE PARÁMETROS DE LA FRACCIONADORA

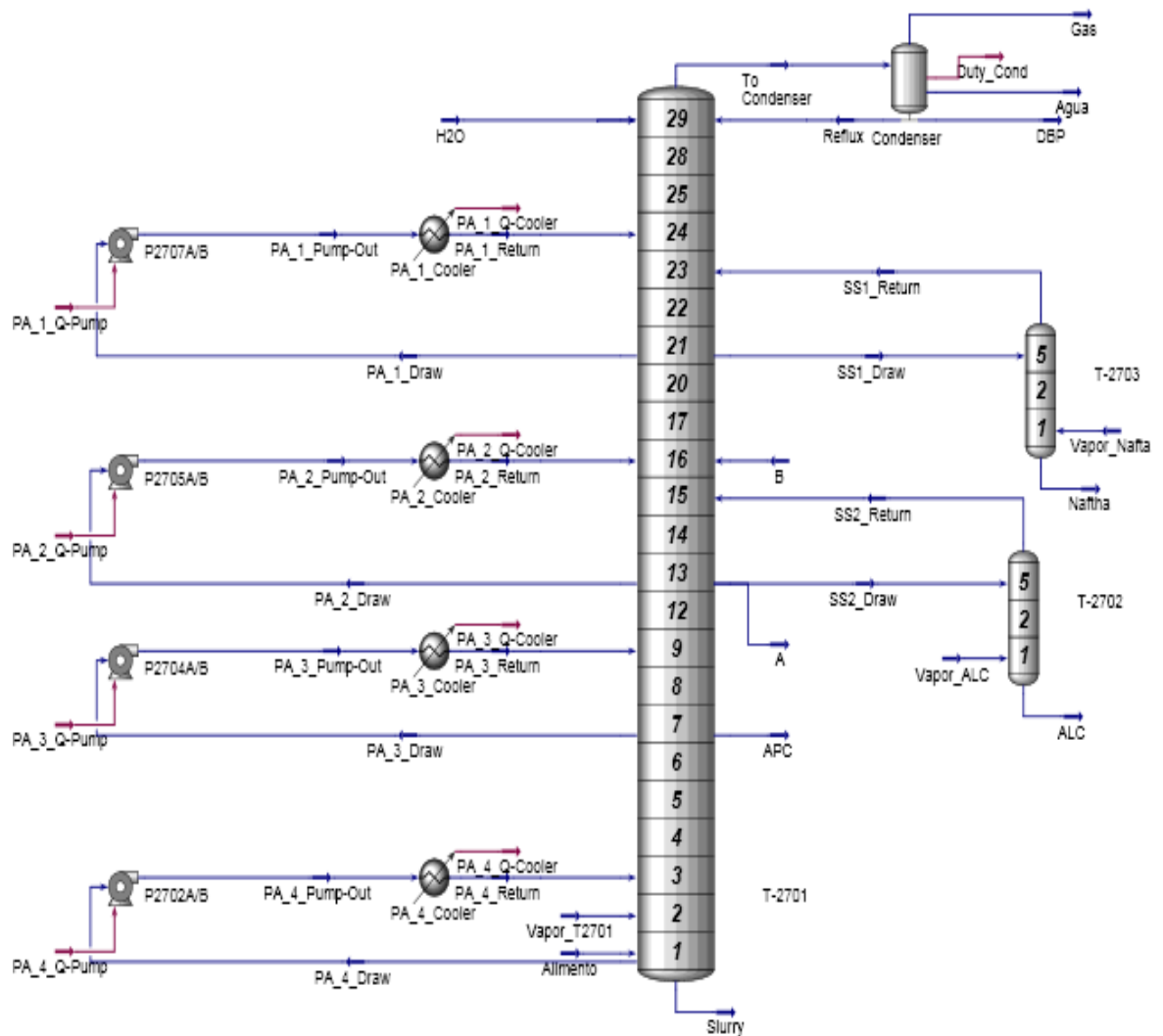
La torre fraccionadora fue creada mediante Aspen HYSYS V8.6 y se usó información suministrada por ECOPEtrol para cada una de las composiciones, flujos y condiciones de operación del proceso.

Los intercambiadores y bombas simulados en las corrientes de producto son: en el producto Nafta E2712A y P-2708A/B, en ALC E-2709A-C, E-2710A/B y P-2706A/B y en slurry E-2707, E-2708A/B y P-2703A/B a cada uno de estos intercambiadores se les especifico la caída de presión y la temperatura de salida, esta temperatura se incluyó de tal forma que la corriente de salida no presentara fase vapor.

Para la construcción del modelo de la torre fraccionadora que se muestra en la

Figura 11, la siguiente información fue especificada: número de platos (36 platos teóricos y 29 platos ideales), las temperaturas, las presiones de cima y fondos y la presión del condensador. Se incluyeron cuatro retiros de calor o *pumparound*: PA_1_Draw (Nafta), PA_2_Draw (ALC), PA_3_Draw (APC) y PA_4_Draw (Slurry) a los cuales se les definió el flujo de intercambio de calor y el delta de temperatura. En el circuito PA_2_Draw (ALC) se ingresó la corriente B proveniente de los fondos de la torre de absorción secundaria T-2752, que se divide en dos corrientes. Una parte regresa a la torre T-2752. La otra parte se mezcla con los fondos de la misma torre y continúa de regreso a la fraccionadora (A). Por otro lado, se conectaron dos torres despojadoras, la de Nafta y de ALC, a las cuales se les fijaron los flujos de los productos.

Figura 11. Modelo en HYSYS de la Torre Fraccionadora T-2701.



Para los retiros de calor de la torre, se utilizaron los valores de diseño de los intercambiadores usados en cada uno de los circuitos de *pump-around* mostrados en la

Figura 11. La caída de presión de los intercambiadores de cada uno de los circuitos fue necesario especificarla para poder instalar cada *pump-around* y por defecto HYSYS calcula la caída de presión y el *duty* de cada una de las bombas que hacen parte de cada circuito de retiro de calor. En la Tabla 4 se presentan las condiciones de operación que se ingresaron para la construcción la torre fraccionadora en el simulador HYSYSv8.6 en estado estable. En la Fuente: Ecopetrol.

Tabla 5 se muestran las especificaciones de diseño de los intercambiadores de calor y bombas de cada una de las corrientes de producto (Nafta, ALC y Slurry) de la torre fraccionadora.

Tabla 4. Condiciones de operación del modelo de la Fraccionadora T-2701

Torre fraccionadora Principal (T-2701)	
PROPIEDAD	ESPECIFICACIÓN
# Platos ideales	29
Algoritmo	Inside-out
Presión de cima (psig)	25,89
Presión de fondo (psig)	29,80
Alimento	
FEED	Plato 1
Steam_T-2701 (vapor de despojo)	Plato 2
H2O (Agua de lavado)	Plato 29
B	Plato 16
Flujos	
H2O (agua de lavado)	27,25 BPD
B fondos de T-2752	4500 BPD
Método termodinámico	Peng-Robinson-LK
Condensador	Parcial
Presión condensador (psig)	21,89
Temperatura Estimada (°F)	99,98
Estimados Iniciales	Met. Convencional
Temperatura de cima (°F)	247,4
Temperatura de fondo (°F)	673,7

Torre fraccionadora Principal (T-2701)	
PROPIEDAD	ESPECIFICACIÓN
Relación de reflujo estimado (L/D)	0,4565
Pump-rounds	
PA_1	Plato 21/24
PA_2	Plato 13 / 16
PA_3	Plato 7 / 9
PA_4	Plato 16 / 14
Despojadora de Nafta T-2703	
# Platos ideales	5
Algoritmo	Inside-out
Presión de cima (psig)	27,8
Alimentos	
Steam_Nafta	Plato 1
Nafta (SS1_Draw de T-2701 a T-2703)	Plato 5
Productos	
Nafta producto plato 1	2520 BPD
Despojadora de ALC T-2702	
# Platos ideales	5
Algoritmo	Inside-out
Presión de cima (psig)	28,6
Alimentos	
Steam_ALC	Plato 1
ALC (SS2_Draw de T-2701 a T-2702)	Plato 5
Productos	
ALC producto Plato 1	4490 BPD

Fuente: Ecopetrol.

Tabla 5. Especificación de Diseño de intercambiadores de calor y bombas.

Corriente	INTERCAMBIADORES			Corriente	BOMBAS		
	Equipo	Temperatura °F	ΔP (psi)		Equipo	Eficiencia (%)	Duty (hp)
Nafta	E-2712A	264	10	Nafta	P-2708 A/B	45	8
ALC	E-2709A-C	350	10	ALC	P-2706 A/B	58	17
ALC	E-2710A/B	260	10	Slurry	P-2703 A/B	43	16

Slurry	E-2707	400	10				
Slurry	E-2708A/B	150	10				

Fuente: Ecopetrol.

A continuación se muestra el calor retirado por diseño de cada uno de los intercambiadores, el cual uno es un rehervidor (E-2758), junto con los resultados obtenidos en la herramienta Aspen HYSYSv8.6. Cada una de las especificaciones fue suministrada para reducir los grados de libertad del modelo y que estos sean cero. Cada pumparound crea dos grados de libertad sobre el sistema y por lo tanto dos especificaciones deben ser ingresadas; por defecto pide el caudal y la diferencia de temperatura; en este estudio se cambió la diferencia de temperatura por el calor en el intercambiador.

Tabla 6. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de Slurry (PA_4_Draw).

DATOS DE DISEÑO			
Calor Retirado	Temperatura °F	MMBtu/h	ΔP (psi)
E-2704A/B	735	26,71	10
E-2705	740	0,6	10
E-2706A/B/C	740	44,46	15
E-2760	750	14,11	10
E-2707	740	5,29	10
E-2708	450	3,2	10
Total		94,37	

Fuente: Ecopetrol.

El calor obtenido del circuito de slurry por medio de HYSYS es de 84.18 MMBtu/h. El calor retirado del circuito de APC calculado en HYSYS es de 16,52 MMBtu/h. El flujo de calor total retirado en el circuito de ALC por medio de HYSYS es 46,63 MMBtu/h, aquí se incluye el retiro de calor que presenta el circuito por la corriente A de salida. El calor retirado del circuito de nafta calculado es 10,10 MMBtu/h.

Tabla 7. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de APC (PA_3_Draw).

DATOS DE DISEÑO			
Calor Retirado	Temperatura °F	MMBtu/h	ΔP (psi)
E-2761	620	26,37	10
E-2715	620	3,04	10
Total		29,41	

Fuente: Ecopetrol.

Tabla 8. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de ALC (PA_2_Draw).

DATOS DE DISEÑO			
Calor Retirado	Temperatura °F	MMBtu/h	ΔP (psi)
E-2758	520	14,86	10
E-2709A-C	500	5.63	10
E-2710A/B	350	6,38	10
Total		26,87	

Fuente: Ecopetrol.

Tabla 9. Datos de diseño de intercambiadores de calor para el circuito de Nafta (PA_1_Draw).

DATOS DE DISEÑO			
Calor Retirado	Temperatura °F	MMBtu/h	ΔP (psi)
E-2711	400	10	10
Total		10	

Fuente: Ecopetrol.

4.3 DEFINICIÓN DE CONDICIONES OPERACIONALES

Una vez realizada la caracterización del crudo, la adición de los componentes puros y la definición de la torre en HYSYS, fue necesario especificar el flujo, la

presión y temperatura de cada una de las corrientes que ingresan al sistema. Para este caso, las corrientes que ingresan al sistema corresponden a: alimento, agua de lavado (H₂O), vapor de despojo (vapor_T2701), vapor de despojo de nafta (vapor_nafta), vapor de despojo de ALC (vapor_ALC) y la corriente B (Aceite liviano de ciclo) proveniente de los fondos de la Torre absorbedora secundaria T-2752. En la Tabla 10 se muestran las condiciones de cada una de las corrientes de entrada.

Tabla 10. Condiciones de operación de corrientes de entrada a la Torre fraccionadora T-2701

CONDICIONES	H2O (lavado)	Vapor_T-2701	Vapor_nafta	Vapor_ALC	Alimento	B-Fondos T-2752
Temperatura(°F)	100	400	390	390	982	243
Presión (psig)	30	50	50	50	30	194
Flujo (lbmol/h)	21,04	6,12E-06	166.5	164	3697	256.4
Fracción molar						
H ₂ O	1	1	1	1	0	0

Fuente: Ecopetrol.

La corriente de alimento está compuesta por gases ligeros y los puntos normales de ebullición (NBP) creados y calculados por HYSYS. La corriente B está compuesta por NBP calculados por HYSYS, la composición global de las corrientes está registrado en el Anexo B. Adicionalmente se insertaron intercambiadores, bombas a las corrientes de productos como se especifica en el manual de procesos de la unidad FCCU UOP-I.

Igualmente, los flujos de Destilado (DBP), APC, ALC y *slurry*, las temperaturas de cima y fondo se mantuvieron al ir variando los flujos de los *pumparound* de tal forma que se encontraran dentro de los rangos de operación y de esta manera hasta converger la simulación. Los rangos de variación de los *pumparound* fueron tomados según el promedio realizado sobre los datos históricos de proceso.

En este caso se tomó una especificación de flujo y delta de temperatura con ayuda del asistente dinámico de HYSYS, con el fin que se encontrara igual o aproximadamente cercano a los datos históricos de planta y de esta forma al converger la simulación se encuentre dentro de las ventanas operativas y así poder realizar el estado dinámico de la fraccionadora. En la Figura 12 se muestra las especificaciones suministradas a HYSYS, de igual manera se aprecian las variables que están activas y fueron usadas para converger la simulación; también se muestra el porcentaje de error del valor especificado y el valor calculado.

Figura 12. Especificaciones suministradas a HYSYS de datos históricos de PI y ventanas operativas.

Specifications						
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	1,060	0,2707	-0,7446	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	7560 barrel/day	7560	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Vap Prod Rate	335,0 barrel/day	246,0	-0,2658	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
APC Rate	20,00 barrel/day	20,00	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
SS1 Prod Flow	2000 barrel/day	2000	0,0002	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_1_Rate(Pa)	1,124e+004 barrel/day	1,124e+004	0,0001	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_1_Dt(Pa)	50,00 C	49,97	-0,0001	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
SS2 Prod Flow	4490 barrel/day	4490	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_2_Rate(Pa)	1,070e+004 barrel/day	1,070e+004	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_2_Dt(Pa)	66,67 C	66,67	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_3_Rate(Pa)	1500 barrel/day	1500	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_3_Dt(Pa)	50,00 C	50,00	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
13 Rate	3500 barrel/day	3500	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_4_Rate(Pa)	3,600e+004 barrel/day	3,600e+004	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_4_Dt(Pa)	80,00 C	80,00	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Temperature	250,0 F	247,4	-0,0028	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Draw Rate	3385 barrel/day	3385	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

View... Add Spec... Group Active Update Inactive Degrees of Freedom 0

Column Environment... Run Reset Converged

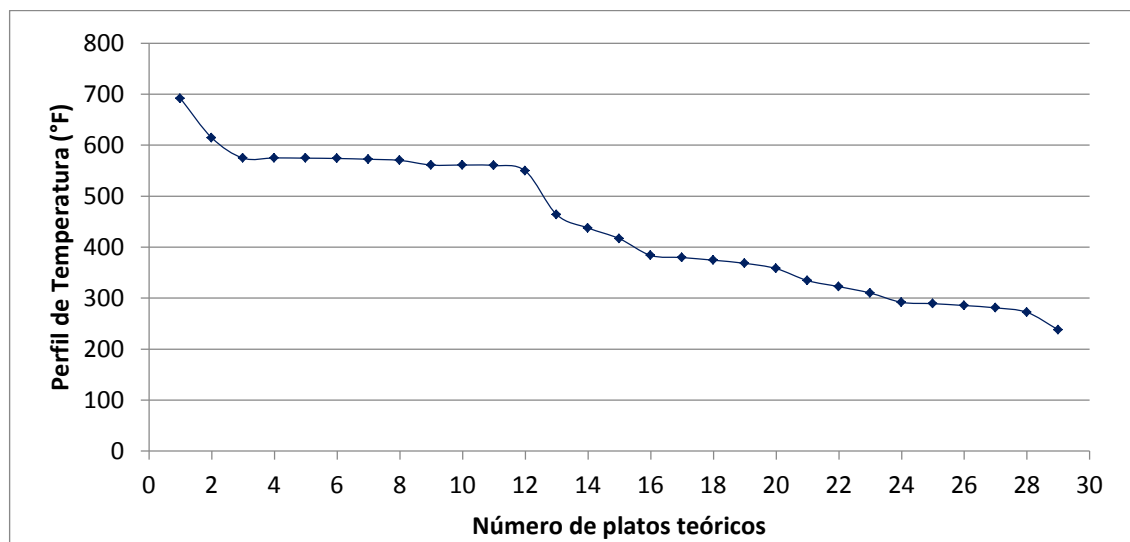
4.4 ANÁLISIS SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

En el Anexo C se especifican el flujo, temperatura y presión de cada uno de los platos teóricos que componen la torre fraccionadora, según la convergencia del sistema para la información analizada (Mayo del 2014), tomando el periodo de

mayor estabilización. Asimismo, en el Anexo C se muestran las condiciones para la carga y los productos considerados en la simulación.

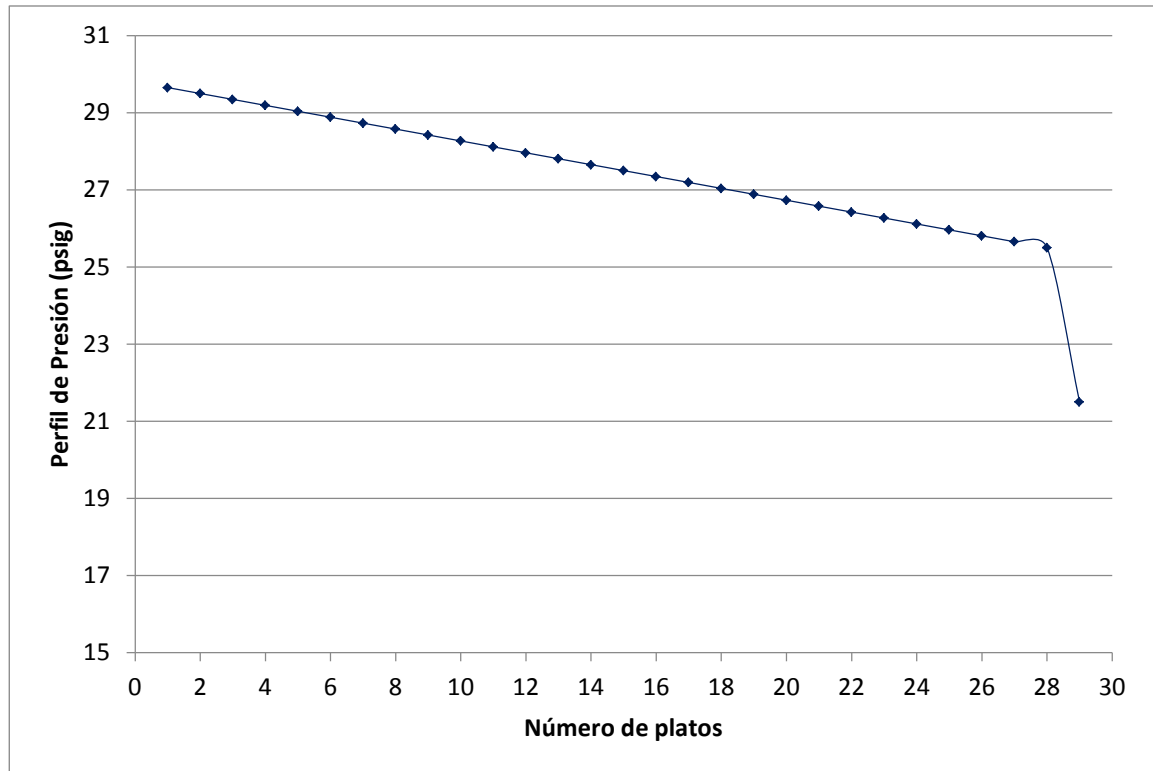
Los diversos cortes que conforman el assay del crudo presentan una diferencia entre sus puntos de ebullición, los que tienen temperaturas de ebullición altas condensan en primer lugar (componente más pesado) a medida que asciende por la columna, mientras que los valores más bajos (componentes más livianos) alcanzan la cima, este fenómeno se puede apreciar en la Figura 13 donde el perfil de temperatura va disminuyendo a medida que la carga asciende por la torre desde el plato 1 al plato 29, cabe aclarar que la carga ingresa en el plato número uno como se especifica en la Tabla 4. Igualmente, se observa un leve cambio en la temperatura desde el plato 2 al plato 12.

Figura 13. Perfil de Temperatura de la torre fraccionadora en estado estable.



Los gases calientes, provenientes del reactor tiende a aumentar las temperaturas en la torre y el intercambio de vapor, lo cual aumenta la presión, un descenso en la temperatura de reacción, disminuiría la presión de la torre. En la Figura 14 se observa el perfil de presión a medida que la carga asciende por la torre.

Figura 14. Perfil de Presión de la torre fraccionadora en estado estable.



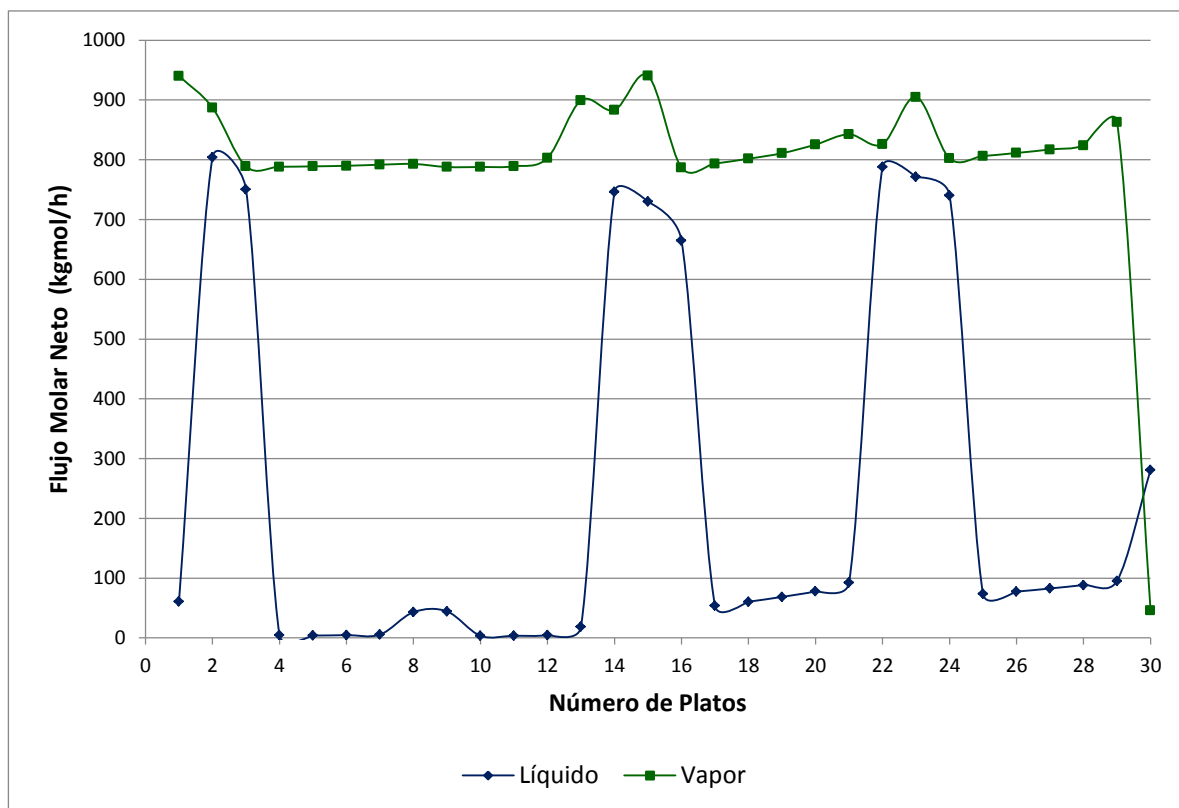
El crudo mientras asciende por la columna fraccionadora inicia el proceso de equilibrio en las fases vapor y líquido, aun mas cuando las corrientes atraviesan cada plato y se inyecta materias primas o se extrae productos; este equilibrio es alcanzado por la transferencia de masa y calor intercambiados en la operación unitaria.

El fenómeno descrito anteriormente se muestra en la Figura 15 para la torre fraccionadora en estado estacionario, en los platos 1, 2 cambia el flujo de vapor por efectos del flujo de alimento y el circuito de retiro de calor debido a PA_4, así mismo ocurre en los platos 13, 14, 15, 21, 22 y 23, cambia el flujo de vapor por efecto de las corrientes que van desde y hacia las despojadoras y los circuitos de retiro de calor PA_1, PA_2. La diferencia se da en los platos 3 hasta el plato 12, y del plato 17 al 21, como del plato 24 al 28, donde el flujo de vapor es constante

pues en esos espacios no hay suministro de corrientes ni extracción de flujos, el cual no alteran la estabilización de la fase vapor.

Por otro lado, el flujo líquido presenta cambios moderados en los platos 1,2, 3 14, 15, 16, 22, 23, 24 debido a los retiros de calor y por efecto del ingreso de las corrientes (alimento, B fondo, SSs_return T-2702; SS1_return T-2703 y reflux condensador), como se mencionó anteriormente (Figura 11); también se presenta un leve cambio en los platos 8 y 9 por efecto del circuito de retiro de calor PA_3.

Figura 15. Perfil de flujo molar neto de la torre fraccionadora en estado estable.



