

**SIMULACIÓN Y ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL SISTEMA DE
DESTILACIÓN DE CRUDOS DE LA U-2000 DE LA GERENCIA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA.**

WILSON ALCARAZ, Ing. Electromecánico

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**SIMULACIÓN Y ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL SISTEMA DE
DESTILACIÓN DE CRUDOS DE LA U-2000 DE LA GERENCIA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA.**

**Trabajo de aplicación presentado como requisito parcial para optar al título
de Magister en ingeniería Química – Modalidad profundización. Convenio UIS
- Ecopetrol S.A.**

WILSON ALCARAZ, Ing. Electromecánico

Director:

GUSTAVO EMILIO RAMÍREZ CABALLERO, PhD

Co-director:

LUIS ANDRÉS RODRÍGUEZ CARRILLO, M. Sc.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA**

BUCARAMANGA

2016

DEDICATORIA

A la santísima Trinidad, Padre, Hijo y Espíritu Santo y a la madre de Dios, la virgen María, la dulce sonrisa de Jesús.

A mi esposa y compañera de camino Luz Vivian, por su amor, entrega y paciencia.

A mis hijos José Manuel y Luisa Fernanda, porque siempre me motivaron y alentaron.

A mi señora madre Piedad por sus continuas oraciones, fuerza de Dios que me acompaña.

A la familia Castellanos Vizcaíno por su apoyo y amistad, por recibirme en su casa como un integrante más de su familia.

Wilson Alcaraz

AGRADECIMIENTOS

Al Padre, al Hijo y al Espíritu Santo su gracia derramada sobre mí, por la cual y con la cual recibí la fuerza, la sabiduría y la perseverancia para recorrer este camino y alcanzar este logro. Gracias doy a la siempre virgen e inmaculada madre de Dios, la Santísima virgen María por su amor, compañía e intersección.

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A y en especial a las directivas de la refinería de Barrancabermeja, por brindarme esta oportunidad única de poder crecer como profesional y como persona.

A la Universidad Industrial de Santander y al amplio grupo de profesores de la escuela de ingeniería química asignados al desarrollo de esta maestría, por el conocimiento académico, científico y de valores compartidos durante estos años.

A mi amigo y maestro German Emilio Castellanos Romero, por sus enseñanzas y ante todo su amistad, por ser pilar fundamental en la consecución de este logro.

A mi director de tesis el profesor Gustavo Emilio Ramírez caballero, por su confianza, constante apoyo en la dirección que permitió que se lograra desarrollar un excelente trabajo de aplicación.

A mi codirector Luis Andrés Rodríguez Carrillo por su apoyo y direccionamiento.

Al profesor y maestro Omar Andrés Benavidez, y a los ingenieros Albeiro Alarcón Valenzuela y Juan Carlos Gutiérrez, por su ayuda y contribución en el desarrollo de este trabajo.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	16
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	18
2. OBJETIVOS	20
2.1. OBJETIVO GENERAL.....	20
2.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS	20
3. ANTECEDENTES	21
4. MARCO TEÓRICO	25
4.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS: <i>ASPEN PLUS</i>	26
4.2. ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING	29
5. METODOLOGIA	30
5.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	30
5.2. SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE LA U-2000	31
5.3. Definición y caracterización de la carga de alimentación de crudo (Assay/curva TBP) del modelo a simular en Aspen Plus.	31
5.4. VARIABLES DE ESTUDIO.....	41
5.4.1. Análisis de varianza.	42
5.5. ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA UNIDAD, U-2000, SIN TORRE DE PRE-FRACCIONAMIENTO	44
6. ANALISIS DE RESULTADOS.....	46
6.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DETALLADA.....	46
6.1.1. Análisis de relación: destilación 90% para nafta liviana.	46
6.2. ANÁLISIS DE RESULTADO DE LAS VARIABLES	50

6.2.1.	Temperatura destilación del 90% de nafta liviana.....	50
6.2.2.	Temperatura destilación del 90% de nafta pesada.	53
6.2.3.	Temperatura destilación del PFE del jet.....	56
6.2.4.	Temperatura destilación del 95% del diésel.....	59
6.2.5.	Temperatura destilación del PFE del GLV.	62
6.2.6.	Temperatura destilación del PFE del GPV.....	64
6.3.	ANALISIS DE LOS ESCENARIOS OBTENIDOS.....	67
7.	CONCLUSIONES	72
8.	RECOMENDACIONES	74
	REFERENCIAS	75
	BIBLIOGRAFIA	78
	ANEXOS	79

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Carga °API U-2000. Fuente: Ecopetrol.....	18
Figura 2. Diagrama simplificado de la U-2000.	25
Figura 3. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.....	28
Figura 4. Metodología desarrollada	30
Figura 5. Ambiente de simulación para la selección del modelo termodinámico. ...	31
Figura 6. Curvas de TBP en volumen y peso del crudo cargado a la unidad	33
Figura 7. Curvas de caracterización de crudo simuladas.	33
Figura 8. Diagrama de simulación básica de la unidad U-2000.	35
Figura 9. Diagrama de sección de torre de pre-fraccionamiento y precaliente inicial de simulación detallada	36
Figura 10. Simulación de Intercambiador de calor al detalle con Aspen EDR.	37
Figura 11. Simulación del tren de precalentamiento y horno de torre atmosférica	38
Figura 12. Simulación de torre atmosférica, despojadoras y reflujo de cima, medio e inferior.....	39
Figura 13. Simulación de torre al vacío, reflujo de cima, medio y caliente.....	40
Figura 14. Simulación detallada del Intercambiador de calor empleando Aspen EDR.	41
Figura 15. Perfil de destilación nafta liviana histórico de planta.....	47
Figura 16. Grafica cuatro en uno T90% nafta liviana	49
Figura 17. Grafica de contorno T90% nafta liviana para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre pre-fraccionadora.....	52
Figura 18. Superficie de respuesta para la regresión obtenida del T90 para nafta liviana.....	53
Figura 19. Grafica de contorno T90% nafta pesada para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre atmosférica.....	55
Figura 20. Superficie de respuesta para T90% nafta pesada	56

Figura 21. Grafica de contorno PFE del jet.....	58
Figura 22. Superficie de respuesta para PFE del jet.....	59
Figura 23. Grafica de contorno T95% del diésel.....	60
Figura 24. Superficie de respuesta para T95% diésel	62
Figura 25. Grafica de contorno PFE	63
Figura 26. Superficie de respuesta para PFE GLV	64
Figura 27. Grafica de contorno PFE del GPV	66
Figura 28. Superficie de respuesta para PFE GPV.....	67

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso	29
Tabla 2. Carga de crudo para la U-2000.....	32
Tabla 3. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para nafta liviana.....	35
Tabla 4. Orden aleatorio de la toma de datos para T90 de la nafta liviana.....	43
Tabla 5. Lista de equipos retirados sin torre de pre-fraccionamiento.....	45
Tabla 6. Comparativa entre datos históricos para nafta liviana y promedio de datos simulados.....	46
Tabla 7. Análisis de varianza del T90% de la nafta liviana	48
Tabla 8. T90 nafta liviana para diferentes relaciones de reflujo y cargas a la torre pre-fraccionadora.....	51
Tabla 9. Validación de los términos de regresión del T90% de la nafta liviana	52
Tabla 10. T90 nafta pesada para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre atmosférica	54
Tabla 11. Validación de los términos de regresión del T90% de la nafta pesada..	55
Tabla 12. PFE jet para diferentes relaciones de reflujo medio y cargas a la torre atmosférica	57
Tabla 13. Validación de los términos de regresión del PFE del jet	58
Tabla 14. T95 diésel para diferentes relaciones de reflujo inferior y cargas a la torre atmosférica	60
Tabla 15. Validación de los términos de regresión del T95% del diésel	61
Tabla 16. PFE GLV para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre al vacío	62
Tabla 17. Validación de los términos de regresión del PFE del GLV.....	64
Tabla 18. PFE GPV para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre al vacío	65
Tabla 19. Validación de los términos de regresión del PFE del GPV	66

Tabla 20. Comparación entre la optimización propuesta y el proceso real.....	68
Tabla 21. Resultados de la simulación del escenario propuesto sin torre de prefraccionamiento.....	70

LISTA DE ANEXOS

Anexo A: Validación de la simulación preliminar con datos reales de proceso.....	799
Anexo B: Resultados para análisis ANOVA.....	811
Anexo C: Análisis de varianza	844

RESUMEN

TITULO: SIMULACIÓN Y ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL SISTEMA DE DESTILACIÓN DE CRUDOS DE LA U-2000 DE LA GERENCIA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA.

AUTOR: WILSON ALCARAZ**

PALABRAS CLAVES: Livianos, pesados, reflujos, simulación, rigurosa, assay, varianza

DESCRIPCIÓN

En este estudio se modeló una unidad de destilación de crudo de la refinería de Barrancabermeja teniendo en cuenta que dicha unidad está diseñada para procesar crudos livianos y en la actualidad opera con crudos pesados, además de la variabilidad de carga y variaciones en los reflujos críticos de calidad. Para tal fin el estudio se llevó a cabo en tres fases:

En la primera fase se construyó la simulación rigurosa integrando las diferentes herramientas de Aspen Plus (EDR, manager assay) teniendo en cuenta el assay de los crudos y los diferentes cambios de dietas, donde la pre mezcla pesada varía desde un 80% hasta un 100% y el flujo volumétrico de carga desde 45 a 52 KBD. En la segunda fase se evaluó la variabilidad y capacidad de respuesta de las diferentes etapas de destilación teniendo en cuenta la perturbación de dos factores como son relación de reflujos y cargas. Esto fue acompañado de los respectivos análisis de varianza. Con esto se determinó el grado de confianza del modelo y se halló una superficie de respuesta de optimización obteniendo valores recomendados para cada reflujo. La tercera fase del estudio partió de los valores óptimos de reflujos hallados en las fases anteriores para determinar los efectos en rendimiento y calidad de productos que producen los dos factores, flujo de carga y variación en los porcentajes de mezclas en la dieta. Se realizó por ultimo una modificación al modelo de la simulación evaluando la operación de la unidad sin la torre de prefraccionamiento lo que permitió hacer una revisión de posibles beneficios bajo las nuevas condiciones del proceso de destilación con crudos pesados.

*Tesis de Maestría.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química Director Ph.D. Gustavo Emilio Ramírez Caballero

ABSTRACT

TITLE: SIMULATION AND SENSITIVITY ANALYSIS OF CRUDE DISTILLATION SYSTEM U-2000 OF BARRANCABERMEJA REFINERY.

AUTHOR: WILSON ALCARAZ**

KEYWORDS: Light, heavy, reflows, simulation, rigorous, assay, variance

DESCRIPTION

In this study, a crude distillation unit at the refinery in Barrancabermeja was modeled considering that the unit is designed to process light crudes and today operates heavy crudes, Besides load variability and variations in critical quality reflows. Therefore, the study was conducted in three phases:

In the first phase the rigorous simulation was constructed by integrating the different tools of Aspen Plus (EDR, manager assay) taking into account the assay of crude and the different changes of diets, where pre heavy mix varies from 80% to 100 % and the volumetric flow of charge from 45 to 52 KBD.

In the second phase, variability was evaluated and the responsiveness of the different distillation stages considering the disturbance of two factors such as reflows ratio and charges. This was accompanied by the respective analysis of variance. With this data the reliability model coefficient was set and a response surface optimization was found obtaining values recommended for each reflow.

The third phase of the study began with the optimal values of reflows found in the previous phases to determine the effects on the performance and quality of products produced by the two factors: Charge flow and variation in the percentages of dietary mixtures. Finally, an amendment was made to the simulation model to evaluate the operation of the unit without the pre-fractionation tower which allowed a review of possible benefits under the new conditions of the distillation process with heavy crudes.

*Master thesis

**Faculty of Physicochemical Engineerings. School of Chemical Engineering Director PhD, Gustavo Emilio Ramírez Caballero

INTRODUCCIÓN

Las unidades de refinación de crudos es el punto de partida en la transformación del petróleo crudo en productos valiosos. Sin embargo, uno de los problemas importantes que se presentan en una unidad de refinación primaria obedece a los constantes cambios de carga, pues, a través del tiempo, las dietas de crudo tienden a ser más pesadas y, en su defecto, es necesario que estas unidades, diseñadas para operar con crudos livianos, deban ser evaluadas de forma detallada para reducir el impacto que dicho cambio de alimentación tiene sobre el rendimiento del proceso, lo cual afecta la calidad de los productos y, además, reduce la recuperación térmica. Por ende, la solución de las diferentes dificultades de operación que se presenten y la evaluación de estabilidad junto con la integración energética, representan mejores rendimientos, mayor rentabilidad y, además, ahorro de materia prima.

Hacer evaluaciones técnicas en línea de una unidad de destilación, puede generar resultados en contra de la economía y rendimiento del proceso, además de arriesgar su estabilidad. Por este motivo, se hace necesario buscar herramientas para la valoración de los distintos inconvenientes que suceden en planta, siendo una de éstas la simulación detallada del proceso, permitiendo encontrar posibles soluciones y mejoras al problema arriba mencionado, además de contemplar la estimación de redes de integración energética, el análisis de sensibilidad de equipos, la ampliación en la capacidad de producción, la optimización energética y hasta mejoras en el control de la operación.

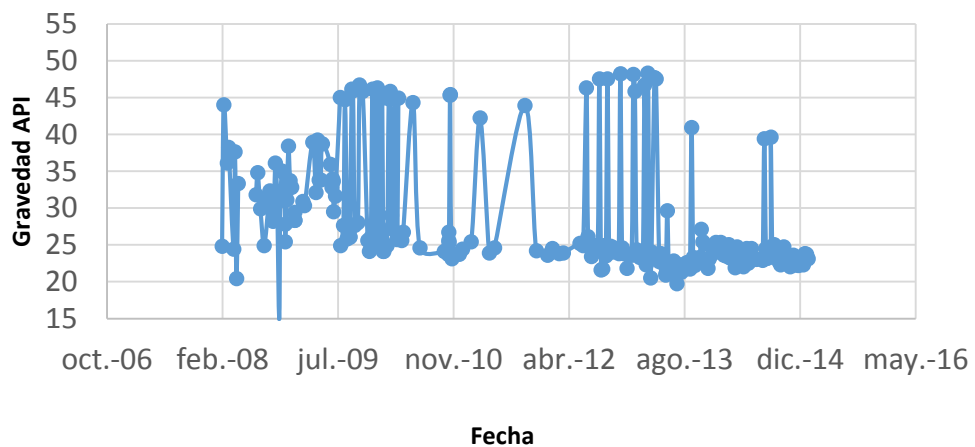
Así mismo, en los últimos años se ha intensificado los estudios de simulación de las unidades de destilación de crudo, consiguiendo resultados favorables como incrementos en rendimientos, estimación de perfiles de destilación, análisis de acidez, y la determinación de ajustes operacionales para cambios de dietas (por ejemplo, pasar de un crudo liviano a un crudo pesado), entre otros.

Por este motivo, el presente trabajo presenta un estudio de sensibilidad por simulación rigurosa de la unidad de destilación de crudo U-2000 de la refinería de Barrancabermeja, usando como herramienta computacional *Aspen Plus* en estado estacionario, teniendo en cuenta la variabilidad en el flujo de carga y cambios en las dietas de crudo, además de las variables críticas de proceso como las relaciones de reflujo, vapor de arrastre, o presiones de operación. En la primera parte del libro se presenta una simulación preliminar de la unidad, con el fin de estimar condiciones operacionales de los flujos de salida, necesarias para llevar a cabo la simulación rigurosa de la planta. Posteriormente, se muestra el desarrollo detallado del proceso en *Aspen*, valorando los distintos cambios que ocurren en planta al modificar la dieta de crudo. Luego, se determina el efecto de las variables de proceso sobre los parámetros de respuesta de la unidad, mediante el empleo de un análisis de sensibilidad. Por último, se valora el margen de refinación de la U-2000 ante los distintos escenarios de operación.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Hasta los años 90, Colombia producía 350 mil barriles de crudos livianos, los cuales no representaban problemas en la cadena de producción y, además, generaban altas ganancias para Ecopetrol y el país. Sin embargo, los yacimientos de livianos se han ido agotando y los campos de crudo pesado empezaron a aparecer en mayor proporción desde el año 2000, convirtiéndose en una de las razones dentro del mercado de la refinación, que han generado mayor reducción de los beneficios económicos del negocio. Por otra parte, como consecuencia del aumento de crudos pesados, a partir del año 2009 y de forma progresiva, se ha presentado una disminución en los inventarios disponibles de crudos livianos como carga a la refinería de Barrancabermeja. Esta condición ha ocasionado que unidades de destilación primaria como la U-2000, sean utilizadas para separar diferentes mezclas de crudos pesados. La Figura 1 muestra el cambio en la gravedad API¹ de los crudos de alimento a la U-2000.

Figura 1. Carga °API U-2000. Fuente: Ecopetrol



¹ American Petroleum Institute

En este orden de ideas, la situación arriba descrita ha generado nuevas condiciones de operación en la unidad, que distan de la condiciones de diseño bajo el esquema de carga con crudos livianos, como lo es el crudo Cusiana. Es a precisar que la U-2000 fue diseñada para procesar como alimento dietas de crudos con características de entre 25 y 45 °API. En este escenario, es necesario evaluar la influencia de las nuevas condiciones de carga en la unidad sobre los parámetros de operación y las características de los productos obtenidos. Dicha evaluación es posible de realizar mediante la simulación detallada y el análisis de sensibilidad, en estado estacionario, del sistema de destilación U-2000, compuesto por una torre de pre-fraccionamiento, torre atmosférica y torre al vacío. Así mismo, los resultados obtenidos podrán usarse como información de entrada para realizar ajustes a las condiciones de operación de la unidad, y el modelo de simulación servirá como herramienta fundamental en el diseño preliminar de un piloto para la optimización en tiempo real de la unidad, proyecto que Ecopetrol contempla a futuro.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Desarrollar la simulación y el análisis de sensibilidad del sistema de destilación de crudos de la unidad U-2000 de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.

2.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Simular en estado estacionario el proceso del sistema de destilación de la U-2000, empleando *Aspen Plus* como herramienta computacional.
- Definir las variables del proceso a estudiar en el análisis de sensibilidad y evaluar el efecto de las mismas sobre las variables de respuesta de la unidad.
- Analizar escenarios de operación para el sistema de destilación y su respectiva evaluación de margen refinación de la U-2000.

3. ANTECEDENTES

En noviembre de 1979, se inicia la construcción de la U-2000 por parte de Technipetrol. La unidad arranca con una capacidad de carga de 30000 BPD² de crudo y de 25000 BPD de crudo reducido como carga al lado vacío. En mayo de 1989, Technipetrol realiza una ampliación para aumentar la capacidad de carga de crudo a 48000 BPD, y para el lado vacío se aumenta a 34000 BPD. Posteriormente, en el año de 1998 Tipiel realiza el revamping de la unidad para aumentar la capacidad a 58000 BPD de crudo Cusiana (crudo liviano) y a 55000 BPD de crudo mezclado. Para lograr los niveles de carga y esta flexibilidad, se incluyó una torre pre-fraccionadora y se efectuaron cambios internos en la torre atmosférica. Luego, en el año 2004, con tecnología Zulser se rediseñó internamente la torre de vacío con el fin de aumentar los rendimientos en la producción de gasóleos (no afecta capacidad de carga) [1].

Por otra parte, la destilación de crudo es un proceso que impacta la economía de cualquier refinería, lo que hace necesario mejorar dicho proceso aprovechando la infraestructura instalada, generando productos dentro de las especificaciones sin violar las ventanas operativas o restricciones de planta [2]. Durante años, las petroleras evitaron la explotación de crudo pesado porque su extracción y procesamiento resulta más costoso; sin embargo, esta disposición ha cambiado por los elevados precios del petróleo y la escasez de livianos [3], lo cual representa una disminución en el margen de beneficios. En este orden de ideas, la refinación directa de crudos pesados presenta varias dificultades operativas, relacionadas con la desproporción entre destilados y fracciones residuales [4], siendo imposible alimentar directamente dichos crudos a las refinerías convencionales; pero, para poder satisfacer la demanda del mercado, es preciso programar las refinerías con

² Flujo volumétrico en barriles por día.

diferentes mezclas de crudos pesados como alimentación a las unidades de destilación primaria [5].

