

**DETERMINACIÓN DEL VALOR TEÓRICO DE RECUPERACIÓN DEL
TURBOCOMBUSTIBLE JET-A1 DE LAS CORRIENTES DE NAFTA VIRGEN
MEDIANTE MODELAMIENTO DE TORRE DEBUTANIZADORA COMO TORRE
RECUPERADORA DE JET-A1 EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

ANGELO ULICES MURCIA FLOREZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2017

**DETERMINACIÓN DEL VALOR TEÓRICO DE RECUPERACIÓN DEL
TURBOCOMBUSTIBLE JET-A1 DE LAS CORRIENTES DE NAFTA VIRGEN
MEDIANTE MODELAMIENTO DE TORRE DEBUTANIZADORA COMO TORRE
RECUPERADORA DE JET-A1 EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

ANGELO ULICES MURCIA FLOREZ

Trabajo presentado para optar al título de Magister en ingeniería Química

Director:

**DEBORA ALCIDA NABARLATZ
PhD. en Ingeniería Química y de Procesos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2017

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	17
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	20
2. OBJETIVOS.....	23
2.1. OBJETIVO GENERAL	23
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	23
3. MARCO TEÓRICO	25
3.1. COMPOSICIÓN DEL PETRÓLEO.....	25
3.2. PROCESO DE REFINACIÓN	26
3.3. GENERALIDADES DEL PROCESO DE DESTILACION.....	26
3.3.1. Descripción de la destilación atmosférica.	26
3.3.2. Descripción de la destilación al vacío.	28
3.4. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA..	28
3.4.1. Descripción de la unidad de destilación atmosférica U 2000.	30
3.4.2. Descripción de la Torre Debutanizadora T 252.....	33
3.4.3. Descripción del tratamiento del Jet A1.....	35
3.4.4. Descripción del tratamiento del Nafta.	36
3.5. PROBLEMAS QUE SE PRESENTAN EL PROCESO DE DESTILACIÓN.	38
3.5.1. Identificación de la fracción de Jet dejado en las corrientes de Nafta en las unidades de crudo.....	38
3.6. PRODUCCIÓN DEL COMBUSTIBLE JET A1	39
3.7. ANTECEDENTES DE RECUPERACIÓN DE JET A1	40
3.8. SIMULACIÓN PARA LA ESTIMACIÓN DE LA RECUPERACIÓN DE JET A1	42
3.9. ANÁLISIS DE VARIANZA.....	45
3.9.1. Análisis de la varianza con dos factores e interacción.....	46

3.9.2. Modelo de regresión lineal.....	49
4. METODOLOGÍA	51
4.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	52
4.2. VERIFICACIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO	52
4.3. SIMULACIÓN BÁSICA Y DETALLADA DE LA CONDICIÓN ACTUAL	52
4.3.1 Simulación Básica.....	52
4.3.2. Simulación detallada de la torre T-252 como torre debutanizadora de Nafta.	59
4.4. SIMULACIÓN DETALLADA DE LA TORRE T-252 CONVERTIDA A RECUPERADORA DE JET-A1	61
4.5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	68
4.6. ANÁLISIS DE MARGEN BRUTO DE REFINACIÓN.....	71
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	73
5.1. VALIDACIÓN DE LA TORRE T-252 COMO TORRE DEBUTANIZADORA....	73
5.2. ESTIMACION DE LA T 252 COMO RECUPERADORA DE JET-A1	76
5.3. ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS.....	80
5.3.1. Variabilidad de la producción y calidad de la nafta.	81
5.3.2. Variabilidad de la producción y calidad del Jet-A1.....	85
5.4. ANÁLISIS DE INCREMENTO DE MARGEN BRUTO DE REFINACIÓN.....	91
6. CONCLUSIONES	95
7. RECOMENDACIONES.....	97
CITAS BIBLIOGRAFICAS.....	98
BIBLIOGRAFÍA.....	102
ANEXOS	105

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diferencial de precios entre la Nafta y Jet para el año 2016 tomando como referencia el crudo Brent.	21
Figura 2. Esquema representativo de una unidad de destilación atmosférica	27
Figura 3. Diagrama General de la Refinería de Barrancabermeja.	30
Figura 4. Balance general de la unidad de pre-fraccionamiento de crudo en corrida normal	33
Figura 5. Diagrama esquemático del proceso de destilación con la antigua torre debutanizadora, T-252.....	35
Figura 6. Ruteo de la corriente de Jet A1 a almacenamiento	36
Figura 7. Ruteo de la corriente de Nafta a almacenamiento.....	37
Figura 8. Gráfica de destilación de la nafta virgen y la relación de porcentaje de Jet-A1 presente.....	39
Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.....	44
Figura 10. Diagrama metodológico empleado.	51
Figura 11. Curva de caracterización (Análisis de laboratorio) del Crudo Vasconia cargado a la unidad de destilación atmosférica.	56
Figura 12. Gráfica de perfiles de crudo mezcla Vasconia/Caño limón (80/20) simulado.	57
Figura 13. Diagrama de simulación básica de la unidad destiladora de Nafta y la torre recuperadora de Jet-A1.	58
Figura 14. Diagrama esquemático de la simulación de la operación de la torre como debutanizadora.	60
Figura 15. Ambiente de simulación para la sección de carga, bombas y precalentamiento.	62

Figura 16. Ambiente de simulación para la sección de destilación para producción de nafta liviana (NLP) y Jet-A1 (NAFTAJET)	63
Figura 17. Ambiente de simulación de los intercambiadores E-263 A/B de condensación de cima para el condensador de cima.	65
Figura 18. Ambiente de simulación para el intercambiador rehervidor del fondo de la torre. Fue desarrollado de acuerdo al plano de construcción.....	66
Figura 19. Gráfica de contorno para la temperatura de destilación D86 T95% de Nafta.	83
Figura 20. Superficie de optimización para la temperatura de destilación D86 T95% de Nafta.	83
Figura 21. Gráfica de contorno para la temperatura de destilación D86 T5% de Jet-A1.	87
Figura 22. Superficie de optimización para la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1.....	87

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Productos de la destilación atmosférica en la U 2000	31
Tabla 2. Caracterización de una corrida normal de crudo cargado a la unidad de refinación.	32
Tabla 3. Características del Jet A1 a la entrada de tratamiento con soda.	38
Tabla 4. Composición de la corriente de Jet A1 producto.	42
Tabla 5. Análisis estadístico con tabla ANOVA.	48
Tabla 6. Análisis ANOVA para validez de la regresión	50
Tabla 7. Datos obtenidos de la simulación básica	54
Tabla 8. Especificaciones de diseño de cada intercambiador de calor que fueron cargadas al EDR.	67
Tabla 9. Tabla de aleatoriedad de toma de datos para el 95% de Nafta.	70
Tabla 10. Tabla de aleatoriedad de toma de datos para el 5% del Jet-A1.	71
Tabla 11. Comparación de medias de las variables del proceso y de parámetros de calidad de Nafta debutanizada de datos históricos proceso real con proceso simulado.	74
Tabla 12. Comparación entre desviaciones estándar para parámetros de calidad de nafta debutanizada de datos históricos proceso real con proceso simulado.	75
Tabla 13. Comparación entre valores de calidad deseados del proceso y datos de simulación para Nafta liviana.	76
Tabla 14. Comparación entre valores reales requeridos y datos de simulación para Jet-A1.	77
Tabla 15. Comparación de parámetros de calidad del Jet-A1 simulado contra el plan de calidad para la producción del Jet-A1.	78
Tabla 16. Análisis de Varianza para Temperatura 95% Nafta.	79

Tabla 17. Análisis de Varianza para la temperatura de ebullición del 5% Jet-A1.	80
Tabla 18. Evaluación de validez de los términos de la regresión.....	82
Tabla 19. Evaluación de validez de los términos de la regresión.....	86
Tabla 20. Comparativo resumen al cargar de nafta que resulta de variar la carga de crudo	90
Tabla 21. Escenario actual operación U 2000	92
Tabla 22. Inclusión del Jet proveniente del crudo Vasconia	92
Tabla 23. Inclusión del Jet proveniente del crudo mezcla Vasconia/Caño limón	93
Tabla 24. Resultados de la recuperación de margen debido a la inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo mezcla Vasconia.	94
Tabla 25. Resultados de la recuperación de margen debido a la inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo mezcla Vasconia/Caño limón.	94

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Simulación del Assay de crudo Vasconia.....	105
Anexo B. Fracciones de componentes livianos del crudo vasconia.....	106
Anexo C. Curva de destilación del fraccionamiento de crudo vasconia.....	107
Anexo D. Petrocaraterización del crudo vasconia.....	108
Anexo E. Fracciones de destilación de la mezcla de crudo Vasconia-Cano limón	109
Anexo F. Petrocaracterización para la mezcla de crudo Vasconia-Cano Limón con relación 80/20 respectivamente	110
Anexo G. Balance de materia y energía de la simulación básica. Esta es la simulación preliminar para validar el modelo termodinámico y tener punto de partida para la simulación detallada.....	111
Anexo H. Esquema de la simulación detalla para estimar condiciones de operación de la propuesta de recuperar Jet-A1 con la antigua torre debutanizadora	114
Anexo I. Especificaciones mecánicas de los intercambiadores de calor, E-264A, en la simulación	115
Anexo J. Especificaciones mecánicas del intercambiador de calor, E-264B, en la simulación	116
Anexo K. Especificaciones mecánicas del intercambiador de calor, E-265, en la simulación	117
Anexo L. Especificaciones mecánicas del condensador E-263 ^a	118
Anexo M. Especificaciones mecánicas del condensador E-263B.....	119
Anexo N. Especificaciones de los internos de la torre, platos, bajantes y demás	120
Anexo Ñ. Balance de materiales de la simulación rigurosa	121

Anexo O. Balance de materiales de la simulación detallada (Continuación)	123
Anexo P. Análisis estadístico de la producción de Jet-A1 en función de factor carga y fracción de reflujo de cima Crudo Vasconia	125
Anexo Q. Análisis estadístico de la producción de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para el crudo Vasconia	127
Anexo R. Análisis estadístico de los parámetros de calidad de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para la corrida con crudo Vasconia/Caño limón	130
Anexo S. Análisis estadístico de la producción de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima mezcla crudo 80%Vasconia/20% Caño limón.	133
Anexo T. Análisis estadístico de los parámetros de calidad de Jet-A1 en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para la corrida con mezcla de crudo Vasconia/Caño limón.	134
Anexo U. Análisis de variabilidad para la recuperación del Jet-A1 mezcla 80% Vasconia/ 20%Caño limón	137
Anexo V. Análisis de Variabilidad para la recuperación del Jet-A1 proveniente del crudo Vasconia	142
Anexo W. Validación de los datos de operación de la torre 252 como debutanizadora	145

GLOSARIO

- NAFTA:** Es la fracción líquida, obtenida por la cima en el proceso de destilación atmosférica.
- NAFTA LIVIANA** Es la fracción líquida con menor punto inicial de ebullición (PIE) que la NAFTA, obtenida en la torre de prefaccionamiento del proceso de destilación atmosférica.
- ANOVA:** Análisis de la varianza
- Aspentech:** Proveedor de la fabricación de software inteligente y de gestión de cadena de suministro y servicios para las industrias de procesos
- ASTM** American Society for Testing and Materials
- CDU:** Crude oil distillation unit
- EDR:** Exchanger Design and Rating
- GAO:** Gasóleo
- ACPM:** Aceite combustible para motor
- Gravedad API:** Medida de densidad que, en comparación con el agua a temperaturas iguales, precisa cuán pesado o liviano es el petróleo.