Una vez realizado el análisis del perfil de temperatura, presión y flujo neto de la torre fraccionadora en estado estacionario se procedió a presentar en la siguiente tabla, los rendimientos por compuesto obtenidos en el sistema de reacción en

SHARC comparado con la sumatoria (100%) por componente de los seis flujos de salida de la torre fraccionadora (FIC27021 - DESTILADO, GASES, FIC27020 - NAFTHA, FIC27017 - ALC, FIC27008 - SLURRY, FICAPC). Como caso particular se toma la sumatoria del componente n- butano que aparece en los seis flujos de HYSYS y que al comparar con el dato de SHARC se encuentra equivalencia entre ellos, ya que el componente de SHARC es fraccionado posteriormente en la torre.

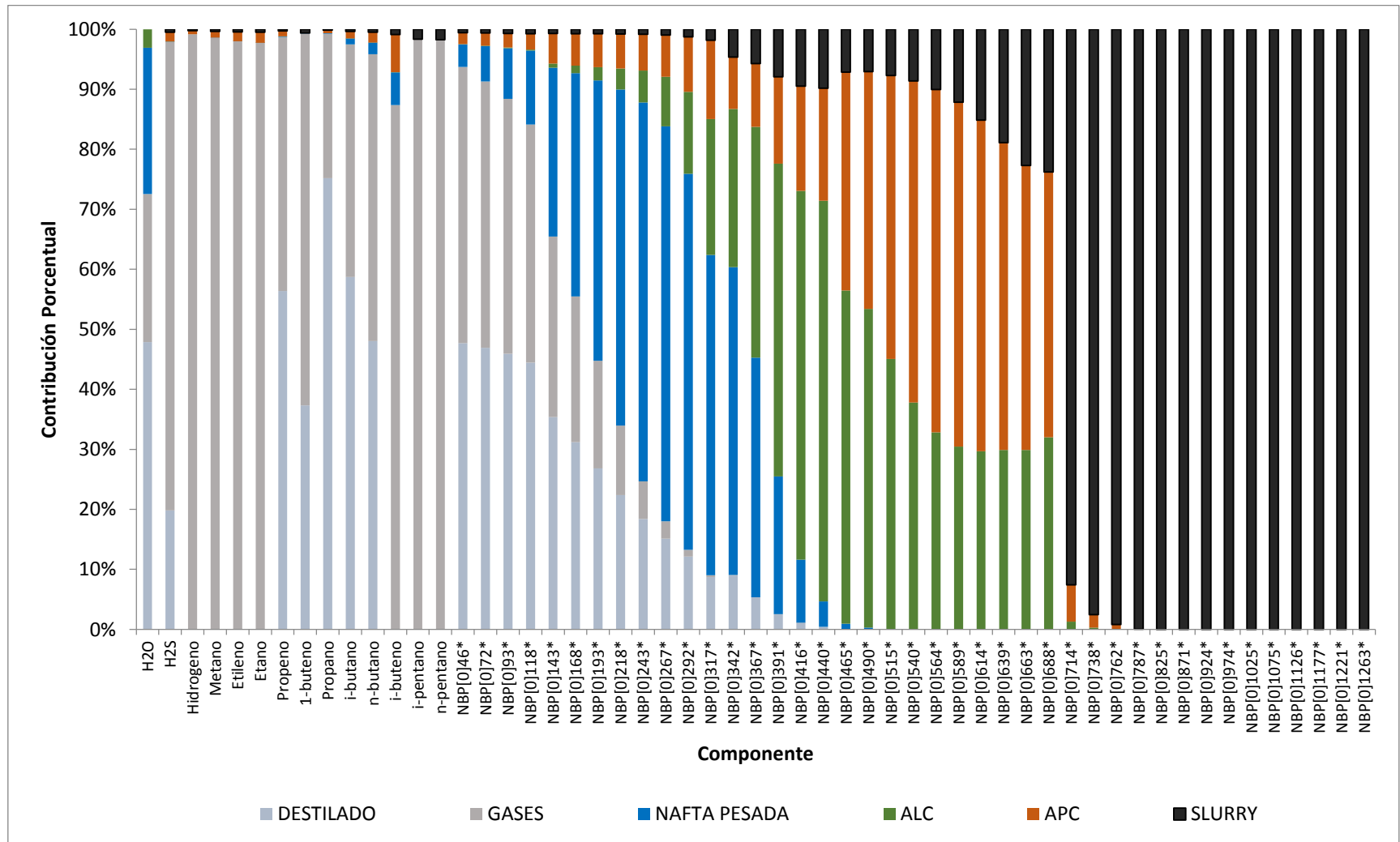
Tabla 11. Comparación de rendimientos por componente SHARC vs HYSYS.

Componente (%wt)	SHARC	FIC27021	GASES	FIC27020	FIC27017	FIC27008	FICAPC
H2S	0,002	0,0021	0,0084	0,0000	0,0000	0,0001	0,0002
Hidrógeno	0,001	0,0000	0,0043	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,007	0,0000	0,0437	0,0000	0,0000	0,0002	0,0005
Etileno	0,005	0,0000	0,0295	0,0000	0,0000	0,0001	0,0005
Etano	0,007	0,0000	0,0405	0,0000	0,0000	0,0002	0,0007
Propeno	0,037	0,1260	0,0945	0,0003	0,0000	0,0006	0,0021
1-buteno	0,017	0,0378	0,0628	0,0001	0,0000	0,0006	0,0000
Propano	0,029	0,1314	0,0421	0,0002	0,0000	0,0003	0,0009
i-butano	0,018	0,0634	0,0418	0,0011	0,0000	0,0004	0,0013
n-butano	0,009	0,0247	0,0246	0,0010	0,0000	0,0003	0,0009
i-buteno	0,012	0,0000	0,0638	0,0040	0,0000	0,0006	0,0046
i-pentano	0,016	0,0000	0,0938	0,0000	0,0000	0,0016	0,0000
n-pentano	0,010	0,0000	0,0597	0,0000	0,0000	0,0011	0,0000
NBP[0]46*	0,006	0,0172	0,0166	0,0013	0,0000	0,0002	0,0007
NBP[0]72*	0,020	0,0553	0,0523	0,0069	0,0001	0,0008	0,0025
NBP[0]93*	0,028	0,0763	0,0705	0,0140	0,0002	0,0012	0,0039
NBP[0]118*	0,019	0,0503	0,0449	0,0139	0,0002	0,0009	0,0029
NBP[0]143*	0,025	0,0535	0,0455	0,0425	0,0011	0,0011	0,0076
NBP[0]168*	0,025	0,0465	0,0361	0,0554	0,0019	0,0011	0,0079
NBP[0]193*	0,027	0,0435	0,0291	0,0758	0,0036	0,0012	0,0090
NBP[0]218*	0,030	0,0409	0,0211	0,1024	0,0064	0,0014	0,0105
NBP[0]243*	0,035	0,0383	0,0130	0,1314	0,0111	0,0017	0,0126
NBP[0]267*	0,037	0,0332	0,0064	0,1447	0,0182	0,0021	0,0154
NBP[0]292*	0,034	0,0247	0,0023	0,1278	0,0278	0,0026	0,0187
NBP[0]317*	0,029	0,0154	0,0006	0,0942	0,0400	0,0032	0,0232
NBP[0]391*	0,016	0,0025	0,0000	0,0227	0,0516	0,0078	0,0143
NBP[0]416*	0,016	0,0011	0,0000	0,0104	0,0606	0,0094	0,0172
NBP[0]440*	0,018	0,0005	0,0000	0,0046	0,0729	0,0107	0,0205
NBP[0]465*	0,028	0,0001	0,0000	0,0015	0,0948	0,0122	0,0621
NBP[0]490*	0,033	0,0000	0,0000	0,0005	0,1044	0,0139	0,0777
NBP[0]515*	0,033	0,0000	0,0000	0,0001	0,0901	0,0155	0,0945
NBP[0]540*	0,033	0,0000	0,0000	0,0000	0,0743	0,0169	0,1054

Componente (%wt)	SHARC	FIC27021	GASES	FIC27020	FIC27017	FIC27008	FICAPC
NBP[0]564*	0,031	0,0000	0,0000	0,0000	0,0610	0,0186	0,1061
NBP[0]589*	0,028	0,0000	0,0000	0,0000	0,0519	0,0207	0,0978
NBP[0]614*	0,025	0,0000	0,0000	0,0000	0,0452	0,0231	0,0840
NBP[0]639*	0,022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0399	0,0252	0,0684
NBP[0]663*	0,020	0,0000	0,0000	0,0000	0,0351	0,0267	0,0558
NBP[0]688*	0,018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0341	0,0254	0,0471
NBP[0]714*	0,005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,0283	0,0019
NBP[0]738*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0365	0,0008
NBP[0]762*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0360	0,0003
NBP[0]787*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0333	0,0000
NBP[0]825*	0,010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0599	0,0000
NBP[0]871*	0,011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0646	0,0000
NBP[0]924*	0,007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0396	0,0000
NBP[0]974*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0353	0,0000
NBP[0]1025*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0345	0,0000
NBP[0]1075*	0,006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0371	0,0000
NBP[0]1126*	0,007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0440	0,0000
NBP[0]1177*	0,010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0578	0,0000
NBP[0]1221*	0,010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0573	0,0000
NBP[0]1263*	0,029	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1756	0,0000

Como análisis adicional presentado en la tabla anterior, se realizó en la Figura 16 la contribución porcentual de cada componente presente en los flujos de salida de la torre fraccionadora, que al comparar estos con los datos de SHARC equivalen al 100% de la sumatoria. Como ejemplo se tiene que desde el corte 738 hasta 1263 corresponde al flujo de componentes pesados, que en este caso pertenecen a la corriente de salida FIC27008 - *slurry*; para el caso del corte 292, se muestra que el porcentaje se distribuye en los diferentes flujos de salida FIC27021 – DESTILADO (12%), FIC27020 – NAFTHA (62%), FIC27017 – ALC (15%), FICAPC (8%) y menor distribución en GASES y FIC27008 – *slurry*. En general, los resultados mostrados en esta figura concuerdan con el porcentaje de distribución de cada componente o corte reportado en planta de acuerdo al TAG de los controladores de flujo. Esta información valida que el proceso fue realizado como demanda la operación en la refinería.

Figura 16. Contribución porcentual de los compuestos presentes en los flujos de HYSYS.



5. SIMULACIÓN TORRE FRACCIONADORA EN ESTADO DINÁMICO

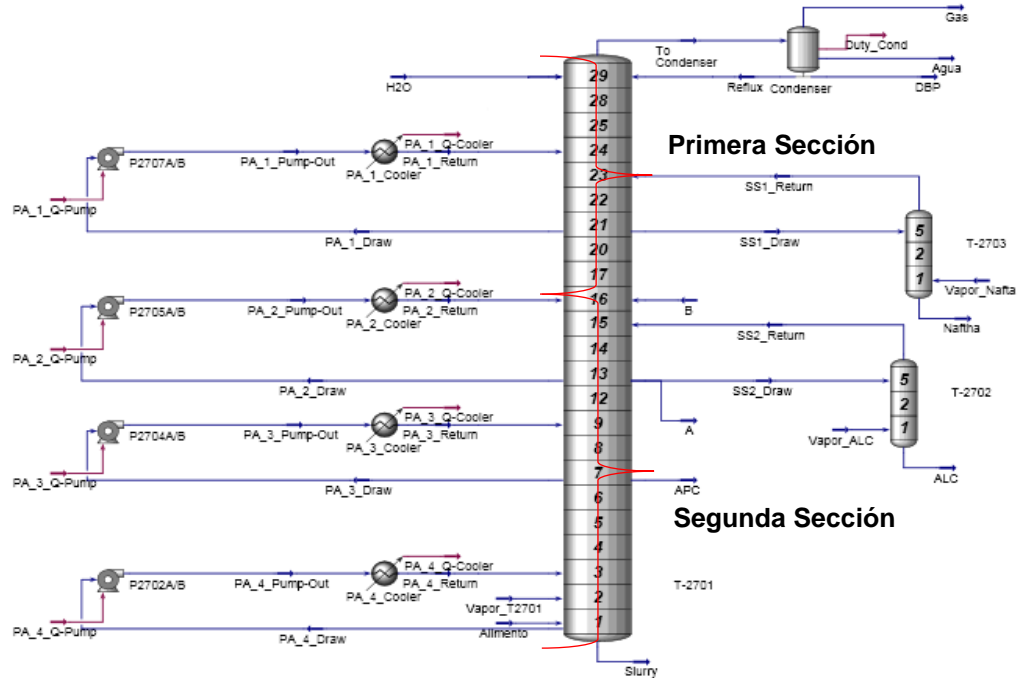
5.1 PREPARACIÓN MODO DINÁMICO

Para la simulación dinámica de la torre fraccionadora (columnas T-2701, T2702 y T-2703), se especificaron las dimensiones de los platos y el volumen de los equipos que la integran, al igual que las presiones de la columna. En modo dinámico, el perfil de presiones fue calculado internamente por el software usando cálculos de dinámica hidráulica.

Para el dimensionamiento de los platos se usó información suministrada por ECOPETROL S.A., en la cual la columna estaba dimensionada en dos secciones como se muestra en la Figura 17, la primera sección abarca el *pumparound* de nafta y la despojadora de nafta (parte superior) y la segunda sección abarca el *pumparound* de ALC, APC y *slurry* junto con la despojadora de ALC (parte media y baja).

De igual manera se utilizaron los datos de dimensionamiento de la torre despojadora de nafta, despojadora de ALC y del condensador. Según el diseño de esta columna y según los planos P&D la primera sección presenta un diámetro menor que la segunda sección. Con esta información se puede simular directamente la hidráulica interna en la columna en el estado dinámico. Para simular en modo dinámico fue necesario adicionar los elementos de control, para esto se identificó en el manual de descripción de procesos de la unidad FCCU UOP 1 (FCC/VRU) los lazos de control y las variables manipuladas y controladas.

Figura 17. Modo de dimensionamiento de los platos de la Torre Fraccionadora.



Los controladores que se encuentran en cada *pumparound* no fueron instalados como se esperaba, ya que se reportaron errores durante la instalación de las válvulas, en las respectivas conexiones. Por lo anterior, estos flujos permanecieron constantes durante las simulaciones dinámicas. De otro lado, la corriente de entrada fue especificada según el modelo de presión adscrito en HYSYS. Las corrientes asociadas a la columna y que estaban conectadas a otros equipos fueron especificadas según el modelo de flujo; todas las modificaciones al estado estacionario se realizaron con ayuda del asistente dinámico de HYSYS.

5.2 VÁLVULAS DE CONTROL Y CONTROLADORES

Para cada tipo de válvula de control fue especificada en el simulador las respectivas caídas de presión y los coeficientes característicos de las válvulas

(Cv). Las variables controladas y manipuladas según el diseño funcional de la fraccionadora principal de la UOP-I corresponden a:

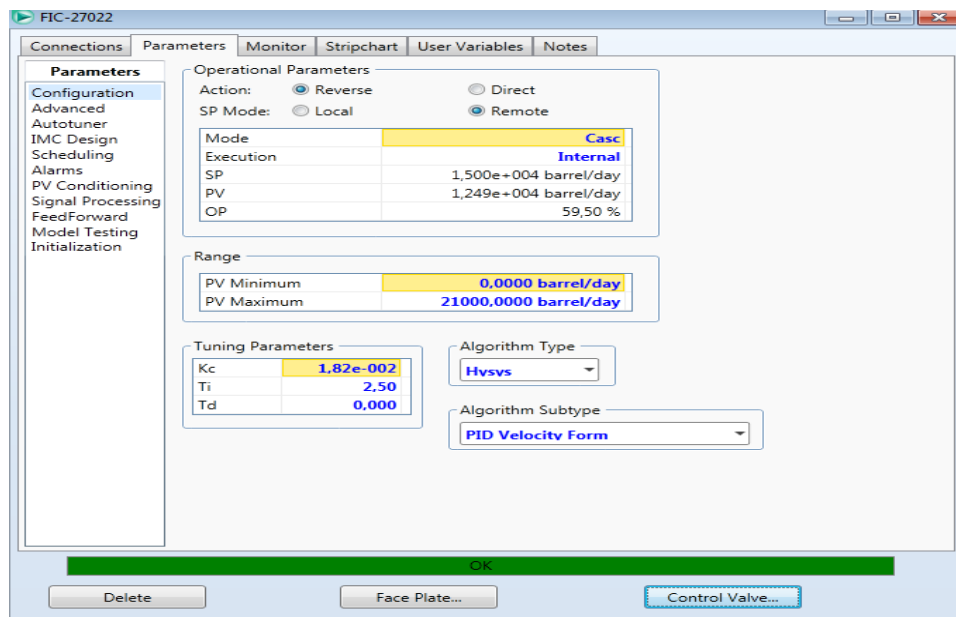
- **TIC-27003:** Controlador primario que actúa en cascada con el controlador de reflujo de cima FIC-27022 secundario.
- **FIC-27022:** Controlador secundario que regula el reflujo a la cima de la fraccionadora principal basado en la señal del controlador de temperatura TIC27003.
- **LIC-27003:** Controlador primario en cascada con el control de flujo FIC-27021 secundario que regula el nivel de la fase de hidrocarburos en el tambor de cima.
- **FIC-27021:** este controlador secundario se encuentra en cascada con el controlador de nivel LIC-27003 y controla el flujo de destilado a la sección de recuperación de vapores.
- **LIC-27001:** Controla el nivel de agua en el tambor de cima D-2705.
- **LIC-27005:** Controla el nivel de la despojadora de nafta T2703 ajustando el flujo de entrada de nafta a la despojadora.
- **LIC-27004:** Controla el nivel de la despojadora de ALC T-2702 ajustando el flujo de entrada de ALC a la despojadora.
- **FIC-27020:** Controla el flujo de nafta producto.
- **FIC-27017:** Controla el flujo de ALC producto.
- **FIC-27008:** Controla el flujo de *slurry* producto.

El control de temperatura de cima de la fraccionadora principal se efectúa en cascada actuando el controlador primario de temperatura sobre el flujo de la corriente de reflujo. En la cascada, la salida del controlador primario fija el punto de consigna del controlador secundario, la salida del controlador secundario es la que actúa sobre el proceso. Dentro de la cascada, el lazo secundario ha de tener una respuesta más rápida que el primario. Lo anterior también es aplicable para el caso de control en cascada del controlador LIC-27003 con el controlador de flujo

de destilado FIC-27021. Los lazos de control que se están usando en el actual esquema de control en Refinería están basados en el algoritmo PID (proporcional-integral-derivativo) permitiendo el control de flujos en el sistema de fondos de la torre fraccionadora, aceite pesado de ciclo, aceite liviano de ciclo, nafta y reflujo de cima. Estos realizan el retiro de calor necesario para mantener el perfil de temperatura de la columna para obtener los productos deseados con las características de calidad requeridos.

En HYSYS en la página Configuración de la pestaña Parameters debemos especificar si el controlador es de acción directa o inversa, el set point, el rango de la variable a controlar y las características estáticas del controlador (K_c , T_i y T_d). La sintonización se realiza para poder conseguir una calidad de control aceptable. En la Figura 18 se muestra la ventana de configuración de los parámetros en HYSYS.

Figura 18. Parámetros de sintonización de un controlador de flujo en HYSYS.



Un esquema breve de la simulación de la torre fraccionadora en dinámico es mostrado en la Figura 19, donde se observan algunos sistemas de control como el control de cascada en cima de la temperatura TT-27003 con la corriente de reflujo FIC-27022.

5.3 SIMULACIÓN EN MODO DINÁMICO

Se procedió a analizar la respuesta de la torre ante diferentes perturbaciones una vez hubiese convergido la simulación en estado dinámico. Las perturbaciones consideradas fueron la composición y flujo de la carga y la temperatura de alimento. La composición de la carga fue modificada mediante la inyección del 3% de butano (escenarios de estudio 3%, 6%, 9%, 12% y 15% inyección de butano). Según las respuestas, la temperatura de cima -TI27003- reportó un aumento de 257.8 °F a 265.13 °F, la temperatura de nafta -TI27024- reportó una disminución de 352.4 °F a 292.6 °F y las temperaturas del ALC - TI27025, APC - TI27026 y Slurry - TI27027 reportan una disminución leve de 485.7 °F a 484.5 °F, de 548.5 °F a 545.1 °F y 664.3 °F a 659.9 °F, respectivamente.

Se observa igualmente, un cambio en los flujos; el flujo de *slurry* - FIC27008 (5851.84 BPD a 7057.53 BPD), nafta - FIC27020 (3133.9 BPD a 3666.3 BPD) y el reflujo - FIC27022 aumentan, mientras que el destilado - FIC27021 (7537.05 BPD a 6683 BPD), el ALC - FIC27017 (4672 BPD a 4265.5 BPD) y el APC (3123.6 BPD a 3051.5BPD) disminuyen. Estos cambios y perturbaciones se muestran en las figuras 27-31.

De otro lado, el reflujo de cima reportó un aumento debido a la elevación en la temperatura de cima. Los flujos de salida en la cima presentan variación en la composición debido a la perturbación realizada. También, la fracción pesada es desplazada a la corriente de *slurry*, disminuyendo la composición de pesados en la corriente de APC. Al realizar la perturbación se evidencia que cada una de las variables alcanza su estabilización.

Por otro lado, se realizó otra perturbación disminuyendo esta vez el flujo de alimento de 27222 BPD a 25000 BPD, donde se evidencia una variación en la corriente de *slurry* - FIC27008 (5851 BPD a 6639 BPD), mientras que la corriente

de nafta (FIC27020), ALC (FIC27017) y APC (FIC-100) no presenta una variación apreciable. La corriente de destilado (FIC27021) disminuye levemente pero sin una variación apreciable, mientras que la temperatura de cima disminuye pero se estabiliza y la temperatura de fondos disminuye a un valor de 653 F. En el Anexo E se muestran las figuras de los comportamientos anteriormente descritos.

Por otro lado, la temperatura de la corriente de alimento fue aumentada de 982 F a 991 F, mostrando como resultado ante esta perturbación un aumento en el flujo de la corriente de *slurry* (5851 BPD a 8108 BPD), los flujos de destilado, nafta y ALC no presentan un cambio apreciable. La temperatura de cima - TI27003 (257.8 F a 261.5 F) aumenta mientras que la temperatura de fondos – TI27027 no presenta variación apreciable. En el Anexo F, se muestran las figuras de los comportamientos anteriormente mencionados ante esta perturbación.

La Tabla 12 muestra los resultados de la simulación dinámica de la torre fraccionadora comparados con las guías de control y ventanas operacionales de la T-2701. En esta tabla, se observa que el modelo presenta una reproducibilidad aceptable en cada zona de la torre fraccionadora, ya que los valores arrojados por el modelo se encuentran dentro de los rangos permisibles en GCH (Guía Control High) – GCL (Guía Control Low) y VOH (Ventana Operativa High) – VOL (Ventana Operativa Low). Cabe aclarar, que la temperatura APC (TI27026) y el APC producto (FICAPC) resaltado en amarillo dentro de la Tabla 12, no presenta guías de control ni ventanas operativas actualmente, debido a que la torre la mayor parte del tiempo opera sin flujo. Sin embargo, a partir de la experiencia de los operadores de planta se definen los valores heurísticos que permiten obtener la estabilidad del proceso.

Como resultado de este numeral, se infiere que la simulación converge y reporta valores dentro de las ventanas operativas esperadas a escala industrial. Con este modelo dinámico se procedió a analizar la estabilidad del proceso de la torre en el

siguiente capítulo, mediante la variación de la composición del flujo de entrada en el *riser*-regenerador utilizando SHARC™.

Tabla 12. Comparación de los resultados del modelo dinámico de la torre fraccionadora con las ventanas operacionales de la T-2701.

ZONA	TAG	DESCRIPCION	UNIDADES	VOH*	VOL*	GCH*	GCL*	MODELO HYSYS
FONDO	-	FONDOS T-2701	°F	690	650	685	660	673,7
FONDO	TI27027	CIRCUITO FONDOS	°F	690	650	685	660	664,3
FONDO	FIC27008	SLURRY PRODUCTO	BPD	7000	--	6000	500	5851,8
APC	TI27026	TEMPERATURA APC	°F			600	500	548,5
APC	FICAPC	APC PRODUCTO	BPD			4000	0	3123,6
ALC	TI27025	TEMPERATURA ALC	°F	--	--	475	0	485,7
ALC	FIC27017	ALC PRODUCTO	BPD	--	--	10500	3500	4672
NAFTA	TI27024	TEMPERATURA NAFTA	°F	--	--	363	0	352,4
NAFTA	FIC27020	NAFTHA PRODUCTO	BPD			8805	500	3133,9
CIMA	TT27003	TEMPERATURA CIMA	°F	450	230	255	232	257,8
CIMA	FIC27022	REFLUJO	BPD	--	--	16000	7600	12699
CIMA	FIC27021	DESTILADO PRODUCTO	BPD	--	--	19542	7500	7537,1

* **GCH:** Guía de Control Alto

GCL: Guía de Control Bajo

VOH: Ventana Operativa Alta

VOL: Ventana Operativa Baja

6. SIMULACIÓN *RISER*-REGENERADOR Y TORRE FRACCIONADORA

En el acople entre los simuladores, primero se aplica SHARC para predecir las salidas producto reactor; luego, la simulación en HYSYS es efectuada actualizando el assay de entrada, según el producto reactor reportado. La simulación en HYSYS fue ejecutada en modo dinámico con la nueva carga. La acción de actualización del alimento al sistema *riser*-regenerador, así como la actualización del assay en HYSYS son efectuados en forma manual. A continuación se analizan los resultados obtenidos según los reflujos aplicados.