Por otra parte, la complejidad de una refinería se mide por su capacidad de conversión; es decir, producir mayor proporción de productos ligeros, como gasolinas y destilados medios, a partir del mismo crudo. Muchas refinerías en el mundo están catalogadas de conversión media, lo que significa que estas se ven más afectadas por la variación en el tipo de crudo que cargan como alimento a las unidades de destilación. Por tales motivos, las empresas petroleras buscan mantenerse en el negocio reduciendo los costos de plantas, minimizando los errores de control, los problemas ambientales y los eventos de seguridad de proceso, lo cual ha generado un creciente interés en el modelado, simulación y optimización de refinerías [6]. Así mismo, la simulación de una unidad de destilación de crudo permite, sin mayores costos económicos, realizar un estudio detallado de proceso, con el objetivo de mejorar el funcionamiento del proceso existente o, en su defecto, proponer un rediseño del mismo [7].

Autores como Saraf *et al.* [8] desarrollaron una optimización en línea de una unidad de destilación combinada, haciendo uso de un código desarrollado en Microsoft Fortran, dando importancia a la caracterización del crudo de alimentación a través de su curva TBP³, ya que esta determina las cantidades relativas de los productos que se pueden obtener, sus composiciones y sus propiedades fisicoquímicas; por ende, la capacidad de predicción del modelo depende, en gran medida, de la exactitud de la curva utilizada. Así mismo, Uppaluri *et al.* [9] simularon una unidad de destilación combinada considerando tres tipos de crudo como alimento (y combinaciones binarias de los mismos), usando el software comercial *Aspen plus* para evaluar el impacto de la selección de crudo sobre el proceso de refinación. Por otra parte, Ali *et al.* [5] simularon una unidad de destilación combinada, compuesta

³ Curva TBP: curva verdadera de distribución de puntos de ebullición (True Boiling Point)

por una torre pre-flash y una torre atmosférica, empleando software *Aspen Hysys* y tomando en cuenta la mezcla de tres crudos como alimento,

Otros autores como Gadalla *et al.* [10] enfocaron sus trabajos de simulación (en *Aspen Hysys*) a la optimización de la columna de destilación junto con la red de intercambio de calor, con el fin de maximizar el uso de los equipos existentes; para ello consideraron cambios en el proceso y modificaciones estructurales, junto con las interacciones entre el proceso de destilación existente y el sistema de recuperación de calor. En Colombia, López *et al.* [2] desarrollaron un modelo de optimización de un sistema de unidades de destilación de crudo perteneciente a la refinería de Barrancabermeja (usando como software *Pro II*), determinando las condiciones óptimas de operación para tres torres de destilación atmosférica con un crudo de composición constante.

Por otra parte, es importante realizar análisis de sensibilidad al simular posibles modificaciones en las unidades de refinación existentes, lo cual busca evaluar los efectos producidos por los cambios del entorno sobre el sistema [11] [12], y encontrar una solución óptima dentro de los intervalos de valores probables para las variables de salida [13]. Autores como Vega *et al.* [14] simulaban la destilación primaria de petróleo (*topping*) usando *Aspen Hysys 7.3.*, con el fin de realizar un análisis de sensibilidad si se reubican los reflujos circulantes de la torre de destilación. Por otra parte, Erdmann *et al.* [15] simulaban (con *Aspen Hysys*) los sectores de deshidratación y estabilización de una planta de tratamiento de gas natural, valorando, mediante un análisis de sensibilidad, las variables críticas de operación sobre el proceso, las cuales generaban cambios representativos en la operación.

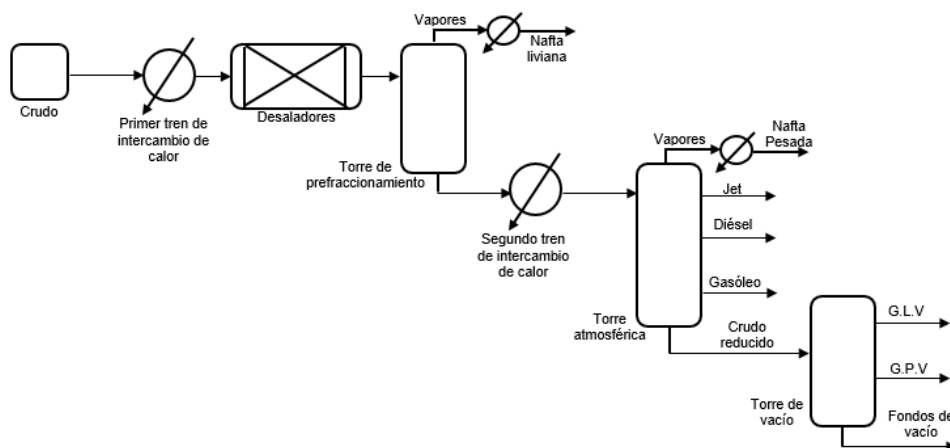
De lo expuesto anteriormente, es evidente que la simulación de las unidades de destilación de crudo permite evaluar el desempeño de la planta fuera de sus condiciones normales de operación, además de valorar distintos escenarios de reingeniería para mejorar la eficiencia del proceso. Así mismo, es posible estudiar,

por ejemplo, qué tan sensible será un incremento de un 10% en la velocidad de alimentación sobre el funcionamiento de la unidad [16].

4. MARCO TEÓRICO

La planta U-2000, mostrada en la Figura 2, es una unidad fraccionadora de crudo que posee 3 torres de destilación: torre de pre-fraccionamiento, torre atmosférica y torre al vacío. El crudo alimentado de materias primas pasa por la torre de pre-fraccionamiento, donde se separan los gases y la nafta liviana. Los fondos del pre-fraccionamiento se conducen a la torre atmosférica, fraccionando la nafta pesada, el jet A1, el diésel y el gasóleo atmosférico. Los fondos de la torre atmosférica fluyen a la torre al vacío, donde se fraccionan gasóleo liviano de vacío (GLV), gasóleo pesado de vacío (GPV) y, por último, los fondos de vacío.

Figura 2. Diagrama simplificado de la U-2000.



La sección atmosférica comprende desde la bomba de carga, pasando por el primer tren de intercambio de calor (conformado por nueve intercambiadores), cuyo objetivo es subir la temperatura del crudo para garantizar una correcta operación en los desaladores. Estos desaladores tienen como objetivo principal el remover las impurezas que trae el crudo proveniente de los tanques. Luego en el primer tren se aumenta la temperatura, la carga llega a la torre de pre-fraccionamiento, donde se despoja la mayor cantidad de gases y nafta. El crudo despojado de la parte liviana

sale por el fondo de la torre para pasar por el segundo tren de intercambio de calor (once intercambiadores), los cuales dan a la corriente la temperatura necesaria para entrar al horno atmosférico, donde sale a 700°F, aproximadamente. El crudo es parcialmente vaporizado, ascendiendo la parte vaporizada por la torre y el líquido cae al fondo. La condensación de los vapores de hidrocarburo ocurre a medida que la temperatura en la torre se reduce, produciéndose corrientes laterales líquidas que se recuperan en los colectores de salida de la torre. En la sección atmosférica se obtienen los productos Nafta, Jet, Diésel y Gasóleo. Parte de la nafta producto retorna a la torre como reflujo de cima, con el fin de controlar la temperatura en esta zona. Así mismo, en la torre atmosférica hay dos circuitos externos para controlar el perfil de temperatura de la torre: el circuito de reflujo superior o medio y el circuito de reflujo inferior. Por otra parte, el líquido se despoja de los hidrocarburos livianos mediante vapor recalentado que se inyecta al fondo de la torre.

La sección de vacío comprende el horno de vacío y la torre al vacío principalmente. En esta sección se trabaja a presiones negativas. La fracción pesada (crudo reducido) que no logró vaporizarse en la torre de destilación atmosférica, ingresa al horno de vacío donde se incrementa su temperatura hasta 710°F; el crudo reducido parcialmente vaporizado entra a la torre al vacío por la zona flash, asciende y, a medida que se va enfriando, produce corrientes laterales líquidas (G.L.V, G.P.V) que se recuperan en los colectores de salida. La parte líquida se denomina fondos de vacío. Además, la torre al vacío tiene dos circuitos externos para controlar el perfil de temperatura: el circuito de reflujo de cima y el circuito de reflujo medio.

4.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS: *ASPEN PLUS*

La simulación de procesos es el estudio de un sistema mediante la manipulación computacional de la representación matemática del fenómeno físico; de esta manera, se busca establecer el comportamiento de una operación de estructura conocida [17]. En este orden de ideas, se podría definir un simulador de procesos

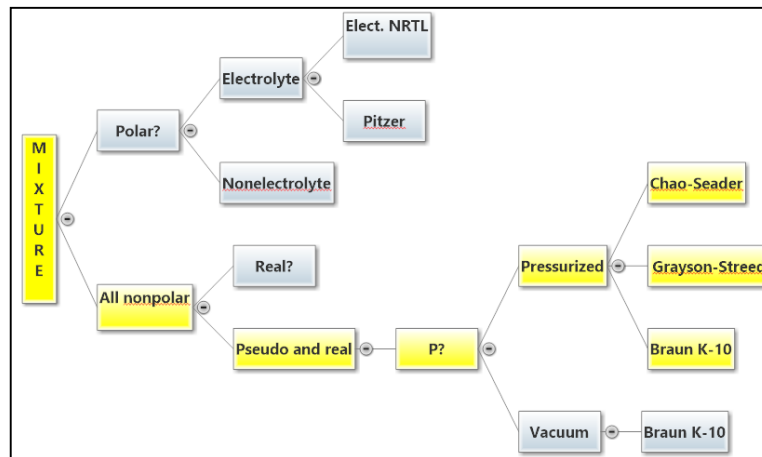
como un paquete informático que puede realizar cálculos de balances de materia y energía, sea éste un equipo u operación básica aislada, una unidad de planta o la planta completa. Así mismo, las técnicas de simulación de procesos se fundamentan en el desarrollo y obtención de uno o varios modelos matemáticos del sistema, que reproduce su comportamiento en condiciones estacionarias (simulación estacionaria) o en estado no estacionario (simulación dinámica). La simulación es una herramienta informática importante, ya que puede permitir, por ejemplo, desde el diseño de un intercambiador de calor hasta el desarrollo y optimización de una compleja unidad de proceso [18]. Respecto a los tipos de simuladores se encuentran: los modulares secuenciales, simultáneos u orientados por ecuaciones, e híbridos. Los simuladores de procesos comerciales y académicos más divulgados en la actualidad son, entre otros: *Speed Up, Aspen Plus, Design II, Hysym, Aspen Hysys, Chemcad y Pro II* [17].

Respecto a *Aspen Plus*, este software es una herramienta de simulación que permite el diseño y optimización de procesos químicos y petroquímicos en estado estacionario y dinámico. Dicho Software es constantemente utilizado en la industria de petróleo y gas, pues permite modelar más de 50 operaciones unitarias, usando una base de datos de más de 2000 compuestos y sus propiedades, como sustancias puras, electrólitos, crudos, correlaciones específicas para fracciones de petróleo, procesos de reciclaje, entre otros [19].

Por otra parte, uno de los principales requisitos para la simulación en *Aspen plus* es la elección de uno o varios paquetes termodinámicos, con el fin de calcular correctamente las propiedades físicas y los coeficientes de interacción de todas las corrientes [20]. Por esta razón, el usuario debe elegir cuidadosamente el modelo termodinámico a utilizar, ya que en muchas ocasiones el programa converge con la información suministrada, pero, si no es empleado el modelo adecuado, las especificaciones de salida no se ajustan a la realidad física del proceso. Por ello, a la hora de escoger un paquete termodinámico se deben tener en cuenta criterios

como: el tipo de sustancia, la operación unitaria, composición, fases involucradas, presión, temperatura, entre otros [21].

Figura 3. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico



Fuente: Obtenido de <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

En este orden de ideas, la Figura 3 muestra el diagrama propuesto por Carlson para la elección del paquete termodinámico [22]. Teniendo en cuenta el tipo de sustancia, el camino resaltado de color amarillo presentado en el esquema es apropiado para el presente trabajo, arrojando, como posibles alternativas, los modelos de Chao-Seader (CS), Grayson-Streed (GS) y Braun k-10. Así mismo, la Tabla 1 muestra el paquete propuesto por *Aspen tech* de acuerdo al tipo de operación a modelar [23]. De acuerdo a dicha información, el modelo de GS se recomienda para torres atmosféricas y el de Braun k-10 para las operaciones al vacío, que son el tipo de unidades a simular, mientras que el modelo de CS no es propuesto para ninguno de los dos tipos de destiladores. Así mismo, la ecuación de estado de Peng Robinson también es acorde a la operación; sin embargo, Peng Robinson presenta buenos resultados para componente reales, temperatura reducida mayor a 0,7 y sin fases líquidas inmiscibles, por lo tanto, *Aspen* recomienda como elección, para la simulación de crudos por medio de pseudo-componentes, el modelo GS y sus variantes. Para la fase de agua libre se usó STEAM-TA (modelo especializado para esta sustancia en fase libre).

Tabla 1. Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso

Tipo de Proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Deshidratación de TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H ₂	PR, Zudkevitch-Joffee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separaciones de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustitutos	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, ter-amil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK o Wilson, NRTL, UNIQUAC
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

Fuente: Obtenido de <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

La caracterización del crudo se realiza mediante *Assay/Blend*, ubicada en el entorno básico de la simulación en la interfaz *Properties*. Para la caracterización, *Aspen Plus* requiere ciertos paquetes de información, entre ellos las curvas de destilación, *light ends* (composición de livianos) y *bulk properties* (propiedades másicas), y aunque no es necesario ingresar todos los datos mencionados al simulador, una cantidad mayor de información permite una caracterización más aproximada a la realidad.

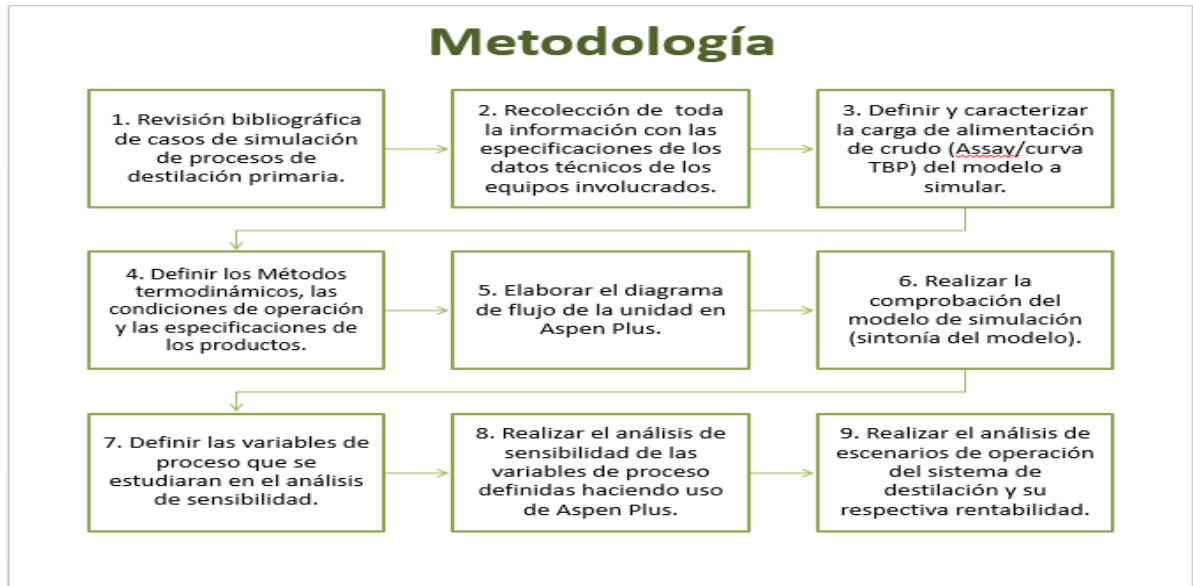
4.2. ASPEN EXCHANGER DESIGN & RATING

El *Aspen Exchanger Design* (EDR) permite a los usuarios de *Aspen Plus* y *Aspen HYSYS* especificar el tamaño y la geometría de los intercambiadores de calor directamente al diagrama de flujo, proporcionando un modelado térmico e hidráulico riguroso que da mayor precisión a la simulación.

5. METODOLOGIA

En la Figura 4 se muestra la metodología implementada para el cumplimiento de los equipos.

Figura 4. Metodología desarrollada



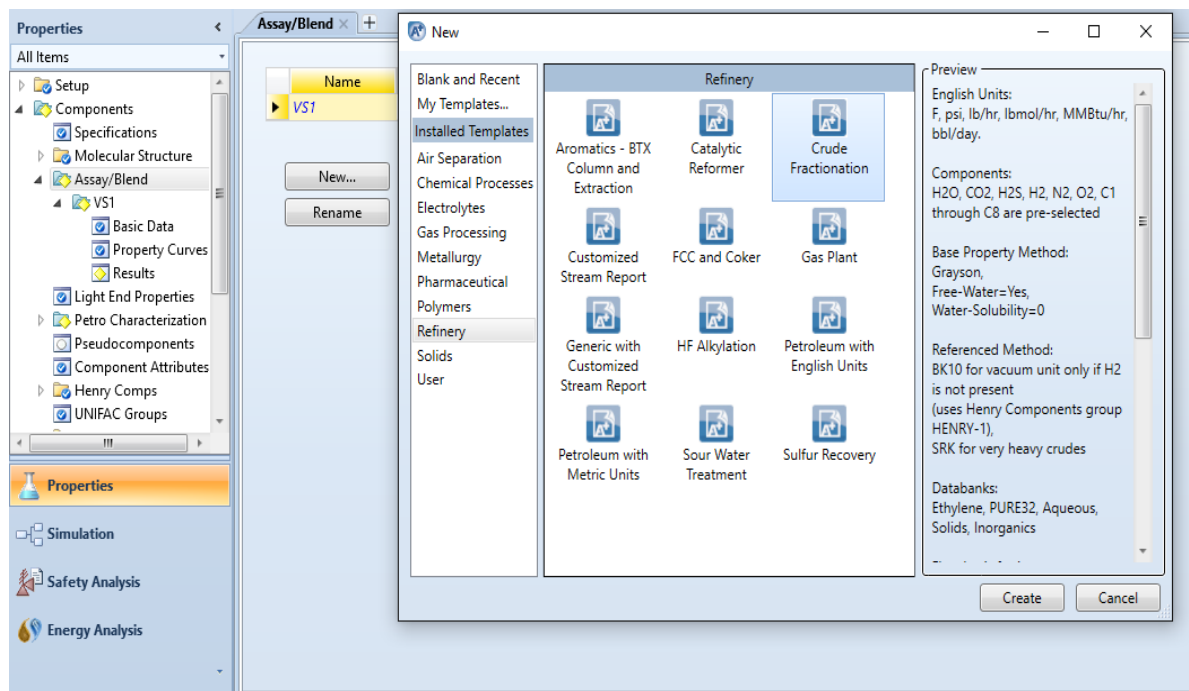
5.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Se recolectó información de referencia sobre casos de simulación de destilaciones primarias de crudo y aplicación de software comerciales. Además, se recogieron todas las especificaciones técnicas de los equipos de la U-2000 y los datos de proceso para cada una de las operaciones unitarias involucradas, suministrados por Ecopetrol S.A.

5.2. SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN DE LA U-2000

Se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones para la llevar a cabo la simulación: la selección del modelo termodinámico se basó en las recomendaciones del simulador y en el árbol de decisión que se presentó en la sección anterior (Figura 3). Para la torre de pre-fraccionamiento y atmosférica se empleó el modelo de Grayson-Streed, mientras que para la torre al vacío se utilizó el modelo Braun K-10 como el más acertado. La Figura 5 muestra el ambiente de simulación.

Figura 5. Ambiente de simulación para la selección del modelo termodinámico.



5.3. Definición y caracterización de la carga de alimentación de crudo (Assay/curva TBP) del modelo a simular en Aspen Plus.

Para esta etapa, se emplearon los crudos cargados de acuerdo con el plan de programación de producción de la refinera de Barrancabermeja. Con base en esta información para la U-2000, suministrada por los profesionales de planeación y

programación durante el periodo de agosto/septiembre de 2015, se definen los diferentes tipos de crudos que componen la mezcla de alimento a la planta y su respectiva caracterización (Assay), la cual es mostrada en la Tabla 2.

Tabla 2. Carga de crudo para la U-2000.

CRUDO	ABREVIATURA	GRAVEDAD ESPECIFICA (SPG)	GRAVEDAD API
Vasconia mezcla	VS1	0,9192	22,44
Casabe	CSB	0,9249	21,49
Caño Limon	CLM	0,8787	29,53
Payoa	PAY	0,8911	27,29
Provincia	PRO	0,8985	25,98
Castilla	CSE	0,9502	17,42
HCT	HCT	0,8691	31,31
Belasquez	BEL	0,8275	39,50
Rubiales	RUB	0,9795	12,96

. Fuente: Ecopetrol S.A

Por otra parte, para asegurar que la simulación reproduce acertadamente el tipo de crudo respecto a los resultados de los análisis de laboratorio, se creó una gráfica de perfil comparativo del crudo, detallando los diferentes cortes y la caracterización del mismo, mostrando una tendencia similar a la obtenida en destilación real. En las figuras 6 y 7 se muestra la curva TBP para el crudo real y la simulada, respectivamente.