GRB:	Gerencia Refinería Barrancabermeja
JET-A1:	Nombre comercial de combustible para aviación, se obtiene de las unidades de destilación primaria.
Lining:	Recubrimiento
Diésel:	ACPM preparado para entrega como producto final
PMRB:	Proyecto de Modernización de la Refinería Barrancabermeja
Rendimiento	Porcentaje Producción de JET-A1 sobre Crudo procesado en la unidad.
D86 T5%:	Temperatura de ebullición del 5% del volumen recobrado en la destilación de acuerdo al estándar ASTM D86.
Topping	Destilación primaria
D86 T95%	Temperatura de ebullición del 95% de la masa recobrada en destilación de acuerdo al estándar ASTM D86.

RESUMEN

TITULO: DETERMINACIÓN DEL VALOR TEÓRICO DE RECUPERACIÓN DEL TURBOCOMBUSTIBLE JET-A1 DE LAS CORRIENTES DE NAFTA VIRGEN MEDIANTE MODELAMIENTO DE TORRE DEBUTANIZADORA COMO TORRE RECUPERADORA DE JET-A1 EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: Angelo Ulices Murcia Flórez**.

PALABRAS CLAVE: Nafta, Jet-A1, curvas de destilación, análisis de sensibilidad, margen de refinación.

DESCRIPCIÓN:

Este proyecto nació con la idea de valorizar fracciones pesadas de Nafta de las unidades de destilación de crudo, como componente en la preparación del turbo combustible Jet-A1, Para hacer efectivo esta recuperación con baja inversión, se hizo aprovechando instalaciones actuales de una torre debutanizadora.

Para determinar la funcionalidad de la torre debutanizadora como recuperadora de Jet-A1, fue necesario realizar un estudio paso a paso por simulación de procesos donde se desarrolló un análisis de sensibilidad hasta lograr las condiciones adecuadas de operación para destilar un volumen de Nafta por la cima y en el fondo dejar entre el 19 al 21%, que es la fracción pesada que se valoriza como Jet-A1.

En el estudio de sensibilidad por simulación fue necesario definir variables independientes como reflujo de cima, flujo de carga de alimentación, cambio de mezcla de crudo, para determinar variables resultantes como producción de Nafta y Jet-A1, además de parámetros de calidad como temperatura de destilación bajo la metodología ASTM D86 del T95% y T5% para la Nafta y Jet-A1 respectivamente. Con el estudio de simulación y análisis de sensibilidad, se encontraron regresiones y ecuaciones que permitieron relacionar variables para definir condiciones posibles de operación y lograr la optimización de la nueva filosofía de operación.

Con todo lo anterior se logró demostrar la viabilidad de incrementar el margen bruto de refinación en USD 0,23 por barril de carga de crudo, al recuperar la mayor cantidad de productos de mayor valor comercial como el turbo combustible Jet-A1, manteniendo las mismas instalaciones y con baja inversión, dándole flexibilidad a la refinería de Barrancabermeja de aumentar la recuperación de productos económicamente más atractivos del barril de crudo.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Directora. Debora Alcida Nabarlatz

ABSTRACT

TITLE: DETERMINATION OF THE THEORETICAL VALUE OF RECOVERY OF THE JET-A1 TURBOCOMBUSTIBLE OF THE CURRENTS OF VIRGIN NAFTA THROUGH MODELING OF DEBUTING TOWER AS A RECOVERY TOWER OF JET-A1 IN THE BARRANCABERMEJA REFINERY*

AUTHOR: Angelo Ulices Murcia Flórez**.

KEYWORDS: Naphtha, Jet-A1, distillation curves ASTM D-86, sensitivity analysis, refining margin

DESCRIPTION:

This project was born with the idea of valuing heavy fractions of Naphtha from the crude distillation units, as a component in the preparation of the Jet-A1 turbo fuel. To make this recovery effective with low investment, it was made using current installations of a debutanizer tower.

To determine the functionality of the debutanizer tower as Jet-A1 recovery, it was necessary to carry out a step-by-step study by simulation of processes where a sensitivity analysis was developed until the adequate operating conditions were obtained to distill a volume of Naphtha from the top and on the bottom leave between 19 to 21%, which is the heavy fraction that is valued as Jet-A1.

In the simulation sensitivity study, it was necessary to define independent variables such as top reflux, feed flow, change of crude mixture, to determine variables such as Naphtha and Jet-A1 production, as well as quality parameters such as temperature distillation under the methodology ASTM D86 of T95% and T5% for Naphtha and Jet-A1 respectively. With the study of simulation and sensitivity analysis, regressions and equations were found that allowed to relate variables to define possible operating conditions and achieve the optimization of the new operating philosophy.

With all of the above, it was possible to demonstrate the feasibility of increasing the gross refining margin by USD 0,23 per barrel of crude oil, by recovering the largest number of products of greater commercial value such as the Jet-A1 turbo fuel, maintaining the same facilities and with low investment, giving flexibility to the Barrancabermeja refinery to increase the recovery of economically more attractive products from the barrel of crude oil.

* Project of grade

** Faculty of Physico-chemical Engineering, School of Chemical Engineering. Master's Degree in Chemical Engineering . Directora. Debora Alcida Nabarlatz

INTRODUCCIÓN

La refinación de crudo se presenta como un arte complejo que impone para su desarrollo estar en permanente investigación, buscando satisfacer los requerimientos de calidad de los productos cada día más exigentes, obtener el mayor rendimiento de los equipos, no sólo disminuyendo el consumo de energía, sino además mejorando los índices de producción de las instalaciones.

La adaptación de recursos existentes a desarrollar otros procesos de transformación, requiere de un estudio de verificación y viabilidad técnica que avale las modificaciones a realizar en el proceso. De acuerdo con la idea propuesta, el cambio operacional de la torre debutanizadora a torre recuperadora de Jet-A1, busca incrementar la producción con el mayor aprovechamiento de la materia prima para conseguir un mayor rendimiento de productos de mayor valor comercial (Jet-A1 y Diésel) y por ende valorización de la dieta de crudo.

Este caso de estudio se enfoca en la conversión de un sistema para debutanizar Nafta a un sistema para destilar Nafta recuperando Jet-A1, donde los parámetros y variables significativas de proceso, representan inconvenientes en estabilidad y obtención de calidad para lograr dicha transformación. Dentro de los problemas de reingeniería para conseguirlo se encuentra la integración energética, la definición de rangos óptimos de las variables de proceso (por ejemplo: el reflujo de cima y reflujo de fondo), el desempeño hidráulico de las torres, mantener el efecto sifón del fondo, la calidad del Jet-A1 y de la Nafta, así como también el asegurar la mayor estabilidad de los parámetros como el perfil de temperatura y la presión de la torre.

Para analizar y resolver gran parte de lo expresado en el párrafo anterior, la simulación computacional ha resultado determinante para las evaluaciones y

diagnósticos de procesos dentro del desarrollo de la ingeniería. En la industria de refinación, las herramientas informáticas han permitido entender oportunidades de mejora, capacidades de respuesta, e identificar y evaluar variables críticas para la operación de las torres en destilación de crudo, torres de destilación de Nafta, torres de destilación de disolventes y aromáticos; además, permite obtener rangos óptimos de operación como punto de partida para propiciar un arranque y operación, así como también valorar escenarios de integración energética (Villaflor, 2008).

Dentro de la bibliografía se reportan trabajos de simulación enfocados a la optimización en línea de unidades de destilación, haciendo énfasis en la importancia de la caracterización del crudo y posibles corrientes secundarias de carga (D. N. Saraf, Febrero 2002.). Por otra parte, (Alcaraz, Septiembre de 2016) expone la simulación de unidades de destilación considerando dos tipos de crudo como alimento, además de considerar variabilidad de la operación con variables manipuladas como reflujos, temperatura presión y demás, empleando Aspen plus como herramienta computacional.

También, (S. F. Ali, 2013) aplicaron las ventajas de Aspen plus como software de simulación, pero dirigido a un tren de recuperación de Nafta en la torre preflash y torre atmosférica, analizando el efecto de una mezcla de crudos como alimento. Así mismo, autores como (M. Gadalla, 2013.) reportan la optimización de una columna de destilación, maximizando el empleo de equipos al realizar integración energética y evaluando variables como reflujo, presión entre otras, valorando las interacciones entre el proceso y el sistema de recuperación de calor. Finalmente, (M. Vega, 2012) simularon la operación de una torre pre-flash usando Aspen Hysys, realizando un análisis de sensibilidad luego de reubicar los reflujos circulantes de la torre.

Debido a que una reingeniería en línea conlleva consecuencias desfavorables para el rendimiento y la estabilidad del proceso, la simulación computacional detallada permite evaluar soluciones a problemas como la conversión de una torre

debutanizadora de la refinería de Barrancabermeja a una torre destiladora de Nafta para recuperar Jet-A1, así como la estimación de su respectiva integración energética y el análisis de sensibilidad sobre las variables de operación. Por tal razón, el presente trabajo presenta la simulación de dicho sistema para debutanizar Nafta, valorando escenarios de optimización al recuperar Jet-A1 a partir de Nafta y estimando nuevos márgenes de refinación, en comparación con el proceso que normalmente ocurre.

Inicialmente, se presenta una simulación preliminar de la unidad, con el objetivo de obtener las condiciones operacionales de los flujos de salida, necesarias para la simulación detallada del proceso que se muestra a continuación. Seguidamente, se establece el efecto de las variables de proceso sobre los parámetros de calidad (temperaturas de destilación de la Nafta y Jet-A1) y se determinan los rangos óptimos de operación. Luego, se evalúan los escenarios por cambio de carga de crudo y se calcula el margen de refinación para la reingeniería propuesta. Todo el desarrollo se realizó empleando Aspen plus como paquete de software.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) ubicada en el Departamento de Santander, es una de las Refinerías del país responsable de suplir la demanda energética de hidrocarburos, necesaria para equilibrar el mercado colombiano de combustibles, entre ellos el de aviación, el cual en la actualidad presenta una creciente demanda, debido mayor disponibilidad de transporte aéreo y consigo los demás sectores que hacen parte de su cadena de valor.