6.1 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON INYECCIÓN DE BUTANO

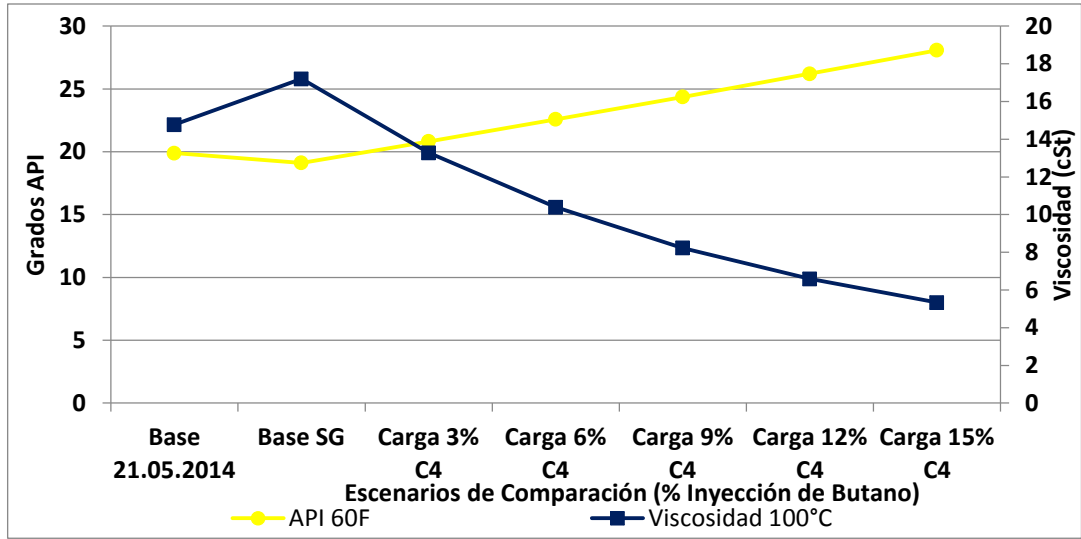
Tomando como referencia el caso base (21 de Mayo de 2014) que procesa 27.22 mil barriles de crudo total (base de cálculo), se determinó el porcentaje de butano a inyectar (3%, 6%, 9%, 12% y 15%) aplicado al valor total (27,22 Mbbl/day), estableciendo cinco escenarios como se presenta en la Tabla 13. Adicionalmente, en esta tabla se presentan los valores calculados en la hoja Prep-input y OPSUM del archivo COMPACT (Catcracking Optimisation and Monitoring Program for Analysis by Calculation and Trending) 6.0 (UOP I), correspondientes al balance por elemento (H, O, C, S) requerido en cada escenario, así como el porcentaje en peso de los compuestos aromáticos (mono, di, tri, tetra) y la composición en ppm de los metales presentes en la carga (hierro, sodio, níquel y vanadio). La Tabla 14 presenta los valores establecidos para las variables de operación.

Tabla 13. Propiedades del flujo de alimento para los escenarios de estudio.

PROPIEDADES DE LA CARGA	Unidades	Caso Base 21.05.2014	Carga 3% C4	Carga 6% C4	Carga 9% C4	Carga 12% C4	Carga 15% C4
Flujo Volumetrico TOTAL	[Mbbbl/day]	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22
Flujo Crudo	bbl/day	27222	26405	25589	24772	23955	23139
Flujo n-Butano	bbl/day	0,00	816,65	1633,31	2449,96	3266,61	4083,27
API 60F	[API]	19,12	20,82	22,58	24,36	26,21	28,08
Flujo Másico	[Mlb/h]	373,12	368,94	364,73	360,55	356,34	352,17
Gravedad Especifica 15°	[-]	0,94	0,93	0,92	0,91	0,90	0,89
Contenido H2	[%wt]	11,96	11,78	11,59	11,40	11,20	11,00
Contenido C	[%wt]	86,78	86,99	87,20	87,42	87,64	87,86
Contenido O2	[%wt]	0,20	0,20	0,19	0,19	0,18	0,18
Contenido Azufre	[%wt]	0,86	0,85	0,83	0,81	0,79	0,78
Peso Molecular	[kg/kmol]	444,71	392,89	351,04	316,53	287,60	262,99
Nitrógeno Base	[ppmw]	640,00	627,85	615,43	602,71	589,70	576,37
Mono Aromático	[%wt]	4,58	4,49	4,40	4,31	4,22	4,12
Di Aromático	[%wt]	3,21	3,15	3,09	3,02	2,96	2,89
Tri Aromático	[%wt]	3,46	3,39	3,33	3,26	3,19	3,12
Tetra Aromático	[%wt]	2,88	2,83	2,77	2,71	2,65	2,59
Hierro	[ppmw]	1,66	1,63	1,60	1,56	1,53	1,49
Sodio	[ppmw]	1,60	1,57	1,54	1,50	1,47	1,44
Níquel	[ppmw]	2,72	2,67	2,62	2,56	2,51	2,45
Vanadio	[ppmw]	3,61	3,54	3,47	3,40	3,33	3,25
Viscosidad 100°C	[cSt]	17,20	13,28	10,39	8,23	6,59	5,33
UOPK	[-]	11,61	11,69	11,77	11,84	11,92	11,99

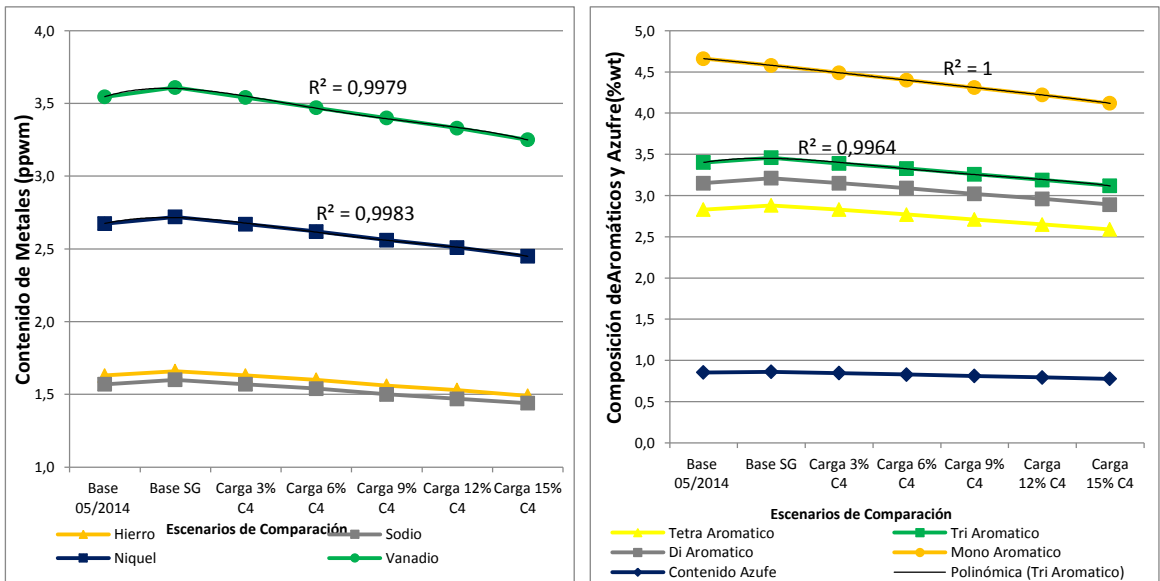
En la **¡Error! La autoreferencia al marcador no es válida.** se puede analizar el comportamiento del crudo al inyectar butano como carga, que al tener propiedades diferentes (presión, temperatura y flujo) modifica de forma directa la composición final de la carga global, como se observa en la propiedad API e inversamente proporcional a la viscosidad (a mayor carga de butano, mayor API y menor valor en la viscosidad a 100°C).

Figura 20. Comparación de Variables (API y Viscosidad) en la carga.



En la Figura 21 se observa la variación en la composición de los aromáticos y el contenido de metales en los diferentes escenarios. De las tendencias se aprecia que al incrementar el flujo de butano disminuyen de forma polinómica (cuarto orden) el contenido de los componentes analizados (aromáticos y metales) con un factor de correlación de 0.997 aproximados, según la línea de tendencia.

Figura 21. Comparación del Contenido de Metales y Aromáticos en la carga.



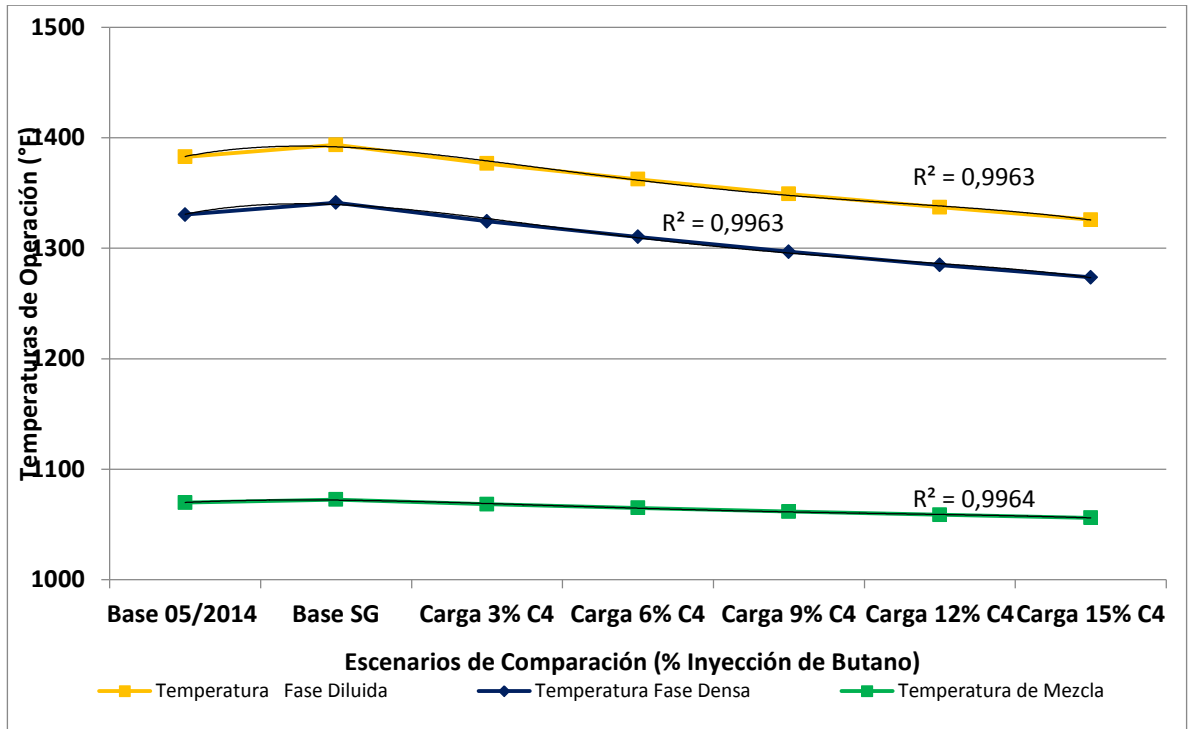
Partiendo del caso base (Modelo de Sintonía Mayo de 2014) y al ingresar la carga de butano según los diferentes escenarios (3%, 6%, 9%, 12% y 15%), se logra observar en la Figura 22 que su inyección genera una disminución en las temperaturas de operación del lecho regenerador (desde 1341,38°F a 1273,69°F), la temperatura plena de la reacción (desde 1393,56°F a 1325,87°F) y la temperatura de la mezcla (desde 1072,45°F a 1056,03°F); el anterior suceso se debe a las condiciones de entrada de la carga butano (flujo, temperatura y presión).

Tabla 14. Condiciones de Operación del Reactor.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REACTOR	Unidades	Base 21.05.14	Base SG	Carga 3% C4	Carga 6% C4	Carga 9% C4	Carga 12% C4	Carga 15% C4
Carga al Riser	Mbbl/d	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22
Carga al Riser	Mlb/h	371,21	373,12	368,94	364,73	360,55	356,34	352,17
Temperatura del Riser	°F	984,82	984,82	984,82	984,82	984,82	984,82	984,82
Temperatura de Carga	°F	388,03	388,03	388,03	388,03	388,03	388,03	388,03
		1069,8	1072,4	1068,3	1064,9	1061,6	1058,7	1056,0
Temperatura de la Mezcla	°F	2	5	5	4	8	5	3
Temperatura Lecho Regenerador	°F	1330,4	1341,3	1324,4	1310,3	1296,9	1284,8	1273,6
		9	8	1	3	0	8	9
Temperatura Plena	°F	1382,6	1393,5	1376,5	1362,5	1349,0	1337,0	1325,8
Severidad	Tons	7	6	9	1	8	6	7
		4,47	4,28	4,57	4,83	5,11	5,38	5,66
Delta coque en catalizador	%wt	0,75	0,78	0,74	0,70	0,67	0,64	0,62
Carbón regenerado	%wt	0,03	0,03	0,03	0,04	0,04	0,05	0,05
Presión Riser	psig	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69
Presión Baja Riser	Mlb/h	8,61	8,61	8,61	8,61	8,61	8,61	8,61
Presión Media Riser	Mlb/h	9,80	9,80	9,80	9,80	9,80	9,80	9,80
Gravedad API	API	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
Peso Molecular	kg/kmol	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00
Vapor Total	Mlb/h	7,41	7,41	7,41	7,41	7,41	7,41	7,41
Eficiencia	%	95,00	95,00	95,00	95,00	95,00	95,00	95,00

Al igual que en la comparación del contenido de aromáticos y metales, al inyectar butano se genera una disminución en las temperaturas representado por una línea polinómica de cuarto grado, como se aprecia en la figura, con un valor para el coeficiente de regresión aproximado de 0.996.

Figura 22. Comparación de Temperaturas de Operación en el Riser al ingresar butano



Al ingresar la carga de butano, este aumenta la velocidad de circulación del catalizador y por ende la velocidad de formación de coque. En la siguiente tabla se presentan las condiciones de operación del regenerador como la variabilidad de las características mencionadas.

Tabla 15. Condiciones de operación del regenerador

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REGENERADOR	Unidades	Base 05/2014	Base SG	Carga 3% C4	Carga 6% C4	Carga 9% C4	Carga 12% C4	Carga 15% C4
Temperatura del Lecho	°F	1330,4	1341,3	1324,4	1310,3	1296,9	1284,8	1273,6
Velocidad Coque	Mlb/h	9	8	1	3	0	8	9
Carbón regenerado	%wt	20,88	20,74	20,86	20,94	20,99	21,02	21,03
Velocidad de Circulación	tons/min	0,03	0,03	0,03	0,04	0,04	0,05	0,05
Velocidad Catalizador	-	23,08	22,15	23,53	24,76	26,01	27,20	28,38
Flujo Volumétrico Aire Húmedo	Mscfm	7,46	7,12	7,65	8,15	8,66	9,16	9,67
		67,34	66,91	67,28	67,54	67,70	67,80	67,83

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REGENERADOR	Unidades	Base 05/2014	Base SG	Carga 3% C4	Carga 6% C4	Carga 9% C4	Carga 12% C4	Carga 15% C4
Flujo Másico Aire Húmedo	Mlb/h	303,40	301,50	303,16	304,31	305,07	305,49	305,64
Flujo Volumétrico Aire Seco	Mscfm	64,40	64,00	64,35	64,60	64,76	64,85	64,88
Aire + O2	Mscfm	67,34	66,91	67,28	67,54	67,70	67,80	67,83
Presión Regenerador	psig	35,35	35,35	35,35	35,35	35,35	35,35	35,35
Velocidad Superficial	ft/s	1,72	1,72	1,71	1,71	1,70	1,69	1,68
Presión Tope	psig	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69

En la siguiente tabla se presentan los rendimientos de los productos obtenidos, para los diferentes escenarios de estudio.

Tabla 16. Rendimiento (%wt) de productos para los diferentes escenarios.

RENDIMIENTOS (% wt)	Base 05/2014	Base SG	Carga 3% C4	Carga 6% C4	Carga 9% C4	Carga 12% C4	Carga 15% C4
Hidrogeno	0,15	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11
Sulfuro de H2	0,33	0,33	0,32	0,32	0,31	0,30	0,30
Metano	1,62	1,69	1,58	1,49	1,41	1,35	1,29
Etano	1,56	1,62	1,51	1,43	1,36	1,31	1,26
Etileno	1,12	1,17	1,09	1,03	0,98	0,94	0,90
C2	4,78	4,97	4,65	4,40	4,19	4,02	3,86
Propano	1,42	1,36	1,47	1,55	1,63	1,70	1,76
Propeno	3,54	3,42	3,64	3,80	3,92	4,02	4,08
C3	4,96	4,79	5,11	5,35	5,55	5,71	5,84
i-Butano	1,61	1,50	1,67	1,83	1,98	2,14	2,30
n-Butano	1,00	0,94	1,05	1,14	1,24	1,34	1,44
Olefinas	5,37	5,25	5,50	5,64	5,71	5,71	5,65
C4	7,98	7,70	8,22	8,61	8,93	9,18	9,39
i-Pentano	2,18	2,01	2,29	2,56	2,84	3,13	3,45
n-Pentano	0,64	0,59	0,67	0,75	0,83	0,92	1,01
Amilenes	4,67	4,63	4,76	4,78	4,72	4,58	4,36
C5	7,50	7,24	7,73	8,09	8,39	8,63	8,82
Gasolina C6	33,97	32,06	34,36	36,54	38,66	40,72	42,73
LCO/LGO	18,69	19,34	18,43	17,48	16,49	15,47	14,42
HCO/HGO	10,29	11,36	9,92	8,72	7,65	6,72	5,89
SO/CLO	6,20	6,98	5,93	5,06	4,30	3,65	3,07
End Boiling Point	5,62	5,56	5,65	5,74	5,82	5,90	5,97
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

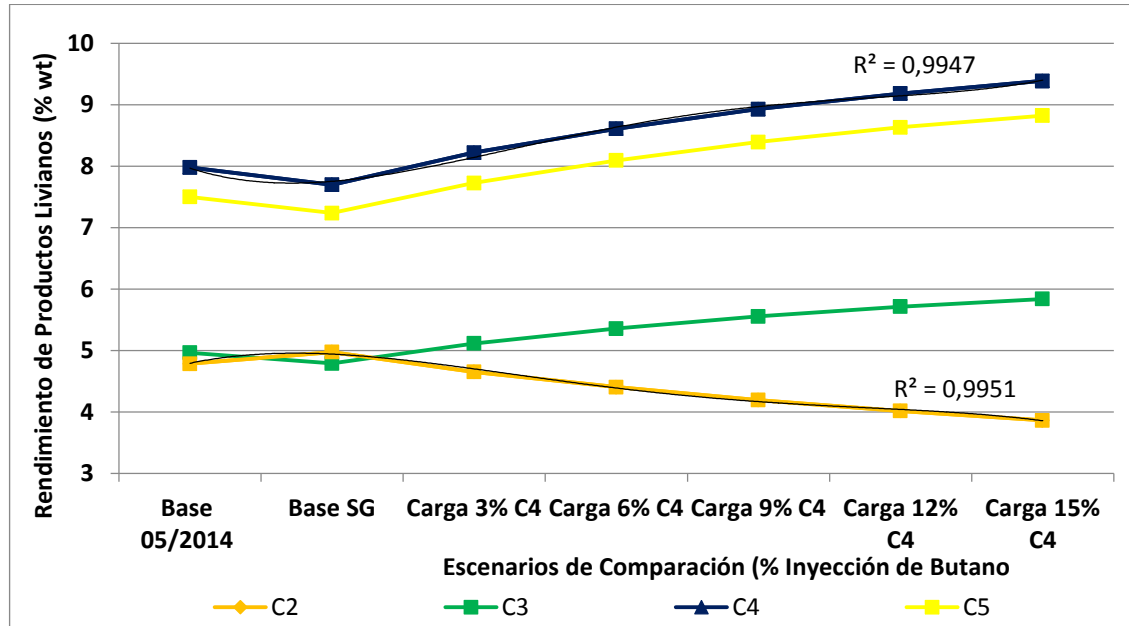
De la tabla anterior se deduce que el incremento de butano induce la velocidad de formación de los productos livianos, como es el caso de los compuestos C3, C4, C5 y C6, a excepción del C2, que disminuye según la tendencia polinómica de cuarto orden ($R^2=0.995$), como se muestra en la siguiente figura.

Finalmente se destaca que la inyección de butano no favorece la formación de productos pesados (aceite de crudo liviano (LCO), aceite de crudo pesado (LGO), aceite de ciclo (SO), por el contrario, conduce la reacción hacia los productos livianos, como se evidencia en la figura anterior y se corrobora en la Figura 24

Con la información procesada en SHARC y con los resultados obtenidos del mismo para cada escenario se ejecutó el modelo en Hysys con cada una de las diferentes salidas del riser regenerador, donde se observaron las diferentes perturbaciones generadas en el sistema y se esperó hasta que los controladores generaran control y se estabilizaran; lo anterior, se puede apreciar en la

Figura 25 y Figura 26 para un controlador de flujo y de temperatura.

Figura 23. Comparación de Rendimientos de productos livianos.



En la

Figura 27 se presenta el efecto de la inyección de butano en la zona de los fondos de la torre, provocando una disminución de la temperatura. Igualmente, en la Figura 28 se observa una disminución en la temperatura tanto de APC como de ALC; mientras que en la zona de la cima de la torre la temperatura aumenta como se muestra en la Figura 29.

Figura 24. Comparación de Rendimientos de productos pesados.

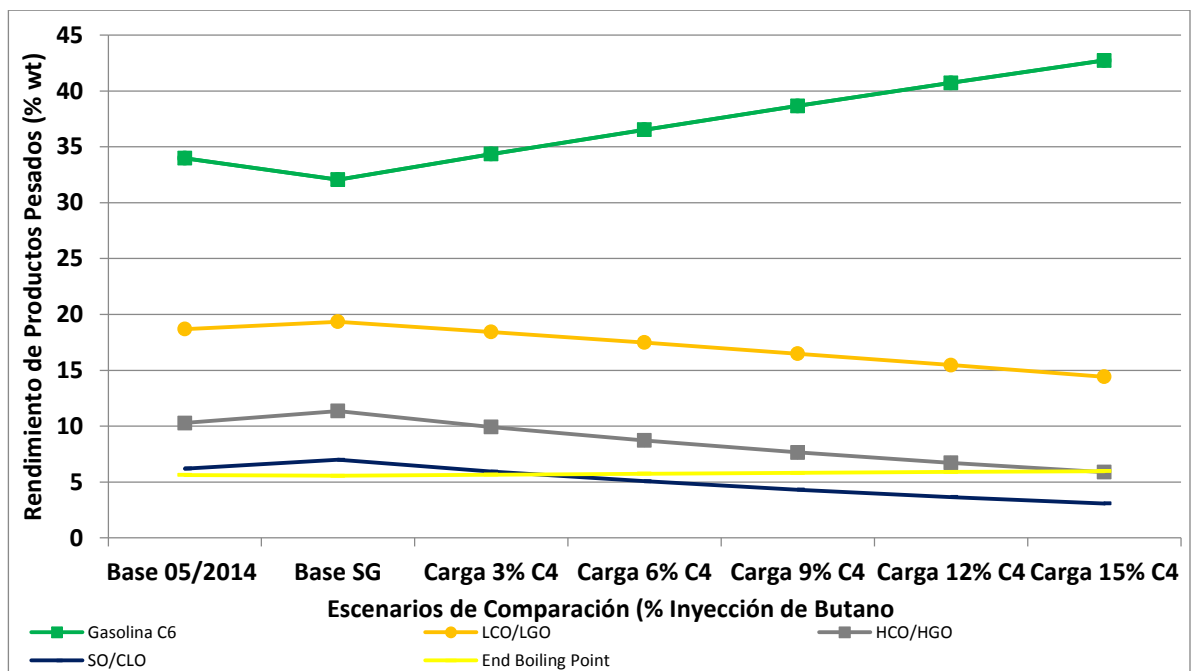


Figura 25. Estabilización del controlador FIC-27020.

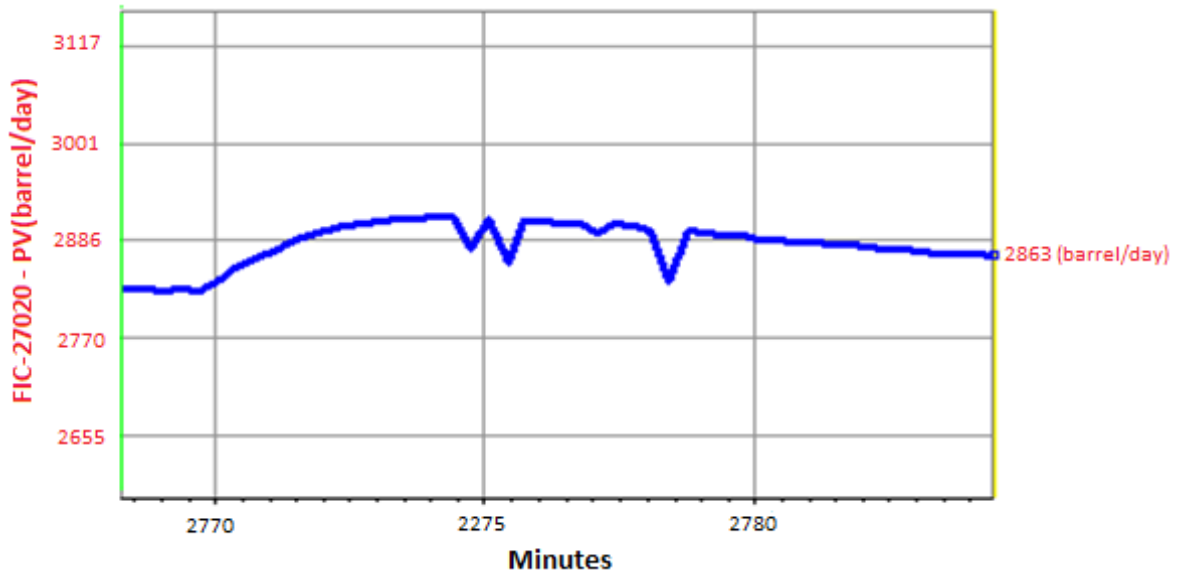


Figura 26. Estabilización del controlador FIC27003.