Figura 6. Curvas de TBP en volumen y peso del crudo cargado a la unidad

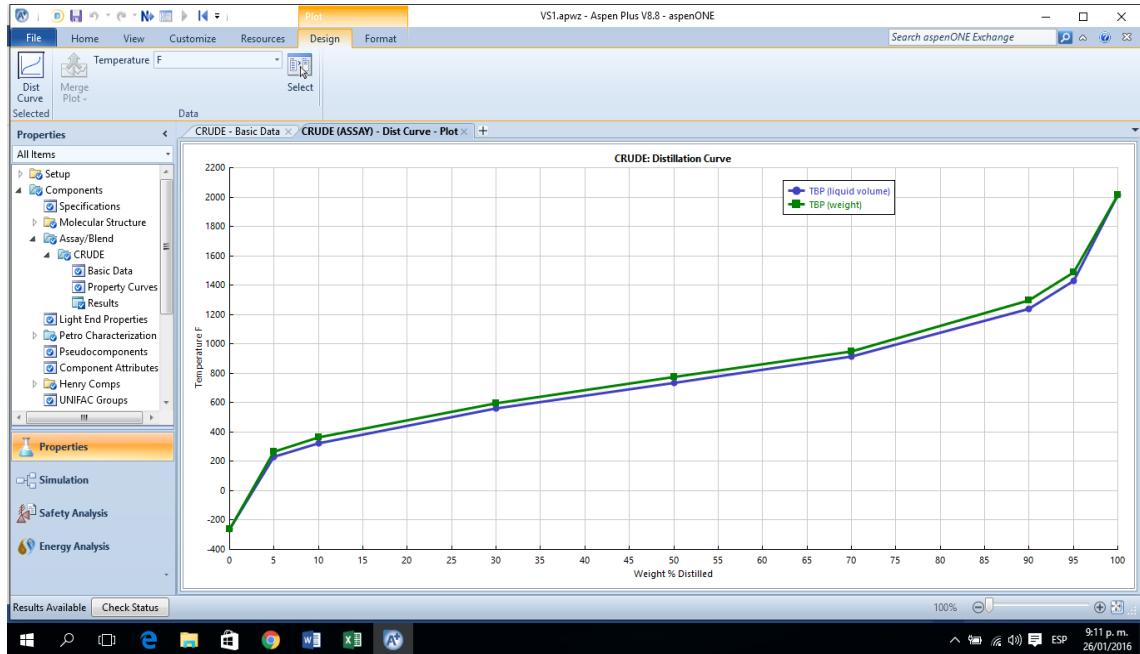
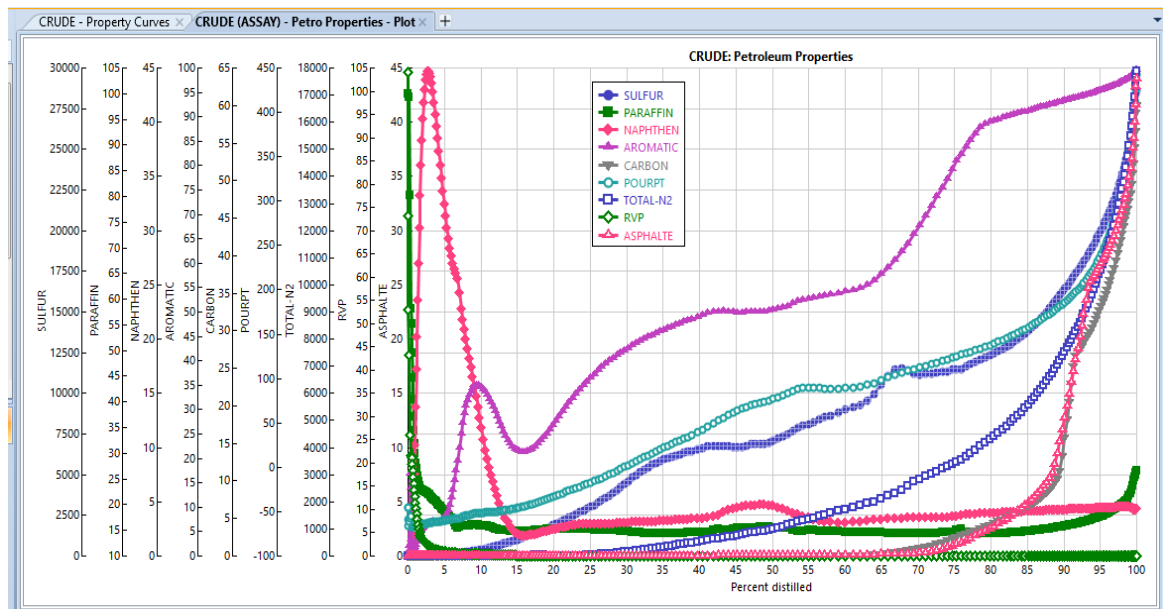


Figura 7. Curvas de caracterización de crudo simuladas.



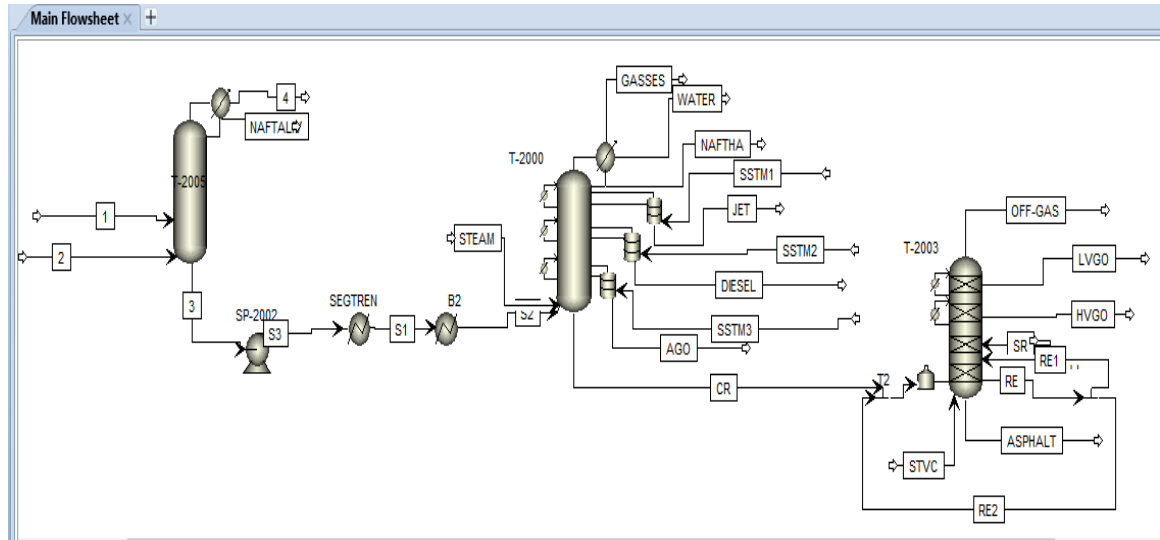
Una vez evaluada la caracterización del crudo, se procedió a realizar una simulación básica del proceso (ver figura 8) para determinar el comportamiento del crudo y el

modelo que representa la situación real. La simulación básica se construye a partir de un modelo predeterminado de aspen de una torre de pre-fraccionamiento, donde se cargan datos mecánicos de la misma de acuerdo a la información técnica tomada de la hoja de vida, igualmente se cargan datos como producciones, condiciones de operación y las temperaturas inicial y finales de ebullición de la nafta liviana de acuerdo con las curvas TBP del crudo, el fondo por defecto es la corriente de carga a la torre atmosférica, (Ver figura 8, Simulación básica). Para el caso de la torre atmosférica, igual se utilizó una torre predeterminada de Aspen con los diferentes reflujos de cima, medio e inferior, además de las torres despojadoras y el suministro de vapor de arrastre, donde se cargaron datos de volúmenes de producción de gasolina, jet, diésel y gasóleo atmosférico, condiciones de presión y temperatura, además de los diferentes rangos de destilación de cada producto, punto inicial de ebullición y punto final de ebullición (PIE y PFE) (Ver figura 8, Simulación básica).

Para la torre de destilación al vacío, de la misma forma se utiliza el modelo predeterminado con el horno y el número de reflujos que tiene la torre y el suministro de vapor al fondo para despojo, además de las condiciones de operación.

Para evaluar la simulación como representación del proceso real, se crearon tablas comparativas de la destilación y algunas propiedades de los productos claves, obtenidos tanto en la simulación como en el proceso de la unidad. Se tomó un promedio de datos reales de planta basados en análisis de laboratorio bajo las ASTM D86 para destilaciones, y estos se cotejaron con los datos simulados evaluando la desviación estándar, determinando si los valores reales y simulados se encuentran dentro del mismo espacio. Así mismo, se planteó que, si cinco valores de destilación, incluyendo el de mayor interés, están dentro de los límites de variabilidad, la simulación es representativa para evaluaciones definitivas y trascendentes para optimización del proceso.

Figura 8. Diagrama de simulación básica de la unidad U-2000.



Se compararon los datos reales contra los simulados, detallando productos como nafta liviana, nafta pesada, jet, diésel, GLV y GPV. La Tabla 3 presenta los resultados para la nafta liviana, mostrando que los datos de laboratorio se encuentran dentro de los intervalos de confianza de los valores dados por la simulación, lo cual indica que la simulación cumple con la estimación del proceso de refinación de crudo en la unidad, U-2000 con un intervalo de confianza del 95%. Valores similares se obtuvieron para los demás productos mencionados, lo cual se muestra en las tablas de anexos A1 hasta A5.

Tabla 3. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para nafta liviana.

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	84,2	13,52414	6,8	20,22414
5 % Evaporado	88,7	80,59721	73,9	87,29721
10 % Evaporado	108,0	112,2086	105,5	118,9086
30 % Evaporado	159,1	181,7156	175,0	188,4156
50 % Evaporado	203,5	218,5119	211,8	225,2119
70 % Evaporado	245,2	246,4436	239,7	253,1436
90 % Evaporado	319,1	319,3982	312,7	326,0982
95 % Evaporado	358,9	362,0768	355,4	368,7768
PFE	416,8	404,7554	398,1	411,4554

Después de dar validez al modelo escogido y a la simulación, con todos los resultados anteriormente descritos se procedió a realizar la simulación detallada del proceso (diseño preciso de las redes de intercambio de calor y demás equipos), utilizando la integración de *Aspen Plus* con *Aspen EDR*.

A continuación se muestra la metodología por secciones de la simulación completa y detallada de la unidad de refinación de crudo. La simulación se inició partiendo de los intercambiadores de precalentamiento de carga de crudo a la torre de pre-fraccionamiento, además de simular la nafta liviana incluyendo su respectivo condensador y tambor de separación de fases (orgánicos-agua). Se completó la simulación con el reflujo hacia la cima de la torre, garantizando las propiedades fisicoquímicas de la nafta liviana y ajustando el balance de masa de acuerdo con el proceso real. (Figura 9)

Figura 9. Diagrama de sección de torre de pre-fraccionamiento y precaliente inicial de simulación detallada

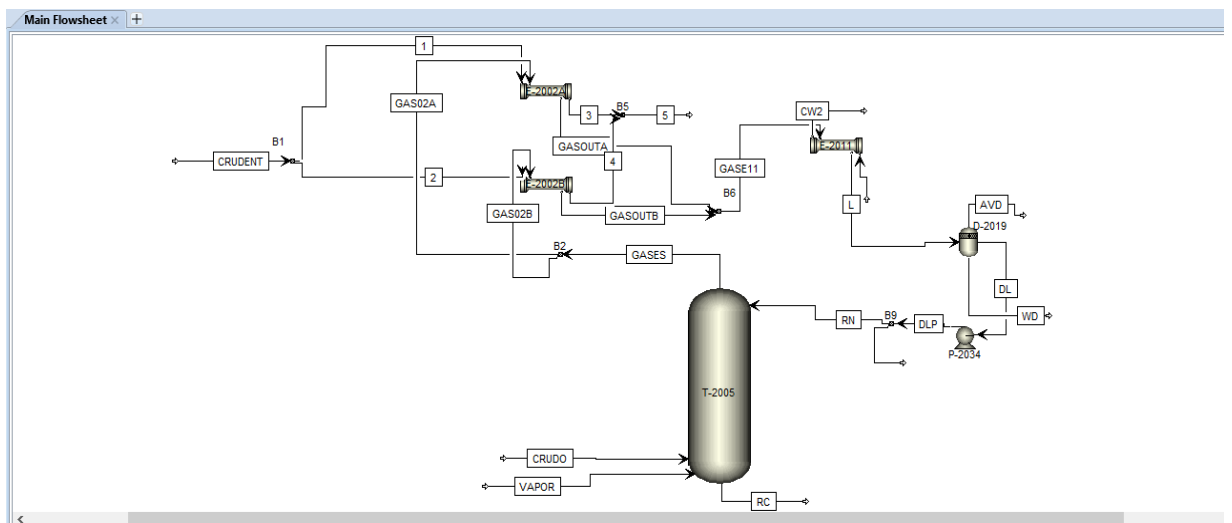
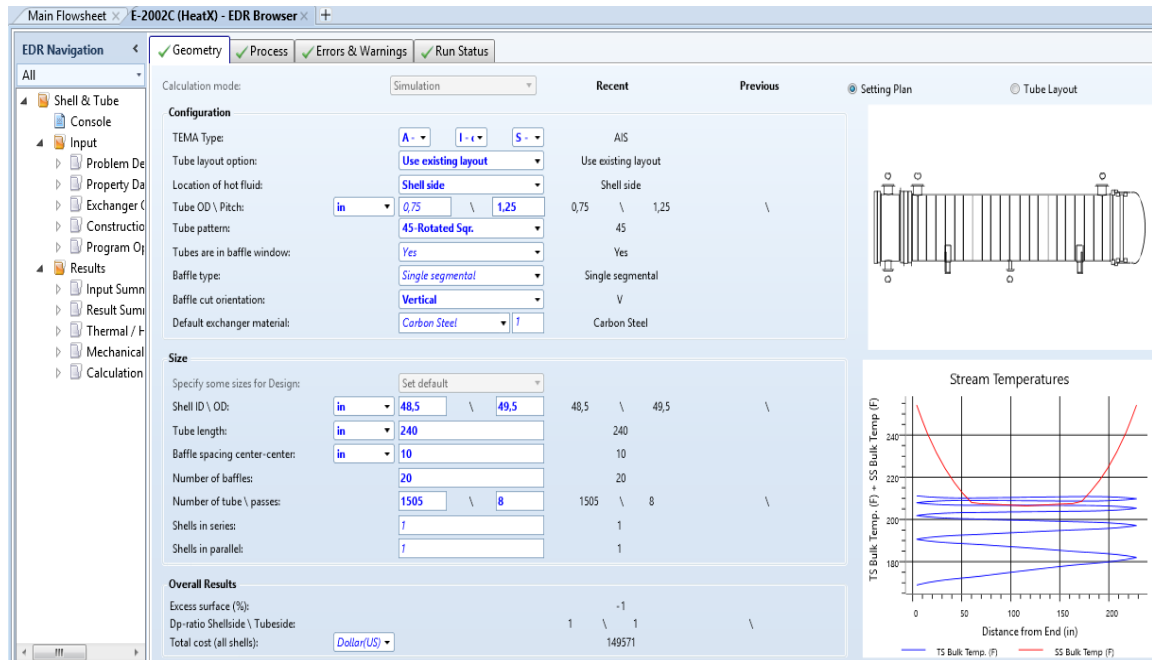


Figura 10. Simulación de Intercambiador de calor al detalle con Aspen EDR.



Para precisar los balances térmicos, se utilizó el modelo de simulación avanzada de intercambiadores de calor, para lo cual se hace necesario cargar el equipo teniendo en cuenta la hoja de especificaciones de diseño, pruebas de diseño y condiciones máximas de operación. Todo esto fue trabajado con el *Aspen EDR*, tal como se muestra en la Figura 10. El intercambiador es integrado a *Aspen PLUS* usando un modelo de importación de geometría existente.

Por otra parte, los grados de libertad se ajustaron adicionando una especificación de la torre inicial, como es control de temperatura de cima, utilizando como variable independiente el vapor al fondo. Esto se ajustó hasta cumplir con el balance de masa, el balance térmico y el perfil de destilación de nafta liviana.

Figura 13. Simulación de torre al vacío, reflujos de cima, medio y caliente

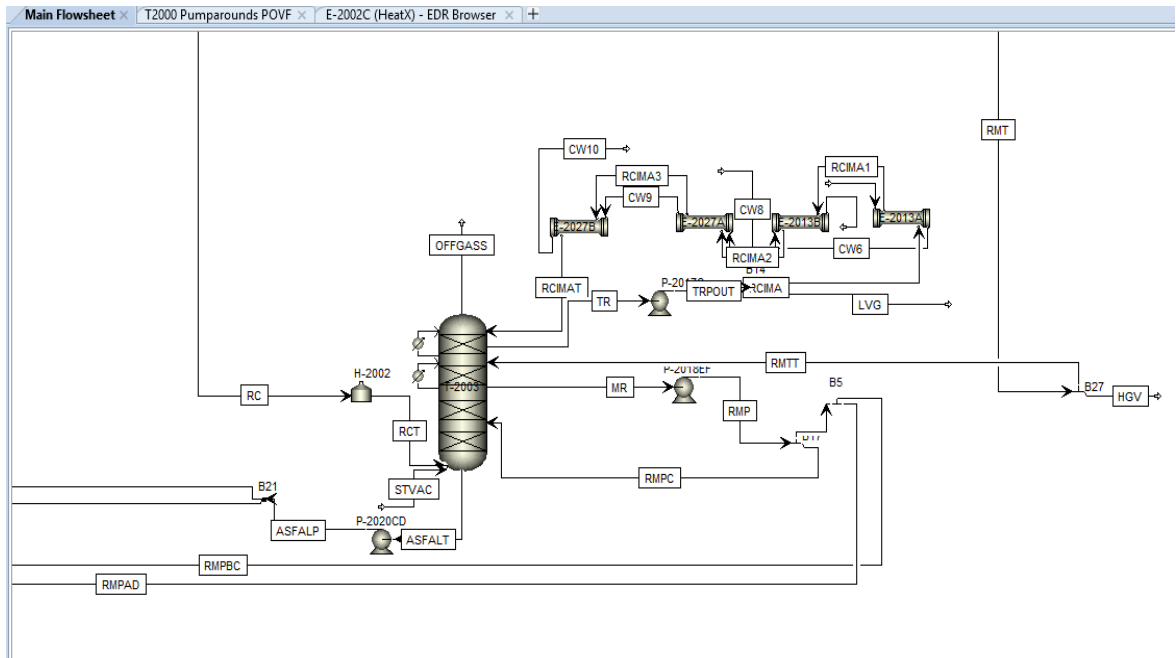
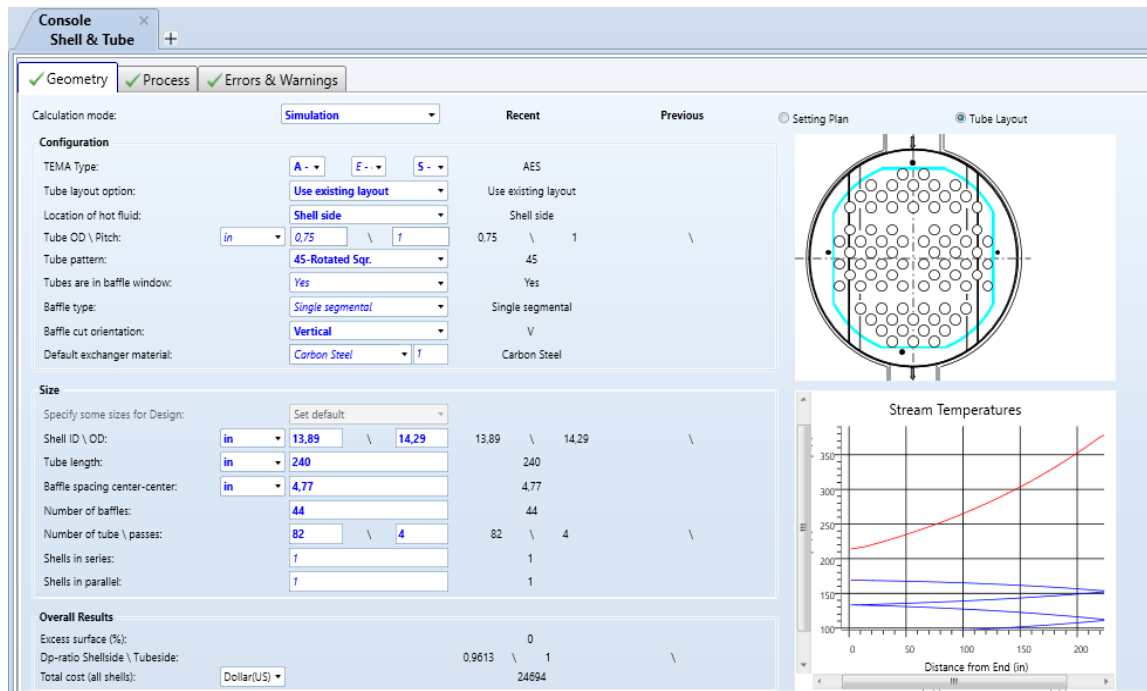


Figura 14. Simulación detallada del Intercambiador de calor empleando Aspen EDR.