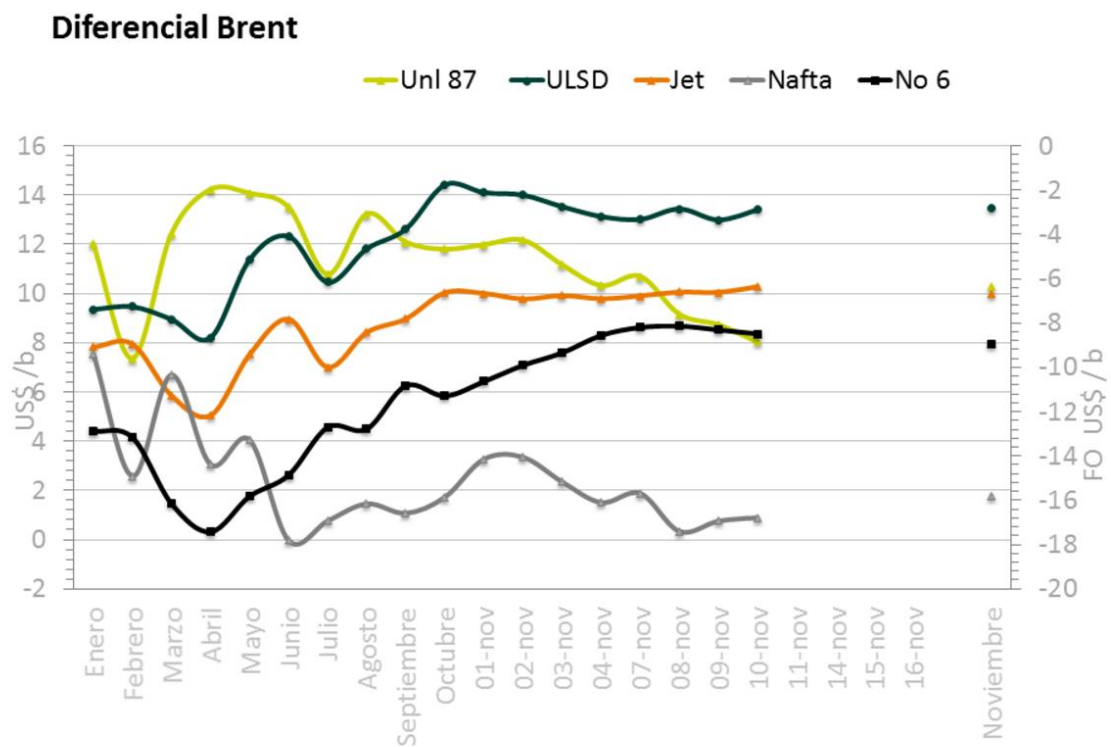
En este sentido, el incremento en la frecuencia de vuelos nacionales conllevó al aumento del consumo del combustible para aviones (Jet-A1). En los últimos cuatro años, el promedio de incremento ha sido de 11,4%, pasando de 19 KBD¹ en el 2013 a 27 KBD para el 2015 (Energética, 2015), lo que generó sobrecostos por importación y transporte del volumen faltante para satisfacer la demanda interna. Esta tendencia ha generado un requerimiento de importación creciente para el año 2016, acrecentando los sobrecostos cargados a los estados financieros de la GRB por ser la responsable del abastecimiento al interior de los segmentos de la cadena de ECOPETROL S.A. De acuerdo al Ministerio de Minas y Energía la demanda de Jet-A1 para el año 2015, aumento en un 4,9% (M. R. Segura, 2016).

El Jet A1, es un producto refinado, obtenido por destilación en las Unidades de Refinación de la GRB, con un rendimiento del 10% al 12 % vol. sobre la carga de crudo. Esta carga para el año 2015 fue en promedio 215 KBD en la GRB, lo que en teoría generaría una producción potencial de Jet-A1 de 26 KBD. Sin embargo, luego de realizar un análisis estadístico la producción fue de 18 KBD, por lo que la diferencia entre la producción real y la potencial, evidencia que un porcentaje de Jet

¹ KBD: Kilo barriles por día

se está perdiendo en otras corrientes como Diésel y la Nafta Virgen (ECOPETROL S.A, 2014). Teniendo en cuenta lo anterior, se hace necesaria la implementación de alternativas que permitan aumentar la producción de turbo combustibles. Una opción favorable es la inclusión hacia el cabezal de Jet-A1 de productos compatibles de menor valor como el caso de la Nafta, que tiene un valor 45,5 \$ U\$/BI versus el Jet de 55,7 \$ U\$/BI (ECOPETROL S.A, 2016). En la figura 1 se muestra el diferencial de precios tomando como referencia el crudo Brent entre la Nafta y el Jet-A1 para el periodo de Enero a Noviembre para el año 2016.

Figura 1. Diferencial de precios entre la Nafta y Jet para el año 2016 tomando como referencia el crudo Brent.



Fuente: Departamento Economía y Planeación Refinería de Barrancabermeja.

De acuerdo a una serie de análisis de Laboratorio de la GRB realizados a las Naftas Vírgenes provenientes de las unidades de Refinación por el método de destilación

simulada, se evidencia que las características químicas de los cortes de temperaturas finales son muy similares a las del Jet-A1 (Ver figura 8), lo cual facilita su utilización en la obtención de dicho producto.

Este estudio se determinó realizando un seguimiento a los resultados reportados por el Laboratorio de Calidad durante el primer trimestre del 2016. Adicionalmente con el fin de realizar un análisis detallado, se han llevado a cabo una serie de pruebas de caracterización de dicha corriente, como son el perfil de destilación, la densidad, y la viscosidad cinemática. Esta información es relevante al momento de comparar la composición química y otros parámetros para así poder determinar la viabilidad de incluir la fracción pesada de la Nafta Virgen hacia el cabezal de Jet-A1, incrementando así la producción de dicho combustible.

Así mismo, se hace necesario evaluar la factibilidad de recuperación de Jet-A1 en la torre T-252, ubicada en la Unidad de destilación de crudo U-250, la cual actualmente tiene una operación intermitente por su baja capacidad comparada con la nueva unidad debutanizadora. La torre antigua debutanizadora T-252 actualmente es un activo subutilizado, por lo cual fue considerada en esta propuesta para aumentar la recuperación de Jet A1 a partir de la Nafta Virgen, generando mayor margen bruto a la organización.

De acuerdo a lo anterior, el presente trabajo propone incrementar el volumen de producción de Jet A1 en la GRB, a partir de la incorporación de la fracción pesada recuperada de las corrientes de Nafta liviana al procesarlas en la antigua torre debutanizadora, para lo cual se deben evaluar las modificaciones al diseño con respecto a la configuración de dicha torre y sus equipos auxiliares, a un sistema de recuperación de Jet-A1 para lograr dicho objetivo.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Determinar el porcentaje de recuperación teórico del combustible Jet-A1 a partir de las corrientes de nafta virgen mediante su separación en la torre debutanizadora T252.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Identificar y caracterizar las posibles corrientes de Nafta virgen para determinar su fracción de Jet-A1.

Desarrollar la simulación de la torre bajo las condiciones de torre debutanizadora de nafta virgen para validar la simulación de la torre y los equipos adyacentes.

Evaluar la antigua torre debutanizadora T252 para la recuperación de Jet-A1 a partir de la corriente de Nafta virgen elegida de acuerdo con las fracciones con destilación superior a 290°F mediante simulación, incorporando las modificaciones necesarias del proceso.

Realizar un análisis de sensibilidad del proceso, que permita obtener los rangos óptimos de los parámetros críticos de calidad, tales como temperatura de destilación D86 T95% para la Nafta de cima, y temperatura de destilación del D86 T5% para el Jet A1 producto.

Determinar el incremento en el margen bruto de refinación por implementación del proceso de recuperación de Jet-A1 a partir de la Nafta virgen.

3. MARCO TEÓRICO

3.1. COMPOSICIÓN DEL PETRÓLEO

El petróleo es una mezcla compleja de productos constituidos por diferentes sustancias orgánicas en su mayor parte hidrocarburos, los cuales se disuelven unos en otros para formar una solución viscosa y como característica presentan un amplio rango de ebullición. El petróleo líquido está compuesto por cantidades diferentes de gases disueltos y líquidos, el petróleo sólido y semi-sólido, está compuesto por arenas aceitosas y material bituminoso (hidrocarburos de alto peso molecular), comúnmente llamado bitumen o asfalto.

Además de hidrocarburos en la composición del petróleo natural, encontramos el carbono el cual constituye entre 83 - 86% en masa, el hidrógeno entre 10 - 14%, el azufre entre 0.05 - 6.0%, el nitrógeno entre 0.001 - 0.1% y finalmente los metales entre 0.001 - 0.1%, principalmente níquel, vanadio, sodio, calcio y cobre. Una parte mínima aproximada 0.1% que incluye gases incondensables, tales como CH₄, C₂H₆ y H₂S (Wauquier, 2005). Así como también una parte aproximada < 1% consistente en agua, proveniente del pozo o de las limpiezas en los buques-tanque. Esta fase acuosa suele presentarse emulsionada en la fase orgánica y lleva en disolución a las sales minerales existentes, entre las cuales las más importantes son NaCl, MgCl₂ y CaCl₂.

La composición química del petróleo es muy variable, hasta el punto de que los cuatro tipos fundamentales de hidrocarburos: parafinas (hidrocarburos saturados), olefinas (hidrocarburos insaturados), naftenos (hidrocarburos cíclicos saturados o cicloalcanos), e hidrocarburos aromáticos, no solamente son diferentes de un yacimiento a otro, sino también las diversas sustancias que es preciso eliminar más

o menos completamente: gas, azufre (que junto con el sulfhídrico, mercaptanos y tioalcoholes pueden alcanzar un 3%) (FAHIM, 2009), agua más o menos salada, compuestos oxigenados y nitrogenados, indicios o vestigios de metales etc.

3.2. PROCESO DE REFINACIÓN

Sabemos que el petróleo crudo contiene un número prácticamente infinito de constituyentes y de él se extraen una gama variada de productos que pueden salir directamente al mercado después de someterlo a una serie de procesos de refinación. Inicialmente, el crudo se procesa en la unidad de destilación primaria o atmosférica y posteriormente, en la de destilación secundaria o unidad de vacío. El crudo y las fracciones que de él provienen están compuestos esencialmente por moléculas de hidrocarburos. También se encuentran pequeñas cantidades de azufre y nitrógeno, (0-5%), dependiendo de su origen. (Valiente Barderas A. & Noriega Bernechea, 1993).

El crudo está compuesto por hidrocarburos de diferentes rangos de ebullición, desde metano hasta asfalto. Los hidrocarburos livianos (gas, gasolina, Jet, queroseno, ACPM y gasóleo liviano) son fraccionados en la sección atmosférica.