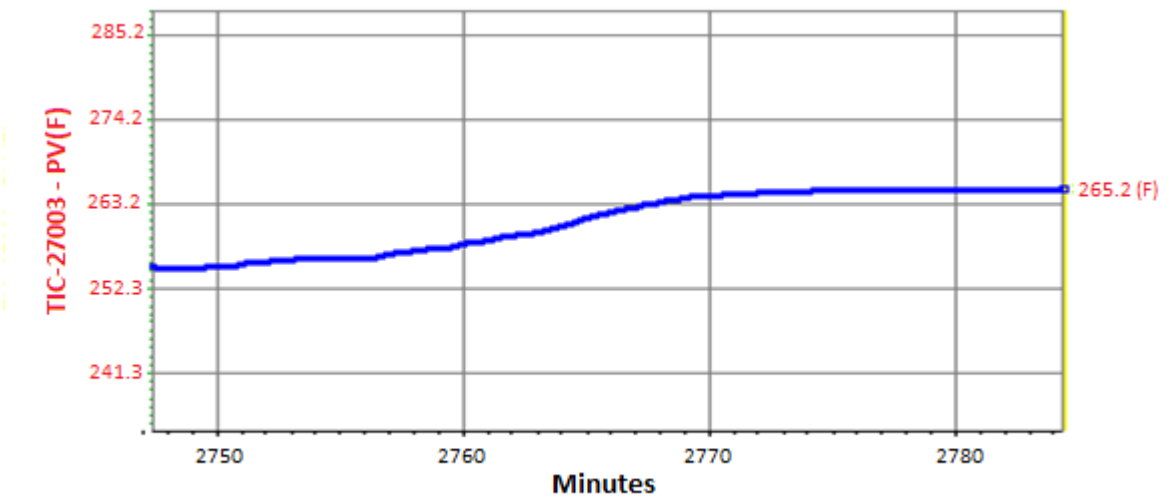


Figura 27. Comparación del efecto de los diferentes casos de inyección de butano en la temperatura de fondos de la torre.

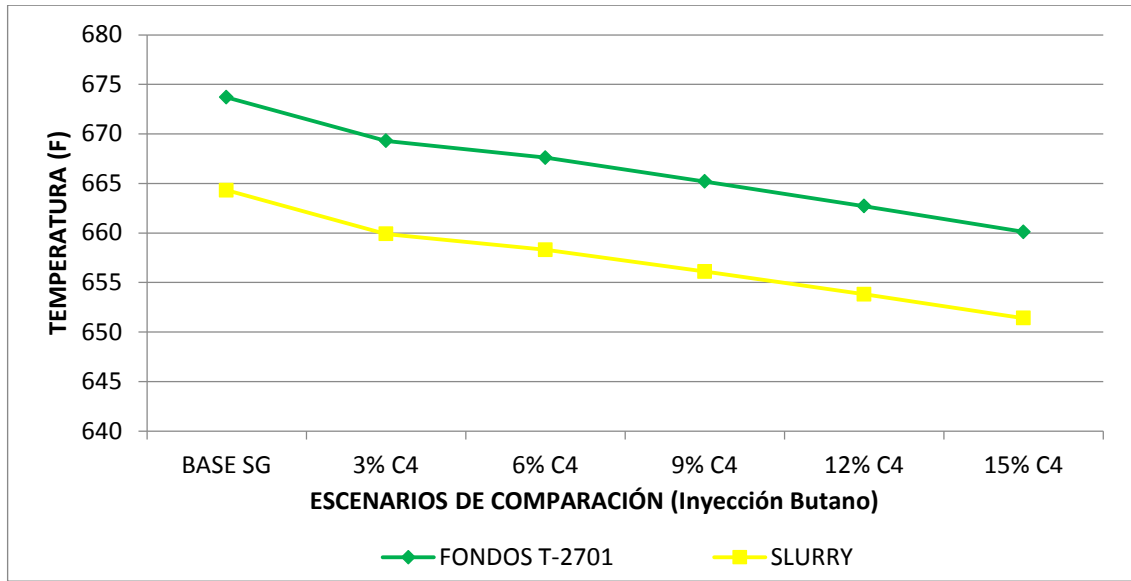


Figura 28. Comparación del efecto de la temperatura de APC y ALC con las diferentes inyecciones de butano.

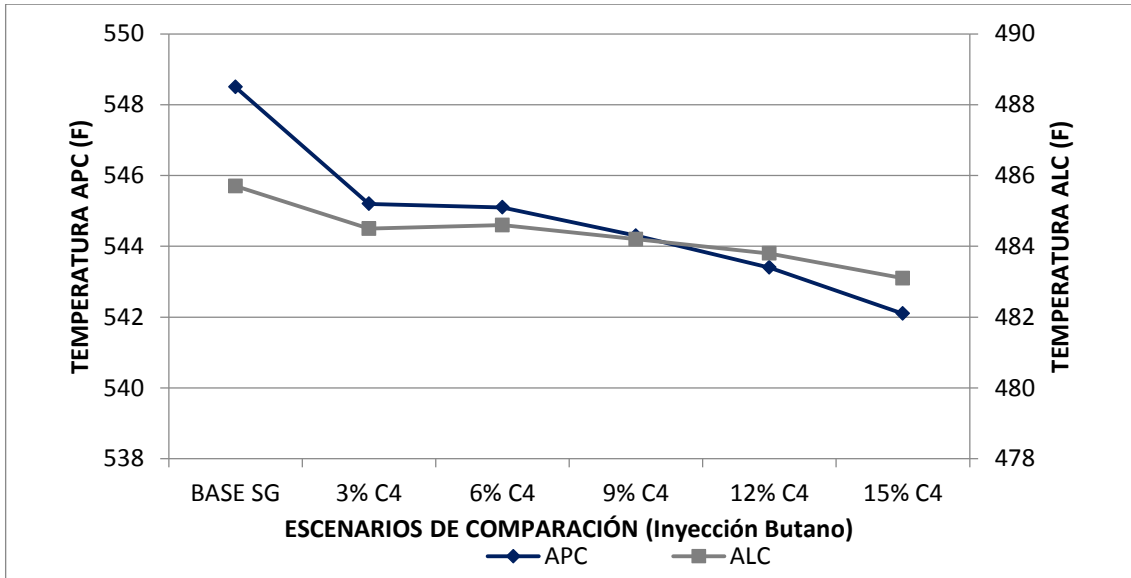
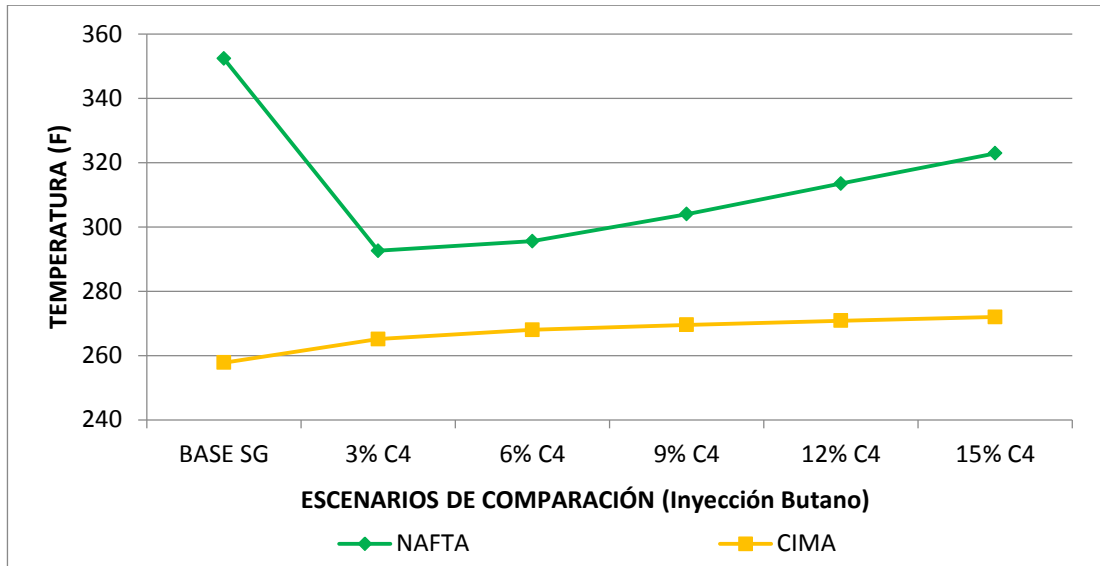


Figura 29. Comparación del efecto de la temperatura de cima con las diferentes inyecciones de butano.



A continuación, se muestra el comportamiento de los flujos producto obtenidos en la torre una vez es inyectado el butano en la carga y este es estabilizado, en la Figura 30 se observa que el destilado aumenta mientras que la Nafta, el ALC y APC (Figura 26) disminuye. Asimismo, al inyectar butano, el flujo de *slurry* aumenta permaneciendo constante como se muestra en la Figura 31.

Figura 30. Comparación del efecto de los flujos producto de cima y ALC con las diferentes inyecciones de butano.

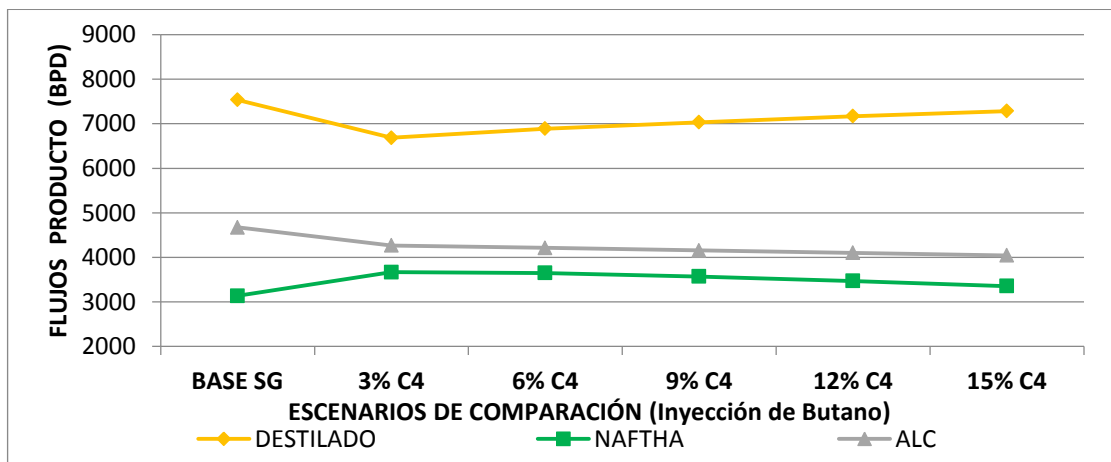
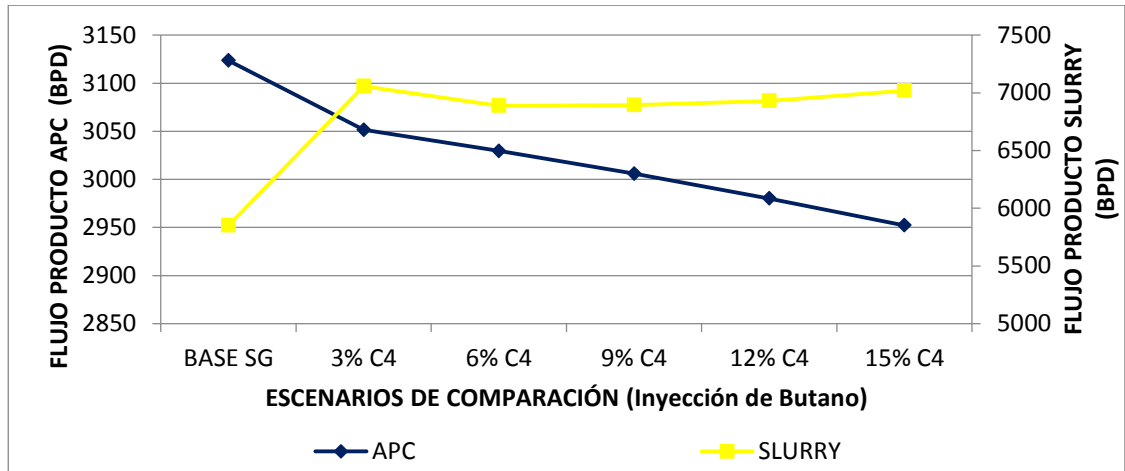


Figura 31. Comparación del efecto de los flujos producto APC y SLURRY con las diferentes inyecciones de butano.



Es de enunciar que los resultados obtenidos del comportamiento de la torre fraccionadora ante la inyección de butano, sugieren la pronta estabilización de la torre y esta se produce dentro de los rangos de las guías de control y ventanas operativas, excepto para el flujo producto Destilado que se encuentra por debajo del valor de GCL.

6.2 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON RECICLO DE APC

Tomando como referencia el modelo calibrado y validado (año 2014), se procedió a generar el escenario de reciclo de APC. El flujo de reciclo fue el valor total obtenido de la corriente de HYSYS (3200 bbl/day) y el valor del crudo base (27,22 Mbbl/day) (Tabla 17). En la Tabla 17 se encuentra registrado el contenido de metales (porcentaje en peso del hierro, níquel, vanadio y sodio) como el contenido de aromáticos (partes por millón de mono, di, tri y tetra aromáticos). Para la realización del sistema de reacción se consideraron constantes las variables como la temperatura de reacción (985°F) y la temperatura de carga (388°F), al igual que la presión del riser (32.69 psig) como la eficiencia del sistema del 95%.

En esta validación se comparó el caso base (21 Mayo 2014) con el primer escenario de reciclo de APC1 y seguidamente los resultados obtenidos se simularon en HYSYS para luego realizar un segundo reciclo de APC2 y poder analizar la estabilidad del proceso con el reciclo de aceite pesado de ciclo. Esta interacción se realizó en dos ocasiones (caso base + APC2) puesto que los resultados obtenidos fueron similares al primer escenario (caso base + APC1).

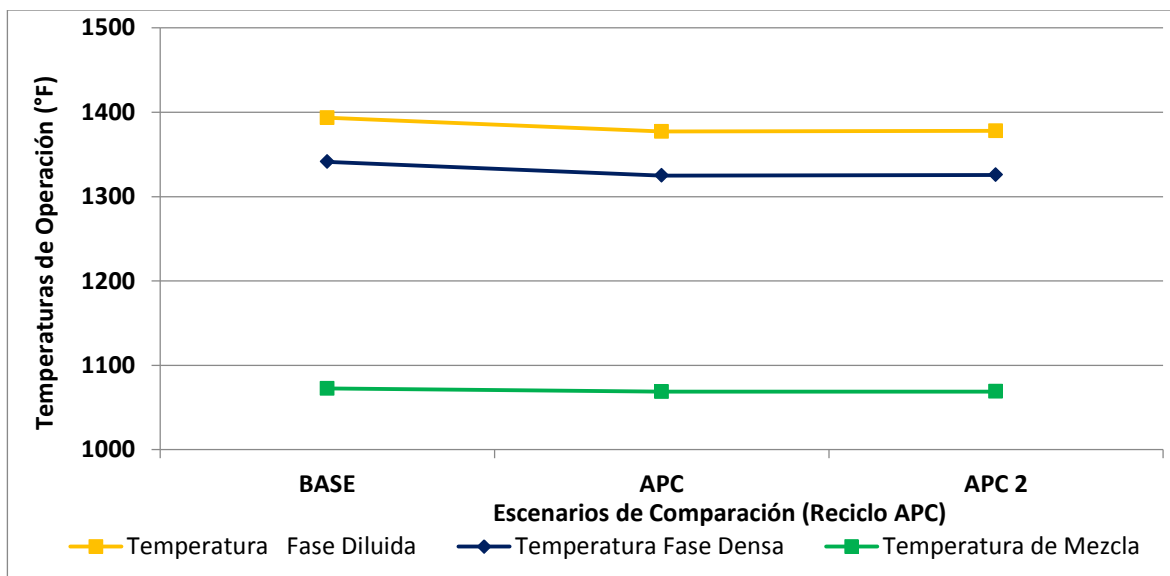
Tabla 17. Variables de Operación escenarios de reciclo de APC.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REACTOR	Unidades	Caso BASE	Caso Base + APC 1	Caso Base + APC 2
Flujo Volumétrico				
TOTAL	[Mbbbl/day]	27,22	30,43	30,25
Flujo Crudo	bbbl/day	27222	27222	27222
Flujo APC	bbbl/day	0	3214,64	3024,63
API 60F	[API]	19,42	19,12	19,06
Temperatura de Mezcla	°F	1072,45	1068,64	1068,82
Temperatura Fase Densa	°F	1341,38	1325,00	1325,80
Temperatura Fase Diluida	°F	1393,56	1377,18	1377,98
Vel. Circulación	Tons/min	22,15	26,42	26,03
Velocidad Catalizador	-	7,12	7,60	7,54
Severidad	Tons	4,28	4,46	4,42
Delta coke en catalizador	%wt	0,78	0,74	0,74
Carbon regenerado	%wt	0,03	0,04	0,04
Vel. Coque.	Mlb/h	20,74	23,47	23,18
Vapor Total	Mlb/h	7,41	7,41	7,41
Mono Aromático	[%wt]	4,58	4,61	4,61
Di Aromático	[%wt]	3,21	3,86	3,82
Tri Aromático	[%wt]	3,46	5,00	4,92
Tetra Aromático	[%wt]	2,88	3,32	3,30
Hierro	[ppmw]	1,66	1,45	1,46
Sodio	[ppmw]	1,60	1,40	1,41

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REACTOR	Unidades	Caso BASE	Caso Base + APC 1	Caso Base + APC 2
Níquel	[ppmw]	2,72	2,38	2,39
Vanadio	[ppmw]	3,61	3,16	3,18
Viscosidad 100°C	[cSt]	17,20	16,76	16,65

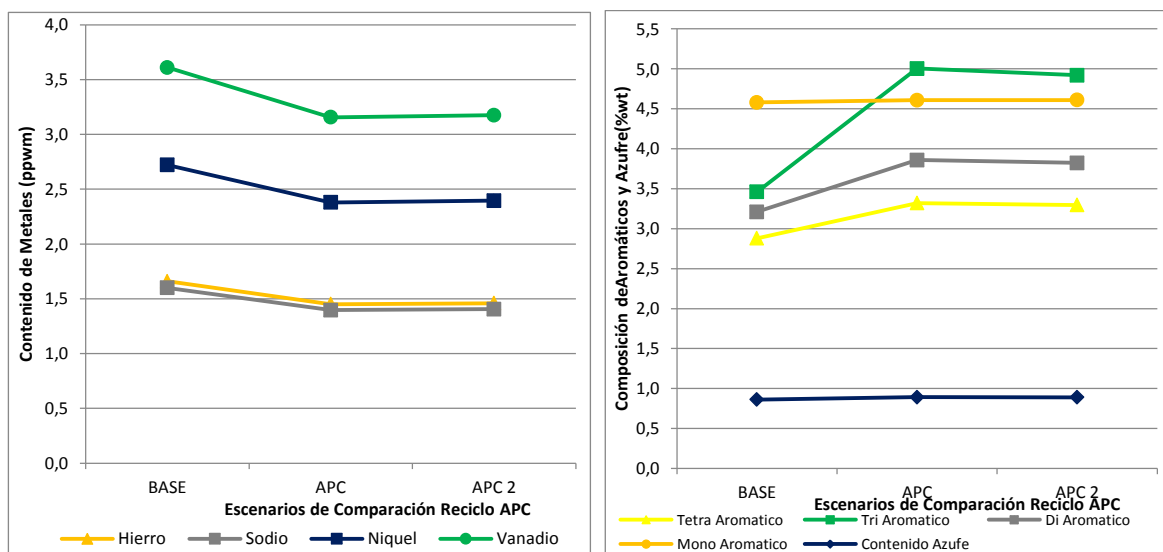
Al realizar la simulación respectiva de los escenarios de APC mencionados, se logró establecer que el reciclo de aceite pesado contribuye a la disminución de las temperaturas de la mezcla de los compuestos, como de la temperatura de la fase densa y diluida del sistema de reacción, como se observa entre el caso base y el caso APC. La diferencia de temperaturas entre el caso APC1 y APC2 aunque es mínimo menor al 0,05%, obedece principalmente a que el flujo de ingreso al sistema de reacción APC2 es mayor comparado al caso APC en 5,9%, caso observable en la siguiente figura.

Figura 32. Comparación de las temperaturas de reacción (Fase diluida, densa y de mezcla) en el caso base con reciclo.



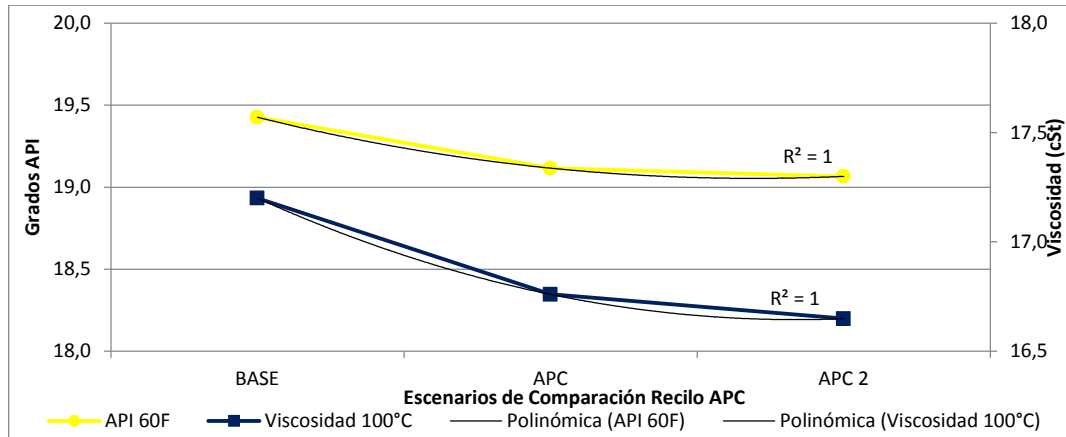
Al igual que las temperaturas de reacción, se determinó el mismo comportamiento de disminución en el contenido de metales con el ingreso del reciclo de APC, caso contrario se da en el contenido de aromáticos, ya que al ingresar el reciclo de APC este aumenta, prevaleciendo una diferencia entre los casos APC1 y APC2 del 0,8%, considerándose los resultados como valores similares (ver Figura 33).

Figura 33. Comparación del contenido de aromáticos y metales para el caso base con reciclo de APC.



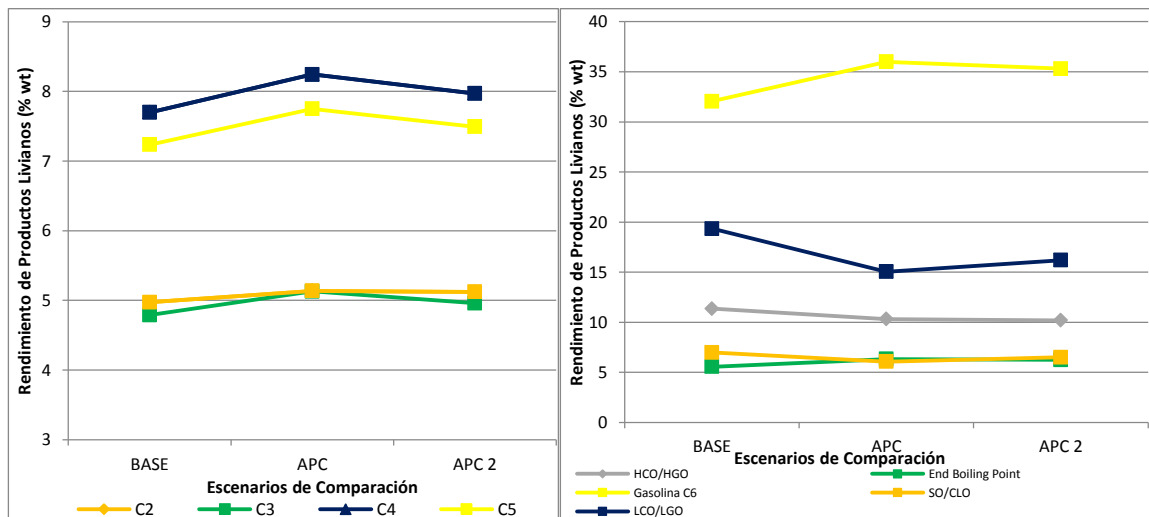
Respecto a la variación del API y de la Viscosidad, estas propiedades disminuyen proporcionalmente con la inyección e incremento del reciclo de aceite pesado de ciclo APC. Como agregado se validó la tendencia polinomial de orden decreciente con un factor de correlación de la unidad para las dos propiedades (API y viscosidad).

Figura 34. Comparación del API y viscosidad del caso base con reciclo de APC.



Por último se realizó la comparación entre los rendimientos de la composición de productos livianos y pesados para cada escenario, determinando que el reciclo de APC incrementa la composición de productos livianos (C2, C3, C4, C5 y gasolina) y a su vez, disminuyen el rendimiento de APC, ALC y aceite de ciclo.

Figura 35. Comparación del rendimiento de productos livianos y pesados del caso base con reciclo de APC.



Cada una de las corrientes de salida del riser regenerador se alimentaron al modelo de hysys hasta que los resultados fueron el mismo o muy cercanos y esto se consiguió en dos iteraciones consecutivas. En la Figura 36 se muestra el comportamiento de la temperatura de fondos, APC y ALC de la torre fraccionadora donde se aprecia una estabilidad entre las dos iteraciones.

En cuanto al comportamiento de las temperaturas de cima de la torre al realizar las dos corridas consecutivas presenta una estabilidad tanto la temperatura de nafta como la temperatura de la cima de la torre (Figura 37). Por otro lado, las temperaturas se encuentran dentro de las guías de control. El comportamiento de los flujos producto de salida de la torre fraccionadora se muestra en la Figura 38, igualmente, se puede apreciar que estas estabilizan cerca o muy cerca entre ellas y se encuentran dentro de las guías operativas mostradas en la Tabla 25, excepto el destilado que se encuentra en el rango preventivo, lo que quiere decir por debajo de la guía de control baja (GCL).