Para la simulación de la torre al vacío fue importante que en el horno se garantizara la fracción de vapor de carga a dicho equipo, establecido en 0,3; siendo un valor cercano al de diseño (0,28). Seguidamente se construye el reflujo de cima, el reflujo medio y el reflujo caliente, integrando energéticamente la torre con los modelos de intercambiadores simulados en EDR. (Figura 13 y 14). Por otra parte, para obtener el perfil de la torre al vacío y ajustar los balances de masa y energía, fue necesario ajustar los volúmenes de flujo de las corrientes laterales, al igual que una única y final especificación para el cierre definitivo de dichos balances, la cual fue la temperatura de cima de la torre, ajustándola con la variable manipulada de vapor de fondo de la misma.

5.4. VARIABLES DE ESTUDIO

Las variables se definieron valorando las que tienen una mayor incidencia en los volúmenes de las corrientes de productos valiosos, garantizando los parámetros de

calidad. Se tuvo en cuenta la matriz dinámica previamente establecida en el control avanzado de proceso, relación de parámetros, los datos históricos de la unidad y la heurística del personal técnico de planta. Teniendo en cuenta la sensibilidad del proceso, los factores que influyen en la variabilidad del mismo son: la carga; los reflujos de cima, medio e inferior; y carga térmica del horno. Todas estas variables son modificadas por el control regulatorio y por el control avanzado para poder determinar la calidad de los productos (nafta, jet, diésel, gasóleos). Cumpliendo la metodología propuesta, se desarrollaron una serie de pruebas que permitieron identificar las variables independientes significativas, respecto al comportamiento de las variables resultantes; para este caso se tienen como datos de referencia los parámetros de calidad de la destilación: temperatura de ebullición del 90% de la destilación (T90%) de la nafta liviana y pesada, punto final de ebullición (PFE) del jet, temperatura de ebullición del 95% de la destilación (T95%) del diésel y PFE de GLV y GPV.

5.4.1. Análisis de varianza.

Como variables dependientes se definieron, para la nafta liviana de la torre de prefraccionamiento, el 90% de la destilación; para la nafta pesada de la torre atmosférica el 90%; para el jet el PFE y para el diésel el 95%. También se definió el caudal de producción como variable indirecta a la relación de reflujo. Como variables independientes se tomaron el reflujo de cima, el medio, el inferior y la carga de crudo.

Tabla 4. Orden aleatorio de la toma de datos para T90 de la nafta liviana

-	Relación de reflujo de cima torre prefraccionamiento		
	Carga, KBD	0,32	0,35
52	36	9	35
	3	26	19
	17	12	7
49	6	30	23
	10	4	16
	14	11	21
47	20	34	29
	5	15	31
	22	28	13
45	33	24	27
	25	8	32
	2	18	1

En este orden de ideas, se planteó un análisis del tipo factorial 2^k teniendo en cuenta interacciones y un punto extremo. El análisis de variabilidad se construye considerando aleatoriedad de la toma de datos y validando los ensayos por repetibilidad y reproducibilidad, garantizando efectividad de la prueba. A consideración del análisis de variabilidad, se cuenta con tres datos por cada cambio de parámetro y, a su vez, cada dato representa el promedio de tres valores resultantes de las perturbaciones normales de la planta llevada a simulación. La Tabla 4 representa la secuencia de la toma de los 36 datos (orden aleatorio de recolección de resultados) del análisis de variabilidad de la calidad de la nafta liviana (T90%), frente a la variación de carga de crudo y relación de reflujo en la cima de la torre de pre-fraccionamiento. El orden aleatorio se establece en la toma de datos, para eliminar sesgos en la variabilidad. En las tablas de anexos A6 hasta A10 se muestran la secuencia de la toma de los 36 datos para los demás productos.

La simulación del proceso se evaluó para múltiples cambios en los valores de las variables de entrada, con el fin de obtener tendencias en el comportamiento de una variable de salida del proceso respecto a dos parámetros de operación,

identificando la proporcionalidad y efectos significativos sobre las medidas de calidad. Así mismo, el análisis de varianza permitió estimar la validez de los resultados obtenidos en la simulación frente a los resultados históricos de planta, considerando, además, si la capacidad del proceso y el rendimiento resultan representativos frente al proceso real.

Por otra parte, se encontró significancia estadística entre los factores (variables independientes) y las variables resultantes (variables dependientes). Se obtuvieron las regresiones de varios factores frente a las variables resultantes, además del respectivo análisis de varianza para determinar validez tanto de los coeficientes como de las ecuaciones de correlación. Seguidamente, al evaluar este coeficiente, se encontró validez de la regresión y, por ende, la ecuación resultante define el modelo de comportamiento de la variable de salida frente a dos parámetros de operación. También, con dicha ecuación se procedió a determinar una superficie de respuesta, para luego encontrar una superficie de optimización con el fin de calcular los rangos de variabilidad de cada factor independiente y así obtener, mediante simulación, escenarios de mejor calidad del producto, mayor producción, y recobro de crudo como producto valioso (valorización del crudo como combustibles de alto valor).

5.5. ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA UNIDAD, U-2000, SIN TORRE DE PRE-FRACCIONAMIENTO

Para el desarrollo de la simulación, considerando carga directa a la torre atmosférica, se reconoció que la carga de crudo reducido en condiciones normales está entre los 49 a 50 KBD⁴, garantizando una operación confiable y evitando superar límites de integridad de los equipos. Además, a partir de la simulación detallada de la unidad, se procedió a retirar la torre de pre-fraccionamiento, al igual que los intercambiadores de cima. La Tabla 5 relaciona el listado de equipos de la unidad con la torre de pre-fraccionamiento y sin esta.

⁴ Flujo volumétrico en miles de barriles por día

Tabla 5. Lista de equipos retirados sin torre de pre-fraccionamiento

LISTADO DE EQUIPOS COMPARATIVOS CON Y SIN PREFRACCIONAMIENTO			
Equipo	Con torre de prefraccionamiento	Sin torre de prefraccionamiento	Observaciones
E-2002A	SI	NO	Condensador cima torre de prefraccionamiento
E-2002B	SI	NO	Condensador cima torre de prefraccionamiento
E-2002C	SI	SI	
E-2002D	SI	SI	
E-2003	SI	SI	
E-2004A	SI	SI	
E-2004B	SI	SI	
E-2005	SI	SI	
E-2005A	SI	SI	
E-2007	SI	SI	
E-2009AD	SI	SI	
E-2009BC	SI	SI	
E-2010AD	SI	SI	
E-2010BC	SI	SI	
E-2011	SI	NO	Condensador cima torre de prefraccionamiento
E-2011A	SI	SI	
E-2013AB	SI	SI	
E-2027AB	SI	SI	
E-2034	SI	SI	
E-2035	SI	SI	
P-2034AB	SI	NO	Bomba de reflujo de cima
LICV-20004	SI	NO	Válvula de control de nivel de la torre de prefraccionamiento
D-2019	SI	NO	Separador de fases

Posteriormente, se procedió a comparar los dos escenarios: el óptimo encontrado en operación normal y la operación de carga directa de crudo a la torre atmosférica, evaluando cuál opción presenta mayor margen bruto de refinación.

6. ANALISIS DE RESULTADOS

6.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DETALLADA

En esta sección se describe el resultado y la validez del análisis factorial propuesto en la sección anterior, determinando que los valores del proceso real están dentro del intervalo de confianza de los análisis de varianza realizados al proceso simulado. Para este caso se tienen en cuenta los parámetros críticos de calidad normalmente controlados dentro de la operación, mencionados anteriormente. La hipótesis nula se plantea frente a que los factores de carga de crudo y relación de reflujos no tienen incidencia sobre las variables críticas de calidad antes mencionada

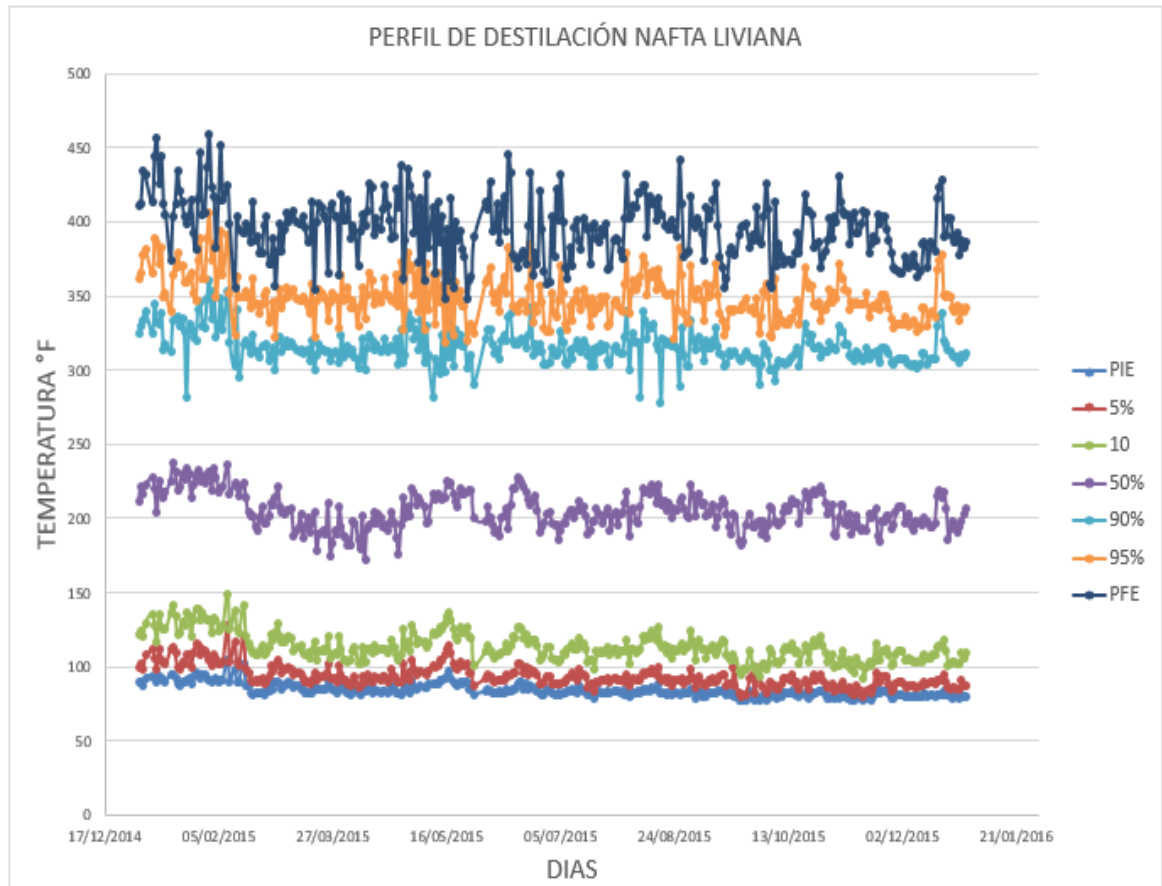
6.1.1. Análisis de relación: destilación 90% para nafta liviana.

Para revisar que los resultados de calidad de nafta liviana del proceso simulado se encuentran dentro del campo muestral, definido por los históricos del proceso real, se realizó una tabla comparativa del promedio de los históricos y sus límites de variabilidad, encontrando similitud tanto en promedio como en variabilidad (Tabla 6 y Figura 15).

Tabla 6. Comparativa entre datos históricos para nafta liviana y promedio de datos simulados

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	84,2	79	77,5	90,8
5 % Evaporado	93,7	88,6	84,6	102,8
10 % Evaporado	113,1	111,8	104,0	122,1
50 % Evaporado	205,9	218,5	202,4	209,3
90 % Evaporado	315,1	312,8	304,8	323,1
95 % Evaporado	348,6	345,4	334,6	359,4
PFE	395,6	383,6	377,6	401,6

Figura 15. Perfil de destilación nafta liviana histórico de planta



Los datos históricos para las demás variables de salida definidas, se muestran en los anexos: Tablas A11, A13, A15, y Figuras A1, A3 y A5. Por otra parte, en la Tabla 7 se observa que las pruebas realizadas de perturbación de los factores de control de la torre de pre-fraccionamiento frente al parámetro resultante de referencia de calidad de la nafta liviana, cuentan con validez estadística, tanto para las variables a relacionar como la aleatoriedad de los datos. Se detalla en la tabla de varianza que los valores P de probabilidad son menores a 0,05; significando que, estadísticamente, los dos factores tienen un efecto significativo sobre T90% de la nafta liviana, con un 95,0% de nivel de confianza.

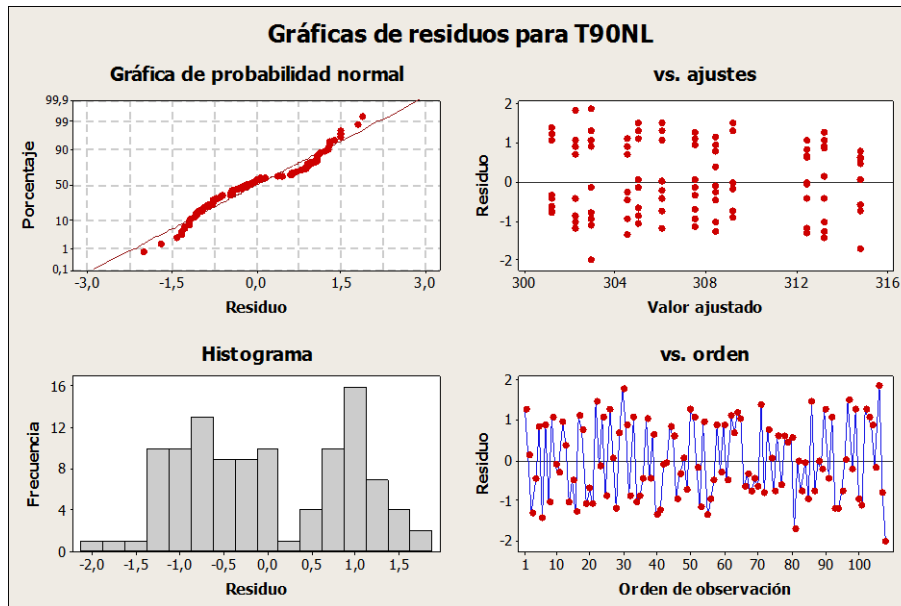
Tabla 7. Análisis de varianza del T90% de la nafta liviana

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga	3	1906,18	635,393	645,17	0
Relación de reflujo torre prefraccionamiento	2	59,48	29,741	30,2	0
Interacción	6	3,3	0,55	0,56	0,763
Error	96	94,54	0,985		
Total	107	2063,5			
S = 0,9924	R-cuad. = 95,42%	R-cuad.(ajustado) = 94,89%			

Así mismo, el R^2 indica que, el análisis de varianza y el análisis de sensibilidad tienen validez, pues resultan representativos, donde las variables explican en un 97,4% el comportamiento del proceso. Por otra parte, observando el análisis cuatro en uno de probabilidad, residuos y aleatoriedad (Figura 16), se identifica que el análisis factorial realizado junto con la toma de datos, representa un comportamiento normalizado de un proceso y la variabilidad de esta define la capacidad del proceso. Dado este análisis, se demuestra que el comparativo entre el proceso real y la simulación tienen validez estadística, tal como se mostró en el capítulo anterior (Tabla 3); por ende, los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen, en un intervalo de confianza del 95%, el comportamiento real del proceso en cuanto a resultados de destilación de la nafta liviana, dependiendo de factores manipulados como reflujo de cima y la carga de crudo, siendo ambas de igual relevancia.

Por otra parte, para las demás variables de respuesta se obtienen resultados similares a los de la nafta liviana. Para la nafta pesada se tiene un nivel de confianza del 95% y las variables explican en un 98,8% el comportamiento del proceso; además, los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen en un intervalo de confianza del 95% el comportamiento real del proceso (Anexos: Tabla A12 y Figura A2).

Figura 16. Grafica cuatro en uno T90% nafta liviana



Respecto a la destilación PFE del jet, el valor P de probabilidad del factor carga a la torre atmosférica es menor a 0,05; lo cual significa que estadísticamente esta variable tiene incidencia significativa sobre la variable dependiente con un intervalo de confianza del 95%. A su vez, el valor P de probabilidad del factor relación de reflujo medio torre atmosférica es mayor a 0,05; lo que representa que esta variable de forma lineal tiene una significancia baja sobre la variable dependiente PFE del jet. Así mismo, las variables explican en un 72,4% el comportamiento del proceso. Al igual que las dos variables anteriores, los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen en un intervalo de confianza del 95%, dependiendo de factores manipulados como relación de reflujo medio y la carga a la torre atmosférica (Anexos: Tabla A14 y Figura A4).

La destilación para 95% del diésel muestra que el valor P de probabilidad del factor carga a la torre atmosférica es menor a 0,05, lo cual significa que estadísticamente esta variable tiene incidencia significativa sobre la variable dependiente con un intervalo de confianza del 95%. El valor P de probabilidad del factor relación de reflujo inferior torre atmosférica es mayor a 0,05, lo que significa que esta variable

de forma lineal tiene una incidencia con significancia baja sobre la variable dependiente T95% del diésel. Además, las variables explican en un 98,2% el comportamiento del proceso y los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen en un intervalo de confianza del 95% (Anexos: Tabla A16 y Figura A6).

Por otra parte, para la destilación PFE del GLV se tiene que los valores P de probabilidad de los factores son menores a 0,05; lo cual significa que estadísticamente tienen un efecto significativo con un 95% de nivel de confianza. Así mismo, las variables explican en un 98,5% el comportamiento del proceso y los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen en un intervalo de confianza del 95% (Anexos: Tabla A17 y Figura A7).

Para el análisis de relación en destilación PFE del GPV los valores P de probabilidad son menores a 0,05; concluyendo que estadísticamente los dos factores tienen un efecto significativo con un 95,0% de nivel de confianza. Las variables explican en un 75,8% el comportamiento del proceso y los comportamientos, la variabilidad y sensibilidad de esta simulación definen en un intervalo de confianza del 95% (Anexos: Tabla A18 y Figura A8).

6.2. ANÁLISIS DE RESULTADO DE LAS VARIABLES

En esta sección se procedió a realizar el análisis de resultados para cada variable de importancia en los diferentes cortes o productos valiosos, como lo son la temperatura del punto de ebullición del 90% de la nafta liviana y de la nafta pesada, del punto final de ebullición del jet, del 95% del diésel y del punto final del GLV y del GPV.