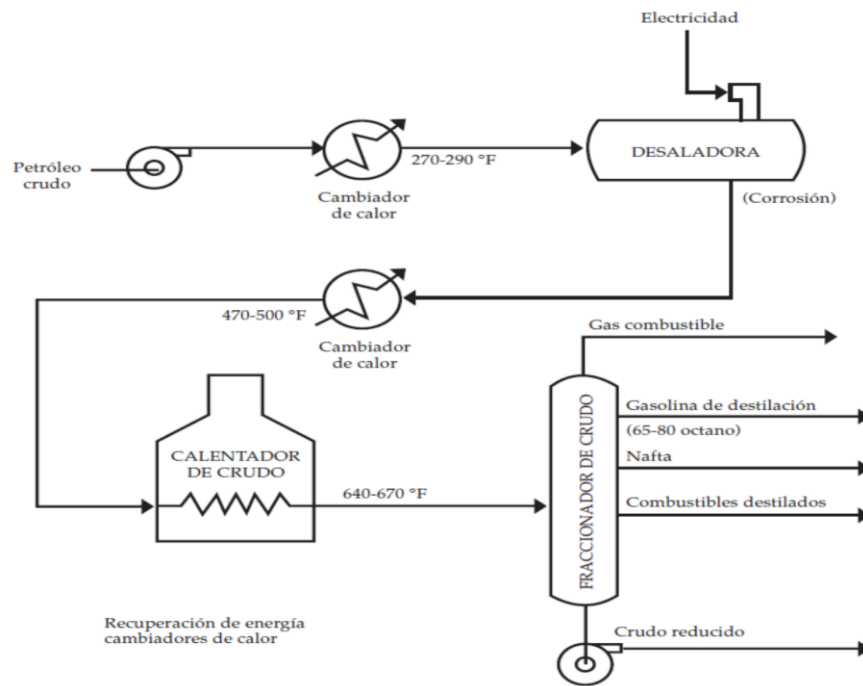
3.3. GENERALIDADES DEL PROCESO DE DESTILACION

3.3.1. Descripción de la destilación atmosférica. La unidad de destilación atmosférica tiene por objeto fraccionar el petróleo crudo en un cierto número de cortes o fracciones clasificadas en función de las temperaturas de ebullición de los hidrocarburos. Estos cortes de destilación se regulan para hacerlos corresponder con las especificaciones de cada producto, lo que condiciona su rendimiento con

respecto al crudo. Los hidrocarburos se clasifican en función de su volatilidad, es decir, de acuerdo con su peso molecular.

La destilación de petróleo se realiza en una serie de torres fraccionadoras que se utilizan en la refinería (figura 2), para realizar el fraccionamiento (separación) del crudo.

Figura 2. Esquema representativo de una unidad de destilación atmosférica



Fuente: (Torres Robles Rafael & Castro Arellano, 2003).

El flujo de crudo que se alimenta a una torre de destilación necesita ser calentado antes de entrar en la columna de fraccionamiento y esto se hace en una serie de intercambiadores de calor donde se toma el calor de otras corrientes de proceso que requieren refrigeración, hasta llegar a un horno donde se adiciona más energía para alcanzar una temperatura predeterminada lo suficiente para que una porción del crudo se convierta en vapor. El horno y la torre de destilación fraccionada constituyen las partes esenciales de una unidad de destilación. La destilación

establece un intercambio de masa y energía entre el líquido y de vapor. El vapor se mantiene bajo presión en la tubería en el horno hasta que se descarga en la torre de destilación fraccionada. Aquí, la porción no vaporizada o líquido de la alimentación desciende a la parte inferior de la torre para ser bombeado como un producto no volátil, mientras que los vapores pasan a la torre y se fraccionan en productos valiosos con respecto al crudo (SHAH, 2011).

3.3.2. Descripción de la destilación al vacío. Esta sección es operada a la mínima presión de vacío posible, con el fin de obtener la mayor vaporización de hidrocarburo posible a la temperatura de la zona flash; generalmente la máxima temperatura de operación de la unidad está limitada por consideraciones de craqueo térmico y de calidad de los productos.

La destilación al vacío se reserva para cuando se requiera fraccionar productos que contienen hidrocarburos pesados cuyas temperaturas de ebullición son superiores a las del craqueo térmico, o para destilar productos nobles cuyas propiedades físicas se alteran a elevadas temperaturas (Grupo de Excelencia Operacional ECOPETROL S.A, 2007).

En la refinería el fraccionamiento al vacío se emplea en el tratamiento del crudo reducido, obteniendo las fracciones para la fabricación de lubricantes, cuando se usan como carga crudos parafínicos o nafténicos.

3.4. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

La reversión al Estado Colombiano de la Concesión De Mares del 25 de agosto de 1951 dio origen a la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL, que había sido creada en 1948 por la Ley 165 del mismo año, y que asumió los activos de la Tropical Oil Company que en 1921 inició la actividad petrolera en Colombia.

Los inicios de la Refinería de Barrancabermeja se dan con el primer equipo, un alambique para destilar el crudo, traído de Talara, Perú, propiedad de la Internacional Petroleum Company, el cual fue instalado en la actual área de Topping, Alrededor del alambique fueron apareciendo tanques y chimeneas para procesar 1500 barriles por día (BPD).

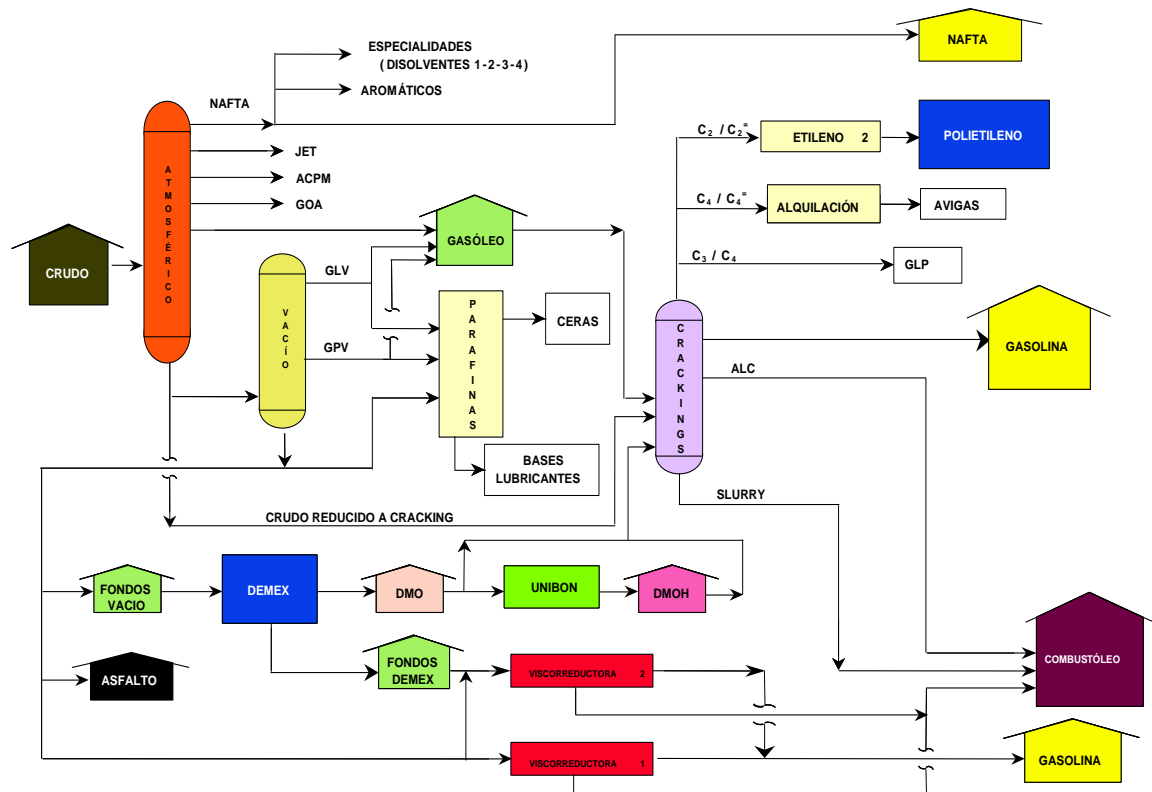
Desde el año 1951 hasta la fecha el complejo industrial de Barrancabermeja, actualmente ECOPETROL S.A ha construido varias plantas de proceso para atender la demanda creciente del derivado del petróleo. Para el año 2001 se pone en operación la nueva Planta de Alquilación y la nueva planta de tratamientos con Soda U-4600 para el procesamiento de las Naftas y el Jet-A1; en el año 2004 entra en operación el Blending de Medios para el almacenamiento del Jet-A1 y ACPM; y finalmente en el año 2006 inicia operación el Blending de Crudos y se sistematiza la entrega de gasóleos a planta.

Para el año 2007 la Refinería cuenta con una capacidad instalada de 250.000 BPD y se inicia la construcción de la Planta de Generación de Hidrógeno, Planta de Hidrotratamiento de Nafta y ACPM, así como la Planta de Tratamientos de Amina, Azufre y Aguas Ácidas.

En la refinería de Barrancabermeja y Cartagena se procesan crudos de varias calidades para producir diferentes tipos de productos requeridos por el mercado nacional. El área de refinación produce principalmente gasolinas y destilados; en el área de petroquímica se elaboran productos petroquímicos tales como bases lubricantes, parafinas, aromáticos y polietilenos, y en el área de ruptura catalítica cracking principalmente se cargan gasóleos para producir GLP y nafta por medio del rompimiento de moléculas de hidrocarburos grandes.

Los productos terminados y el recibo de crudo se realizan en el Área de Materias Primas. Una descripción general de la Refinería de Barrancabermeja se muestra en la figura 3.

Figura 3. Diagrama General de la Refinería de Barrancabermeja.



Fuente: Manual de Proceso de la U-4600 Refinería Barrancabermeja.

3.4.1. Descripción de la unidad de destilación atmosférica U 2000. La unidad 2000 fue diseñada y construida originalmente por W. Kellogg en 1964 para procesar 40 KBPD de crudo en el lado atmosférico y 25.0 KBPD de crudo reducido en el lado vacío y fue modificada en 1988 para aumentar la capacidad del lado atmosférico a 56 KBPD y del lado vacío a 36 KBPD.

La unidad se modificó para cargar un crudo mezclado Vasconia de 25° API y una mezcla Vasconia - Caño Limón con 28° API. Los productos obtenidos de las

destilaciones atmosférica y de vacío se listan en la Tabla 1, donde se listan los cortes típicos de destilación.

Tabla 1. Productos de la destilación atmosférica en la U 2000

	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	JET A1	ACPM	GASOLEO
	°F	°F	°F	°F	°F
ASTM D86 %vol					
0	50	80	283	420	367
5%	95	105	306	489	605
10%	125	165	340	508	660
30%	175	184	365	540	776
50%	225	215	392	571	841
95%	352	260	453	708	1019
100%	456	285	506	766	1076

Fuente: Manual de operaciones de la U 2000

La Nafta liviana o nafta virgen producida en la zona atmosférica, junto con Naftas livianas procedentes de otras unidades de destilación primaria de la GRB, es procesada en la unidad debutanizadora T 252 ubicada dentro de la U-250 con el fin de obtener Nafta estabilizada y cumplir con los requerimientos de presión de vapor Reid (RVP).

Así mismo, en la Tabla 2, se muestra una carga normal de crudo a la unidad de refinación y en la figura 8, se muestra el perfil de Nafta obtenido en la torre de prefraccionamiento de la cual se desea recuperar Jet-A1.

Teniendo en cuenta la particularidad de esta Nafta y otras de perfil similar, éstas pueden ser cargadas luego del proceso de reingeniería, de la torre debutanizadora a la torre recuperadora de Jet-A1.