Figura 36. Comparación de los escenarios con reciclo APC para las temperaturas de fondos, APC y ALC.

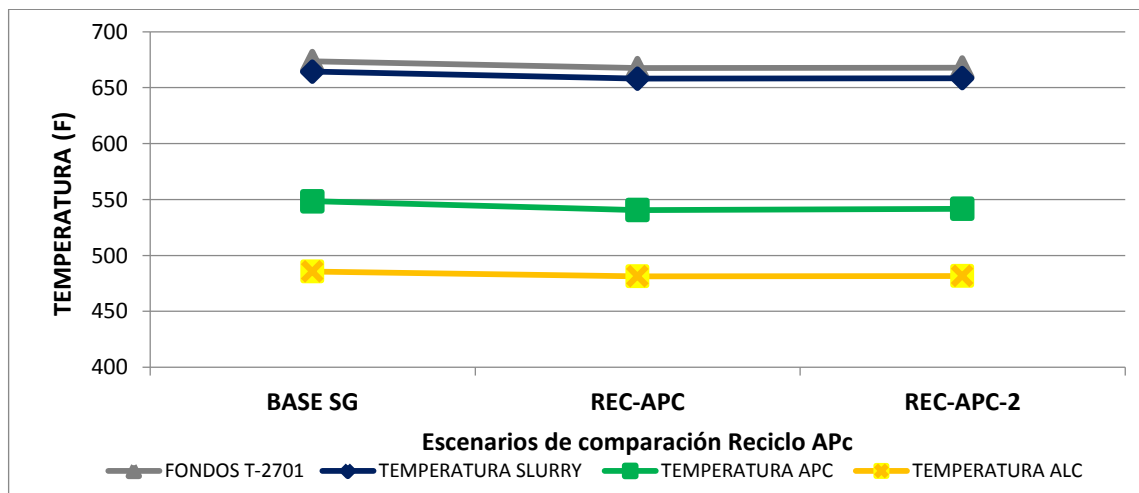


Figura 37. Comparación de los escenarios con reciclo APC para las temperaturas de cima y nafta.

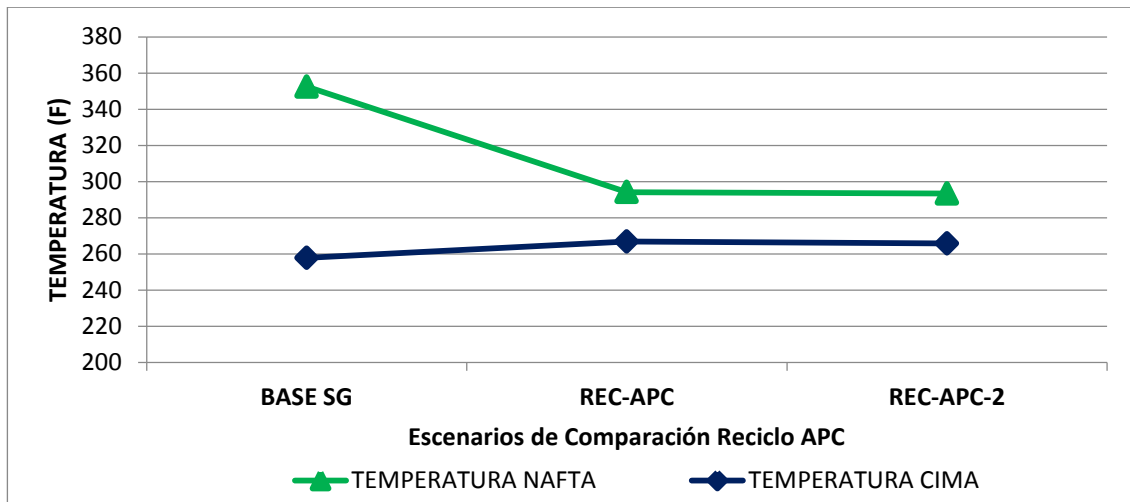
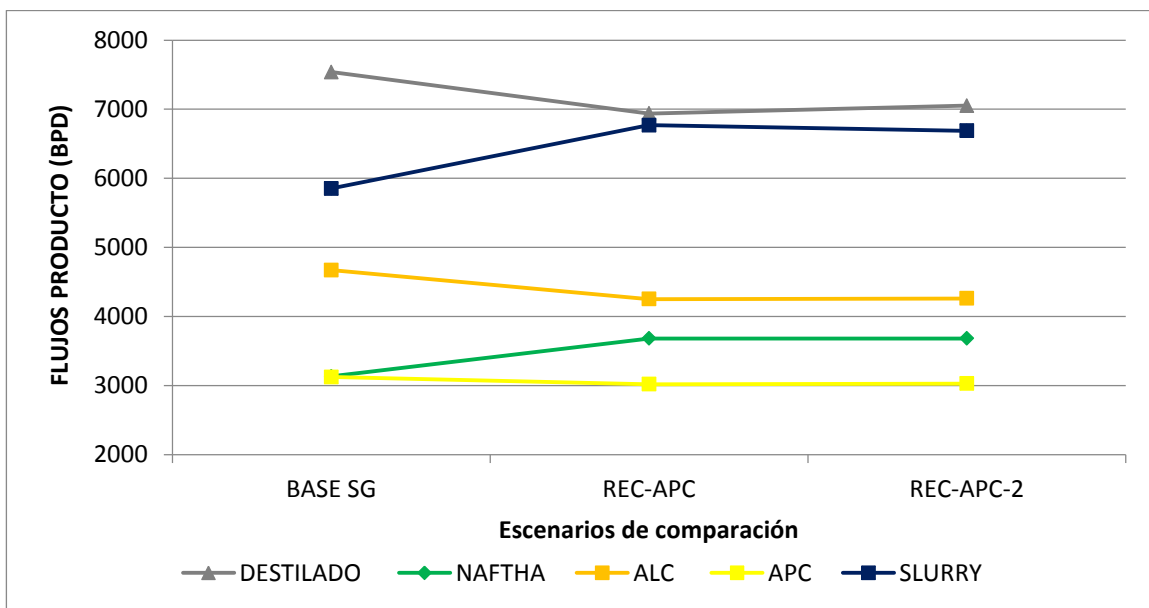


Figura 38. Comparación de los escenarios con reciclo APC para los flujos productos de la torre fraccionadora.



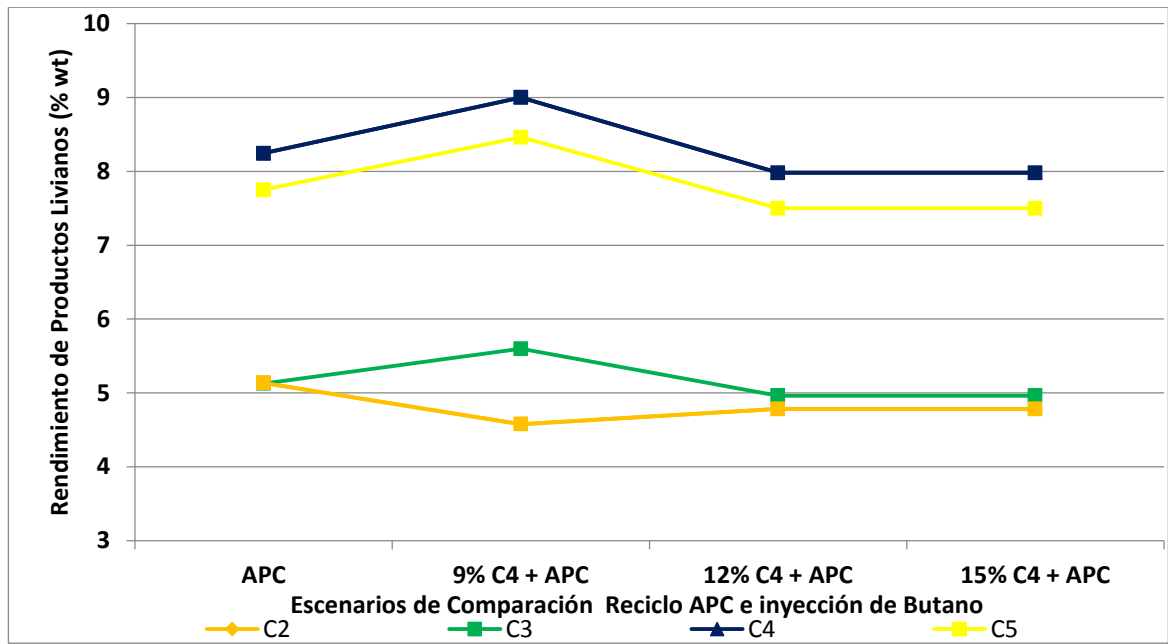
6.3 SIMULACIÓN DE ESCENARIOS CON INYECCIÓN DE BUTANO Y RECICLO DE APC.

Realizado el análisis del reciclo de APC, se procedió a combinar la inyección de butano junto con el reciclo de APC en el simulador SHARC. Los escenarios de inyección de butano seleccionados fueron los 9%, 12% y 15% respectivamente, a los cuales se les ingreso la corriente de reciclo APC. En este análisis, se excluyeron los escenarios del 3% y 6% de butano, ya que el estudio busca obtener el mayor rendimiento de productos. Se hace énfasis de que las variables de operación del sistema de reacción se mantuvieron constantes, en relación al caso base de estudio y a los modelos obtenidos de la carga de butano, tal como se presentó en la Tabla 3.

Al realizar las respectivas corridas de los escenarios (9%, 12% y 15% de inyección de butano con reciclo APC) en el programa SHARC, se detectó un error durante la simulación al procesar la carga ingresada. Por el anterior suceso, fue necesario descartar los escenarios del 12% y 15% de inyección de butano con reciclo de APC ya que la unidad UOPI no está en capacidad de procesar las respectivas cantidades. Esta determinación fue considerada debido a que la simulación se ve afectada por el ingreso de flujos no apropiados que modifican las variables de operación del sistema *riser*-regenerador. En las Figura 39 y

Figura **40** se aprecian los resultados obtenidos durante la simulación.

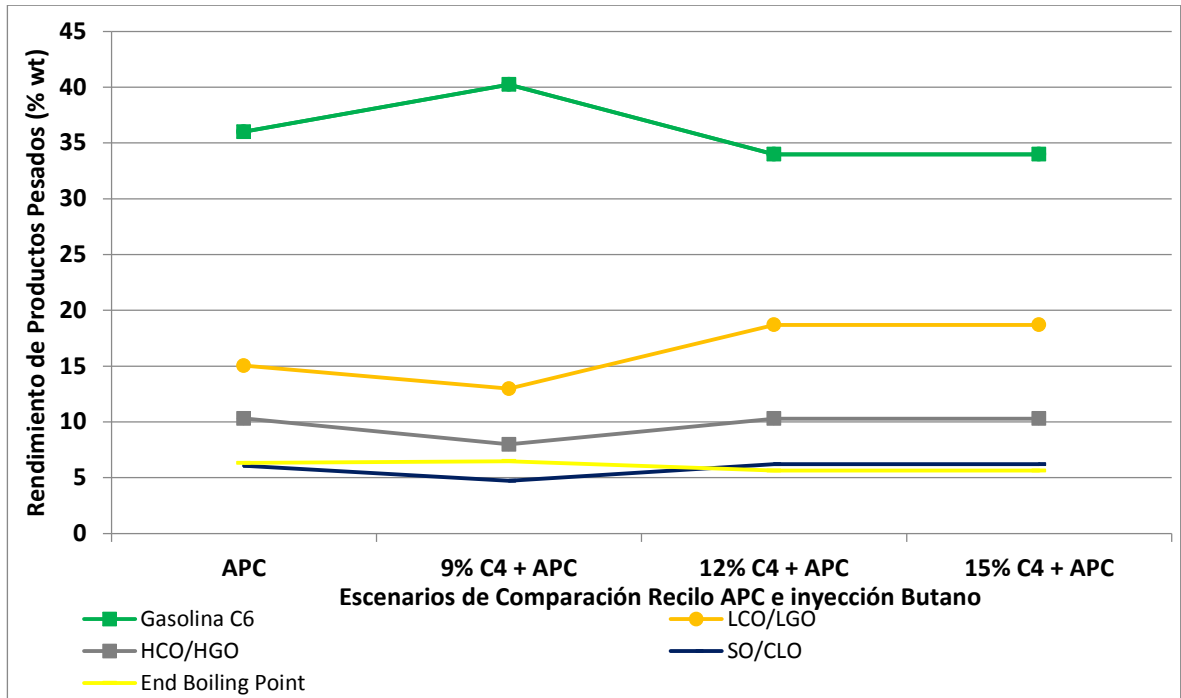
Figura 39. Comparación del rendimiento de productos livianos del caso base con inyección de butano y reciclo APC.



Como se ilustran en la

Figura **40** y Figura 41, al inyectar el butano (carga al 9%) y el reciclo de APC se incrementan el porcentaje de rendimiento de los productos livianos desde el C2 hasta la gasolina, y al mismo tiempo, disminuye la formación de productos pesados (APC, ALC y Aceite de ciclo). Al correr los casos del 12 y 15% de carga de butano + APC, las corridas no se pueden presentar, y por consiguiente reportan los resultados obtenidos del caso base (desprecian la inyección de butano).

Figura 40. Comparación del rendimiento de productos pesados del caso base con inyección de butano y reciclo APC.



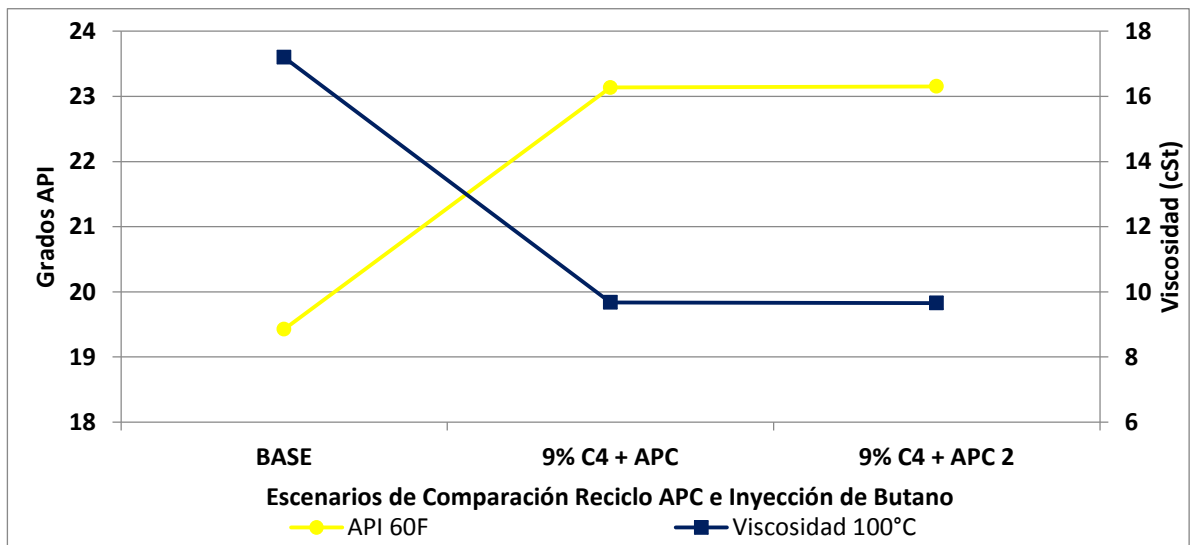
Respecto a la explicación anterior, se toma la decisión de que el mejor escenario para la inyección de butano es la composición al 9% (flujo aproximado de 2450 bbl/d). Este resultado se comparó con unos datos experimentales de inyección de butano obtenidos en la unidad UOP II de la refinería de Barrancabermeja, en donde establecieron que el flujo máximo a ingresar de Butano era de aproximadamente 2500 bbl/d, ya que al incrementar este flujo se modificaban drásticamente las condiciones de operación, saliéndose las mismas de las ventanas operativas, que terminaban por afectar el proceso *riser*-regenerador.

Obtenido el mejor escenario de butano se procedió a interactuar el caso en donde se inyecte butano (carga al 9%) y simultáneamente se realice el reciclo total de la corriente APC (aceite de crudo pesado), para dar cumplimiento al objetivo principal del estudio. La simulación de este escenario en SHARC se realizó en dos casos

consecutivos, interactuando con el software HYSYS de forma manual los resultados obtenidos en cada corrida.

Al realizar la segunda simulación del escenario Butano 9% y reciclo APC 2, se alcanza estabilidad ya que sus resultados lo corroboraban tal como se presenta en la Figura 41. Un análisis sencillo fue la validación del API y la viscosidad, el cual al inyectar butano y reciclo de APC, estos flujos generan una disminución en la viscosidad del producto final y un aumento del API entre el caso base y el caso 1 (9% butano y reciclo APC). Al retomar estos resultados y tabularlos en HYSYS, se obtuvieron ciertos resultados que se procesaron de nuevo en SHARC, caso 2 (9% butano y reciclo APC2) del cual los resultados obtenidos de la reacción, son aproximadamente iguales (línea recta constante).

Figura 41. Validación resultados escenario 9% butano y reciclo APC (propiedad viscosidad y API).



Finalmente para concluir con el caso, se determinó que la inyección de butano en un 9% de composición en relación al flujo de carga base y un reciclo total de aceite pesado (APC), se logra obtener un incremento en el rendimiento de productos livianos desde C3 hasta la gasolina (C6) a excepción del C2, y una

disminución de los productos pesados desde el aceite de ciclo liviano (ALC), aceite de ciclo (LCO) hasta el aceite de ciclo pesado (APC), tal como se muestran en la Figura 42 y Figura 43.

Figura 42. Validación resultados escenario 9% butano y reciclo APC (productos livianos).

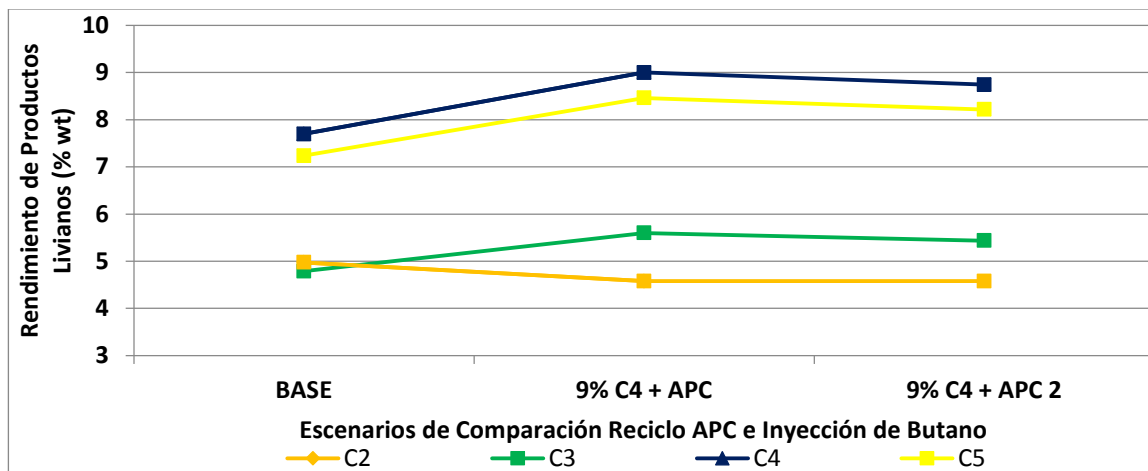
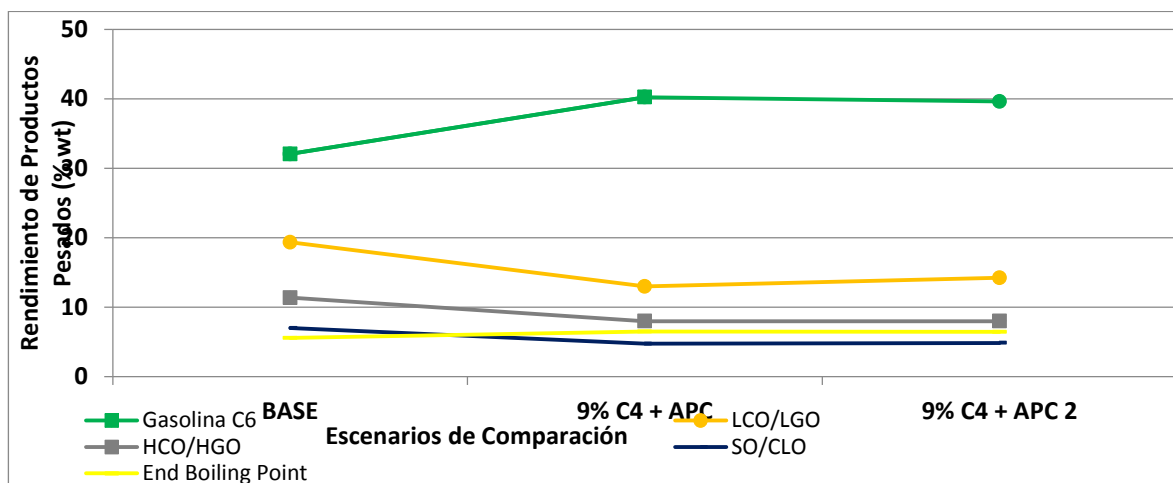


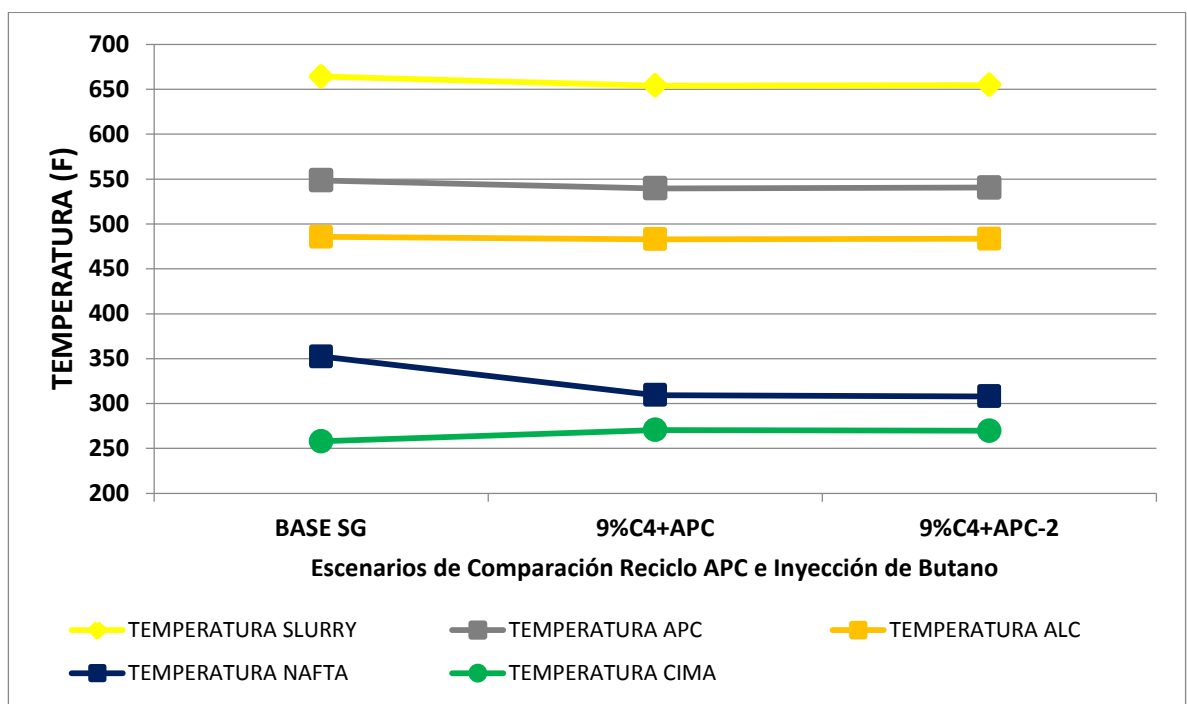
Figura 43. Validación resultados escenario 9% butano y reciclo APC (productos pesados).



El comportamiento de la temperatura de la torre al inyectar 9% de butano y recircular el total de la corriente de APC se muestra en la Figura 44, donde se

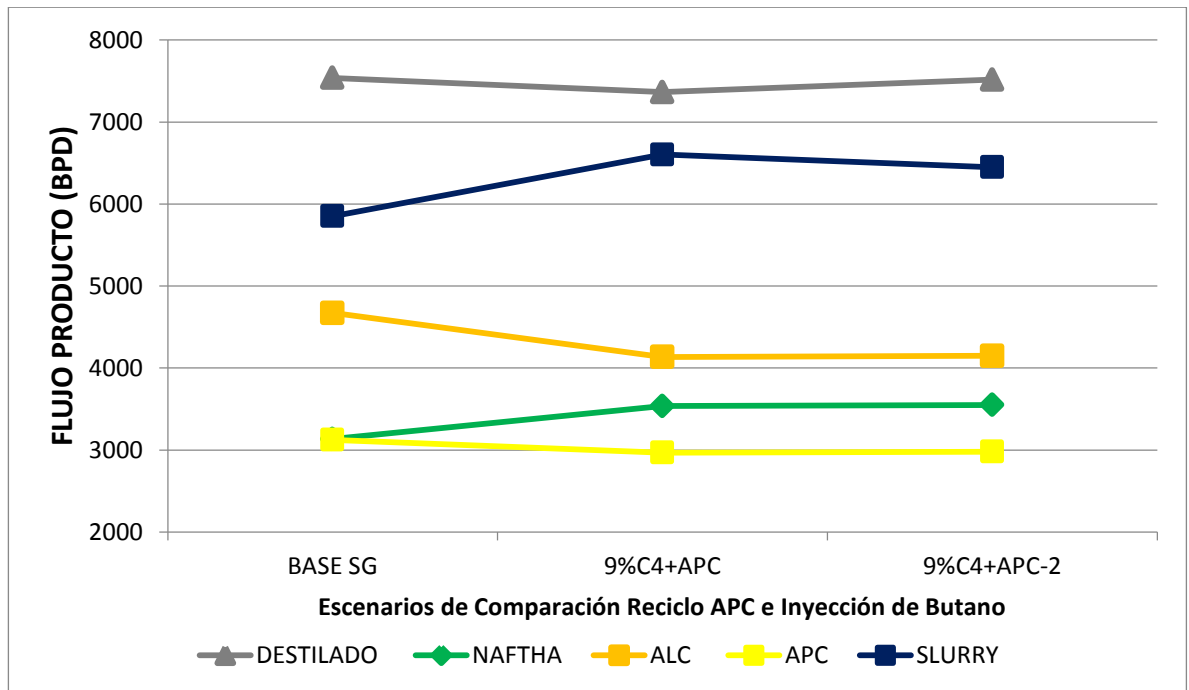
puede apreciar que esta presenta una estabilidad al realizar la segunda simulación. Sin embargo, la temperatura del *slurry* se encuentra fuera del rango de las guías de control alta y baja, pero se encuentra dentro de las ventanas operativas, muy cerca de la ventana operativa baja (VOL), el mismo comportamiento es observado en la temperatura de cima.