6.2.1. Temperatura destilación del 90% de nafta liviana.

Al observar los resultados de la incidencia de factores (Tabla 8, Figura 17) sobre la temperatura de ebullición del 90% de destilación de la nafta liviana, se identifica que, para diferentes relaciones de reflujo, ésta se incrementa a medida que se

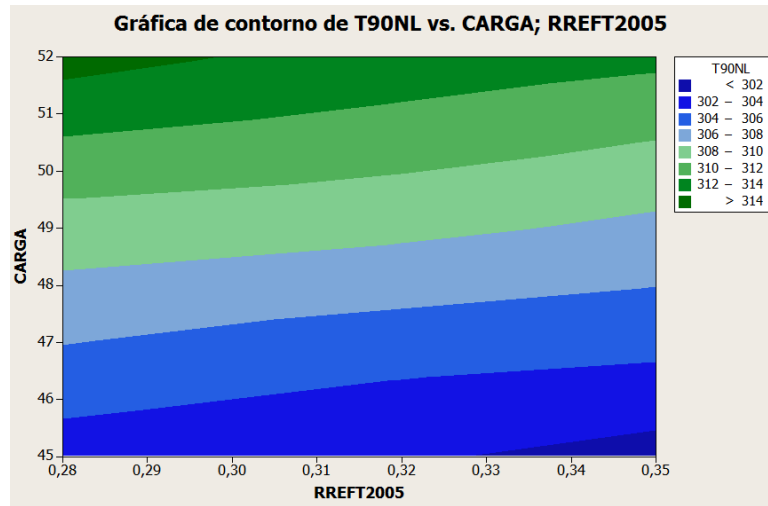
aumenta la carga de crudo. También se identificó que al disminuir relaciones de reflujo de cima, aumenta la temperatura T90% de la nafta liviana. Esto ocurre porque a menor reflujo, mayor temperatura de cima y, como consecuencia, mayor concentración de vapores de fracción pesada. Temperaturas mayores por condiciones de menor reflujo de cima, provocan que las volatilidades relativas de componentes pesados ligeros lleguen a ser cercanas a las de los componentes livianos; por lo tanto, una afinidad en la volatilidad provoca una mayor concentración de fracciones pesadas, llegando a oscilar entre 5 y 10% del destilado, y en algunos casos alcanzando un 15%, siendo gran parte fracciones de Jet. [24]

Tabla 8. T90 nafta liviana para diferentes relaciones de reflujo y cargas a la torre pre-fraccionadora

-	Relación de reflujo de cima torre prefraccionamiento		
Carga, KBD	0,35	0,32	0,28
52	312,87	313,25	314,81
	311,58	312,88	315,01
	312,93	313,52	314,57
49	307,11	308,62	308,88
	308,07	308,06	309,08
	307,40	308,65	309,50
47	303,61	304,04	305,89
	305,06	305,80	305,42
	305,00	305,15	306,93
45	301,73	302,66	302,68
	300,67	302,59	303,55
	301,18	301,44	302,64

Lo expuesto en el párrafo anterior también explica el efecto que tiene el incrementar la carga de crudo, pues con mayor carga se favorece la concentración de fracciones pesadas en la parte superior de la torre. Así mismo, el evaluar una mayor producción de nafta liviana significa un aumento de la temperatura del T90%, llegando a puntos de concentración hasta del 15 y 18% de fracción de productos pesados, lo cual significa una pérdida de fracciones de jet como nafta, además de la afectación de la calidad de la nafta como materia prima para la producción de aromáticos valorizables como xileno, benceno, tolueno, entre otros; por el contrario, se incrementaría la producción de aromáticos pesados con número de carbonos mayores o iguales a nueve (C₉+).

Figura 17. Grafica de contorno T90% nafta liviana para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre pre-fraccionadora



Con objeto de predecir el comportamiento de la variable resultante frente a los dos factores, carga de crudo y relación de reflujo de cima, se realizó una regresión (Tabla 9) con un coeficiente de correlación ajustado (R^2) del 95,11%, con un intervalo de confianza del 95%.

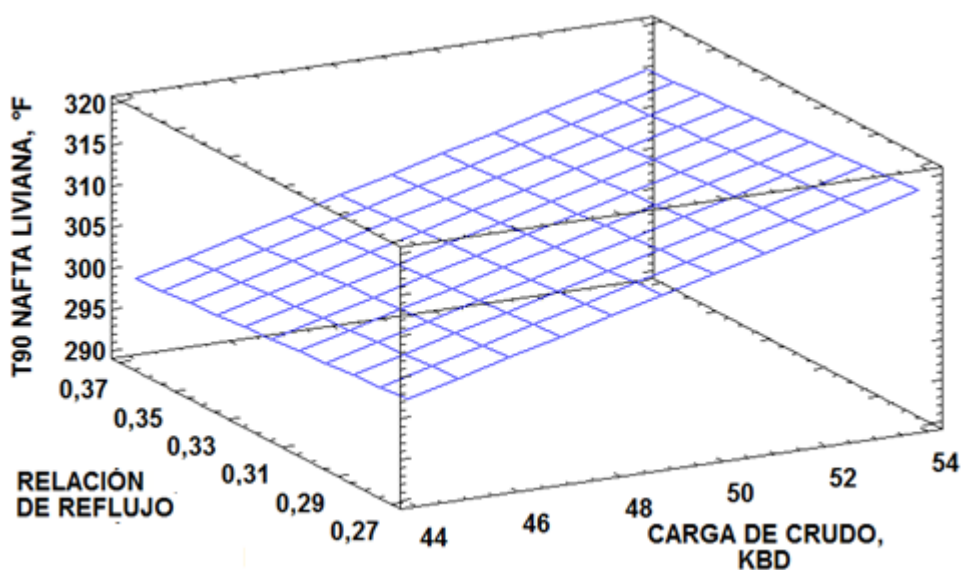
Tabla 9. Validación de los términos de regresión del T90% de la nafta liviana

TERMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Constante	237,14	2,03	116,88	0	
Carga	1,624	0,0361	44,93	0	1
Relación de reflujo torre prefraccionamiento	-25,88	3,26	-7,94	0	1
S = 0,971453	R-cuad. = 95,20%	R-cuad. (ajustado) = 95,11%			

Con la ecuación (1) de regresión, se obtiene una superficie de respuesta que se muestra en la Figura 18.

$$T90NL = 237,14 + 1,6240 * CARGA - 25,88 * RREFTPREFRACC \quad (1)$$

Figura 18. Superficie de respuesta para la regresión obtenida del T90 para nafta liviana.



La Figura 18 muestra la dependencia del T90 respecto a la relación de reflujo y la carga a la unidad, con la cual se determinan los rangos óptimos de variabilidad de los factores, a fin de encontrar la temperatura recomendada T90 (310-315°F) para la calidad requerida de nafta liviana con mayor producción. De acuerdo a esto, se localizó que el rango de variabilidad de la carga es de 48 a 50 KBD, con un rango para la relación de reflujo de cima de 0,28 a 0,3 (respecto al flujo de vapor en la cima).

6.2.2. Temperatura destilación del 90% de nafta pesada.

La Tabla 10 y la Figura 19 resumen los resultados hallados. Se encontró que, para diferentes relaciones de reflujo, a medida que se incrementa la carga de crudo disminuye la temperatura de destilación del 90% de nafta pesada. También se identificó que, al decrecer las relaciones de reflujo de cima, aumenta la temperatura T90% de la nafta pesada. La explicación de esto es que un menor reflujo ocasiona mayor temperatura de cima, aumentando la concentración de vapores de fracción pesada. Este comportamiento es similar al expuesto en la sección anterior. Así mismo, la afinidad en volatilidad provoca una mayor concentración de fracciones

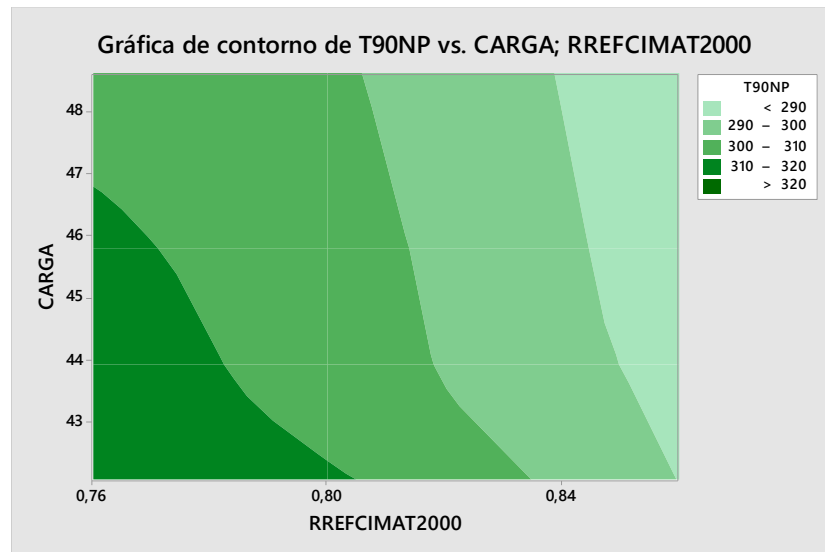
livianas de jet en la cima, llegando a oscilar entre un 5 y 7% del destilado, y en algunos casos logrando un 12%, siendo gran parte de estas fracciones de punto iniciales de ebullición del Jet. [24]

Tabla 10. T90 nafta pesada para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre atmosférica

Carga, KBD	Relación de reflujo de cima torre atmosférica		
	0,86	0,80	0,76
48,6	281,94	301,26	307,52
	281,89	301,56	308,05
	281,79	301,68	307,65
45,8	284,25	303,84	311,70
	284,03	303,90	311,47
	284,42	303,80	311,76
43,93	286,72	305,23	315,20
	286,47	305,40	315,57
	286,63	305,27	315,38
42,06	289,52	309,88	319,37
	289,78	312,86	319,59
	290,05	311,54	319,54

Al comparar la nafta liviana de la torre de pre fraccionamiento con nafta pesada de la torre atmosférica, se detalla la diferencia de puntos iniciales altos del segundo producto respecto al primero; esto se debe a que en la primera torre se retira aproximadamente el 40% de los livianos. También, se nota que la destilación en el punto final de ebullición de la nafta liviana es mayor que la nafta pesada, debido al efecto que genera el reflujo en la zona media de la torre atmosférica (jet), llegando a incrementar la diferencia de volatilidad entre las fracciones pesadas ligeras y las fracciones livianas, además de lograr mayor igualdad de volatilidad en las fracciones pesadas. Así mismo, esto está relacionado con la carga, pues a mayores cargas de crudo a la torre atmosférica, el reflujo de cima y medio aumentan, trayendo como consecuencia la disminución de la concentración de fracciones pesadas en el producto de cima, llevándolas hacia los platos inferiores.

Figura 19. Grafica de contorno T90% nafta pesada para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre atmosférica



Por otra parte, la Tabla 11 muestra la regresión para la T90% de nafta pesada, un coeficiente de correlación ajustado del 95,93%.

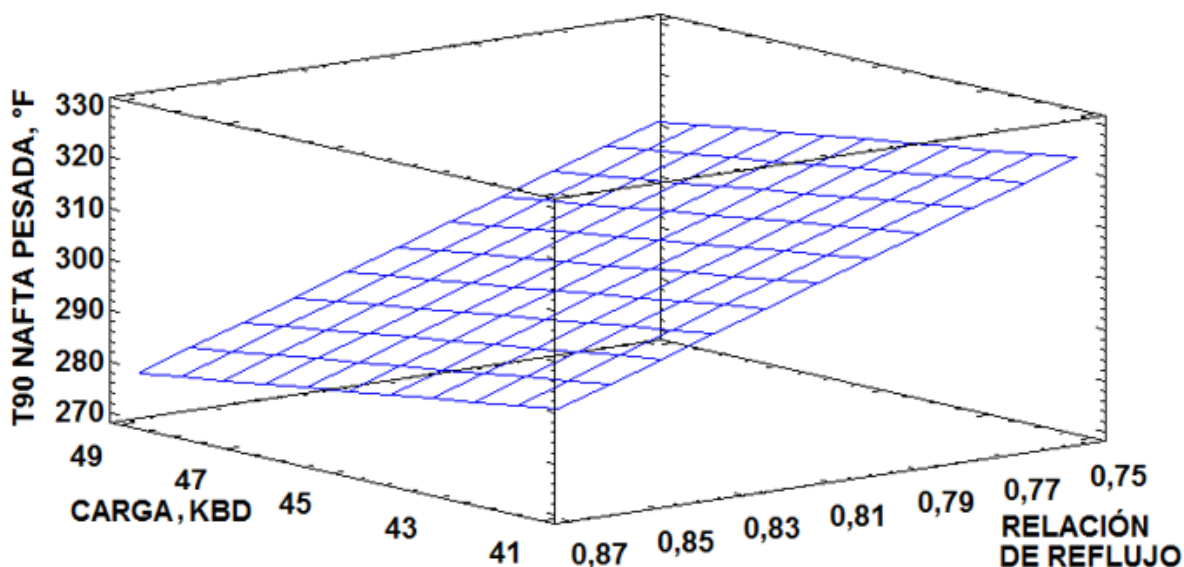
Tabla 11. Validación de los términos de regresión del T90% de la nafta pesada

TÉRMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Constante	596,41	6,57	90,77	0	
Relación de reflujo de cima torre atmosférica	-283,53	5,9	-48,06	0	1
Carga a la torre atmosferica	-1,3705	0,0938	-14,62	0	1
S = 2,51955	R-cuad. = 96,01%	R-cuad.(ajustado) = 95,93%			

Así mismo, La ecuación (2) muestra la relación matemática encontrada, con la cual se obtiene la superficie de respuesta presentada en la Figura 20.

$$T90NP = 596,41 - 1,467 * CARGA - 283,53 * RREFCIMATATMOS \quad (2)$$

Figura 20. Superficie de respuesta para T90% nafta pesada



De acuerdo a la superficie de respuesta de la Figura 20, se encontró que los rangos de variabilidad para una mayor producción de nafta pesada para la temperatura T90 (270 - 290°F), corresponde a una carga de 45 a 47 KBD, y una relación de reflujo de 0,82 a 0,84 respecto al flujo de vapor en la cima. En estas condiciones se encuentra el nivel óptimo posible.

6.2.3. Temperatura destilación del PFE del jet.

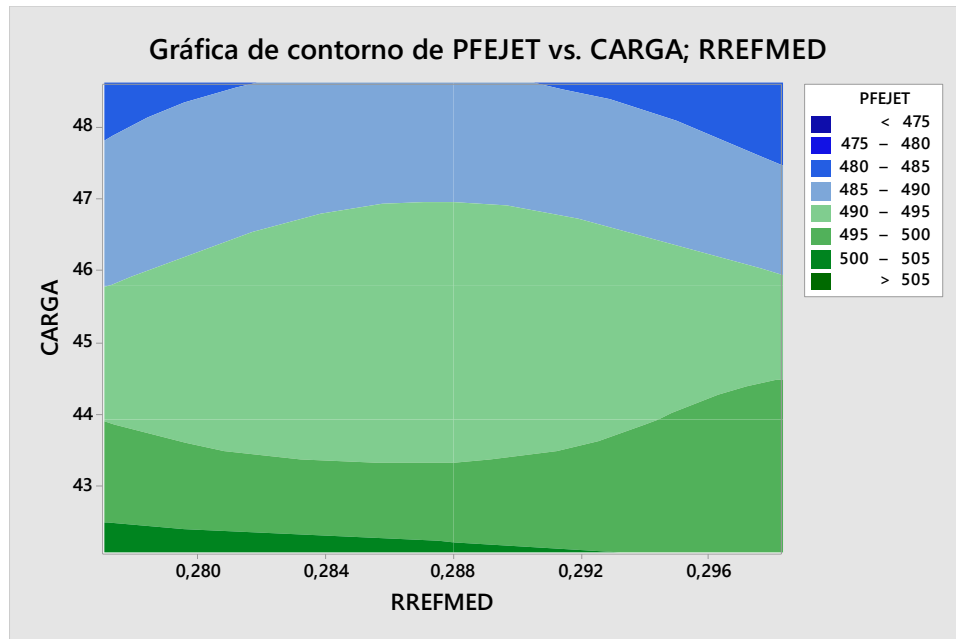
De los resultados (Tabla 12, Figura 21), se identifica que un incremento en la carga de crudo, disminuye la temperatura PFE del jet. También se identificó que el factor reflujo medio tiene una incidencia significativa sobre la temperatura del PFE del jet. La calidad del jet está definida en gran parte por el volumen de líquidos de baja volatilidad de la fracción ligera que desciende de los platos superiores, teniendo en cuenta el efecto de temperatura y volatilidad que ejerce el reflujo de cima. Respecto a la carga, un incremento en esta favorece que las fracciones más pesadas estén en mayor proporción en estado líquido y, por el efecto de volatilidad, se presenta baja proporción de fracciones ligeras pesadas en la parte superior de la torre.

Tabla 12. PFE jet para diferentes relaciones de reflujo medio y cargas a la torre atmosférica

-	Relación de reflujo medio torre atmosférica		
	0,277	0,288	0,2983
Carga, KBD			
48,6	483,49	483,72	477,70
	482,46	485,38	484,41
	483,54	487,22	481,61
45,8	489,38	492,89	493,82
	490,15	490,30	487,06
	490,18	493,71	490,50
43,93	497,86	493,23	495,26
	491,96	493,79	495,24
	494,90	493,23	500,08
42,06	499,26	503,08	495,38
	497,81	500,61	499,44
	508,29	498,93	502,43

Por otra parte, a medida que se aumenta el flujo de carga de crudo a la torre, disminuye la fracción de vapor a la salida del horno. En la figura 23 se observa que, para cargas bajas de crudo, se presentan incrementos del PFE del jet para los valores extremos (0,277- 0,298) de la relación de reflujo medio de la torre. El caso contrario se observa para cargas altas de crudo, donde se presenta incremento del PFE del jet con valores medios de la relación de reflujo medio de la torre, y disminución en los puntos extremos de los mismos.

Figura 21. Grafica de contorno PFE del jet



La Tabla 13 muestra la regresión para el PFE del jet, un coeficiente de correlación ajustado del 99,99%.

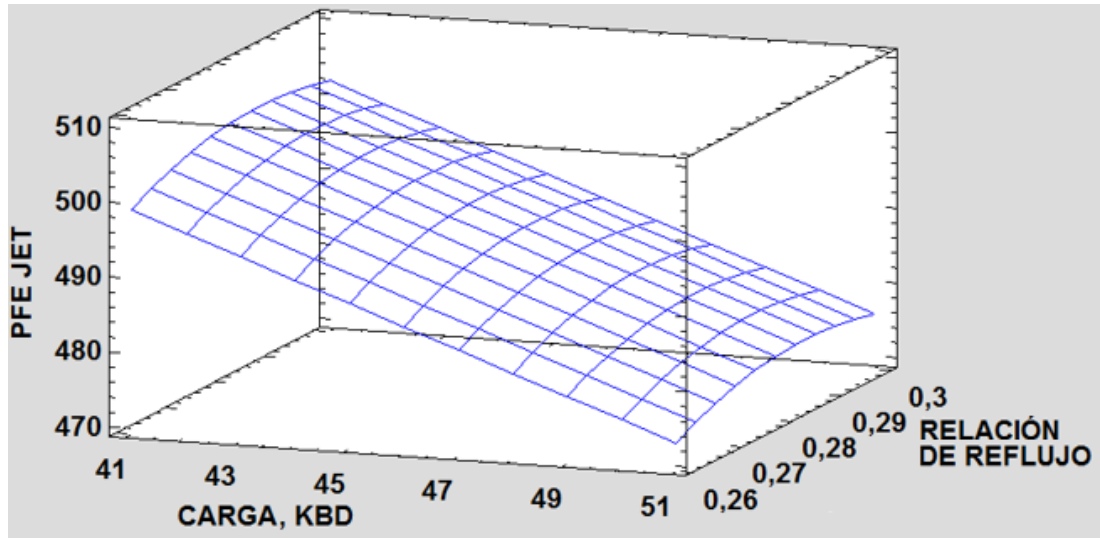
Tabla 13. Validación de los términos de regresión del PFE del jet

TÉRMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Carga	-2,611	0,233	-11,2	0	349,34
Relación de reflujo medio torre atmosférica	4271,4	97,9	43,61	0	2504,21
(Relación de reflujo medio torre atmosférica) ²	-7468	259	-28,83	0	1457,38
S = 5,85536	R-cuad. = 99,99%	R-cuad.(ajustado) = 99,99%			

La ecuación (3) representa el comportamiento de la incidencia de los dos factores frente a la variable dependiente, arrojando un R^2 ajustado de 99,99%. Con esta ecuación se obtiene una superficie de respuesta que se muestra en la Figura 22, encontrando que, para alcanzar la temperatura del PFE del jet de 490 a 510°F, el rango de variabilidad de la carga es de 43 a 46 KBD, con un rango para la relación de reflujo de 0,275 a 0,285; respecto a la carga de crudo a la torre.

$$\text{PFEJET} = -2,611 * \text{CARGA} + 4271,4 * \text{RREFMEDTATMOS} - 7468 * \text{RREFMEDTATMOS}^2 \quad (3)$$

Figura 22. Superficie de respuesta para PFE del jet



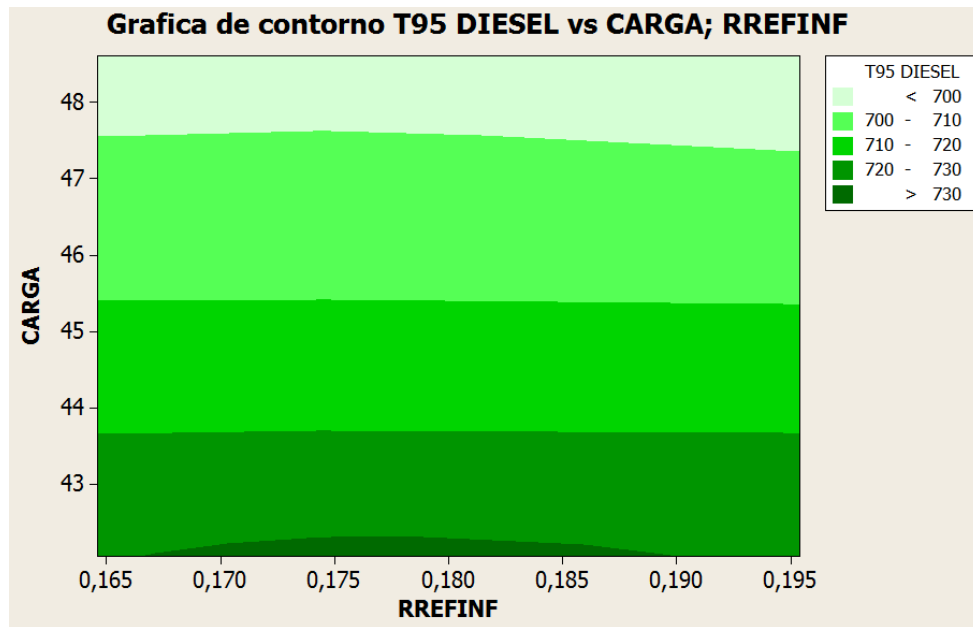
6.2.4. Temperatura destilación del 95% del diésel.