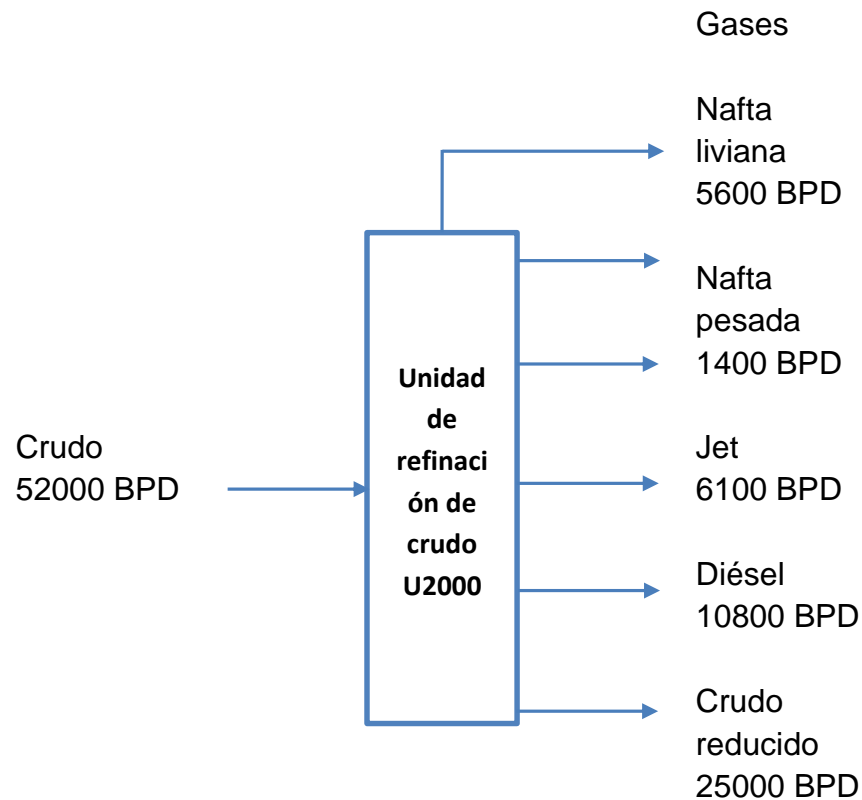
Tabla 2. Caracterización de una corrida normal de crudo cargado a la unidad de refinación.

Características	Valor
Velocidad de carga (BPD)	52000
Gravedad específica (°API)	22 a 24
Níquel (ppm)	50
Vanadio (ppm)	30
Hierro (ppm)	20 – 25
Calcio (ppm)	102
Sodio (ppm)	10 – 30
Azufre (% en peso)	1,25
Viscosidad (SSF* a 87 °F [25,0°C])	110
*Segundos Saybolt Furol	

Fuente: Ecopetrol S.A.

En una corrida normal, la unidad de refinación de crudo procesa 51000 BPD, llegando a producir hasta 6500 BPD de Nafta de pre-fraccionamiento, la cual debe ser procesada para recuperar Jet-A1. La figura 4 esquematiza el balance de masa general para la unidad de crudo U 2000.

Figura 4. Balance general de la unidad de pre-fraccionamiento de crudo en corrida normal



Fuente: Autor.

3.4.2. Descripción de la Torre Debutanizadora T 252. La torre T-252 pertenece a la antigua unidad Debutanizadora, ubicada dentro del área de la unidad U-250, fue diseñada originalmente para una capacidad de 7848 BPD de nafta virgen, para disminuir el RVP (Reid Vapor Pressure) en la preparación de gasolina (año 1966). Esta torre se utiliza para ajustar el punto inicial de ebullición (PIE) de las naftas que van como carga a las unidades de producción de aromáticos.

Actualmente, la carga de esta torre puede ser cualquiera de las Naftas que se producen en las columnas de destilación atmosférica en cualquiera de las unidades destilación de crudo de la Refinería de Barrancabermeja (ver figura 7).

La torre debutanizadora T 252 la componen 5 secciones (ver figura 5): Sección de carga, sección estabilizadora, sección de enfriamiento de productos, fraccionamiento y separación (Blowdown).

- a) Sección de carga:** En esta sección se recibe, se almacena y se prepara la nafta virgen sin estabilizar. Consta de un sistema de tambor de separación, D251 o D264 donde se recibe la nafta virgen de las unidades de destilación atmosférica U-250, U-2100, U-200 y U150 (para más detalles ver la figura 7).
- b) Sección estabilizadora.** En esta sección se realiza la separación de los componentes livianos (butano, propano y una pequeña fracción de pentanos) y los componentes pesados (una pequeña fracción de butanos, pentanos, hexanos e hidrocarburos cíclicos y aromáticos entre 5 y 8 carbonos) de la nafta virgen.

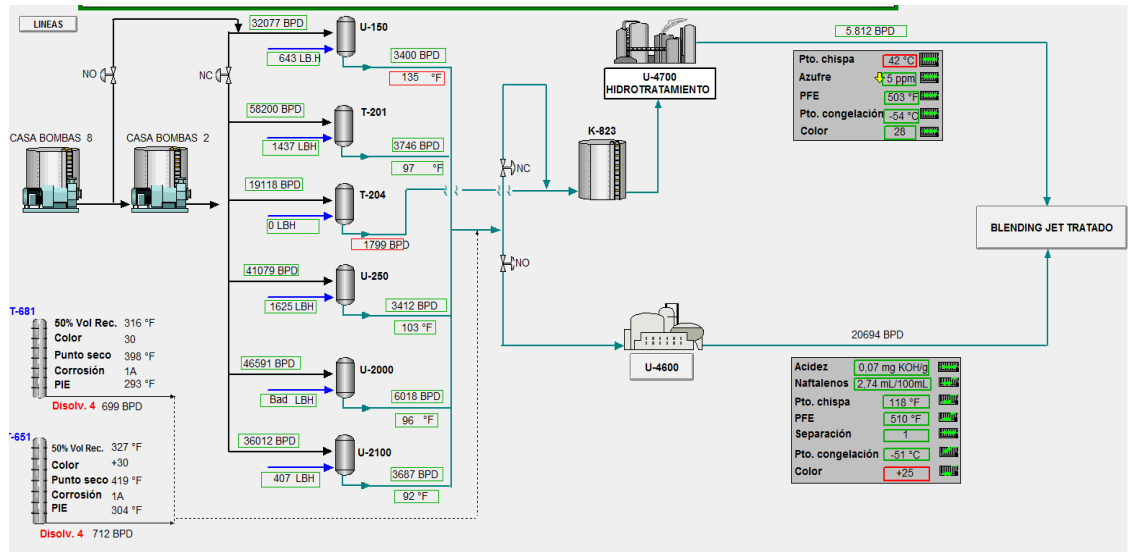
La torre Debutanizadora está provista de 24 platos perforados, donde el plato 24 tiene un colector que sirve para alimentar al rehervidor E-265, que suministra la energía necesaria para que se realice la evaporación del butano y el propano.

- c) Sección de enfriamiento de productos.** En esta sección se aprovecha el calor residual de los productos para precalentar la carga del sistema, por ejemplo, la nafta estabilizada producto se enfría al precalentar la nafta de carga en el intercambiador E-264. Posteriormente la nafta de fondo se enfría con agua en los intercambiadores E-266A y E-266B. Con ayuda de una bomba, P251B es enviada como carga a la planta de aromáticos. Para mayor detalle ver la figura 8.

proyecto de actualización de la planta de soda con Merichem Company como fabricante. Esta planta reemplazó la unidad U-600 (actualmente desmantelada), la cual inició operación en 1963 sin recibir mejoras.

El hidrocarburo de carga Jet proveniente de las Unidades Topping U-150, U-200, U-250, U-2000 y U-2100 y planta de especialidades es enviado a la planta de tratamiento con soda U 4600 donde se remueven ácidos nafténicos y sulfhídricos (Napfining) del turbocombustible Jet A1, se retienen trazas de soda y compuestos de sodio aportados en los lavados cáusticos (Aquafining), se seca con sal y se remueven otros contaminantes como sólidos, surfactantes y jabones y finalmente es enviado al Blending de productos. En la figura 6 puede observarse el destino de la corriente de Jet-A1 que proviene de la sección de destilación atmosférica.

Figura 6. Ruteo de la corriente de Jet A1 a almacenamiento



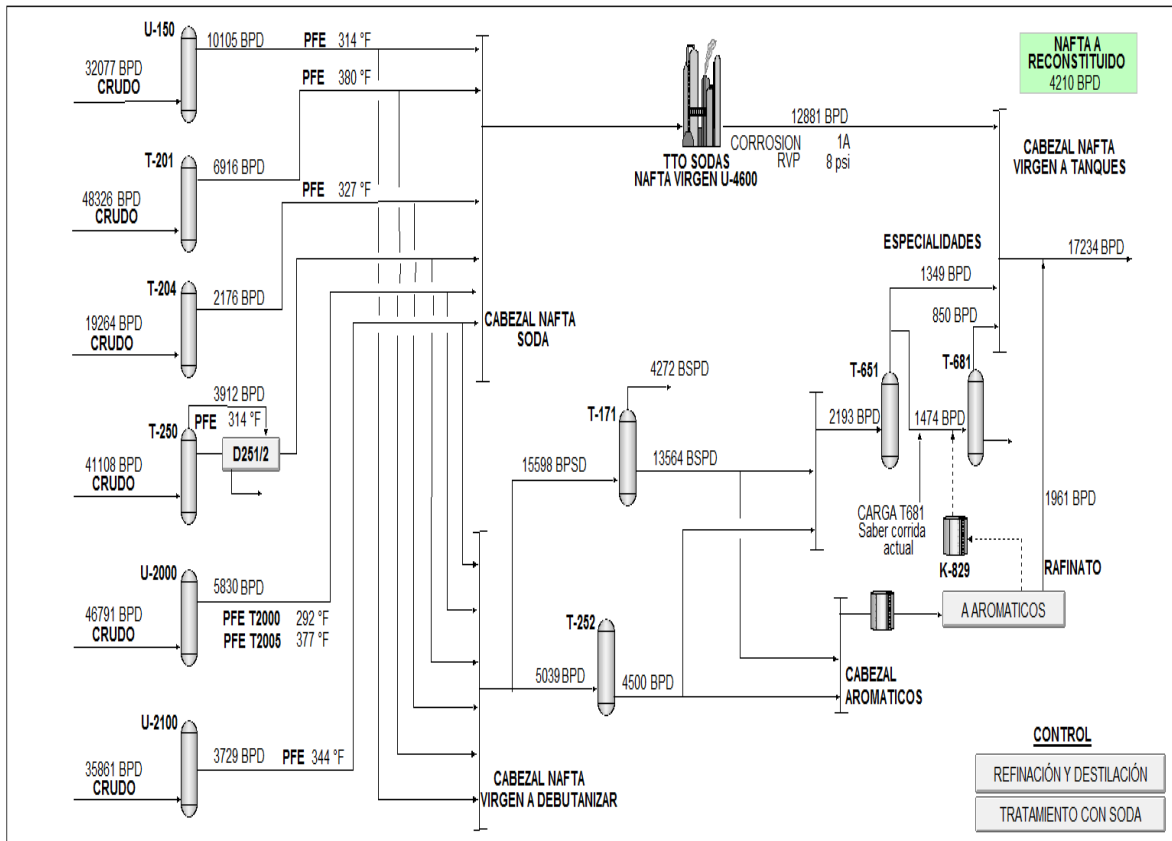
Fuente: Autor

3.4.4. Descripción del tratamiento del Nafta. El hidrocarburo de carga proviene de las Unidades de Topping U-150, U-200, U-250, U-2000 y U-2100 es enviado a la planta de tratamiento con soda U 4600 donde se remueven los ácidos nafténicos y

sulfhídricos de la corriente de nafta virgen por medio del contacto con soda cáustica de 20°Bé.