Figura 44. Comparación de los escenarios de butano + reciclo APC para las temperaturas de la torre fraccionadora.



Para los flujos producto de este escenario evaluado al realizar la segunda corrida estos se encuentran dentro de las guías de control y presentan una estabilización (ver Figura 45) por medio de la acción de control de cada uno de los controladores del sistema.

Figura 45. Comparación de los escenarios de butano + reciclo APC para los flujos producto de la torre fraccionadora.



6.4. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL CASO BASE Y EL CASO EVALUADO CON INYECCIÓN DE BUTANO Y RECICLO DE APC

El análisis económico aplicado al Caso Base y al Caso Evaluado, contempla el efecto del cambio de rendimientos en ambos casos sobre el valor de cargas y productos, manteniendo los costos iguales para ambos casos de estudio. El escenario de precios de cargas y productos considerados se muestra en la Tabla 18, donde se observa que:

- El producto con el mayor precio es el Etileno.
- Las Gasolinas Liviana y Pesada, ALC y APC presentan precios similares cercanos a los 51US\$/bbl.

Tabla 18. Precios de Productos y Cargas

CORRIENTE	PRECIO US\$/bbl
Productos	
Gas Seco	9
Etileno	68
Propileno	32
GLP (Butano)	18
Gasolina Liviana	50
Gasolina Pesada	51
ALC	52
APC	51
Slurry	38
Cargas	
Gasóleo	47,8
DMOH	46,6
APC Reciclo	18,0

En la siguiente Tabla se describe la composición y flujos de la carga utilizada en el Caso Base y el Caso Evaluado. Ambos casos presentan el mismo flujo total de 27,2 KBPD, compuestos con un flujo igual de Gasóleo de 16,5 KBPD, la diferencia se muestra en la incorporación de GLP en el Caso Evaluado, cambiando 0,4 KBPD de DMOH por GLP.

Tabla 19. Composición y Flujos de Cargas para el Caso Base y el Evaluado

CARGA	CASO BASE	CASO EVALUADO
Composición Carga, %vol		
Gasóleo	60,5	60,5
DMOH	39,5	30,5
GLP (Butano)	0,0	9,0
Flujos, KBPD		
Gasóleo	16,5	16,5
DMOH	10,7	8,3
GLP (Butano)	0	2,8
Total	27,2	27,2

El valor de cada corriente tanto de productos como de cargas, se determinó multiplicando su flujo por su precio correspondiente:

$$\text{Valor corriente} = \text{Flujo} * \text{PrecioProducto}$$

El margen de operación para el Caso Base y el Caso Evaluado se determinó según la siguiente formula:

$$\text{Margen} = \text{Total Productos} - \text{Carga} - \text{Costos Variables}$$

Tabla 20 . Valores discriminados de Productos, Cargas y Costo Variable

CORRIENTES	CASO BASE	CASO EVALUADO	DIFERENCIA (Evaluado-Base)
	KUS\$/día	KUS\$/día	KUS\$/día
Gas Seco	11	10	-1
Etileno	24	24	0
Propileno	54	58	+4
GLP	71	79	+8
Gasolina Liviana	719	829	+110
Gasolina Pesada	72	49	-23
ALC	232	168	-64
APC	126	86	-40
Slurry	48	56	+8
Total productos	1357	1359	+2
Carga	1288	1218	-70
Costos Variables	41	41	0
Margen	28	100	+72

El caso evaluado presenta un mayor margen económico de +72 KUS\$/día con respecto al Caso Base, principalmente por el menor precio de la carga, la presencia del GLP reduce el valor de la carga en -70 KUS\$/día, con respecto a los productos se aprecia que, a pesar de presentarse un mayor rendimiento de

Gasolina Liviana que provoca una ganancia de +110 KUS\$/día, la pérdida de rendimientos en la Nafta Pesada, ALC y APC, resulta finalmente que los productos presenten un incremento de +2 KUS\$/día. Los rendimientos obtenidos con el reciclaje de APC y con la adición de GLP en la carga, provocan principalmente incrementos en los rendimientos de productos livianos como Propileno, GLP y Gasolina Liviana, y una reducción en los rendimientos de Gasolina Pesada, ALC y APC, debido a que en el escenario contemplado, los precios de la Gasolina, ALC y APC son similares, no se aprecia un impacto significativo en el valor de los productos totales.

7. CONCLUSIONES

- El modelo dinámico de la torre fraccionadora presento una estabilización de las variables operativas con el reciclo de butano, APC y la mezcla de estas dos al sistema *riser*-regenerador. Los valores de estabilización de las variables se encontraron dentro de las guías de control y ventanas operativas descritas por los datos históricos de proceso.
- Al realizar la simulación concerniente al reciclo de butano y carga de aceite de ciclo pesado (APC) se observó una disminución paulatina de las temperaturas en fase diluida, fase densa y temperatura de mezcla del *riser*-regenerador conduciendo a un incremento de los productos livianos desde C3 a C6. Igualmente, se puede corroborar lo anterior ya que estos están asociados a la disminución en la viscosidad, el contenido de metales y el contenido de aromáticos del producto reactor.
- Con el caso evaluado de inyección de butano en un 9% de composición en relación al flujo de carga base y un reciclo total de aceite pesado (APC), las simulaciones reportaron una disminución de los productos pesados. Asimismo, las temperaturas y los flujos de salida de la torre fraccionadora, mostraron estabilidad, con valores dentro de las ventanas operativas.
- La evaluación económica indica que la presencia de GLP y el reciclo de APC en la carga, aumentan el margen económico de la operación, debido al menor precio del GLP con respecto a la carga tradicional, y al incremento de productos livianos como gasolina liviana y GLP. Para el escenario de precios evaluados, se obtuvo un incremento potencial de +72 KUS\$/día de operación.

8. RECOMENDACIONES

- Se recomienda una validación de los resultados obtenidos con los modelos desarrollados en el presente trabajo, utilizando la caracterización de los productos de las corrientes de la torre fraccionadora.
- El desarrollo de una rutina computacional para la interacción entre los modelos *riser*-regerador de SHARC y la torre fraccionadora de HYSYS facilitaría el desarrollo de simulaciones y el análisis de la información.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] G. Davison, «Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado,» Baltimore, W.R. Grace & Co.- Conn, 1996.
- [2] J. Gary , G. Handwerk y M. Kaiser, Petroleum Refining, Technology and Economics, New York, NY 10016: CRC Press, 2007.
- [3] P. Smith y N. Clement, "Hysys 3.2 user guide ", Hyprotech, a subsidiary f, New York, 2003.
- [4] R. Russell, «• A flexible and reliable method solves single-tower,» *Chemical engineering*, vol. 1, pp. 53-59, 1983.
- [5] E. SA, «Departamento de craqueo catalítico - Instructivo operacional para cargar butanos (GLP) al riser del R-4201,» 2015.
- [6] W. Tovar y J. Cancino, «Análisis y optimización de los rendimientos de productos de la unidad de topping - planta de fraccionamiento Pisco preparado para INGEPET,» pp. GAS-3-WT-33, 2005.
- [7] M. G. FÉLIX FLORES, *Simulación del Proceso FCC: Caracterización de las corrientes de alimentación y productos del Riser a través de una función de distribución gamma.*, Zacateca, México: Universidad Autónoma de Zacatecas, 2007.

- [8] R. Birkhoff y M. Nurminen, Handbook of petroleum refining processes, McGraw-Hill, 2004.
- [9] R. SADEGHBEIGI, Fluid Catalytic Cracking Handbook: An expert guide to the practical operation, design, and optimization of FCC units., USA: Third Edition, 2012.
- [10] J. Wauquier, El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, esquemas de fabricación, España: Diaz de Santos, 2005.
- [11] S. Soto, . T. Carraza y R. Muñoz , «Proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural de Camisea y su impacto en la economía de refinación de hidrocarburos en el Perú,» *TECNIA*, vol. 13 No 2, pp. 59-66, 2003.
- [12] M. Resetarits y A. Ogundeji, «On distillation tray Weir Loadings Fractionation Research, Inc. preparado para AIChE Spring Meeting,» *AIChE*, vol. 1, pp. 10-45, 2009.
- [13] C. ALVARADO CAMACHO, *Simulación en Estado Transitorio del Riser de FCC considerando vaporización de la carga de alimentación.*, México D.F.: Instituto Politécnico Nacional, 2014.
- [14] J. GAN, H. ZHAO, A. BERROUK y C. YANG, «Numerical simulation of hydrodynamics and cracking reactions in the feed mixing zone of a multiregime gas–solid riser reactor.,» vol. 50, nº 20, 2011.

- [15] Y. BEHJAT, S. SHAHHOSSEINI y M. MARVAST, «Modeling gas oil spray coalescence and vaporization in gas solid riser reactor.,» vol. 37, nº 7, pp. 935-943, 2010.
- [16] C. WU, Y. CHENG, Y. DING y Y. JIN, «CFD–DEM simulation of gas–solid reacting flows in fluid catalytic cracking (FCC) process.,» vol. 65, nº 1, pp. 542-549, 2009.
- [17] R. GUPTA y H. SHARMA, «Fluid catalytic cracking riser reactor: Simulation studies.,» *Petroleum & Coal*, vol. 1, pp. 50-57, 2013.
- [18] Y. DU, H. ZHAO, A. MA y C. YANG, «Equivalent reactor network model for the modeling of fluid catalytic cracking riser reactor.,» *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 54, pp. 8732-8742, 2015.
- [19] R. SADEGHBEIGI, *Fluid Catalytic Cracking Fluid Catalytic Handbook: design, operation and troubleshooting of FCC facilities*, Gulf, USA: Second Edition, 2000.
- [20] L. MONCADA ALBITRES, *Aspentech driving process prihability - HYSYS.*, Trujillo, Perú.: Universidad Tecnológica Nacional, 2002.
- [21] H. Kister, *Distillation Operation*, McGraw- Hill: New York, 1990.
- [22] W. Mo, G. Hadjigeorge, F. Khouw, R. Van der Werf y F. Muller, «FCCU process modelling,» *Hydrocarbon Asia*, pp. 30-42, 2002.

- [23] C. E. Huerta Cisneros, Simulación del fraccionamiento del “medium distillate for blending stock” (MDBS) en la columna D-305 de refinería Conchán, Lima: Perú, 2011.
- [24] H. Luna, Evaluación de la Máxima Capacidad de Operación en la Unidad de Destilación Atmosférica N° 2 de la Refinería Puerto la Cruz con una Alimentación de Crudo 100% Leona, Barcelona, Venezuela, 2004.
- [25] E. Capecchi, Evaluación de la Columna de Destilación al Vacío de un Mejorador de Crudo, Barcelona, Venezuela: UDO, 2005.
- [26] T. NGUYEN, S. MITRA, V. PAREEK, B. JOSHI and G. EVANS, "Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers.," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 101, pp. 82-97, 2015.
- [27] J. BUCHANAN, "Analysis of heating and vaporization of feed droplets in fluidized catalytic cracking risers.," *Industry Engineering Chemical*, vol. 33, pp. 3104-3111, 1994.
- [28] A. BARBOSA, G. LOPES, L. ROSA, M. MORI y W. MARTIGNONI, «Three Dimensional Simulation of Catalytic Cracking Reactions in an Industrial Scale Riser Using a 11-lump Kinetic.,» 2013.
- [29] T. NGUYEN, S. MILTRA, V. PAREEK, J. JOSHI y G. EVANS, «Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers,» 2015.
- [30] R. MILLER and J. HARSTAD, "Evaluation of equilibrium and non-equilibrium vaporization models for many-droplet gas–liquid flow simulations.," *Int. J.*

Multiph., vol. 24, no. 6, pp. 1025-1055, 2000.

- [31] E. SA, «Manual de operaciones de la planta UOPI de la refinería de Barrancabermeja,» 2010.
- [32] L. E. Vivar Villegas, Simulación en Hysys de los procesos productivos de ENAP magallanes, Chile: Santiago de Chile, 2007.
- [33] M. FÉLIX FLORES, P. IBARRA CASTRO, G. RÍOS MORENO and J. GARCÍA GONZÁLEZ, "Simulación del proceso FCC: Cálculo de la temperatura de mezclado y efecto de la caída de presión en el riser.," *Revista de Investigación Científica.*, vol. 3, no. 3, pp. 25-30, 2007.
- [34] A. TEPLAIRA BOUM, A. LATIFI and J. PIERRE CORRIOU, "Model predictive control of a Fluid Catalytic Cracking Unit.," in *International Conference on Process Control (PC)*, Strbské Pleso, Slovakia, 2013.
- [35] M. Milano y J. Meza, «Procesamiento de Naftas,» Universidad Metropolitana, Caracas, 2001.
- [36] F. Moncada, Tesis: Evaluación de la máxima capacidad operacional de las columnas E-101 Y D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta de la refinería Puerto la Cruz, PDVSA, Puerto La Cruz: Universidad de Oriente, 2010.

BIBLIOGRAFÍA

ALVARADO CAMACHO C., *Simulación en Estado Transitorio del Riser de FCC considerando vaporización de la carga de alimentación.*, México D.F.: Instituto Politécnico Nacional, 2014.

BARBOSA A., LOPES G., ROSA L., MORI M. y MARTIGNONI W., «Three Dimensional Simulation of Catalytic Cracking Reactions in an Industrial Scale Riser Using a 11-lump Kinetic.,» 2013.

BEHJAT Y., SHAHHOSSEINI S. y MARVAST M., «Modeling gas oil spray coalescence and vaporization in gas solid riser reactor.,» vol. 37, nº 7, pp. 935-943, 2010.

BIRKHOFF R. y NURMINEN M., *Handbook of petroleum refining processes*, McGraw-Hill, 2004.

BUCHANAN J., "Analysis of heating and vaporization of feed droplets in fluidized catalytic cracking risers.," *Industry Engineering Chemical* , vol. 33, pp. 3104-3111, 1994.

CAPECCHI E., *Evaluación de la Columna de Destilación al Vacío de un Mejorador de Crudo*, Barcelona, Venezuela: UDO, 2005.

DAVISON G., «Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado,» Baltimore, W.R. Grace & Co.- Conn, 1996.

DU Y., ZHAO H., MA A. y YANG C., «Equivalent reactor network model for the modeling of fluid catalytic cracking riser reactor.,» *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 54, pp. 8732-8742, 2015.

E. SA, «Departamento de craqueo catalítico - Instructivo operacional para cargar butanos (GLP) al riser del R-4201,» 2015.

FÉLIX FLORES M. G., *Simulación del Proceso FCC: Caracterización de las corrientes de alimentación y productos del Riser a través de una función de distribución gamma.*, Zacateca, México: Universidad Autónoma de Zacatecas, 2007.

FÉLIX FLORES M., IBARRA CASTRO P., RÍOS MORENO G. and GARCÍA GONZÁLEZ J., "Simulación del proceso FCC: Cálculo de la temperatura de mezclado y efecto de la caída de presión en el riser.," *Revista de Investigación Científica.*, vol. 3, no. 3, pp. 25-30, 2007.

GAN J., ZHAO H., BERROUK A. y YANG C., «Numerical simulation of hydrodynamics and cracking reactions in the feed mixing zone of a multiregime gas–solid riser reactor.,» vol. 50, nº 20, 2011.

GARY J., HANDWERK G. y KAISER M., *Petroleum Refining, Technology and Economics*, New York, NY 10016: CRC Press, 2007.

GUPTA R. y SHARMA H., «Fluid catalytic cracking riser reactor: Simulation studies.,» *Petroleum & Coal*, vol. 1, pp. 50-57, 2013.

HUERTA CISNEROS C. E., *Simulación del fraccionamiento del "medium distillate for blending stock" (MDBS) en la columna D-305 de refinería Conchán*, Lima: Perú, 2011.

KISTER H., *Distillation Operation*, McGraw- Hill: New York, 1990.

LUNA H., *Evaluación de la Máxima Capacidad de Operación en la Unidad de Destilación Atmosférica N° 2 de la Refinería Puerto la Cruz con una Alimentación de Crudo 100% Leona*, Barcelona, Venezuela, 2004.

MILANO M. y MEZA J., «Procesamiento de Naftas,» Universidad Metropolitana, Caracas, 2001.

MILLER R. and HARSTAD J., "Evaluation of equilibrium and non-equilibrium vaporization models for many-droplet gas-liquid flow simulations.," *Int. J. Multiph.*, vol. 24, no. 6, pp. 1025-1055, 2000.

MO W., HADJIGEORGE G., KHOUW F., VAN DER WERF R. y MULLER F., «FCCU process modelling,» *Hydrocarbon Asia*, pp. 30-42, 2002.

MONCADA F., Tesis: *Evaluación de la máxima capacidad operacional de las columnas E-101 Y D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta de la refinería Puerto la Cruz, PDVSA, Puerto La Cruz: Universidad de Oriente*, 2010.

MONCADA L. ALBITRES, *Aspentech driving process reliability - HYSYS.*, Trujillo, Perú.: Universidad Tecnológica Nacional, 2002.

NGUYEN T., MITRA S., PAREEK V., JOSHI J. y EVANS G., «Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers,» 2015.

NGUYEN T., MITRA S., PAREEK V., JOSHI B. and EVANS G., "Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers.," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 101, pp. 82-97, 2015.

RESETARITS M. y OGUNDEJI A., «On distillation tray Weir Loadings Fractionation Research, Inc. preparado para AIChE Spring Meeting,» *AIChE*, vol. 1, pp. 10-45, 2009.

RUSSELL R., «• A flexible and reliable method solves single-tower,» *Chemical engineering*, vol. 1, pp. 53-59, 1983.

SA E., «Manual de operaciones de la planta UOPI de la refinería de Barrancabermeja,» 2010.

SADEGHBEIGI R., *Fluid Catalytic Cracking Fluid Catalytic Handbook: design, operation and troubleshooting of FCC facilities*, Gulf, USA: Second Edition, 2000.

SADEGHBEIGI R., *Fluid Catalytic Cracking Handbook: An expert guide to the practical operation, design, and optimization of FCC units.*, USA: Third Edition, 2012.

SMITH P. y CLEMENT N., "Hysys 3.2 user guide ", Hyprotech, a subsidiary *f*, New York, 2003.

SOTO S., . CARRAZA T. y MUÑOZ R., «Proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural de Camisea y su impacto en la economía de refinación de hidrocarburos en el Perú,» *TECNIA*, vol. 13 No 2, pp. 59-66, 2003.

TEPLAIRA BOUM A., LATIFI A. and PIERRE CORRIOU J., "Model predictive control of a Fluid Catalytic Cracking Unit.," in *International Conference on Process Control (PC)*, Strbské Pleso, Slovakia, 2013.

TOVAR W. y CANCINO J., «Análisis y optimización de los rendimientos de productos de la unidad de topping - planta de fraccionamiento Pisco preparado para INGEPET,» pp. GAS-3-WT-33, 2005.

VIVAR VILLEGAS L. E., Simulación en Hysys de los procesos productivos de ENAP magallanes, Chile: Santiago de Chile, 2007.

WAUQUIER J., El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, esquemas de fabricación, España: Diaz de Santos, 2005.

WU C., CHENG Y., DING Y. y JIN Y., «CFD–DEM simulation of gas–solid reacting flows in fluid catalytic cracking (FCC) process.,» vol. 65, nº 1, pp. 542-549, 2009.

ANEXOS

Anexo A. Datos de Normalización, Sintonización y Validación en SHARC.

Tabla 21. Datos de Comparación (Modelo de Normalización)

Datos de Carga	Unidad	2013	2014	Diferencia
Naphtha en Carga	%wt	2,45	2,11	14,91%
Gas Oil en carga	%wt	8,92	8,78	1,58%
Sulfuro	%wt	0,76	0,85	11,18%
Carbon Conradson	%wt	2,1	1,39	40,69%
Nitrogeno Basico	ppm	720,6	629,2	13,54%
Nickel	ppm	4,2	2,7	43,48%
Vanadium	ppm	6,4	3,5	58,59%
API	API	20,54	19,89	3,22%
Gravedad Especifica	--	0,9298	0,9338	0,43%
Peso Molecular	kg/kgmol	433,6	422	2,71%
Viscosity at 100C	cSt	16,9	14,8	13,25%
V50	---	29,6	28,9	2,39%
UOPK	---	11,74	11,64	0,86%
Datos de operación				
Carga al reactor	Mbbl/d	21,9	27,22	21,66%
Vapor al Riser	Mlb/h	19,7	18,4	6,82%
Temperatura Reactor	° F	983	985	0,23%
Temperatura Mix Carga	° F	1066	1070	0,33%
Regenerator Bed	° F			
Temperature		1325	1331	0,45%
Velocidad Circulación del Catalizador	tons/min	20,3	23,1	12,90%
Carbon Regenerado	%wt	0,02	0,03	40,00%
Total Conversion	%wt	64,91	64,82	0,14%
Net ecp Conversion	%wt	58,7	59,2	0,85%
C5 - ecp Gasoline	%wt	43,51	41,47	4,80%
C2 & Lighter Gas	%wt	4,34	4,78	9,65%
Total C3	%wt	3,58	4,96	32,32%

Datos de Carga	Unidad	2013	2014	Diferencia
Total C4	%wt	7,26	7,98	9,45%
Total C5	%wt	6,83	7,5	9,35%
Light Cycle Oil	%wt	22,15	18,69	16,94%
Clarified Oil (or unconverted)	%wt	3,05	6,2	68,11%
Coke on Fresh Feed	%wt	6,21	5,62	9,97%
Rendimientos Productos				
Hydrogen	%wt	0,146	0,154	5,33%
Methane	%wt	1,56	1,62	3,77%
Ethane	%wt	1,21	1,56	25,27%
Ethylene	%wt	1,14	1,12	1,77%
Propylene	%wt	2,79	3,54	23,70%
Propane	%wt	0,79	1,42	57,01%
Butylenes	%wt	5,31	5,37	1,12%
i-Butane	%wt	1,14	1,61	34,18%
n-Butane	%wt	0,82	1	19,78%
Amylenes	%wt	4,65	4,67	0,43%

Tabla 22. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio Temperatura reacción)

Condiciones de Operación del Reactor	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mbb/d ay]	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mlb/h]	371,21	371,21	371,21	371,21	371,21
Temperatura de Reacción	°F	975	980	985	990	995
Temperatura de Precaliente Riser	°F	388	388	388	388	388
Temperatura de Mezclado en Riser	°F	1063	1066	1070	1074	1077
Temperatura Fase Densa	°F	1332	1331	1330	1330	1330
Temperatura Fase Diluida	°F	1384	1383	1383	1382	1382
Velocidad de Circulación del catalizador	[tons/min]	21,39	22,25	23,08	23,99	24,88
Delta Coke-on-Catalyst	[%wt]	0,78	0,77	0,75	0,74	0,73
Presión Riser	[psig]	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69
Velocidad de quemado de	[Mlb/h]	20,00	20,44	20,88	21,34	21,79

Condiciones de Operación del Reactor	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
coque		290,64	297,12	303,40	310,17	316,71
Flujo masico de aire humedo	[Mlb/h]	72	22	26	41	28
Stripping Efficiency	[%wt]	95	95	95	95	95
Hidrogeno	[%wt]	0,14	0,15	0,15	0,16	0,17
Sulfuro de H2	[%wt]	0,33	0,33	0,33	0,33	0,33
Metano	[%wt]	1,49	1,56	1,62	1,70	1,78
Etano	[%wt]	1,46	1,51	1,56	1,62	1,68
Etileno	[%wt]	1,05	1,08	1,12	1,16	1,20
TOTAL C2	[%wt]	4,47	4,62	4,78	4,96	5,15
Propano	[%wt]	1,08	1,25	1,42	1,63	1,84
Propeno	[%wt]	2,74	3,14	3,54	3,99	4,45
TOTAL C3	[%wt]	3,82	4,39	4,96	5,62	6,29
i-Butano	[%wt]	1,16	1,37	1,61	1,90	2,23
n-Butano	[%wt]	0,72	0,86	1,00	1,18	1,39
Olefinas/i.butene	[%wt]	4,26	4,82	5,37	5,95	6,49
TOTAL C4	[%wt]	6,14	7,05	7,98	9,03	10,11
i-Pentano	[%wt]	1,51	1,83	2,18	2,64	3,17
n-Pentano	[%wt]	0,45	0,54	0,64	0,78	0,93
Amilenes	[%wt]	3,81	4,26	4,67	5,07	5,39
TOTAL C5	[%wt]	5,77	6,63	7,50	8,49	9,50
Gasoline C6-ecp.	[%wt]	33,18	33,65	33,97	34,17	34,19
LCO/LGO	[%wt]	20,20	19,50	18,69	17,69	16,60
HCO/HGO	[%wt]	12,92	11,54	10,29	9,01	7,86
SO/CLO	[%wt]	8,13	7,12	6,20	5,27	4,44
Coke	[%wt]	5,39	5,51	5,62	5,75	5,87
Conversion	[%wt]	58,76	61,84	64,82	68,03	71,10
Net Conversion	[%wt]	53,37	56,33	59,20	62,28	65,23