Para diferentes relaciones de reflujo, a medida que se incrementa la carga de crudo, disminuye la temperatura de destilación del 95% de diésel. La Tabla 14 expone los resultados hallados junto con Figura 23.

Tabla 14. T95 diésel para diferentes relaciones de reflujo inferior y cargas a la torre atmosférica

-	Relación de reflujo inferior torre atmosférica		
Carga, KBD	0,1646	0,17489	0,1954
48,6	698,91	697,69	695,71
	695,12	694,87	694,37
	696,11	696,38	695,39
45,8	707,05	706,84	706,76
	709,48	708,39	708,73
	706,64	709,23	706,92
43,93	718,22	718,57	718,97
	718,23	718,23	718,32
	719,06	718,82	718,51
42,06	729,26	733,78	728,36
	728,65	728,41	727,91
	729,46	733,76	727,92

Figura 23. Grafica de contorno T95% del diésel



Se identificó que el factor reflujo inferior de la torre atmosférica tiene una incidencia poco significativa sobre la temperatura. La calidad del diésel está definida, en gran parte, por el volumen de líquidos de baja volatilidad de la fracción ligera que

desciende de los platos superiores, teniendo en cuenta el efecto de temperatura y volatilidad que ejerce el reflujo de cima. Por otra parte, a mayor carga se favorece que las fracciones más pesadas estén en mayor proporción en estado líquido; por lo tanto, debido al efecto de volatilidad, se presenta baja proporción de fracciones ligeras pesadas en la parte superior de la torre y mayor proporción de fracciones pesadas en la parte inferior de la torre.

Por otra parte, la ecuación (4) predice el comportamiento de la variable resultante frente a los dos factores, con un coeficiente de correlación ajustado de 97,9%. De acuerdo a la Tabla 15, la regresión es estadísticamente significativa con un intervalo de confianza del 95%, y los factores explican en un 98,9% el comportamiento de la variable dependiente.

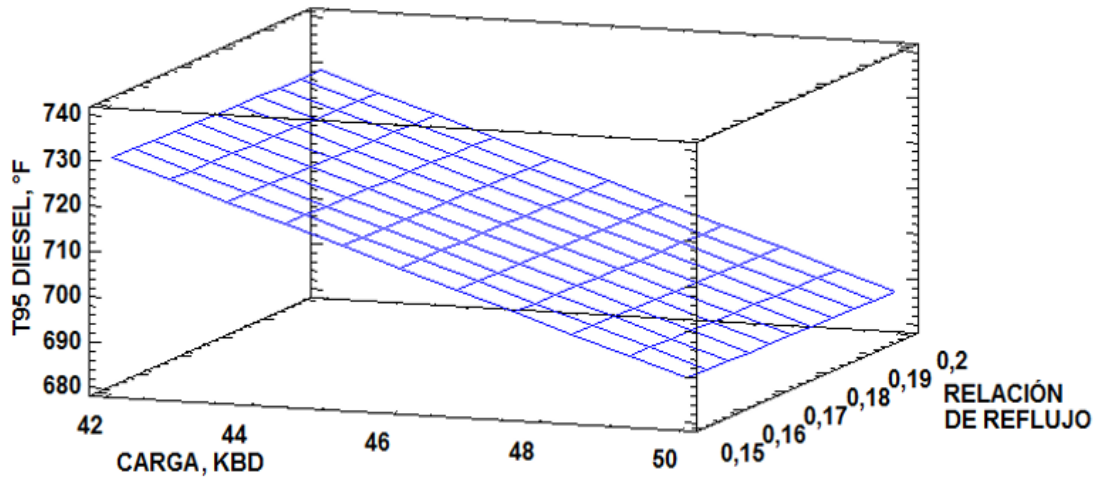
Tabla 15. Validación de los términos de regresión del T95% del diésel

TÉRMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Constante	950,51	7,216	131,72	0	
Carga a la torre atmosferica	-5,1506	0,1281	-40,2	0	1
Relación del reflujo inferior torre atmosférica	-29,18	24,18	-1,21	0,236	1
S = 1,85751	R-cuad. = 98,0%	R-cuad.(ajustado) = 97,9%			

$$T95DIESEL = 951 - 5,15 * CARGA - 29,2 * RREFINFT2000 \quad (4)$$

Con la ecuación 4 se obtiene una superficie de respuesta (Figura 24), que al optimizarla se determina un rango de variabilidad de la carga de 42 a 44 KBD, con rango de variabilidad de la relación de reflujo de cima de 0,16 a 0,19 respecto a la carga, para alcanzar un rango de temperatura deseado de T95 del diésel entre 710 y 716°F.

Figura 24. Superficie de respuesta para T95% diésel



6.2.5. Temperatura destilación del PFE del GLV.

En el comportamiento del gasóleo liviano se puede observar (Tabla 16, Figura 25) una proporcionalidad inversa de los factores de carga y relación de reflujo sobre la temperatura de ebullición del PFE del GLV.

Tabla 16. PFE GLV para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre al vacío

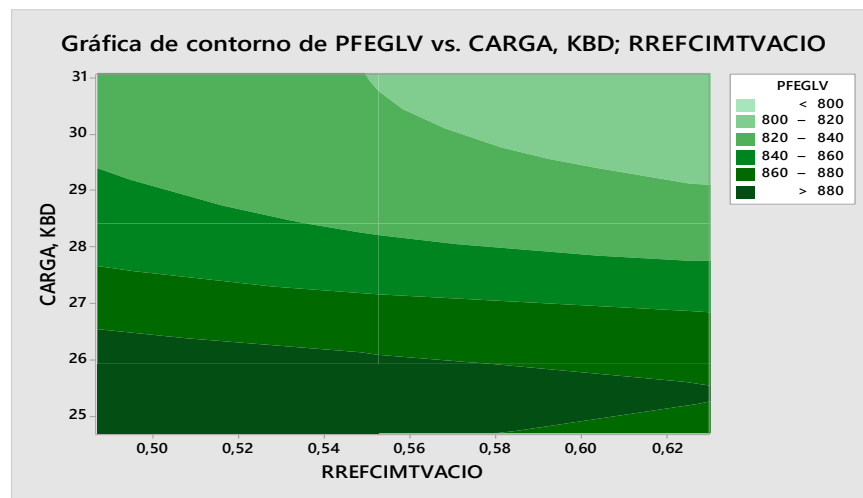
	Relación de reflujo cima torre al vacío		
Carga, KBD	0,6299	0,5526	0,4868
31,07	806,83	813,07	832,19
	802,72	820,01	831,00
	797,07	825,10	827,86
28,4	831,79	834,02	849,78
	823,72	840,73	843,17
	830,05	837,30	855,25
25,92	879,97	880,25	894,00
	872,01	881,64	883,44
	878,80	884,24	888,39
24,67	878,26	882,40	892,28
	879,93	886,19	885,33
	868,98	880,34	899,60

Para diferentes relaciones de reflujo, el incrementar la carga de crudo reducido disminuye la temperatura. De igual forma, el factor reflujo de cima torre al vacío

tiene una incidencia significativa sobre la temperatura del PFE del GLV. A menor reflujo, mayor temperatura de cima y, por ende, más concentración de vapores de fracción pesada.

Cabe resaltar que, en la operación de la torre al vacío, gran parte de las fracciones pesadas es menos densa y, en condiciones de equilibrio, presenta volatilidades similares, debido a que una mayor carga tiende a generar más diferencia de volatilidad entre estas fracciones, provocando un gradiente de fracciones pesadas por encima de los 600 °F, con tendencia a concentrarse en las zonas inferiores respecto al colector de gasóleo liviano. Este mismo efecto ocurre con el reflujo de cima.

Figura 25. Grafica de contorno PFE



Por otra parte, la regresión realizada se muestra en la Tabla 17, encontrando la ecuación (5) con un coeficiente de correlación ajustado del 92,96% .

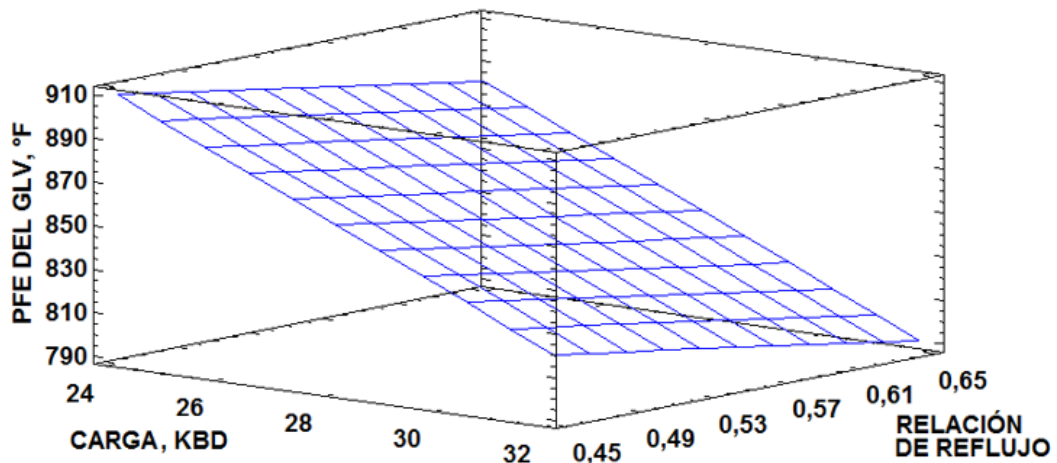
Tabla 17. Validación de los términos de regresión del PFE del GLV

TÉRMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Constante	1244,1	19,9	62,59	0	
Carga de crudo reducido	-11,396	0,55	-20,73	0	1
Relación de reflujo de cima torre al vacío	-134,9	23,1	-5,85	0	1
S = 8,08904					
R-cuad. = 93,36%		R-cuad.(ajustado) = 92,96%			

$$PFEGLV = 1244,1 - 11,396 * CARGA - 134,9 * RREFCIMTVACÍO \quad (5)$$

Con esta ecuación se obtiene la superficie de respuesta de la Figura 26, mostrando que el rango óptimo de operación (mayor rendimiento de gasóleo liviano) se asegura con una carga de crudo reducido entre 25,5 y 26,5 KBD, y relaciones de reflujo de cima entre 0,50 y 0,54 respecto a la carga de crudo reducido.

Figura 26. Superficie de respuesta para PFE GLV



6.2.6. Temperatura destilación del PFE del GPV.

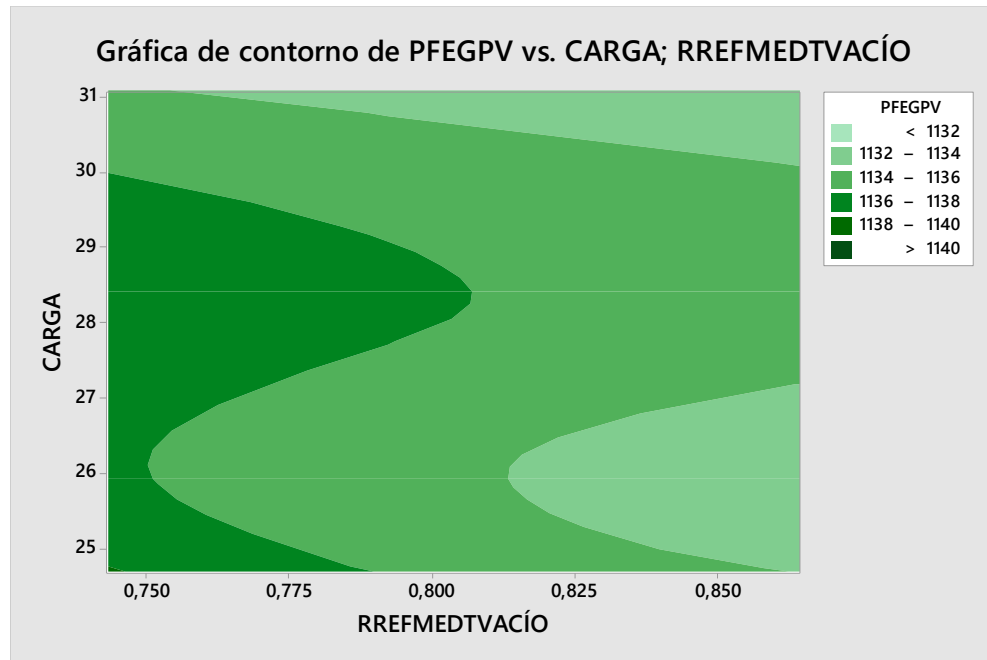
A diferencia del gasóleo liviano, el gasóleo pesado presenta un comportamiento diferente, pues con cargas mayores se incrementa el PFE. Gran parte de las fracciones pesadas, incluyendo algunas de baja densidad, tienden a acumularse en las zonas inferiores, entre el reflujo medio y el plato superior. Conforme se incrementa la carga, se logra tanta disminución de las volatilidades relativas que las fracciones pesadas de menor densidad llegan a estar por debajo de la zona de

reflujo medio; es decir, se alcanzan zonas de inundación que son capaces de retener las fracciones que normalmente van hacia la cima. Esto se refleja en la operación real: a alta carga, la torre inicia un incremento de presión, llegando a altos niveles de líquido en las zonas inferiores de la torre. En la Tabla 18 y en la Figura 27, se describe el comportamiento, con máximos y mínimos en la estabilidad de la torre al vacío.

Tabla 18. PFE GPV para diferentes relaciones de reflujo de cima y cargas a la torre al vacío

-	Relación de reflujo medio torre al vacío		
Carga, KBD	0,7430	0,7924	0,8644
31,07	1133,09	1134,41	1131,39
	1135,24	1133,45	1133,43
	1134,22	1132,36	1132,50
28,4	1135,94	1135,00	1136,19
	1138,83	1136,29	1133,92
	1137,39	1137,54	1135,10
25,92	1138,19	1133,09	1132,95
	1136,30	1134,60	1131,52
	1134,49	1136,06	1134,18
24,67	1135,87	1137,63	1134,00
	1140,55	1135,89	1135,33
	1138,09	1134,20	1132,57

Figura 27. Grafica de contorno PFE del GPV



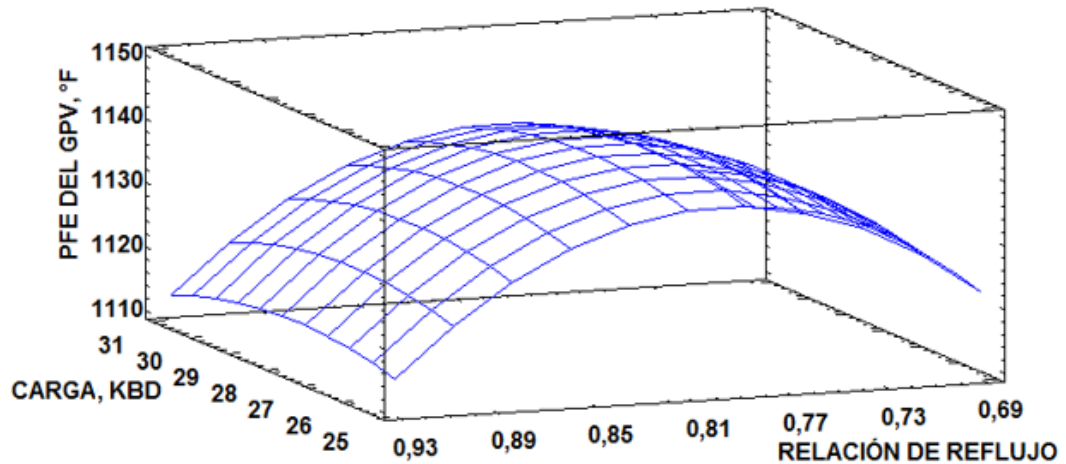
En este orden de ideas, un incremento de reflujo tiende a ejercer el mismo efecto que la carga, hasta llegar al punto de que las fracciones que tienden a salir por la zona superior, quedan acumuladas en las zonas inferiores. Este comportamiento provoca una gran pérdida de gasóleo hacia el fondo de la torre, quedando acumulado en la zona de salida de fondos de vacío o asfalto, con penetraciones entre 40 y 60mm. Por otro lado, se realizó la regresión mostrada en la Tabla 19, dando como resultado la ecuación (6) con un coeficiente de correlación ajustado del 99,9%.

Tabla 19. Validación de los términos de regresión del PFE del GPV

TÉRMINO	COEFICIENTE	COEFICIENTE2	VALOR T	VALOR P	FIV
Carga	20,66	6,3	3,28	0,003	106637,7
Relación de reflujo medio torre al vacío	2147	218	9,86	0	107188,62
Relación de reflujo medio torre al vacío ²	-1346	135	-9,94	0	27093,34
Carga ²	-0,375	0,113	-3,32	0,002	26966,28
S = 3,19715	R-cuad. = 9,9%	R-cuad.(ajustado) = 99,9%			

$$\begin{aligned}
 \text{PFEGPV} = & 20,66 * \text{CARGA} + 2147 * \text{RREFMEDTVACÍO} - 1346 * \text{RREFMEDTVACÍO}^2 \\
 & - 0.375 * \text{CARGA}^2 \quad (6)
 \end{aligned}$$

Figura 28. Superficie de respuesta para PFE GPV



Con la ecuación (6) se obtiene una superficie de respuesta de la Figura 28, encontrando los rangos óptimos de variabilidad. Para lograr el mayor rendimiento de gasóleo pesado, la carga debería estar entre 26 y 29 KBD, sosteniendo una relación de reflujo medio con rango de variabilidad de 0,79 a 0,82.

6.3. ANALISIS DE LOS ESCENARIOS OBTENIDOS

La Tabla 20 resume los resultados logrados.

Tabla 20. Comparación entre la optimización propuesta y el proceso real

Resultados de optimización después de análisis de variabilidad				
Items	Objetivo	Real	Simulación optimizada para crudo vasconia	Simulación optimizada para la mezcla Vasconia-Caño Limón (90/10)
<i>Carga, KBPD</i>	49	52	49	49
<i>Relación de reflujo de cima prefraccionamiento</i>	0,280	0,194	0,300	0,28
<i>Relación de reflujo de cima atmosférica</i>	0,82	0,873	0,840	0,840
<i>Relación de Reflujo medio atmosférica</i>	0,275	0,27	0,285	0,285
<i>Relación de Reflujo inferior atmosférica</i>	0,17	0,16	0,177	0,177
<i>Reflujo de cima prefraccionamiento, KBPD</i>	1,20	1,00	1,41	1,28
<i>Reflujo de cima atmosférica, KBPD</i>	5,80	10,30	6,17	6,20
<i>Reflujo medio atmosférica, KBPD</i>	13,00	13,05	13,05	13,05
<i>Reflujo inferior atmosférica, KBPD</i>	7,65	7,80	8,10	8,10
<i>T95% diesel, °F</i>	716	712	718	710
<i>Producción de diesel, KBPD</i>	12,60	10,40	12,49	12,20
<i>Rendimiento de diesel, %</i>	25,00	20,00	25,49	24,90
<i>PFE Jet, °F</i>	520	478	509	512
<i>Producción de Jet, KBPD</i>	5,60	5,00	5,40	5,90
<i>Rendimiento de Jet, %</i>	11,00	9,62	11,02	12,04
<i>T90% nafta pesada, °F</i>	295	273	293	290,60
<i>Producción de Nafta pesada, KBPD</i>	1,30	1,50	1,17	1,18
<i>Rendimiento de Nafta pesada, %</i>	3,00	2,88	2,39	2,41
<i>T90% nafta liviana, °F</i>	310	319	303	304,00
<i>Producción de Nafta liviana, KBPD</i>	4,20	4,16	3,28	3,28
<i>Rendimiento de Nafta liviana, %</i>	6,00	8,00	6,69	6,70

Con base en los rangos óptimos obtenidos en la sección anterior, del análisis comparativo de las corridas reales contra la optimización propuesta es importante reconocer que, con una carga óptima de 49 KBD, se obtiene rendimiento de medios del 36% (25% por diésel y 11% por Jet), frente a una carga de 52 KBD donde el rendimiento de medio es del 30%. También cabe resaltar que esto representa una producción de combustible total de 22,34 KBD contra 21,06 KBD entre el óptimo simulado y el real, respectivamente. Por lo tanto, esto significa que se llega a un punto máximo de carga, donde el pasar por encima de dicho valor conlleva a una disminución de productos valiosos, lo cual obedece a que una mayor carga implica la disminución de la volatilidad de fracción medias pesadas, significando que estas fracciones tienden a quedar como gasóleo. Además, una carga mayor representa insuficiencia hidráulica en la torre, generando la orientación del equilibrio hacia mayor fracción de líquidos en los platos ubicados debajo del reflujo inferior.