Después de su lavado con soda, el hidrocarburo (Nafta virgen tratada) se envía hacia el Tanque de Almacenamiento de Nafta Tratada K-818/819 o K-934. En la figura 7 puede observarse el destino de la corriente de Nafta, su origen es la unidad de destilación atmosférica donde posteriormente es llevado a almacenamiento.

Figura 7. Ruteo de la corriente de Nafta a almacenamiento



Fuente: Manual de Proceso de la U-4600 Refinería Barrancabermeja.

Las características de entrada a la unidad de tratamiento con soda U -4600 se muestra en la tabla 3.

Tabla 3. Características del Jet A1 a la entrada de tratamiento con soda.

DEPARTAMENTO DE REFINACIÓN DE CRUDOS-BARRANCABERMEJA - Características del Jet A1 en la entrada de tratamiento con soda U 4600			
Concepto	ESPECIFICACION		Unidad
	Mínimo	Máximo	
Gravedad Específica	0,775	0,825	Adimensional
Destilación 5% vol. ASTM D86 (T5%)	290		°F
Punto Final de ebullición ASTM D86 (PFE)		540	°F
Acidez ASTM D3242		0,4	mg KOH/g
H2S		3	ppm wt/wt
Azufre total		600	ppm wt/wt

Fuente: Manual de Proceso de la U-4600 Refinería Barrancabermeja

3.5. PROBLEMAS QUE SE PRESENTAN EL PROCESO DE DESTILACIÓN.

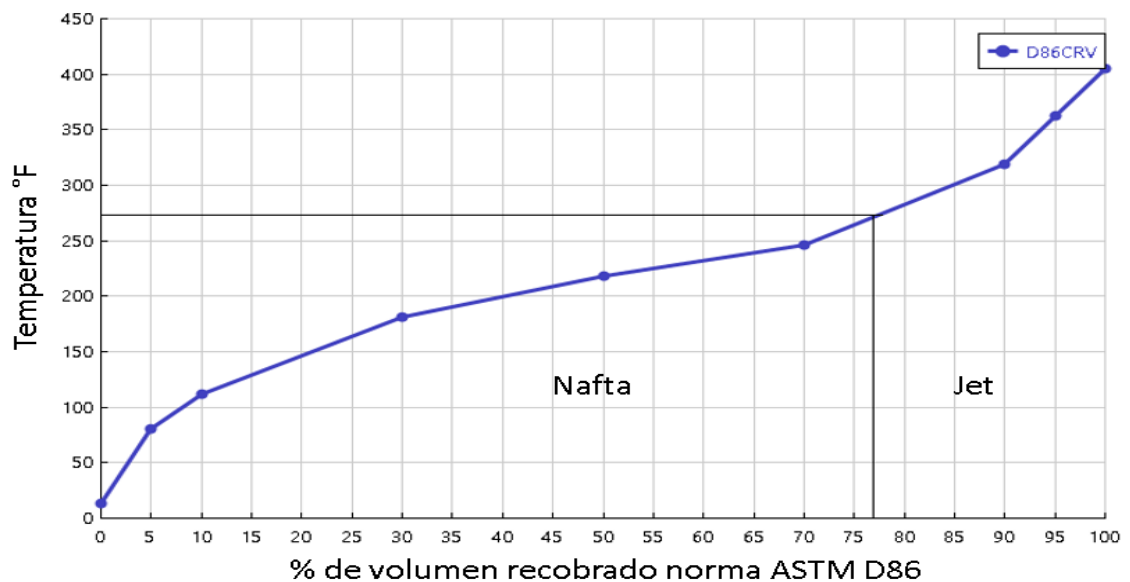
A pesar de que una unidad de destilación de crudo es relativamente simple, las oportunidades para mejorar las operaciones son comparables a los de los procesos de refinado más complejos. Algunos de los problemas típicos que se encuentran son: Elevado punto final de ebullición (PFE) de la Nafta, fracciones de Jet que quedan en el corte de la Nafta y el Diésel, presencia de livianos en las corrientes, deficiente operación de los circuitos de reflujo (LIBERMAN, 1991), lo que hace que fracciones de productos de mayor valor comercial se pierdan en corrientes de menor valor.

3.5.1. Identificación de la fracción de Jet dejado en las corrientes de Nafta en las unidades de crudo. Luego de efectuar la revisión de los datos de destilación, arrojados por las pruebas de laboratorio practicadas en la empresa, se identificaron

2 corrientes de Nafta candidatas para ser utilizadas para recuperar su fracción de Jet-A1 por su disponibilidad y logística para ser llevados a la T-252.

Para la identificación se revisaron las curvas de destilación reportadas a diario por un periodo de 6 meses durante el segundo periodo del 2015, clasificándolas por unidad. En la figura 8, se observa que aproximadamente un 23% del volumen (275 – 464 °F) de la fracción del Jet es dejado en la corriente de Nafta Liviana de la unidad de refinación U 2000, de la refinería de Barrancabermeja.

Figura 8. Gráfica de destilación de la Nafta Virgen y la relación de porcentaje de Jet-A1 presente.



Fuente. Autor

3.6. PRODUCCIÓN DEL COMBUSTIBLE JET A1

El turbo combustible Jet-A1 está compuesto por cadenas de hidrocarburos C10 a C14. Las especificaciones de este tipo de combustibles están dadas por la norma American Society for Testing and Materials (ASTM) D 1655 (Ver Tabla 4). Después

de salir de la torre atmosférica el combustible Jet pasa por un proceso de eliminación de azufre (H₂S) utilizando soda cáustica, sistemas de filtración y tamices moleculares, para poder darle uso como combustible en turbinas de avión.

Este combustible es producido en mayor proporción en la etapa inicial de destilación de crudo de las Refinerías de Barrancabermeja (producción de Jet-A1 entre el 10 al 12% del volumen) y Cartagena (producción de Jet-A1 entre 9 a 10,5% del volumen). También se recupera una fracción (entre el 12 al 15% del volumen) en la unidad de Hidrotratamiento de Diésel (HDT), donde se hace un tratamiento con catalizador para el rompimiento de las moléculas de compuestos orgánicos pesados azufrados y se adiciona Hidrógeno como elemento reemplazante en los carbo-cationes disponibles. Después de pasar por el proceso de reacción, el combustible Jet A1 pasa a una torre de destilación donde se fracciona la corriente en gases, nafta, Jet A1 de bajo azufre (5 ppm) y Diésel de bajo azufre (25 ppm) (Grupo de Excelencia Operacional ECOPETROL S.A, 2007).

3.7. ANTECEDENTES DE RECUPERACIÓN DE JET A1

Las especificaciones de calidad para la mayoría de los productos derivados del petróleo hacen que sea extremadamente difícil comercializarlo solamente con el material obtenido por destilación. De hecho, el propósito de la destilación atmosférica es la disposición de las fracciones que sirven como materias primas para las operaciones de refinación intermedias y para la mezcla en la preparación final de combustibles productos. (AITANI, 2004).

En junio de 2013 el Departamento de Inspección de la Calidad de la GRB realizó la evaluación de la corriente del Disolvente 4 producido en la planta de especialidades U-650, como posible componente de Jet -A1; dichos estudios concluyeron “que las mezclas de Disolvente 4 y Jet-A1 en relaciones 50/50, con respecto a los

parámetros de inicio antes de mezcla, permiten observar que este producto mejora algunos parámetros de calidad del Jet- A1 como lo son: Azufre, Viscosidad a -20°C(-4°F), Naftalenos, Punto de congelación, Acidez y Color Saybolt, pero desfavorece la propiedad de índice de separación de agua MSEP, la cual luego de tratamiento con soda, esta propiedad inicialmente afectada sufre mejoras importantes en el producto final". El Disolvente 4 o Varsol, es un Disolvente que se obtiene a partir de las corrientes de Nafta virgen obtenidas en las unidades de Refinación de la GRB (ESCALANTE, Domingo A, 2004).

En los meses de octubre a diciembre del año 2013 se logró incorporar las corrientes de Disolvente 4, Jet-A1 Nafténico, y Diésel liviano provenientes de las unidades de Hidrotratamiento a las corrientes de Jet- A1 que se dirigen al tratamiento con soda. Esto representó un incremento en la producción de Jet-A1 o combustible para aviones de un 25% del volumen aproximadamente. Con este logro la GRB pasó de producir 18 mil barriles por día a 25 mil barriles, diariamente. Estas acciones redujeron las importaciones en 4,7 KBD y representaron un ahorro anual para Ecopetrol cercano a los 52 mil millones de pesos en transporte terrestre de combustible. Por esta iniciativa la refinería aumentó su margen en 0,45 US\$/BL (Departamento de comunicaciones internas ECOPETROL S.A, 19 de Junio de 2014)

Tabla 4. Composición de la corriente de Jet A1 producto.

PLAN DE CALIDAD PARA PRODUCCIÓN DE JET-A1. DEPARTAMENTO DE REFINACIÓN DE CRUDOS-BARRANCABERMEJA			
Concepto	ESPECIFICACION		Unidad
	Mínimo	Máximo	
Gravedad Específica	0,775	0,825	Adimensional
Destilación 5% vol ASTM D86 (T5%)	290		°F
Punto Final de ebullición ASTM D86 (PFE)		540	°F
Punto de Congelación ASTM D2386		-61,6	°F
Naftalenos ASTM D1840		3	mL/100 mL
Punto de inflamación ASTM D56	100,4		°F
Acidez ASTM D3242		0,1	mg KOH/g
Azufre mercaptano ASTM D3227		0,003	g/100 g
Densidad a 60°F ASTM D4052	48,38	52,43	Lb/ft ³
Viscosidad cinemática -4°F ASTM D445		8	cs
GRAVEDAD API	39		GRADOS API

Fuente: Manual de calidad para la producción del turbo combustible de aviación (Jet-A1), Departamento de Refinación de Crudos.