Tabla 23. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio Temperatura precaliente)

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mbbld/a]	27,22	27,22	27,22	27,22	27,22
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mlb/h]	371,21	371,21	371,21	371,21	371,21
Temperatura de Reacción	°F	984,82	985	985	985	985
Temperatura de Precaliente Riser	°F	370	380	388	400	410
Temperatura de Mezclado en Riser	°F	1069	1070	1070	1070	1070
Temperatura Fase Densa	°F	1329	1330	1330	1332	1333
Temperatura Fase Diluida	°F	1381	1382	1383	1384	1385
Velocidad de Circulación del catalizador	[tons/min]	23,60	23,32	23,08	22,73	22,44
Presión Riser	[psig]	32,69	32,69	32,69	32,69	32,69
Velocidad de quemado de coque	[Mlb/h]	21,23	21,03	20,88	20,64	20,44
Flujo masico de aire humedo	[Mlb/h]	308,50	305,69	303,40	299,96	297,04
Stripping Efficiency	[%wt]	95	95	95	95	95
Hydrogeno	[%wt]	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
Sulfuro de H2	[%wt]	0,33	0,33	0,33	0,33	0,33
Metano	[%wt]	1,62	1,62	1,62	1,63	1,63
Etano	[%wt]	1,55	1,56	1,56	1,56	1,57
Etileno	[%wt]	1,12	1,12	1,12	1,12	1,13
TOTAL C2	[%wt]	4,76	4,77	4,78	4,80	4,81
Propano	[%wt]	1,44	1,43	1,42	1,41	1,40
Propeno	[%wt]	3,58	3,56	3,54	3,51	3,48
TOTAL C3	[%wt]	5,03	4,99	4,96	4,92	4,88
i-Butano	[%wt]	1,64	1,62	1,61	1,58	1,57
n-Butano	[%wt]	1,02	1,01	1,00	0,99	0,98
Olefinas/i.butene	[%wt]	5,42	5,39	5,37	5,33	5,30
TOTAL C4	[%wt]	8,08	8,03	7,98	7,91	7,84
i-Pentano	[%wt]	2,24	2,21	2,18	2,15	2,12
n-Pentano	[%wt]	0,66	0,65	0,64	0,63	0,62
Amilenes	[%wt]	4,70	4,69	4,67	4,65	4,63
TOTAL C5	[%wt]	7,60	7,54	7,50	7,43	7,37
Gasoline C6-ecp.	[%wt]	34,18	34,07	33,97	33,83	33,71
LCO/LGO	[%wt]	18,53	18,62	18,69	18,80	18,89
HCO/HGO	[%wt]	10,06	10,19	10,29	10,44	10,58
SO/CLO	[%wt]	6,04	6,13	6,20	6,31	6,41
Coke	[%wt]	5,72	5,67	5,62	5,56	5,51

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Conversion	[%wt]	65,37	65,07	64,82	64,44	64,12
Net Conversion	[%wt]	59,65	59,40	59,20	58,88	58,61

Tabla 24. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio carga alimento)

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mbbbl/day]	25	26,00	27,22	28,00	29,00
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mlb/h]	340,9079	354,54	371,21	381,82	395,45
Temperatura de Reacción	°F	984,82	984,82	985	985	985
Temperatura de Precaliente Riser	°F	388,0299	388	388	388	388
Temperatura de Mezclado en Riser	°F	1070,0272	1070	1070	1070	1070
Temperatura Fase Densa	°F	1331,8125	1331	1330	1330	1330
Temperatura Fase Diluida	°F	1383,9925	1383	1383	1382	1382
Velocidad de Circulación del catalizador	[tons/min]	21,2268	22,06	23,08	23,73	24,56
Delta Coke-on-Catalyst	[%wt]	0,7568	0,76	0,75	0,75	0,75
Presión Riser	[psig]	32,686	32,69	32,69	32,69	32,69
Velocidad de quemado de coque	[Mlb/h]	19,2771	20,00	20,88	21,43	22,15
Flujo masico de aire humedo	[Mlb/h]	280,173	290,65	303,40	311,50	321,89
Stripping Efficiency	[%wt]	95	95	95	95	95
Hidrogeno	[%wt]	0,1472	0,15	0,15	0,16	0,16
Sulfuro de H2	[%wt]	0,3271	0,33	0,33	0,33	0,33
Metano	[%wt]	1,646	1,64	1,62	1,62	1,61
Etano	[%wt]	1,5801	1,57	1,56	1,55	1,55
Etileno	[%wt]	1,1355	1,13	1,12	1,12	1,11
TOTAL C2	[%wt]	4,836	4,81	4,78	4,77	4,75
Propano	[%wt]	1,4374	1,43	1,42	1,42	1,41
Propeno	[%wt]	3,5676	3,56	3,54	3,53	3,51
TOTAL C3	[%wt]	5,005	4,99	4,96	4,95	4,92
i-Butano	[%wt]	1,6311	1,62	1,61	1,60	1,58
n-Butano	[%wt]	1,0187	1,01	1,00	1,00	0,99
Olefinas/i.butene	[%wt]	5,3967	5,39	5,37	5,36	5,34
TOTAL C4	[%wt]	8,0465	8,02	7,98	7,95	7,92
i-Pentano	[%wt]	2,227	2,21	2,18	2,17	2,15
n-Pentano	[%wt]	0,6556	0,65	0,64	0,64	0,63
Amilenes	[%wt]	4,6808	4,68	4,67	4,67	4,66
TOTAL C5	[%wt]	7,5634	7,54	7,50	7,48	7,44
Gasoline C6-ecp.	[%wt]	34,2866	34,14	33,97	33,87	33,73
LCO/LGO	[%wt]	18,5235	18,60	18,69	18,75	18,82

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
HCO/HGO	[%wt]	10,0541	10,16	10,29	10,37	10,47
SO/CLO	[%wt]	6,0304	6,11	6,20	6,26	6,34
Coke	[%wt]	5,6546	5,64	5,62	5,61	5,60
Conversion	[%wt]	65,392	65,14	64,82	64,62	64,37
Net Conversion	[%wt]	59,7373	59,50	59,20	59,01	58,77

Tabla 25. Datos de Comparación (Modelo de Sintonización-Cambio API)

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mbbbl/day]	27,222	27,22	27,22	27,22	27,22
Total Fresh Feed to Riser(s)	[Mlb/h]	366,5171	368,11	368,90	369,70	371,21
Temperatura de Reacción	°F	984,82	984,82	985	985	985
Temperatura de Precaliente Riser	°F	388,0299	388	388	388	388
Temperatura de Mezclado en Riser	°F	1069,4361	1070	1070	1070	1070
Temperatura Fase Densa	°F	1328,9099	1329	1330	1330	1330
Temperatura Fase Diluida	°F	1381,0899	1382	1382	1382	1383
Velocidad de Circulación del catalizador	[tons/min]	23,1353	23,12	23,11	23,10	23,08
Delta Coke-on-Catalyst	[%wt]	0,7498	0,75	0,75	0,75	0,75
Presión Riser	[psig]	32,686	32,69	32,69	32,69	32,69
Velocidad de quemado de coque	[Mlb/h]	20,8149	20,84	20,85	20,86	20,88
Flujo masico de aire humedo	[Mlb/h]	302,5227	302,82	302,97	303,12	303,40
Stripping Efficiency	[%wt]	95	95	95	95	95
Hidrogeno	[%wt]	0,1523	0,15	0,15	0,15	0,15
Sulfuro de H2	[%wt]	0,3271	0,33	0,33	0,33	0,33
Metano	[%wt]	1,6186	1,62	1,62	1,62	1,62
Etano	[%wt]	1,5547	1,56	1,56	1,56	1,56
Etileno	[%wt]	1,1173	1,12	1,12	1,12	1,12
TOTAL C2	[%wt]	4,7701	4,77	4,78	4,78	4,78
Propano	[%wt]	1,4378	1,43	1,43	1,43	1,42
Propeno	[%wt]	3,5711	3,56	3,56	3,55	3,54
TOTAL C3	[%wt]	5,0089	4,99	4,99	4,98	4,96
i-Butano	[%wt]	1,6291	1,62	1,62	1,61	1,61
n-Butano	[%wt]	1,0174	1,01	1,01	1,01	1,00
Olefinas/i.butene	[%wt]	5,4063	5,39	5,39	5,38	5,37
TOTAL C4	[%wt]	8,0528	8,03	8,02	8,00	7,98
i-Pentano	[%wt]	2,2217	2,21	2,20	2,20	2,18
n-Pentano	[%wt]	0,6541	0,65	0,65	0,65	0,64
Amilenes	[%wt]	4,6935	4,69	4,68	4,68	4,67
TOTAL C5	[%wt]	7,5694	7,55	7,53	7,52	7,50

Variables de Operación	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4	CASO 5
Gasoline C6-ecp.	[%wt]	34,1512	34,09	34,06	34,03	33,97
LCO/LGO	[%wt]	18,5701	18,61	18,63	18,65	18,69
HCO/HGO	[%wt]	10,1203	10,18	10,21	10,23	10,29
SO/CLO	[%wt]	6,0781	6,12	6,14	6,16	6,20
Coke	[%wt]	5,6791	5,66	5,65	5,64	5,62
Conversion	[%wt]	65,2315	65,09	65,02	64,95	64,82
Net Conversion	[%wt]	59,5524	59,43	59,37	59,31	59,20

Anexo B. Composición de las corrientes de alimento y B que ingresan al modelo dinámico de la Torre Fraccionadora.

COMPOSICION	ALIMENTO	B
H2O	0,000000	0,000000
H2S	0,003301	0,000000
Hydrogen	0,001601	0,000000
Methane	0,016907	0,000000
Ethylene	0,011705	0,000000
Ethane	0,016206	0,000000
Propene	0,034214	0,000000
1-Butene	0,000000	0,000000
Propane	0,013605	0,000000
i-Butane	0,015006	0,000000
n-Butane	0,009404	0,000000
i-Butene	0,052521	0,000000
tr2-Butene	0,000000	0,000000
cis2-Butene	0,000000	0,000000
i-Pentane	0,000000	0,000000
Nitrogen	0,000000	0,000000
CO2	0,000000	0,000000
CO	0,000000	0,000000
n-Pentane	0,000000	0,000000
NBP[0]46*	0,006002	0,000000
NBP[0]72*	0,019708	0,000000
NBP[0]93*	0,027811	0,000000
NBP[0]118*	0,018808	0,000000
NBP[0]143*	0,042717	0,000000
NBP[0]168*	0,038715	0,000000
NBP[0]193*	0,038015	0,000000
NBP[0]218*	0,037915	0,000000
NBP[0]243*	0,038816	0,000000
NBP[0]267*	0,040116	0,000000
NBP[0]292*	0,041317	0,000000

COMPOSICION	ALIMENTO	B
NBP[0]317*	0,043017	0,000000
NBP[0]342*	0,012605	0,000000
NBP[0]367*	0,014506	0,000000
NBP[0]391*	0,014906	0,000000
NBP[0]416*	0,014406	0,000000
NBP[0]440*	0,013305	0,000000
NBP[0]465*	0,031613	0,000000
NBP[0]490*	0,029112	0,000000
NBP[0]515*	0,026611	0,000000
NBP[0]540*	0,024010	0,000000
NBP[0]564*	0,022109	0,000000
NBP[0]589*	0,020808	0,000000
NBP[0]614*	0,020008	0,000000
NBP[0]639*	0,019208	0,000000
NBP[0]663*	0,023309	0,000000
NBP[0]688*	0,020208	0,000000
NBP[0]714*	0,020908	0,000000
NBP[0]738*	0,025410	0,000000
NBP[0]762*	0,023910	0,000000
NBP[0]787*	0,003101	0,000000
NBP[0]825*	0,005402	0,000000
NBP[0]871*	0,005702	0,000000
NBP[0]924*	0,003401	0,000000
NBP[0]974*	0,003001	0,000000
NBP[0]1025*	0,003001	0,000000
NBP[0]1075*	0,003201	0,000000
NBP[0]1126*	0,003802	0,000000
NBP[0]1177*	0,005002	0,000000
NBP[0]1221*	0,004902	0,000000
NBP[0]1263*	0,015106	0,000000
NBP[1]350*	0,000000	0,016149
NBP[1]377*	0,000000	0,021042
NBP[1]403*	0,000000	0,034274
NBP[1]427*	0,000000	0,059755
NBP[1]454*	0,000000	0,082574
NBP[1]478*	0,000000	0,114051

COMPOSICION	ALIMENTO	B
NBP[1]503*	0,000000	0,109139
NBP[1]529*	0,000000	0,100756
NBP[1]554*	0,000000	0,091342
NBP[1]580*	0,000000	0,083966
NBP[1]605*	0,000000	0,077871
NBP[1]631*	0,000000	0,072473
NBP[1]656*	0,000000	0,067207
NBP[1]682*	0,000000	0,069402

Anexo C. Condiciones de Operación utilizados en la Simulación de la Torre Fraccionadora T-2701.

Tabla 26. Flujo, temperatura y presión de cada plato teórico que componen la simulación de la Fraccionadora T-2701 en estado estable.

Nº de Plato	FLUJO		TEMPERATURA		PRESIÓN	
	Encima (BPD)	Abajo (BPD)	Encima (F)	Abajo (F)	Encima (psig)	Abajo (psig)
29	-	199,3		253,04	25,89	25,89
28	36774,48	1105,8	267,24	267,64	26,03	26,03
27	35607,98	7025,6	271,33	271,39	26,17	26,17
26	34578,40	7329,2	279,05	276,90	26,31	26,31
25	34956,53	11900,0	292,00	289,17	26,45	26,45
24	37000,09	79934,0	311,36	310,23	26,59	26,59
23	43828,21	69948,8	329,10	328,15	26,73	26,73
22	42656,33	56860,2	342,71	342,27	26,87	26,87
21	42171,12	20312,7	352,89	352,39	27,01	27,01
20	40837,47	12968,2	372,13	371,80	27,15	27,15
19	39150,45	10214,8	385,70	385,48	27,29	27,29
18	37617,21	8786,8	396,01	395,82	27,43	27,43
17	36044,24	7171,5	406,28	406,04	27,57	27,57
16	33801,73	32748,0	419,86	418,79	27,71	27,71
15	40962,00	35088,0	450,97	450,28	27,85	27,85
14	40652,92	36763,0	470,13	469,55	27,99	27,99
13	41637,82	11859,9	487,93	487,15	28,13	28,13
12	41414,64	11585,9	513,09	512,65	28,27	28,27
11	40352,64	11267,7	526,59	526,32	28,41	28,41
10	39212,86	10942,7	534,47	534,28	28,55	28,55
9	38057,10	11596,1	539,54	539,34	28,69	28,69
8	37154,88	11263,5	544,61	544,44	28,83	28,83
7	36007,84	5780,2	548,72	548,53	28,97	28,97
6	34653,04	5313,5	553,57	553,36	29,11	29,11
5	33326,47	4828,1	557,52	557,30	29,24	29,24

Nº de Plato	FLUJO		TEMPERATURA		PRESIÓN	
	Encima (BPD)	Abajo (BPD)	Encima (F)	Abajo (F)	Encima (psig)	Abajo (psig)
4	31940,20	3980,6	561,54	561,22	29,38	29,38
3	30146,64	133891,4	567,64	564,15	29,52	29,52
2	41599,59	144225,8	607,43	600,31	29,66	29,66
1	51210,55		681,10		29,80	29,80

Tabla 27. Condiciones de temperatura, presión y flujo de la carga y productos de la Fraccionadora T-2701.

	ALIMENTO	DESTILADO	NAFTHA	ALC	APC	SLURRY
Temperatura (F)	982	140,2	347,1	440,9	548,5	664,3
Presión (psig)	29,85	21,89	27,01	29	28,97	29,8
Flujo (BPD)	27220	7559	2000	4490	20	3385
H2O	0,0000000	0,197822	0,042828	0,006144	0,000000	0,0000000
H2S	0,0033013	0,005014	0,000002	0,000000	0,000205	0,0001323
Hydrogen	0,0016006	0,002392	0,000000	0,000000	0,000033	0,0000271
Methane	0,0169068	0,024681	0,000000	0,000000	0,000568	0,0004118
Ethylene	0,0117047	0,017078	0,000001	0,000000	0,000560	0,0003731
Ethane	0,0162065	0,023742	0,000005	0,000000	0,000872	0,0005672
Propene	0,0342137	0,058220	0,000150	0,000002	0,002504	0,0015302
1-Butene	0,0000000	0,042919	0,000052	0,000000	0,000000	0,0000000
Propane	0,0136054	0,076778	0,000099	0,000001	0,001053	0,0006387
i-Butane	0,0150060	0,028199	0,000720	0,000008	0,001538	0,0008953
n-Butane	0,0094038	0,017185	0,000758	0,000009	0,001050	0,0006014
i-Butene	0,0525210	0,043557	0,002689	0,000033	0,005495	0,0031736
NBP[0]46*	0,0060024	0,012280	0,001088	0,000018	0,000815	0,0004634
NBP[0]72*	0,0197079	0,041467	0,005961	0,000115	0,002955	0,0016544
NBP[0]93*	0,0278111	0,079996	0,012908	0,000296	0,004613	0,0025594
NBP[0]118*	0,0188075	0,041979	0,013437	0,000373	0,003474	0,0019068
NBP[0]143*	0,0427171	0,099918	0,042871	0,001615	0,008932	0,0048620
NBP[0]168*	0,0387155	0,044163	0,057581	0,002767	0,009280	0,0050280
NBP[0]193*	0,0380152	0,042134	0,080791	0,004902	0,010529	0,0057028
NBP[0]218*	0,0379152	0,037345	0,109680	0,008339	0,012216	0,0066422

	ALIMENTO	DESTILADO	NAFTHA	ALC	APC	SLURRY
NBP[0]243*	0,0388155	0,028867	0,139413	0,013654	0,014613	0,0080045
NBP[0]267*	0,0401160	0,018004	0,151423	0,021156	0,017722	0,0098090
NBP[0]292*	0,0413165	0,008524	0,130596	0,030526	0,021516	0,0120604
NBP[0]317*	0,0430172	0,002887	0,091760	0,041371	0,026566	0,0150917
NBP[0]342*	0,0126050	0,000669	0,043835	0,025725	0,009310	0,0053482
NBP[0]367*	0,0145058	0,000094	0,026777	0,036080	0,012894	0,0074425
NBP[0]391*	0,0149060	0,000008	0,012223	0,040927	0,016104	0,0092463
NBP[0]416*	0,0144058	0,000000	0,004307	0,040333	0,019250	0,0108024
NBP[0]440*	0,0133053	0,000000	0,001202	0,035644	0,022492	0,0120313
NBP[0]465*	0,0316126	0,000000	0,000287	0,038910	0,065736	0,0343259
NBP[0]490*	0,0291116	0,000000	0,000060	0,029258	0,074998	0,0377238
NBP[0]515*	0,0266106	0,000000	0,000011	0,020577	0,078144	0,0408533
NBP[0]540*	0,0240096	0,000000	0,000002	0,014100	0,069197	0,0432924
NBP[0]564*	0,0221088	0,000000	0,000000	0,010132	0,053238	0,0461616
NBP[0]589*	0,0208083	0,000000	0,000000	0,007603	0,036572	0,0492601
NBP[0]614*	0,0200080	0,000000	0,000000	0,005713	0,022803	0,0522015
NBP[0]639*	0,0192077	0,000000	0,000000	0,004063	0,012773	0,0534475
NBP[0]663*	0,0233093	0,000000	0,000000	0,002540	0,007314	0,0669092
NBP[0]688*	0,0202081	0,000000	0,000000	0,001142	0,002810	0,0586851
NBP[0]714*	0,0209084	0,000000	0,000000	0,000406	0,001023	0,0607056
NBP[0]738*	0,0254102	0,000000	0,000000	0,000122	0,000387	0,0735119
NBP[0]762*	0,0239096	0,000000	0,000000	0,000023	0,000114	0,0689236
NBP[0]787*	0,0031012	0,000000	0,000000	0,000003	0,000007	0,0089127
NBP[0]825*	0,0054022	0,000000	0,000000	0,000000	0,000002	0,0154697
NBP[0]871*	0,0057023	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0162908
NBP[0]924*	0,0034014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0097024
NBP[0]974*	0,0030012	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0085557
NBP[0]1025*	0,0030012	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0085529
NBP[0]1075*	0,0032013	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0091214
NBP[0]1126*	0,0038015	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0108313
NBP[0]1177*	0,0050020	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0142508
NBP[0]1221*	0,0049020	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0139657
NBP[0]1263*	0,0151060	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0430363
NBP[1]350*	0,000000	0,000100	0,010462	0,005499	0,000005	0,0000000

	ALIMENTO	DESTILADO	NAFTHA	ALC	APC	SLURRY
NBP[1]377*	0,000000	0,000013	0,006905	0,009614	0,000025	0,0000000
NBP[1]403*	0,000000	0,000001	0,004599	0,018633	0,000140	0,0000000
NBP[1]427*	0,000000	0,000000	0,002907	0,035270	0,000713	0,0000003
NBP[1]454*	0,000000	0,000000	0,001095	0,050577	0,002978	0,0000027
NBP[1]478*	0,000000	0,000000	0,000403	0,070190	0,010431	0,0000199
NBP[1]503*	0,000000	0,000000	0,000088	0,065905	0,022742	0,0000952
NBP[1]529*	0,000000	0,000000	0,000018	0,058487	0,037739	0,0003382
NBP[1]554*	0,000000	0,000000	0,000003	0,050682	0,048125	0,0008987
NBP[1]580*	0,000000	0,000000	0,000001	0,044910	0,051685	0,0019163
NBP[1]605*	0,000000	0,000000	0,000000	0,040567	0,049971	0,0034355
NBP[1]631*	0,000000	0,000000	0,000000	0,037033	0,045379	0,0052852
NBP[1]656*	0,000000	0,000000	0,000000	0,033785	0,039686	0,0070360
NBP[1]682*	0,000000	0,000000	0,000000	0,034219	0,038104	0,0092749

**Anexo D. Resultados obtenidos de la simulación de inyección de butano y
reciclo de APC en el programa SHARC**

Tabla 28. Condiciones de Operación del Reactor – Caso butano y reciclo APC.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REACTOR	Unidades	APC	9% C4 + APC	12% C4 + APC	15% C4 + APC
Carga al Riser	Mbbl/d	27,22	27,22	27,22	27,22
Carga al Riser	Mlb/h	371,21	360,55	371,21	371,21
Temperatura Riser	°F	984,82	984,82	984,82	984,82
Temperatura Carga	°F	388,03	388,03	388,03	388,03
Temperatura de Mezcla	°F	1068,64	1061,89	1069,82	1069,82
Temperatura Fase Densa	°F	1325,00	1297,30	1330,49	1330,49
Temperatura Fase Diluida	°F	1377,18	1349,48	1382,67	1382,67
Velocidad Circulación	Tons/min	26,42	28,87	23,08	23,08
Velocidad Catalizador	-	7,60	8,58	7,46	7,46
Severidad	Tons	4,46	4,98	4,47	4,47
Delta coke en catalizador	%wt	0,74	0,67	0,75	0,75
Carbon regenerado	%wt	0,04	0,05	0,03	0,03
Vel. Coque.	Mlb/h	23,47	23,33	20,88	20,88
Presión Riser	psig	32,69	32,69	32,69	32,69
Presión Baja Riser	Mlb/h	8,61	8,61	8,61	8,61
Presión Media Riser	Mlb/h	9,80	9,80	9,80	9,80
Gravedad API	API	18,00	18,00	18,00	18,00
Peso Molecular	kg/kmol	35,00	35,00	35,00	35,00
Vapor Total	Mlb/h	7,41	7,41	7,41	7,41
Eficiencia	%	95,00	95,00	95,00	95,00

Tabla 29. Condiciones de Operación del Regenerador – Caso butano y reciclo APC.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL REGENERADOR	Unidades	APC	9% C4 + APC	12% C4 + APC	15% C4 + APC
Temperatura de Lecho	°F	1325,00	1297,30	1330,49	1330,49
Temperatura Plena	°F	1377,18	1349,48	1382,67	1382,67
Velocidad Coque	Mlb/h	23,47	23,33	20,88	20,88
Carbón regenerado	%wt	0,04	0,05	0,03	0,03
Velocidad de Circulación	tons/min	26,42	28,87	23,08	23,08
Velocidad Catalizador	-	7,60	8,58	7,46	7,46
Humedad Relativa	-	92,50	92,50	92,50	92,50
Flujo Volumetrico Aire Humedo	Mscfm	75,71	75,26	67,34	67,34
Flujo Másico Aire Humedo	Mlb/h	341,15	339,10	303,40	303,40
Flujo Volumetrico Aire Seco	Mscfm	72,41	71,98	64,40	64,40
Aire + O2	Mscfm	75,71	75,26	67,34	67,34
O2 en Aire	%mol	20,95	20,95	20,95	20,95
Presión Regenerador	psig	35,35	35,35	35,35	35,35
Velocidad Superficial	ft/s	1,93	1,89	1,72	1,72
Presión Tope	psig	32,69	32,69	32,69	32,69
Eficiencia	%	95,00	95,00	95,00	95,00

Tabla 30. Propiedades de la Carga – Caso butano y reciclo APC.