Por otra parte, en un análisis de recobro de productos se identifica que, al cargar por encima de 49 KBD, se dejan de producir entre 1,5 y 2,2 KBD de combustible total, dejando de recobrar entre 800 y 1200 barriles de diésel, donde la cantidad de jet oscila entre 400 y 600 barriles. Para estos volúmenes, en la operación real una parte del Jet queda como nafta liviana, otro tanto queda en el diésel, y parte del diésel queda como gasóleo.

Así mismo, al revisar la última columna de la Tabla 20, donde se listan los resultados de la simulación optimizada con una mezcla 90/10 de crudo Vasconia/Caño Limón, se identifica un incremento en el rendimiento de jet del 1%, lo que representa un aumento aproximado de 0,4% en la recuperación de productos medios (jet más diésel), a pesar de que la producción de diésel disminuye, aproximadamente, en 300 BD por razones de calidad.

Por otra parte, se realizó la simulación optimizada de la unidad excluyendo del proceso la torre de pre-fraccionamiento y sus equipos asociados, evaluando dos tipos de carga de crudo: 100% Vasconia y una mezcla 90/10 de crudos Vasconia/Caño Limón. Como resultado se muestra en la Tabla 21 un rendimiento del 36,5% en productos medios con una carga de sólo crudo Vasconia. Para el escenario simulado con la mezcla Vasconia/Caño Limón, se evidencia un incremento aproximado del 1% en la recuperación de productos medios (jet más diésel), debido a una mayor recuperación de jet (500 BD). Este último resultado obedece, además, a que el assay del crudo Caño Limón tiene mayor concentración de fracciones medias entre los 300 y 520 °F, lo cual favorece una mayor producción de jet por su rango de destilación.

Tabla 21. Resultados de la simulación del escenario propuesto sin torre de pre-fraccionamiento

Resultados de optimización después de analisis de variabilidad sin torre de prefraccionamiento			
Items	Objetivo	Simulación optimizada para crudo vasconia	Simulación optimizada para la mezcla Vasconia-Caño Limón (90/10)
<i>Carga, KBPD</i>	49	49	49
<i>Relación de reflujo de cima atmosférica</i>	0,40	0,400	0,400
<i>Relación de Reflujo medio atmosférica</i>	0,270	0,275	0,275
<i>Relación de Reflujo inferior atmosférica</i>	0,17	0,171	0,171
<i>Reflujo de cima atmosférica, KBPD</i>	2,90	3,05	3,06
<i>Reflujo medio atmosférica, KBPD</i>	12,80	13,48	13,48
<i>Reflujo inferior atmosférica, KBPD</i>	7,60	8,40	8,40
<i>T95% diesel, °F</i>	716	722	719,90
<i>Producción de diesel, KBPD</i>	12,50	12,40	12,40
<i>Rendimiento de diesel, %</i>	25,51	25,31	25,31
<i>PFE Jet, °F</i>	520	514	514,60
<i>Producción de Jet, KBPD</i>	5,60	5,50	6,00
<i>Rendimiento de Jet, %</i>	11,00	11,22	12,24
<i>T90% nafta pesada, °F</i>	295	297,60	296,20
<i>Producción de Nafta pesada, KBPD</i>	4,60	4,58	4,59
<i>Rendimiento de Nafta pesada, %</i>	10,00	9,34	9,36

Por último, al comparar los resultados obtenidos entre las simulaciones realizadas, con torre de pre-fraccionamiento (Tabla 20) y sin esta (Tabla 21), se encontró que, bajo condiciones óptimas, la propuesta de alimentación directa a la torre atmosférica presenta un rendimiento mayor de nafta, llegando hasta un 9,36% cuando se emplea una mezcla 90/10 de crudos Vasconia/Caño Limón, respecto a la operación actual de la unidad (9,11%). Por otra parte, es de resaltar que para el escenario planteado sin torre de pre-fraccionamiento, se obtiene una mejora en la calidad de la destilación del T90% de la nafta producto, con valores menores a 300°F, garantizando la no presencia de fracciones de jet en la gasolina; así mismo, esta propuesta de operación permite una mayor recuperación de productos medios, logrando valores de 37,5% (jet más diésel) con la mezcla de crudos como carga, alcanzando, además, valores de calidad dentro del control: 716°F para el T95% del diésel y 520°F como punto final de ebullición para el jet. Sin embargo, dicha opción

de mejora no es posible implementarla inmediatamente en la unidad, debido a que la simulación se lleva a cabo con una carga de 49000 BPD, para la cual el sistema de bombeo en operación es insuficiente por restricción hidráulica, pues la bomba reforzadora de la torre de pre-fraccionamiento no puede ser usada por limitantes de diseño.

7. CONCLUSIONES

A continuación se enuncian las conclusiones obtenidas después del análisis de resultados:

- Con una torre de pre-fraccionamiento en la unidad de refinación, operando con crudos de API entre 22 y 24°, la temperatura final del 90% de la destilación de la nafta liviana tiene proporcionalidad directa con la carga y proporcionalidad inversa con la relación de reflujo de cima. Este comportamiento es modelado con una ecuación de regresión lineal, la cual garantiza una confiabilidad en la estimación del 95% de confianza. Así mismo, el incrementar la producción de nafta liviana con temperaturas del T90% por encima de 310°F, significa una fracción de jet en la misma del 10%, aproximadamente.
- Basado en las regresiones de los resultados de simulación que incluye torre de pre-fraccionamiento, se pudo determinar que para lograr el mayor rendimiento de gasóleo liviano y gasóleo pesado en la torre de vacío, asegurando los puntos finales de ebullición más altos posibles, es necesario asegurar la operación en la región de optimización, la cual resulta de la intercepción de las superficies de respuesta optimizadas de cada variable dependiente (PFE GLV y GPV), teniendo como resultante un rango de carga entre 26 y 28 KBPD, con relación de reflujo de cima entre 0,5 – 0,55 y una relación de reflujo medio entre 0,7 y 0,77. Por otra parte para la nafta, el jet y el diésel, se obtuvo como óptimo de carga un rango entre 48.5 y 50KBD, y como óptimos de relación de reflujo valores entre 0.28 y 0.3 (cima torre pre-fraccionadora), entre 0.8 y 0.84 (cima torre atmosférica), entre 0.275 y 0.285 (medio torre atmosférica) y entre 0.16 y 0.17 (inferior torre atmosférica).
- Con la optimización propuesta (carga de 49 KBD) se obtiene rendimiento de medios del 36% (con un 25% por diésel y 11% por Jet), respecto a un

rendimiento de medios del 30% alcanzado con una carga real de 52 KBD. Esto representa una producción de combustible total de 22,34 KBD frente a los 21,06 KBD que se elaboran actualmente. Sin embargo, al cargar por encima de 49 KBD, se dejan de producir entre 1,5 y 2,2 KBD de combustible total, desistiendo de recobrar entre 800 y 1200 barriles de diésel, donde la cantidad de jet oscila entre 400 y 600 barriles.

- La simulación del escenario propuesto de operar sin torre de prefraccionamiento, en el presente trabajo (alimentar directamente a la torre atmosférica) indica un mayor rendimiento de nafta para una mezcla de crudos Vasconia/Caño Limón, alcanzando un 9,36%. Así mismo, el perfil de productos medios también mejora, todo ello comparado con la operación actual de la unidad de refinación primaria. Sin embargo, debido a deficiencia en el sistema de bombeo, no es posible alcanzar los 49 KBPD de carga (óptimos para lograr el rendimiento mencionado).

8. RECOMENDACIONES

- Se recomienda que la Gerencia Refinería de Barrancabermeja valore el implementar en planta los rangos de carga y reflujo óptimos calculados, válidos para la operación de la torre de pre-fraccionamiento con crudo pesado. Así mismo, es necesario contemplar la readecuación del sistema de bombeo para poder maniobrar con alimentación directa a la torre atmosférica (sin torre pre-fraccionadora), utilizando el nivel de carga necesario para lograr el mayor margen de refinación posible.

REFERENCIAS

- [1] Ecopetrol S.A, «Manual de procedimientos de la U-2000,» Barrancabermeja, 2009.
- [2] D. C. López, C. A. Mahecha, L. J. Hoyos, L. Acevedo y J. F. Villamizar, «Optimization model of a system of crude oil distillation units with heat integration and metal modeling,» *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, vol. 3, nº 5, pp. 159-173, Diciembre 2009.
- [3] Portafolio.co, «Portafolio.co,» 03 Agosto 2011. [En línea]. Available: <http://www.portafolio.co/economia/produccion-mundial-crudo-pesado-crecera-el-44-10-anos>. [Último acceso: Septiembre 2014].
- [4] Ecopetrol S.A, «ecopetrol.com.co,» Abril-Mayo 2006. [En línea]. Available: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/informe_carta_abr2006/rev_invitado_2.htm. [Último acceso: Septiembre 2014].
- [5] S. F. Ali, N. Yusoff, S. Ganguly, M. Z. Abidin y K. Siraj, «Profit Maximization of a Crude Distillation Unit,» de *Profit Maximization of a Crude Distillation Unit*, Kuala Lumpur, 2013.
- [6] S. V. Inamdar, S. K. Gupta y D. N. Saraf , «Multi-objective optimization of an industrial crude distillation unit using the elitist non-dominated sorting genetic algorithm,» *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 82, pp. 611-623, 2004.
- [7] G. Villaflor, G. V. Morales y J. Velasco, «Variables Significativas del Proceso de Combustión del Gas Natural,» *Información Tecnológica*, vol. 19, nº 4, pp. 57-62, 2008.

- [8] D. N. Saraf, K. Basak, K. S. Abhilash y S. Ganguly, «On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints,» *Chemical & Engineering*, vol. 41, nº 6, pp. 1557-1568, Febrero 2002.
- [9] R. Uppaluri, R. . K. More, V. K. Bulasara y V. . R. Banjara, «Optimization of crude distillation system using aspen plus:Effect of binary feed selection on grass-root design,» *Chemical Engineering*, vol. 88, pp. 121-134, 2010.
- [10] M. Gadalla, D. Kamel, F. Ashour y H. Nour El din, «A New Optimisation Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit,» *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 455-464, 2013.
- [11] «Fundamentos de Investigacion de Operaciones 1 Analisis de Sensibilidad,» 1 Agosto 2013. [En línea]. Available: http://www.inf.utfsm.cl/~esaez/fio/s2_2003/apuntes/sensibilidad-2003-2.pdf. [Último acceso: Octubre 2014].
- [12] L. Moncada, «INGENIERIA QUIMICA UNT,» [En línea]. Available: http://simprocess.blogspot.com/2012/02/v_21.html. [Último acceso: 20/10/2014 Octubre 2014].
- [13] E. Almeida Bernal y F. J. Zuñiga, *UNIDAD 3 ANALISIS DE L SENSIBILIDAD*, Mexico, 2010.
- [14] M. Vega, J. Martínez, L. A. Ruiz, E. Tarifa y E. Erdmann, «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.
- [15] E. Erdmann, L. A. Ruiz, L. Benítez y E. Tarifa, «Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural,» *Avances en Ciencias e Ingeniería*, pp. 119-130, 2012.

- [16] . D. M. Himmelblau y K. B. Bischoff, *Análisis y Simulación de procesos.*, F. Mato Vasquez, Ed., Barcelona: Reverté, S.A, 2004.
- [17] I. D. Gil C. , J. R. Guevara L., J. . L. García Z. y A. Leguizamon R., *Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química*, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [18] F. Gavilanes Carrasco, *Optimización del proceso criogénico de planta de gas mediante simulación para incrementar la producción de gas licuado de petróleo (g.l.p.)*, Puebla Ecuador, 2012.
- [19] V. M. JENNIFER DYMENT, «Jump Start: Getting Started with Aspen Plus V8,» 2015.
- [20] R. A. FERNÁNDEZ ROCHA, *Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys.*, 2006.
- [21] ASPEN TECH., «Getting Started Modeling Petroleum Processes.,» Burlington.
- [22] T. A. RING, «<http://www.che.utah.edu/>,» 25 Abril 2016. [En línea]. Available: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>.
- [23] ASPEN TECH, «Aspen Physical Property System. “Physical Property Methods”. Version Number: V7.3.,» Burlington, 2011.
- [24] R. H. Perry, *Manual del ingeniero químico sexta edición tomo IV*, Naulcapan de juarez: McGraw-Hill, 1992.

BIBLIOGRAFIA

ASPEN TECH., «Getting Started Modeling Petroleum Processes.,» Burlington.

D. M. Himmelblau y K. B. Bischoff, Análisis y Simulación de procesos., F. Mato Vasquez, Ed., Barcelona: Reverté, S.A, 2004.

E. Almeida Bernal y F. J. Zuñiga, *UNIDAD 3 ANALISIS DE L SENSIBILIDAD*, Mexico, 2010.

E. Erdmann, L. A. Ruiz, L. Benítez y E. Tarifa, «Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural,» *Avances en Ciencias e Ingeniería*, pp. 119-130, 2012

F. Gavilanes Carrasco, *Optimización del proceso criogénico de planta de gas mediante simulación para incrementar la producción de gas licuado de petróleo (g.l.p.)*, Puebla Ecuador, 2012.

I. D. Gil C. , J. R. Guevara L., J. . L. García Z. y A. Leguizamon R., Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.

M. Gadalla, D. Kamel, F. Ashour y H. Nour El din, «A New Optimisation Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit,» *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 455-464, 2013

R. A. FERNÁNDEZ ROCHA, Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys., 2006.

R. H. Perry, Manual del ingeniero quimico sexta edición tomo IV, Naulcapan de juarez: McGraw-Hill, 1992

T. A. RING, «<http://www.che.utah.edu/>,» 25 Abril 2016. [En línea]. Available: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>.

ANEXOS

Anexo A: Validación de la simulación preliminar con datos reales de proceso

Tabla A1. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para nafta pesada

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	176,3	188,5	183,8	193,3
5 % Evaporado	188,5	206,9	202,2	211,7
10 % Evaporado	202,1	214,4	209,7	219,2
30 % Evaporado	224,6	228,2	223,4	232,9
50 % Evaporado	238,2	237,8	233,0	242,5
70 % Evaporado	251,4	247,5	242,8	252,3
90 % Evaporado	273,2	266,4	261,6	271,1
95 % Evaporado	282,0	281,5	276,8	286,3
PFE	297,6	296,7	291,9	301,4

Tabla A2. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para Jet

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	303,8	292,8	280,9234	304,7
5 % Evaporado	327,9	316,6	304,6906	328,5
10 % Evaporado	338,3	326,3	314,371	338,2
30 % Evaporado	364,9	353,5	341,5555	365,4
50 % Evaporado	388,6	378,6	366,6616	390,5
70 % Evaporado	414,9	403,4	391,5469	415,3
90 % Evaporado	444,7	434,0	422,0593	445,9
95 % Evaporado	465,6	456,9	444,9772	468,8
PFE	477,9	479,8	467,895	491,7

Tabla A3. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para Diésel

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	417,0	410,3874	396,5	424,2874
5 % Evaporado	478,6	475,7878	461,9	489,6878
10 % Evaporado	504,0	504,0371	490,1	517,9371
30 % Evaporado	549,1	539,0331	525,1	552,9331
50 % Evaporado	582,4	571,4073	557,5	585,3073
70 % Evaporado	621,7	610,203	596,3	624,103
90 % Evaporado	680,9	674,3304	660,4	688,2304
95 % Evaporado	711,5	710,9781	697,1	724,8781
PFE	721,0	747,6259	733,7	761,5259

Tabla A4. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para GLV

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	481,9	461,7132	417,1	506,3332
5 % Evaporado	505,3	523,22	478,6	567,84
10 % Evaporado	515,8	545,1022	500,5	589,7222
30 % Evaporado	550,7	590,3512	545,7	634,9712
50 % Evaporado	579,2	622,4837	577,9	667,1037
70 % Evaporado	610,8	656,0672	611,4	700,6872
90 % Evaporado	669,3	712,0785	667,5	756,6985
95 % Evaporado	701,5	745,4348	700,8	790,0548
PFE	780,5	821,5613	776,9	866,1813

Tabla A5. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación preliminar para GPV

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	576,0	578,0737	575,2	580,9424
5 % Evaporado	646,5	644,6455	641,8	647,5142
10 % Evaporado	677,0	674,628	671,8	677,4967
30 % Evaporado	754,3	752,5851	749,7	755,4538
50 % Evaporado	812,0	808,4164	805,5	811,2851
70 % Evaporado	857,4	854,9283	852,1	857,797
90 % Evaporado	919,3	917,9237	915,1	920,7924
95 % Evaporado	943,6	941,4301	938,6	944,2988
PFE	994,8	992,2749	989,4	995,1436

Anexo B: Resultados para análisis ANOVA

Tabla A6. Orden aleatorio de la toma de datos para la T90 de la nafta pesada

-	Relación de reflujo de cima torre atmosferica		
Carga, KBD	0,86	0,76	0,80
48,6	1	18	2
	32	8	25
	27	24	33
45,8	13	28	22
	31	15	5
	29	34	20
43,93	21	11	14
	16	4	10
	23	30	6
42,06	7	12	17
	19	26	3
	35	9	36

Tabla A7. Orden aleatorio de la toma de datos para el PFE del jet

-	Relación de reflujo medio torre atmosferica		
Carga, KBD	0,277	0,288	0,2983
48,6	2	35	9
	25	19	26
	33	7	12
45,8	22	23	30
	5	16	4
	20	21	11
43,93	14	29	34
	10	31	15
	6	13	28
42,06	17	27	24
	3	32	8
	36	1	18

Tabla A8. Orden aleatorio de la toma de datos para la T95 del diésel

-	Relación de reflujo inferior torre atmosférica		
Carga, KBD	0,1646	0,17489	0,1954
48,6	18	2	1
	8	25	32
	24	33	27
45,8	28	22	13
	15	5	31
	34	20	29
43,93	11	14	21
	4	10	16
	30	6	23
42,06	12	17	7
	26	3	19
	9	36	35

Tabla A9. Orden aleatorio de la toma de datos para del PFE del GLV

-	Relación de reflujo de cima torre al vacío		
Carga, KBD	0,6299	0,5526	0,4868
31,07	11	14	21
	4	10	16
	30	6	23
28,4	12	17	7
	26	3	19
	9	36	35
25,92	18	2	1
	8	25	32
	24	33	27
24,67	28	22	13
	15	5	31
	34	20	29

Tabla A10. Orden aleatorio de la toma de datos para el PFE del GPV

-	Relación de reflujo medio torre al vacío		
Carga, KBD	0,7430	0,7924	0,8644
31,07	14	21	11
	10	16	4
	6	23	30
28,4	17	7	12
	3	19	26
	36	35	9
25,92	2	1	18
	25	32	8
	33	27	24
24,67	22	13	28
	5	31	15
	20	29	34

Anexo C: Análisis de varianza

Tabla A11. Tabla comparativa de datos históricos promedio de la nafta pesada proceso real contra promedio de datos simulados.