3.8. SIMULACIÓN PARA LA ESTIMACIÓN DE LA RECUPERACIÓN DE JET A1

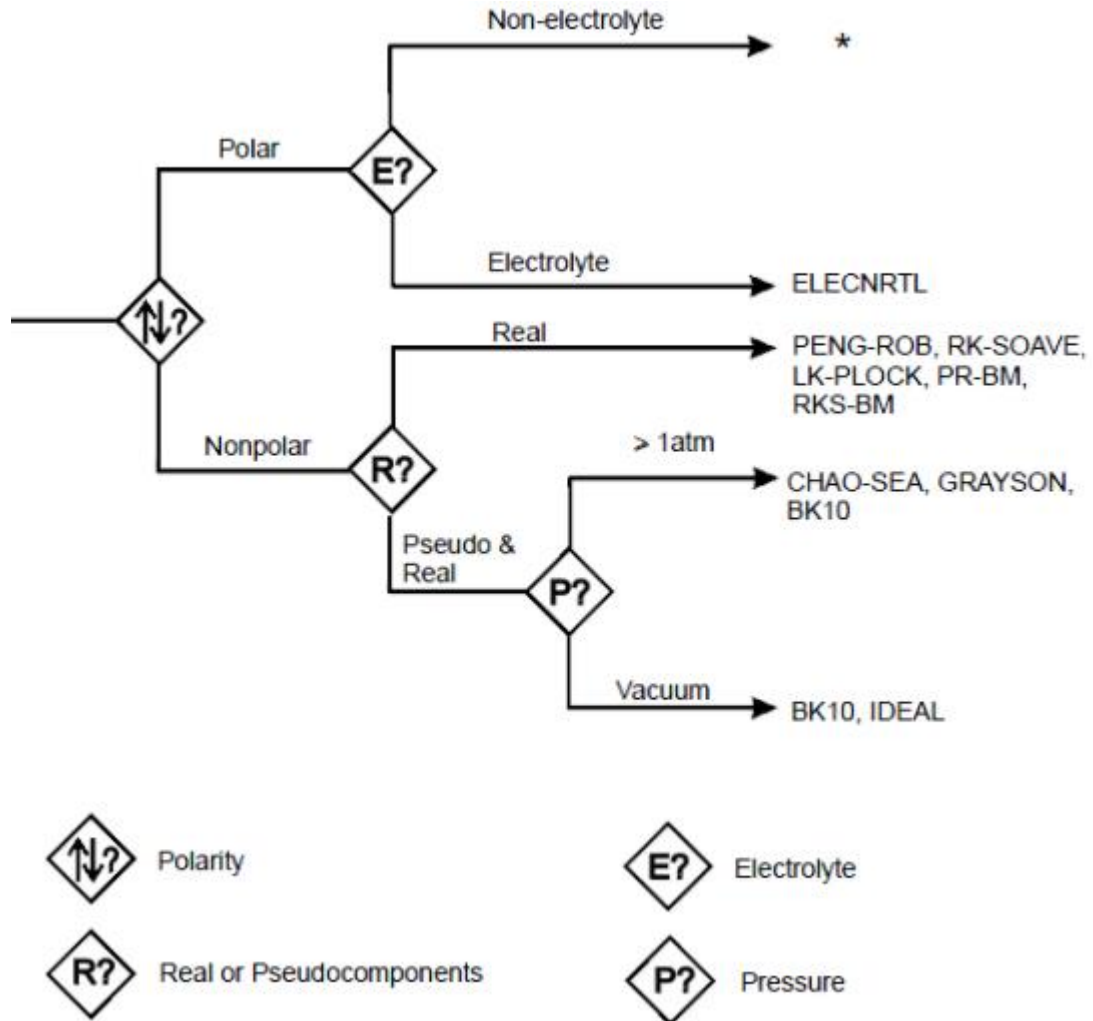
La torre debutanizadora se propone como alternativa principal para recuperar Jet-A1 a partir de las corrientes de Nafta Virgen, debido a que está diseñada para tratamiento de Nafta y cuenta con tuberías y conexiones para recibir todas las naftas de refinación de crudos. Para determinar la factibilidad de producir Jet-A1 en la antigua torre debutanizadora, se modelará el sistema con ASPEN PLUS de *AspenTech®*, seleccionando el paquete termodinámico apropiado (Ver figura 9) que defina el comportamiento de las sustancias y a su vez el proceso a representar, para asegurar resultados con un intervalo de confianza dentro del 95%. Esto se definirá por análisis de sensibilidad y variabilidad para sostener la rigurosidad del modelamiento. Adicionalmente, se realizará una construcción integrada incluyendo los módulos de bombas, válvulas, además de emplear la integración modulo ASPEN

EDR, especializado para el diseño y construcción de intercambiadores de calor. De esta manera se construirá el modelo computacional que cumpla con la filosofía de las operaciones unitarias, de tal forma que se aseguren los balances de masa, energía, fracciones de destilación, condiciones de equilibrio, volatilidad, gravedad API, relaciones hidráulicas y demás fenómenos de transporte a determinar en el sistema que se desea desarrollar. Esta estructura de modelamiento tiene como ventaja el hecho de que cada sistema de ecuaciones se resuelve consecutivamente, con lo cual es posible el análisis del comportamiento del proceso ante perturbaciones de las distintas variables de entrada. Además, permite analizar específicamente el rendimiento de los distintos métodos de resolución, y representar el comportamiento del proceso. («Aspen Physical Property System. “Physical Property Methods, 2011.)

A diferencia de otros simuladores, ASPEN PLUS, cuenta con más de 50 operaciones, es un simulador modular capaz de construir un proceso con más de 30 recirculaciones, lo cual es limitante para otros cuyo máximo es 20 reciclos, su forma modular y secuencial permite desarrollar modelos estables y con estimaciones con respecto a un proceso real con el 95% de intervalo de confianza.

Dentro de los simuladores de procesos comerciales más utilizados en la actualidad, se encuentran Chemcad, Aspen Plus, Aspen Hysys y Pro II. En particular, Aspen Plus permite el diseño y optimización de procesos petroquímicos y permite modelar más de 50 operaciones unitarias, usando una base de datos de más de 2000 compuestos, además de incluir correlaciones específicas para fracciones de petróleo. Por otra parte, para efectuar la simulación es necesario la elección de paquetes termodinámicos, que permiten el cálculo de las propiedades físicas de las sustancias involucradas en el proceso a modelar.

Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.



Fuente: RING Terry A. Design & Analysis II[en línea] [citado 18 de septiembre de 2016] disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

ASPEN PLUS ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas, a continuación, describiremos los paquetes considerados para la realización de este trabajo.

Braun K10: Este modelo es estrictamente aplicado en sistemas de hidrocarburos pesados a bajas presiones. El modelo emplea el método de convergencia de

presión de Braun, dado el punto de ebullición normal de un componente, el valor de K se determina a la temperatura del sistema y a 10 psi.

Chao Seader: Aplicable a los sistemas de hidrocarburos en el intervalo de Temperatura entre 32-932°F y Presiones menores a 1,45 psi.

Esso Tabular: El modelo de Esso tabular es estrictamente aplicable a los sistemas de hidrocarburos a baja presión. El modelo emplea una modificación del modelo de presión de vapor de Maxwell-Bonnel.

Grayson Streed: Recomendado para la simulacion de sistemas de hidrocarburos pesados.

Peng-Robinson: Este modelo es ideal para el cálculo de la densidad del líquido para los sistemas de hidrocarburos livianos. El modelo debe proporcionar una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos del factor de compresibilidad y la densidad del líquido, cumple con extender su rango de aplicabilidad en P y T y también en tratamientos especiales para algunos de los componentes clave y para tener una mayor base de datos del parámetro de interacción binaria.

3.9. ANÁLISIS DE VARIANZA

El análisis de varianza es una técnica que se puede utilizar para decidir si las medias de dos o más poblaciones son iguales. La prueba se basa en una muestra única, obtenida a partir de cada población. El análisis de varianza puede servir para determinar si las diferencias entre las medias muestrales revelan las verdaderas diferencias entre los valores medios de cada una de las poblaciones, o si las

diferencias entre los valores medios de la muestra son más indicativas de una variabilidad de muestreo.

Si el valor estadístico de prueba (análisis de varianza) nos impulsa a aceptar la hipótesis nula, se concluiría que las diferencias observadas entre las medias de las muestras se deben a la variación casual en el muestreo (y por tanto, que los valores medios de población son iguales). Si se rechaza la hipótesis nula, se concluiría que las diferencias entre los valores medios de la muestra son demasiado grandes como para deberse únicamente a la casualidad (y por ello, no todas las medias de población son iguales).

Los datos para el análisis de varianza se obtienen tomando una muestra de cada población y calculando la media muestral y la varianza en el caso de cada muestra. Para entender en detalle los cálculos del análisis de varianza ver tabla 5 (Douglass, 2013).

3.9.1. Análisis de la varianza con dos factores e interacción.

Es un diseño de ANOVA que permite estudiar simultáneamente los efectos de dos fuentes de variación. El modelo matemático de este análisis es:

$$Y_{ij} = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij} + U \quad i = 1, 2, \dots, I \quad j = 1, 2, \dots, J$$

Donde:

Y_{ij} representa la respuesta de la variable en el i -ésimo nivel del factor 1 (α) y en el j -ésimo nivel del factor 2 (β).

$\mu_{ij} = E(Y_{ij}) = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij}$ es el valor medio de Y_{ij} .

α_i representa el efecto que sobre la media global μ tiene del nivel i del factor 1

β_j representa el efecto que sobre la media global μ tiene del nivel j del factor 2

$(\alpha\beta)_{ij}$ representa el efecto de interacción entre el nivel i del factor 1 y el nivel j del factor 2.

U es la variación aleatoria de la Y_{ij} (igual para todas ellas)

Suponiendo que U sigue la distribución $N(0,\delta)$ lo que implica que Y_{ij} sigue la distribución $N(\mu_{ij},\delta)$

$$\sum_{i=1}^I \alpha_i = \sum_{j=1}^J \beta_j = \sum_{i=1}^I (\alpha\beta)_{ij} = \sum_{i=1}^I (\alpha\beta)_{ij} = 0 \quad EC.(1)$$

SCE(α): Suma de cuadrados explicada (variabilidad debida a que hay distintos niveles de factor 1).

SCE(β): Suma de cuadrados explicada (variabilidad debida a que hay distintos niveles de factor 2).

SCR Suma de cuadrados residual (variabilidad no debida a los factores).

SCT Suma de cuadrados total (variabilidad total en todos los datos).

Tabla 5. Análisis estadístico con tabla ANOVA

Fuente de Variación	Suma de cuadrados	GL	Varianza	Test F	P - V
Factor(α)	$JK \sum_{i=1}^I \hat{\alpha}_i^2 = SCE(\alpha)$	I-1	$\hat{S}_\alpha^2 = \frac{SCE(\alpha)}{I-1}$	$F_\alpha = \frac{\hat{S}_\alpha^2}{\hat{S}_R^2}$	¿ ?
Factor(β)	$IK \sum_{j=1}^J \hat{\beta}_j^2 = SCE(\beta)$	J-1	$\hat{S}_\beta^2 = \frac{SCE(\beta)}{j-1}$	$F_\beta = \frac{\hat{S}_\beta^2}{\hat{S}_R^2}$	¿ ?
Interacción	$K \sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J (\overline{\alpha\beta})_{ij}^2 = SCE(\alpha\beta)$	(I-1)(J-1)	$\hat{S}_{\alpha\beta}^2 = \frac{SCE(\alpha\beta)}{(I-1)(J-1)}$	$F_{\alpha\beta} = \frac{\hat{S}_{\alpha\beta}^2}{\hat{S}_R^2}$	¿ ?
Residual	$\sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \sum_{k=1}^K e_{ijk}^2 = SCR(e)$	IJ(K-1)	$\hat{S}_R^2 = \frac{SCR}{IJ(K-1)}$		
Total	$\sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J \sum_{k=1}^K (Y_{ijk} - \hat{Y})^2 = SCT$	IJK-1			

Fuente: Douglas C. Montgomery "Diseño y Análisis de Experimentos"

$$SCE(\alpha) = J \sum_i (\hat{y}_i - \hat{y}_{..})^2$$

$$SCE(\beta) = J \sum_j (\hat{y}_j - \hat{y}_{..})^2$$

$$SCR = \sum_i \sum_j (y_{ij} - \hat{y}_i - \hat{y}_j + \hat{y}_{..})^2$$

$$SCT = \sum_i \sum_j (y_{ij} - \hat{y}_{..})^2$$

Se cumple: $SEC(\alpha) + SCE(\beta) + SCR = SCT$ EC. (2)

Normalidad. los datos obtenidos en cada nivel de los factores se ajustan razonablemente a una distribución Normal (gráficos y contrastes) Y_{ij} sigue una distribución $N(\mu_{ij}, \sigma)$ para cada i, j .