PROPIEDADES	Unidades	APC	9% C4 + APC	12% C4 + APC	15% C4 + APC
Flujo Volumetrico TOTAL	[Mbbbl/day]	30,43	30,23	30,20	30,17
Flujo Crudo	bbbl/day	27222	24771,8217	23955,16826	23138,5148
Flujo n-Butano	bbbl/day	0	2449,96	3266,61	4083,27
Flujo APC	bbbl/day	3214,64	3006,00	2979,70	2952,00
API 60F	[API]	19,12	23,14	19,89	19,89
H2	[%wt]	11,65	11,19	11,92	11,92
Contenido C	[%wt]	87,06	87,57	86,84	86,84
Contenido O2	[%wt]	0,20	0,19	0,20	0,20
Total H2	[ppmw]	1749,30	1682,64	1965,60	1965,60
Contenido Azufre	[%wt]	0,89	0,85	0,85	0,85
Tetra Aromatico	[%wt]	3,32	3,20	2,83	2,83
Hierro	[ppmw]	1,45	1,39	1,63	1,63
Sodio	[ppmw]	1,40	1,34	1,57	1,57
Niquel	[ppmw]	2,38	2,29	2,67	2,67

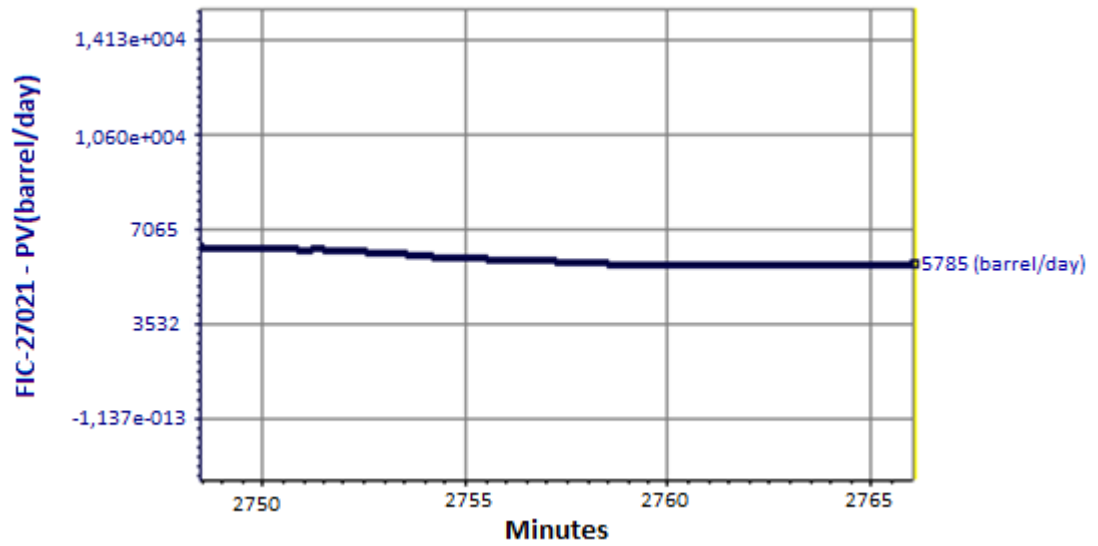
PROPIEDADES	Unidades	APC	9% C4 + APC	12% C4 + APC	15% C4 + APC
Vanadio	[ppmw]	3,16	3,04	3,55	3,55
Viscosidad 100°C	[cSt]	16,76	9,68	14,77	14,77
UOPK	[-]	11,61	11,79	11,64	11,64

Tabla 31. Rendimientos de Productos – Caso butano y reciclo APC

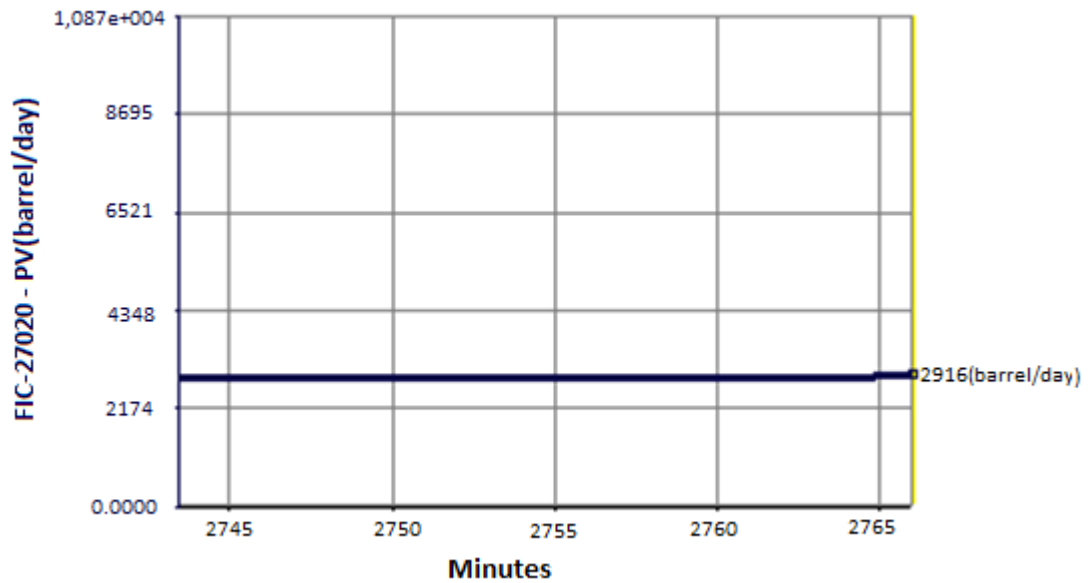
RENDIMIENTOS	Unidades	APC	9% C4 + APC	12% C4 + APC	15% C4 + APC
Hidrogeno	%wt	0,16	0,14	0,15	0,15
Sulfuro de H2	%wt	0,38	0,37	0,33	0,33
Metano	%wt	1,73	1,53	1,62	1,62
Etano	%wt	1,66	1,48	1,56	1,56
Etileno	%wt	1,20	1,06	1,12	1,12
C2	%wt	5,14	4,58	4,78	4,78
Propano	%wt	1,46	1,63	1,42	1,42
Propeno	%wt	3,66	3,97	3,54	3,54
C3	%wt	5,13	5,60	4,96	4,96
i-Butano	%wt	1,63	1,91	1,61	1,61
n-Butano	%wt	1,02	1,20	1,00	1,00
Olefinas	%wt	5,60	5,89	5,37	5,37
C4	%wt	8,24	9,00	7,98	7,98
i-Pentano	%wt	2,19	2,68	2,18	2,18
n-Pentano	%wt	0,64	0,79	0,64	0,64
Amilenes	%wt	4,91	4,99	4,67	4,67
C5	%wt	7,75	8,46	7,50	7,50
Gasolina C6	%wt	36,00	40,23	33,97	33,97
LCO/LGO	%wt	15,04	12,97	18,69	18,69
HCO/HGO	%wt	10,31	7,98	10,29	10,29
SO/CLO	%wt	6,06	4,71	6,20	6,20
End Boiling Point	%wt	6,32	6,47	5,62	5,62
		100,00	100,00	100,00	100,00

Anexo E. Comportamiento de los flujos de salida de la torre fraccionadora ante perturbación en el flujo de la corriente de alimento.

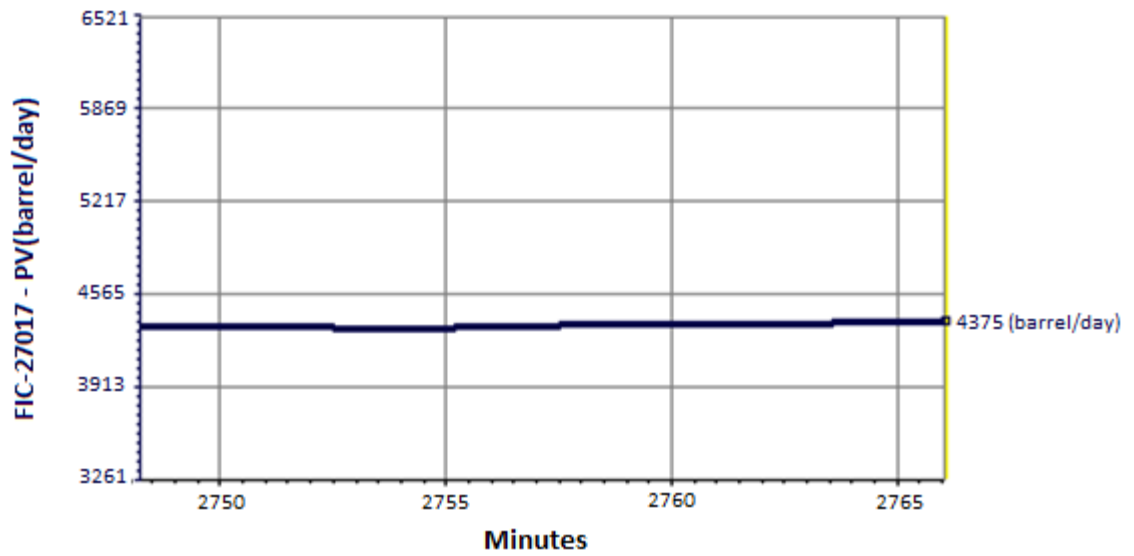
- Flujo de Salida de Destilado



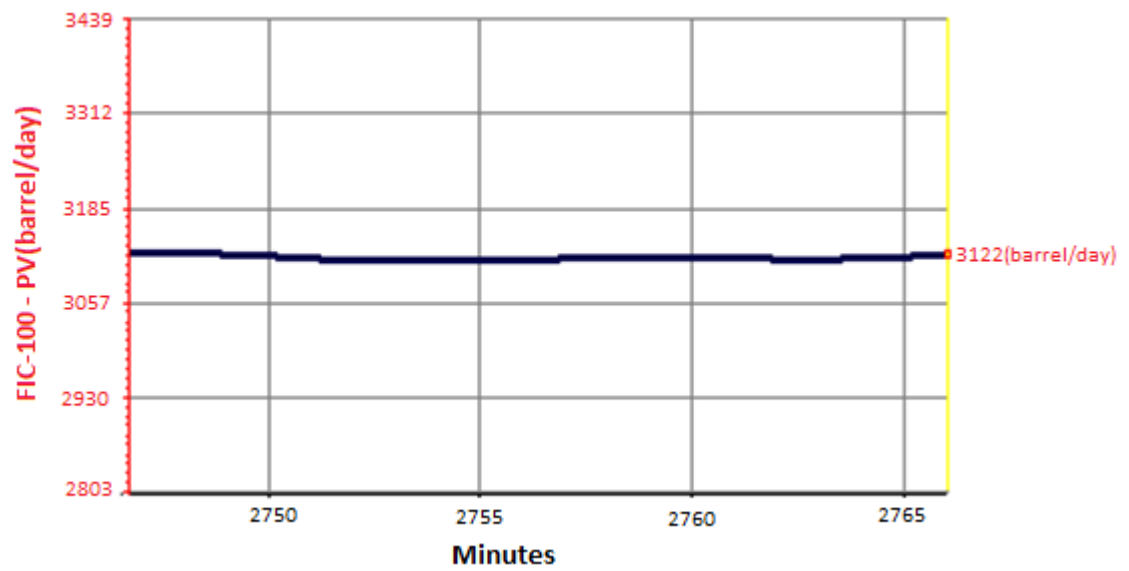
- Flujo de Salida de Nafta



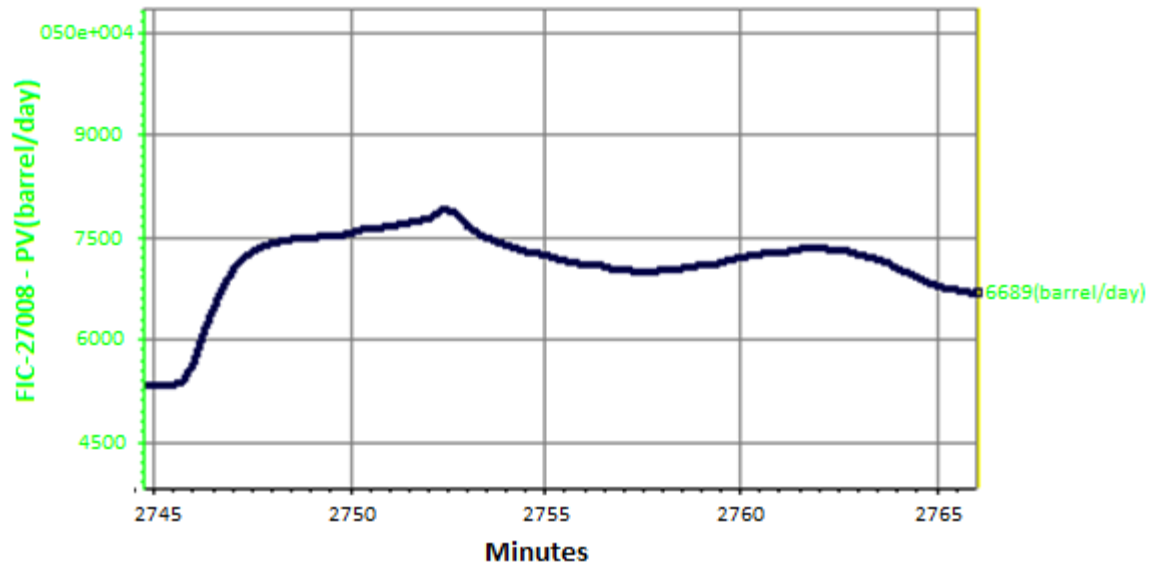
- Flujo de salida de ALC



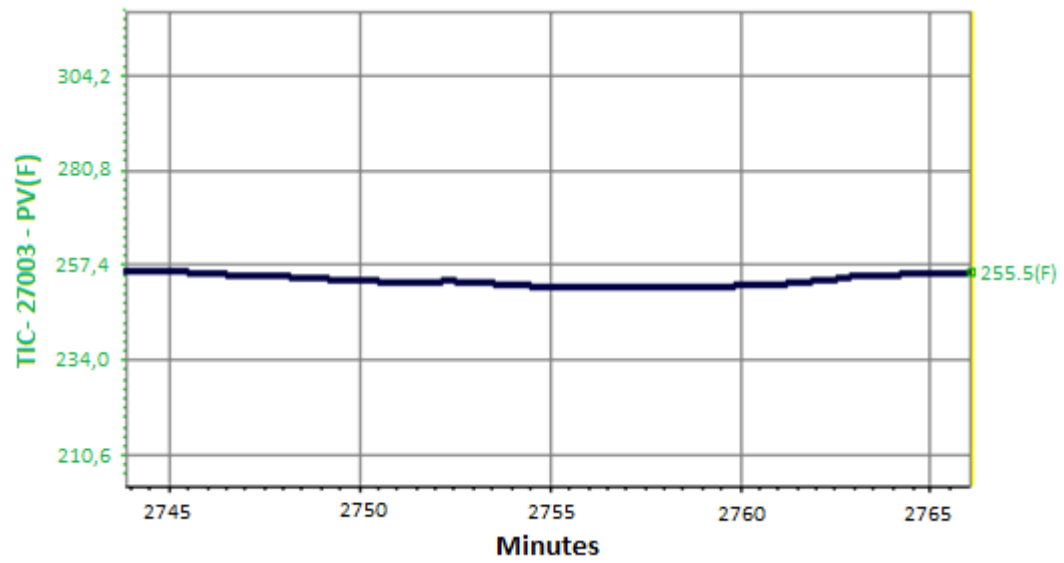
- Flujo de salida de APC



- Flujo de salida de Slurry

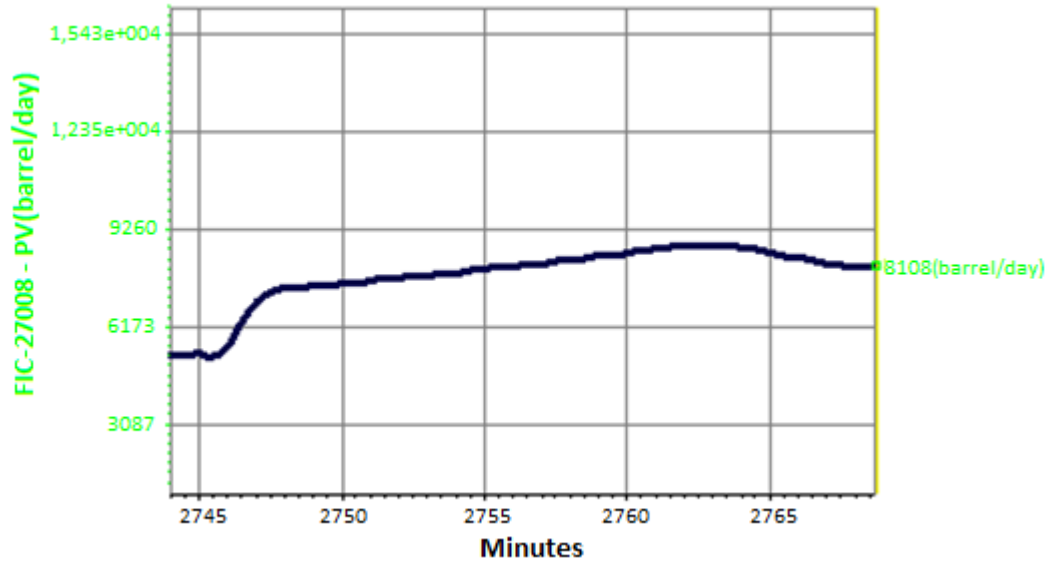


- Temperatura de Cima

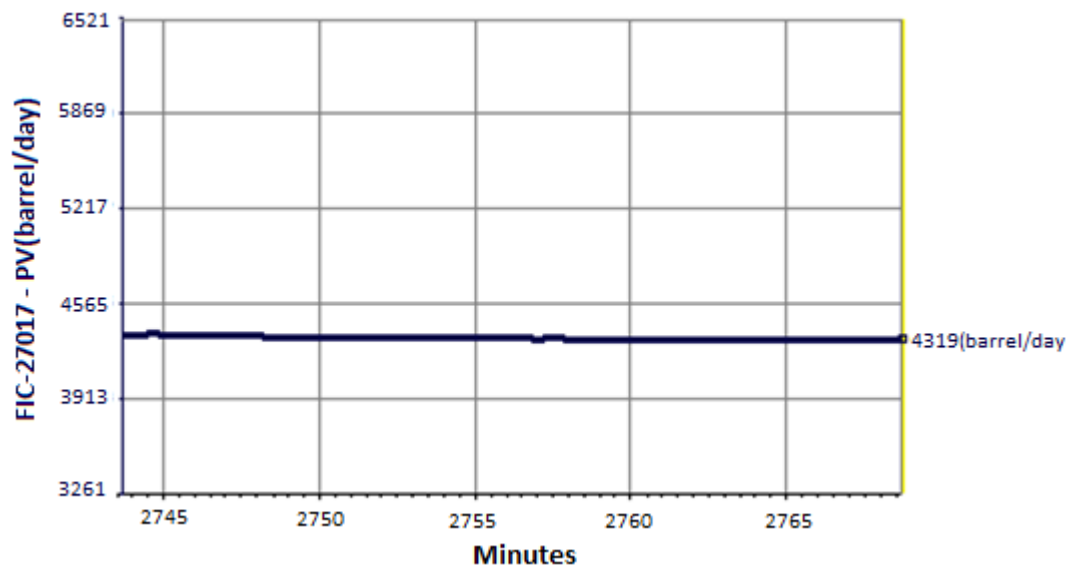


Anexo F. Comportamiento de los flujos de salida de la torre fraccionadora ante perturbación en la temperatura en la corriente de alimento.

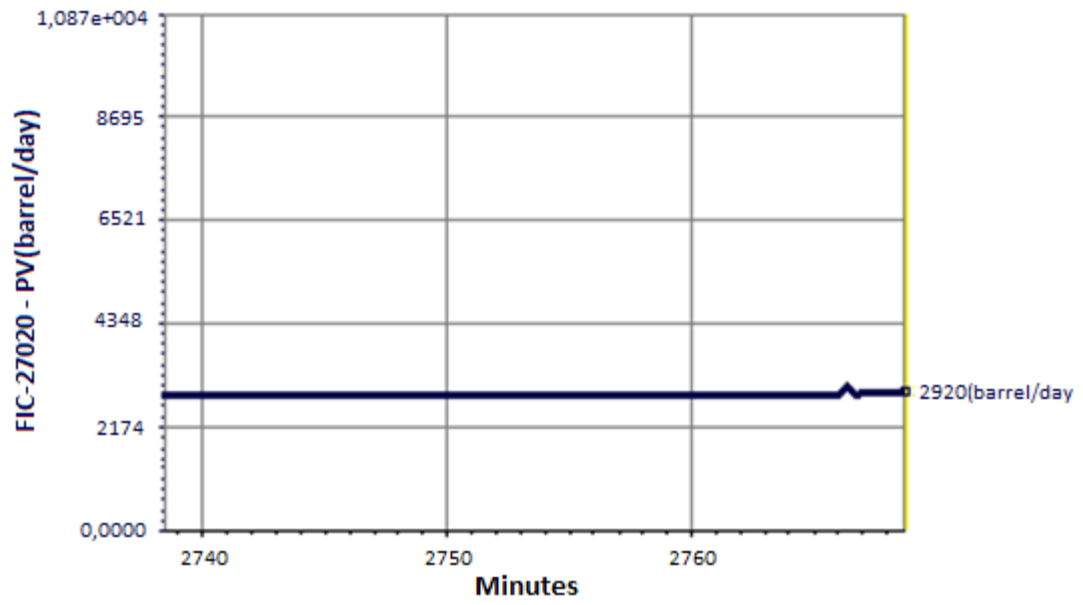
- Flujo de Slurry



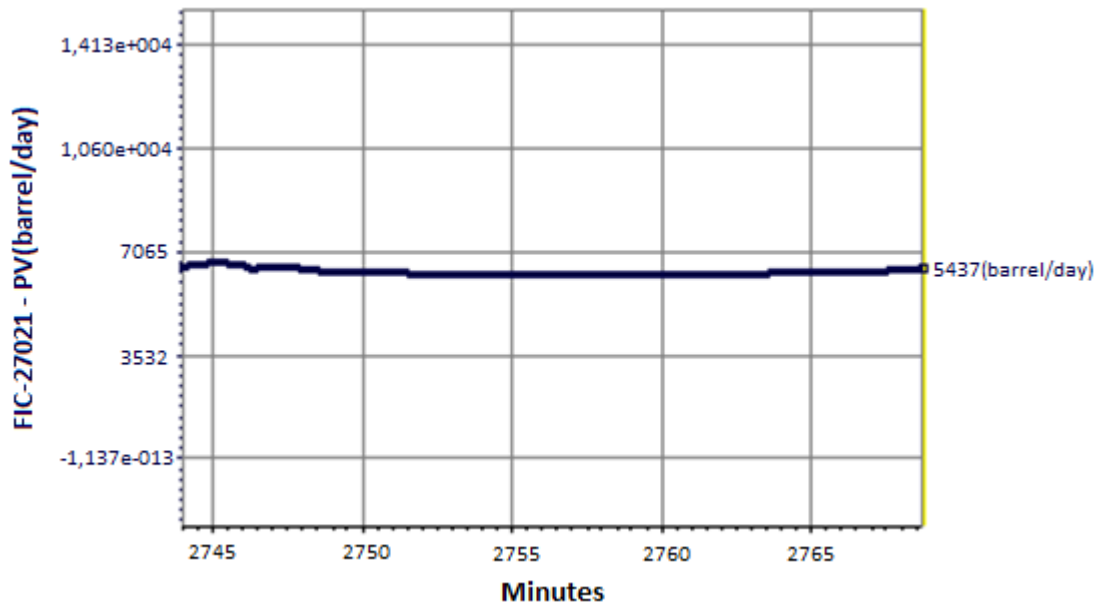
- Flujo de ALC



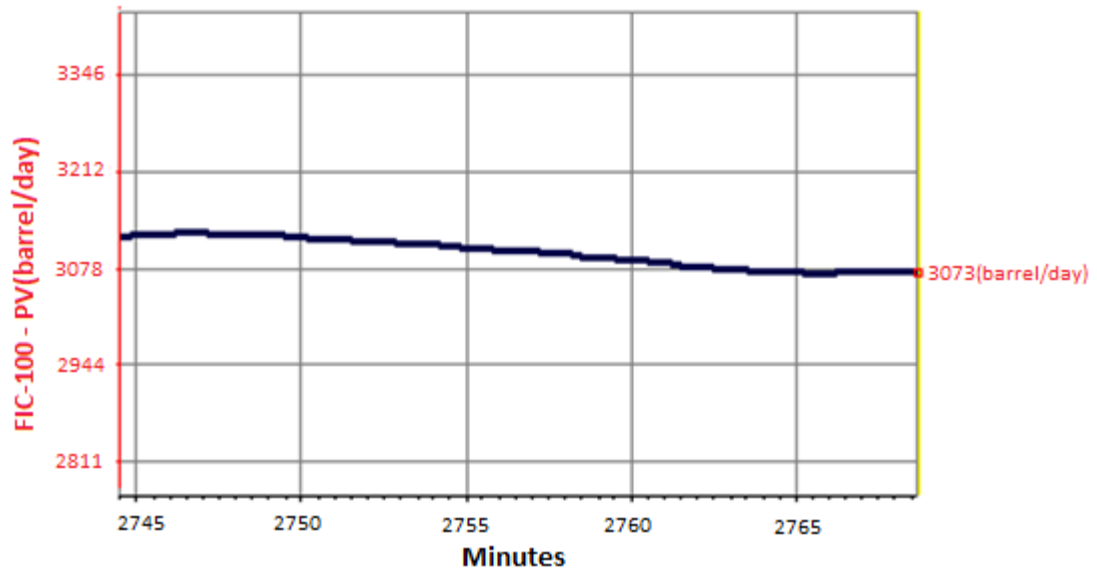
- Flujo de Nafta



- Flujo de destilado



- Flujo de APC



- Temperatura de Cima