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	146,5	159,3	136,6	156,5
5 % Evaporado	186,9	192,3	175,9	197,9
10 % Evaporado	200,9	207,2	191,4	210,5
50 % Evaporado	237,8	241,6	231,6	244,0
90 % Evaporado	273,0	280,1	265,6	280,4
95 % Evaporado	281,8	288,3	274,4	289,2
PFE	296,1	303,5	288,1	304,1

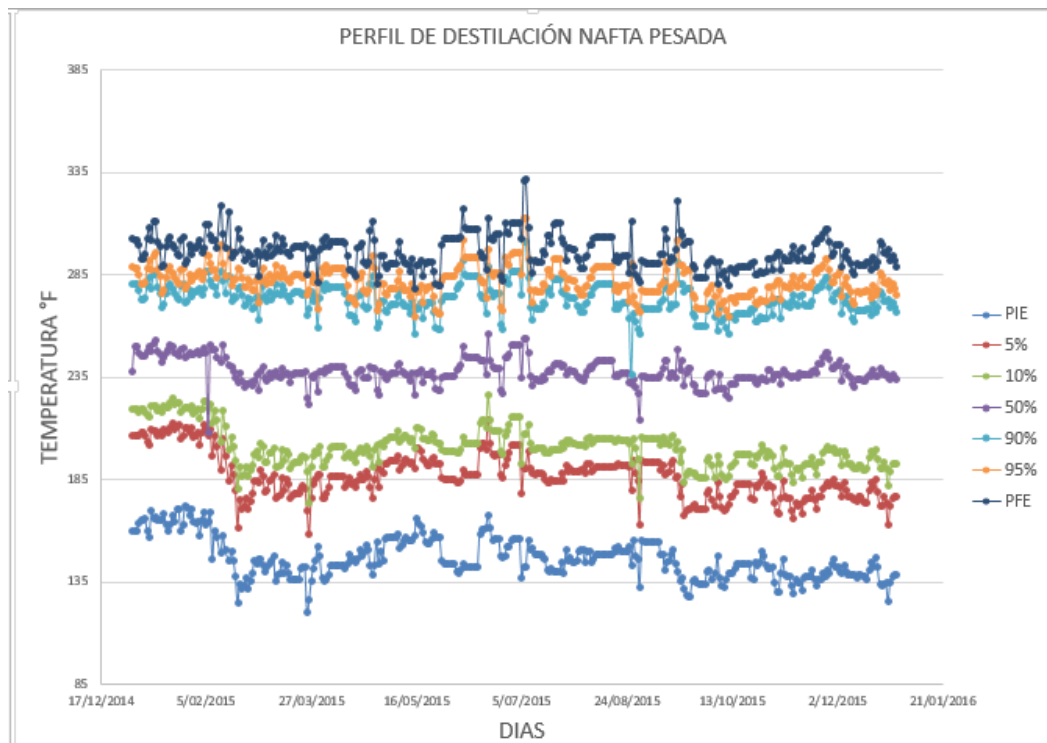


Figura A1. Perfil de destilación nafta pesada histórico de planta

Tabla A12. Análisis de varianza del T90% de la nafta pesada

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga a la torre atmosférica	3	1417,8	472,59	129,05	0
Relación de reflujo de cima torre atmosférica	2	14894,5	7447,25	2033,67	0
Error	102	373,5	3,66		
Falta de ajuste	6	61,8	10,3	3,17	0,007
Error puro	96	311,7	3,25		
Total	107	16685,8			
S = 1,91363	R-cuad. = 97,76%	R-cuad.(ajustado) = 97,65%			

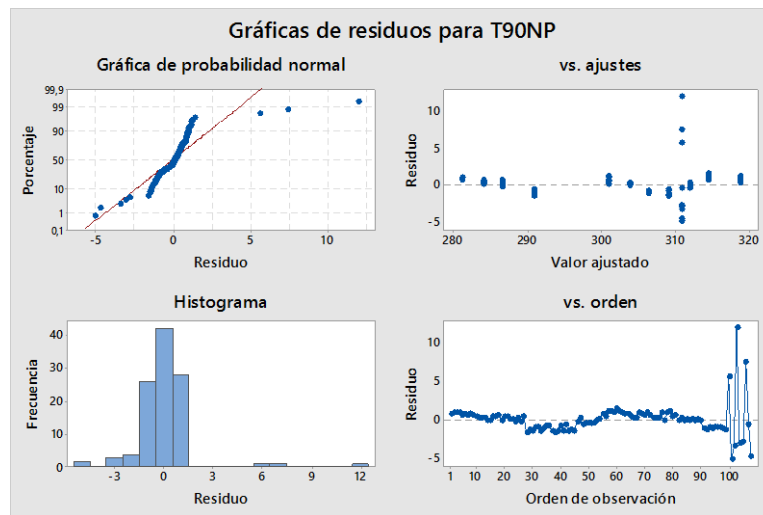


Figura A2. Grafica cuatro en uno T90% nafta pesada

Tabla A13. Tabla comparativa de datos históricos promedio de la nafta pesada proceso real contra promedio de datos simulados

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	311,1	301,2	296,3	325,8
5 % Evaporado	339,4	333,1	327,2	351,7
10 % Evaporado	348,5	346,4	335,2	361,8
50 % Evaporado	401,0	389,8	383,8	418,2
90 % Evaporado	454,9	439,3	435,9	473,9
95 % Evaporado	465,9	460,1	447,0	484,9
PFE	478,9	480,9	460,5	497,3

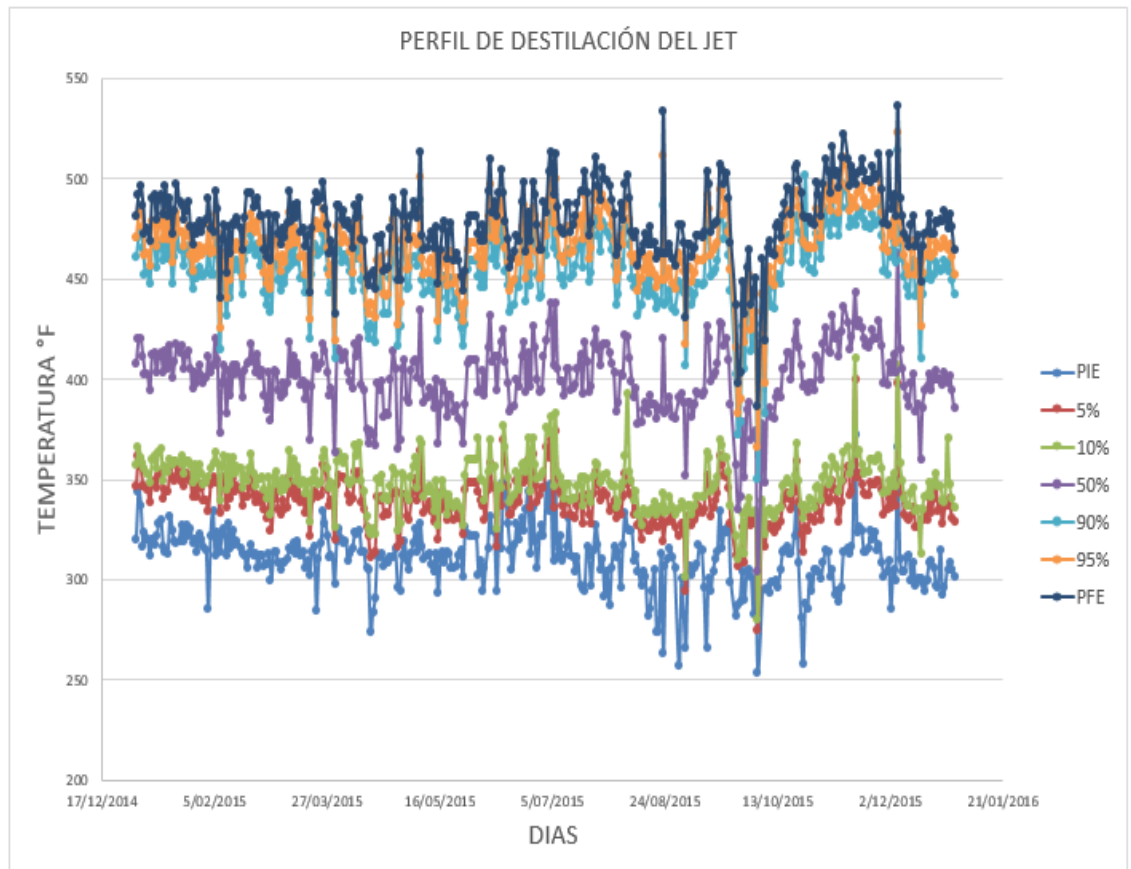


Figura A3. Perfil de destilación jet histórico de planta

Tabla A14. Análisis de varianza del PFE del jet

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga a la torre atmosférica	3	4305,37	1435,12	40,76	0
Relación de reflujo medio torre atmosférica	2	21,66	10,83	0,31	0,736
Error	102	3591,66	35,21		
Falta de ajuste	6	173,75	28,96	0,81	0,562
Error puro	96	3417,91	35,6		
Total	107	7918,69			
S = 5,93400	R-cuad. = 54,64%	R-cuad.(ajustado) = 52,42%			

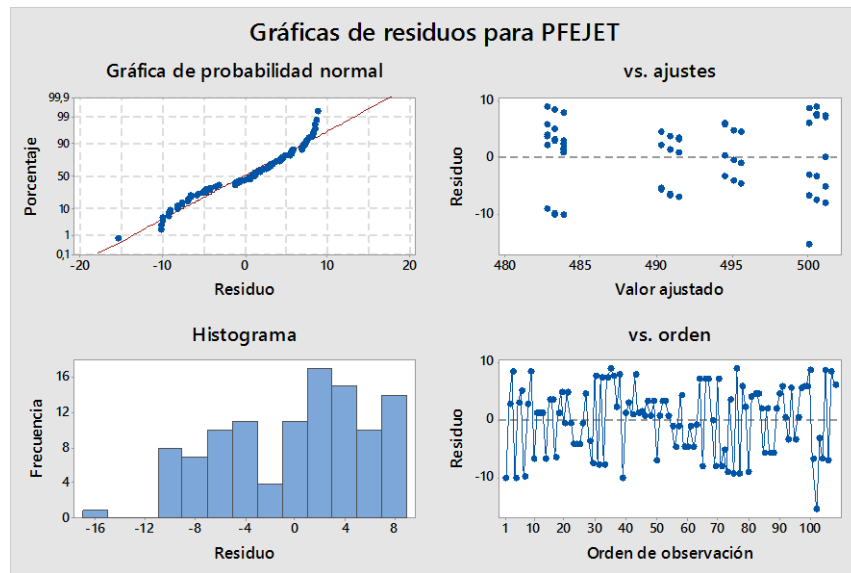


Figura A4. Grafica cuatro en uno PFE del jet

Tabla A15. Tabla comparativa de datos históricos promedio del diésel proceso real contra promedio de datos simulados

DESTILACIÓN, %	DATOS REAL, °F	DATOS SIMULADO, °F	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
PIE	435,2	419,6	417,4	453,0
5 % Evaporado	496,0	496,5	481,1	511,0
10 % Evaporado	517,0	526,2	502,6	531,3
50 % Evaporado	588,7	582,4	576,7	600,7
90 % Evaporado	694,4	680,5	682,3	706,5
95 % Evaporado	722,4	715,3	710,1	734,6
PFE	728,2	724,7	716,3	740,0

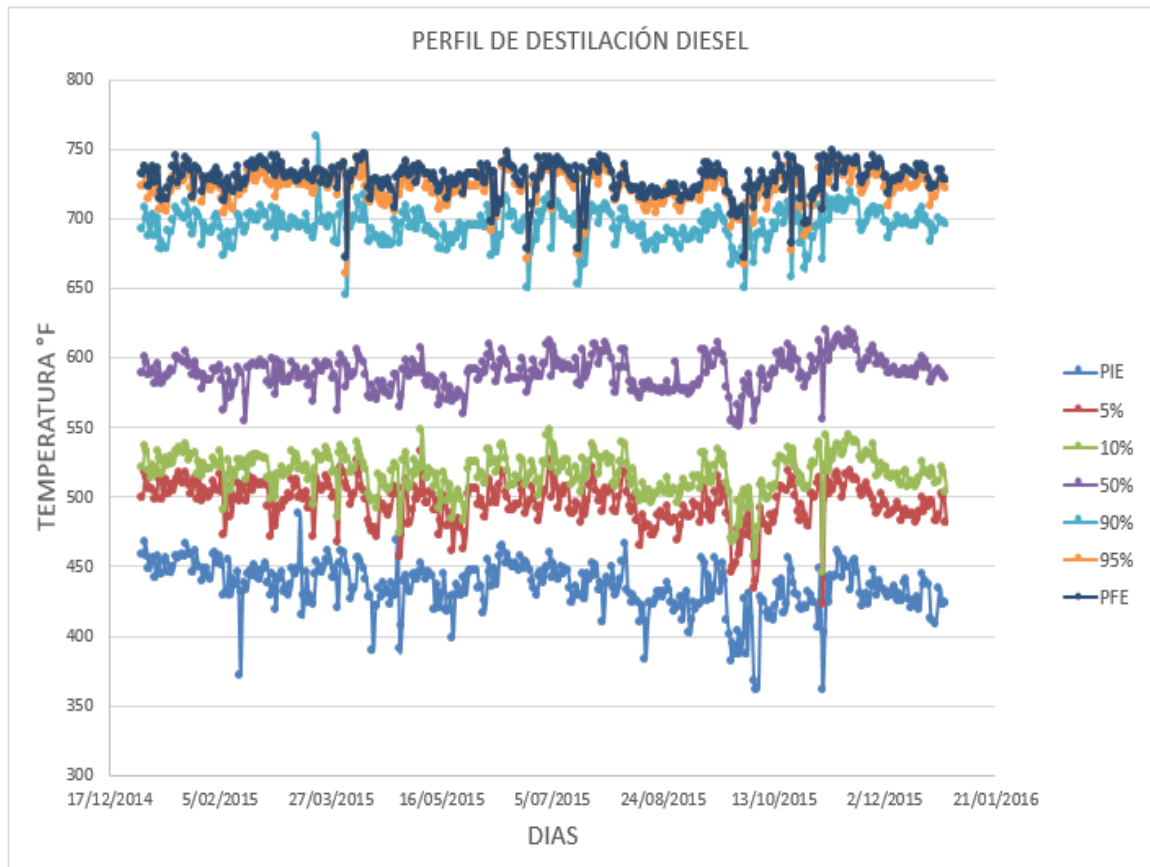


Figura A5. Perfil de destilación diésel histórico de planta

Tabla A16. Análisis de varianza del T95 del diésel

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga a la torre atmoferica	3	16694,9	5564,98	991,27	0
Relación del reflujo inferior torre atmosférica	2	10,8	5,4	0,96	0,386
Error	102	572,6	5,61		
Falta de ajuste	6	13,8	2,29	0,39	0,881
Error puro	96	558,9	5,82		
Total	107	17278,4			
S = 2,36939	R-cuad. = 96,69%	R-cuad. (ajustado) = 96,52%			

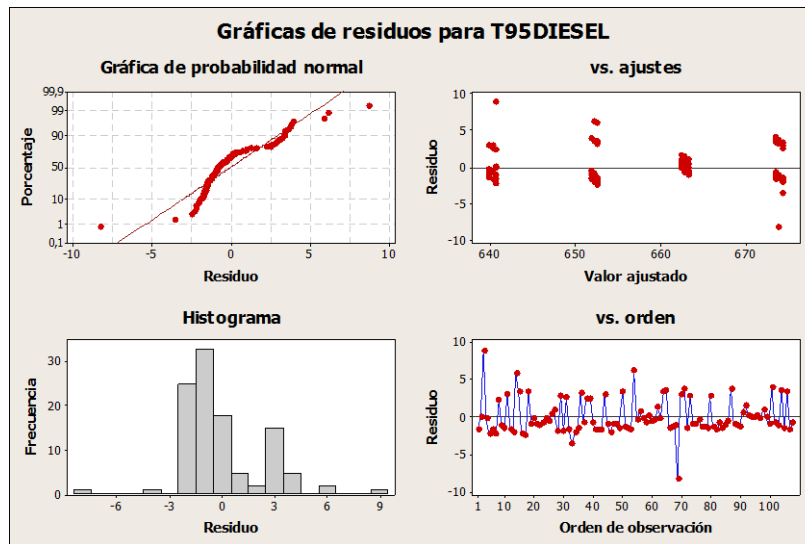


Figura A6. Grafica cuatro en uno T95% del diésel

Tabla A17. Análisis de varianza del PFE del GLV

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga de crudo reducido	3	29477,5	9825,83	368,83	0
Relación de reflujo de cima torre al vacío	2	2246,5	1123,24	42,16	0
Error	30	799,2	26,64		
Falta de ajuste	6	246,4	41,06	1,78	0,145
Error puro	24	552,8	23,04		
Total	35	32523,2			
S = 5,16146	R-cuad. = 97,54%	R-cuad.(ajustado) = 97,13%			

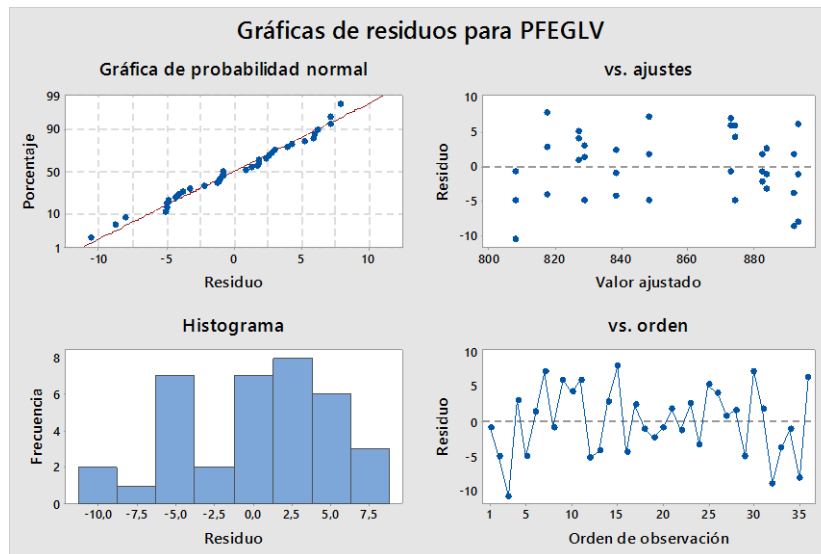


Figura A7. Grafica cuatro en uno PFE del GLV

Tabla A18. Análisis de varianza del PFE del GPV.

FUENTE	GRADOS DE LIBERTAD	SUMA DE CUADRADOS	MINIMOS CUADRADOS	F CRITICA	VALOR P
Carga de crudo reducido	3	49,278	16,4261	8,58	0
Relación de reflujo medio torre al vacío	2	51,334	25,6672	13,4	0
Error	30	57,461	1,9154		
Falta de ajuste	6	5,553	0,9255	0,43	0,853
Error puro	24	51,908	2,1628		
Total	35	158,074			
S = 1,38397	R-cuad. = 63,65%	R-cuad.(ajustado) = 57,59%			

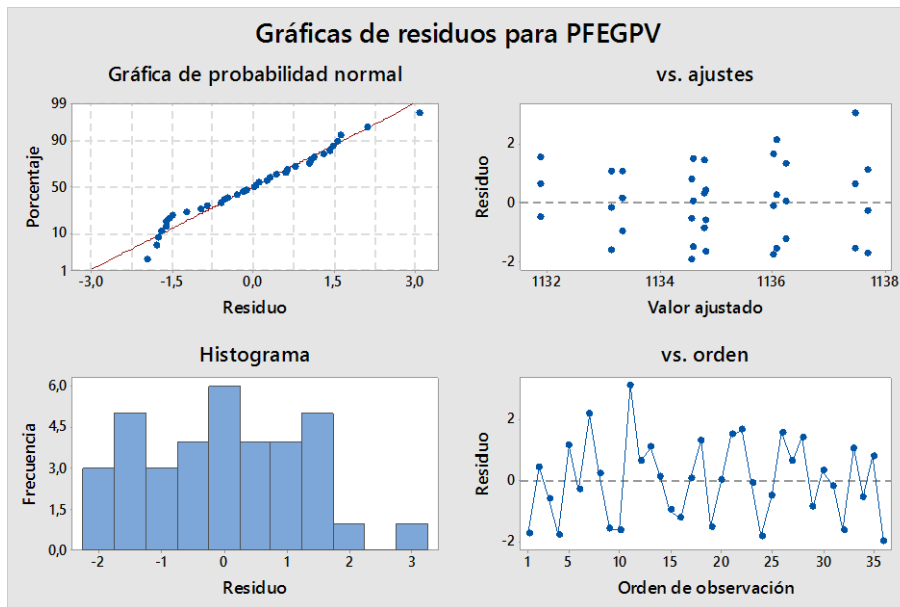


Figura A8. Grafica cuatro en uno PFE del GPV.