Homocedasticidad. la variabilidad de los datos en cada nivel de los factores es similar (contraste de igualdad de varianzas) $\sigma^2 = \text{Var}(Y_{ij})$ igual para todo i, j .

Linealidad. los residuos (diferencia de los datos a su media, en cada nivel de los factores) se distribuyen alrededor del cero $E(U) = 0$.

Independencia. las observaciones se realizan de forma independiente unas de otras (diseño de la obtención de datos).

3.9.2. Modelo de regresión lineal. Es usado para determinar una ecuación que defina el comportamiento de una variable resultante frente a uno o más factores. Cuando se aplica un análisis ANOVA sobre la regresión lineal, se utiliza en gran parte para estimación de parámetros o coeficientes, significancia estadística de los mismos y validez de modelo completo después de evaluar el coeficiente de correlación del modelo. Para la obtención del modelo se utiliza el método de los mínimos cuadrados. Para mayor detalle diríjase a la tabla 6.

Modelo de primer orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \dots + \beta_k X_k + \varepsilon \quad \text{EC. (3)}$$

Modelo de segundo orden

$$y = \beta_0 + \beta_1 X_1 + \beta_2 X_2 + \beta_3 X_1 X_2 + \beta_4 X_1^2 + \beta_5 X_2^2 + \varepsilon \quad \text{EC. (4)}$$

$$S^2 = \frac{SSE}{n - (k + 1)} \quad \text{EC. (5)}$$

Tabla 6. Análisis ANOVA para validez de la regresión

Concepto	DF	SS	MS
Regresión	k	SSR	MSR=SSR/k
Error	n-(k+1)	SSE	MSE=SSE/[n-(k+1)]
Total	n-1	Total, SS	

Fuente: Douglas C. Montgomery "Diseño y Análisis de Experimentos"

Donde

SS = Suma de cuadrados total

SST = Suma de cuadrados tratamiento

SSE = Suma de cuadrados error

K = Tratamientos

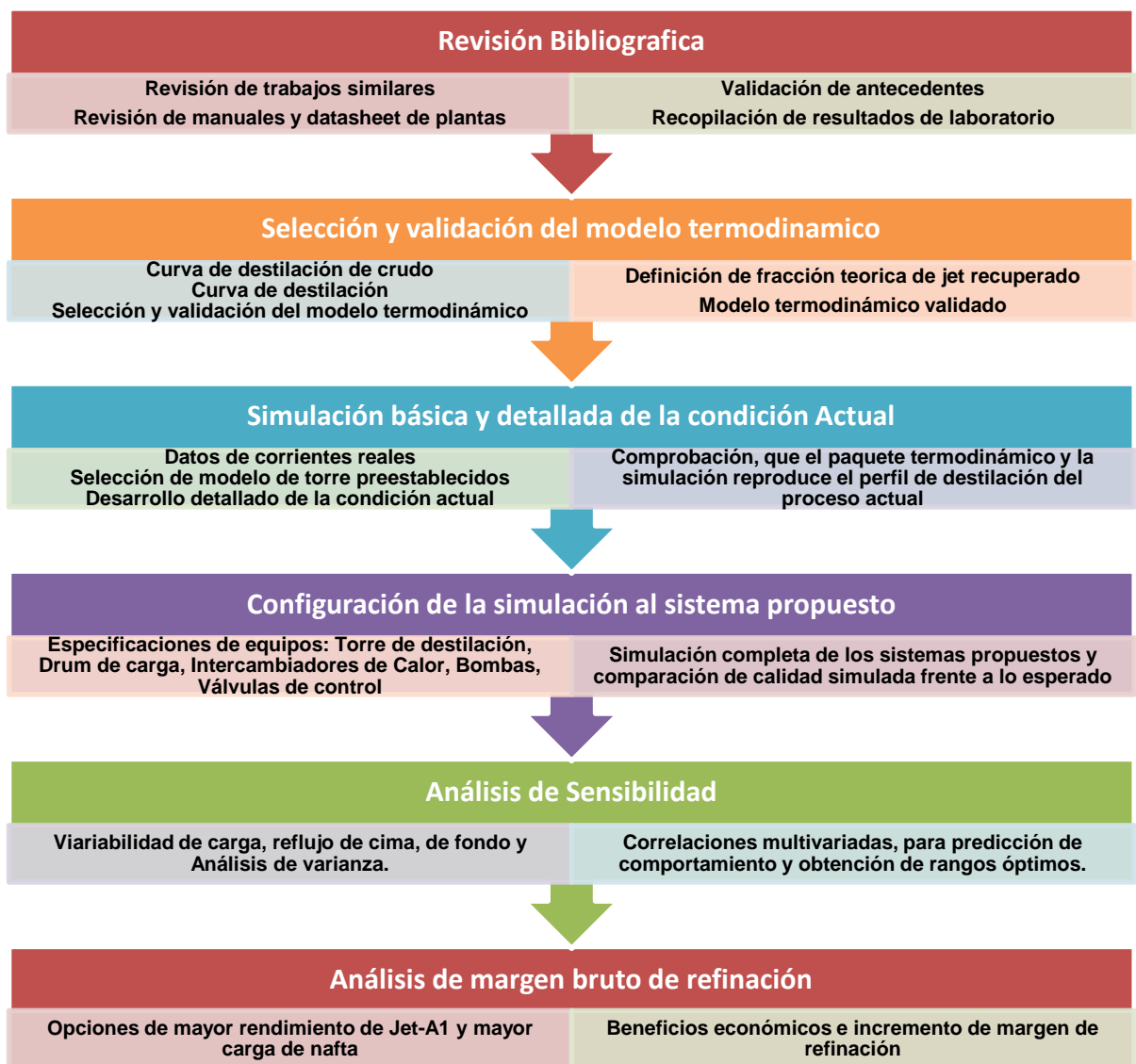
MST = Cuadrado medio de los tratamientos N = Observaciones

MSE = Error Cuadrado medio

4. METODOLOGÍA

La Figura 10 muestra la secuencia metodológica que se utilizó para lograr los objetivos propuestos.

Figura 10. Diagrama metodológico empleado.



Fuente: el autor.

4.1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Inicialmente, se realizó la toma de datos de los últimos seis meses del año 2016 de la caracterización de los crudos Vasconia y Caño-Limón. Los datos de cada crudo fueron utilizados para crear el perfil de los mismos en el simulador. Así mismo, se recolectaron las hojas de especificaciones de equipos y diagramas de bandera para diferentes situaciones del proceso, con el fin de tener referencias disponibles y poder asegurar escenarios comparativos entre la situación real y la simulación.

4.2. VERIFICACIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO

Se cargaron en el software las propiedades y los perfiles de destilación del crudo, con el fin de corroborar similitud entre los análisis de laboratorio y la simulación, empleando el modelo termodinámico anteriormente definido para la T 252 (Peng Robinson). Para la selección del modelo termodinámico se escogió aquel que cumplía con las características de simular propiedades con condiciones de destilación y presión por encima de la atmosférica, además de tener equilibrio líquido-vapor con una tercera fase como agua libre. Esto se debe a que otros modelos (Grayson Streed, SRK, Braun K10, Lee-Kesler-Plocker) resultan poco efectivos frente a este fenómeno dando resultados de convergencia con tres fases en toda la torre, lo cual representa desviaciones en las destilaciones de los productos y al final lleva a requerimientos de energía exagerados para llevar la tendencia a desaparecer el agua del fondo de la torre.

4.3. SIMULACIÓN BÁSICA Y DETALLADA DE LA CONDICIÓN ACTUAL

4.3.1 Simulación Básica. La simulación básica consistió en simular de forma sencilla la obtención de Nafta debutanizada, y el Jet-A1 y utilizando los métodos

preestablecidos por Aspen plus como el RADFRAC los cuales presentan torres de fraccionamiento que están definidas con pumparound, reflujo, rehervidores, bombas y corrientes laterales. Solo es definirle flujos de cima, reflujo, carga, destilados, flujo de pumparound, condiciones de cima, condiciones de fondo, condiciones de pumparound, suministro de energía entre otras variables para la obtención de la Nafta liviana de carga a la torre debutanizadora, y un modelo de torre sencilla para la T 252 como torre recuperadora de Jet-A1 y Nafta debutanizada. Al desarrollar la simulación resumida, se utiliza una mezcla de crudo Vasconia/Caño Limón (80/20) el cual es cargado en la torre atmosférica para obtener la Nafta que se introduce a la torre T 252. La mezcla del crudo se obtiene a partir de la mezcla en el simulador de los crudos reales, las figuras 11 y 12 muestran las curvas tanto para el crudo real y el crudo simulado.

Como variables de salida se plantearon la temperatura de destilación D86 T5% para el Jet-A1 y la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta para el caso de la T 252 como recuperadora de Jet-A1 y la temperatura de destilación D86 T5% de la Nafta debutanizada en su operación normal como torre debutanizadora, fijando como variables manipuladas el reflujo de cima y la Nafta de alimentación . Así mismo, gracias a esta simulación preliminar se realizó la primera comparación entre la operación real de la unidad y los resultados obtenidos computacionalmente, donde los resultados preliminares se muestran en la tabla 7. De acuerdo a esto, se realizaron ajustes de reflujo de cima y reflujo de fondo, hasta conseguir condiciones de destilación similar a las que se obtienen en planta. La figura 13 presenta el ambiente de la simulación básica.

Con esta simulación se evaluaron los resultados de calidad de productos de acuerdo a las condiciones de presión y temperatura de la torre bajo el esquema de torre debutanizadora en condiciones reales.

Además, la simulación básica permitió la validación de los modelos termodinámicos, al comparar resultados frente al cambio de cada modelo (Peng Robinson y Grayson

Streed) y manteniendo las mismas condiciones de presión, temperatura cima, reflujo de cima y temperatura de fondo, se observó que el modelo Peng Robinson tiende a presentarse desviaciones en la separación de los componentes y excesivos consumos de energía, mientras que el modelo Grayson Streed se consiguen condiciones operacionales similares a las reales para la torre atmosférica, mientras que en la T 252 se observó que el modelo Peng Robinson presentó similitud en las condiciones operaciones pues presenta mayor precisión a medida que se reduce el diferencial de temperatura de la fracción de destilado, es decir presenta mejor comportamiento para productos definidos como es el caso de la Nafta debutanizada y Jet-A1.

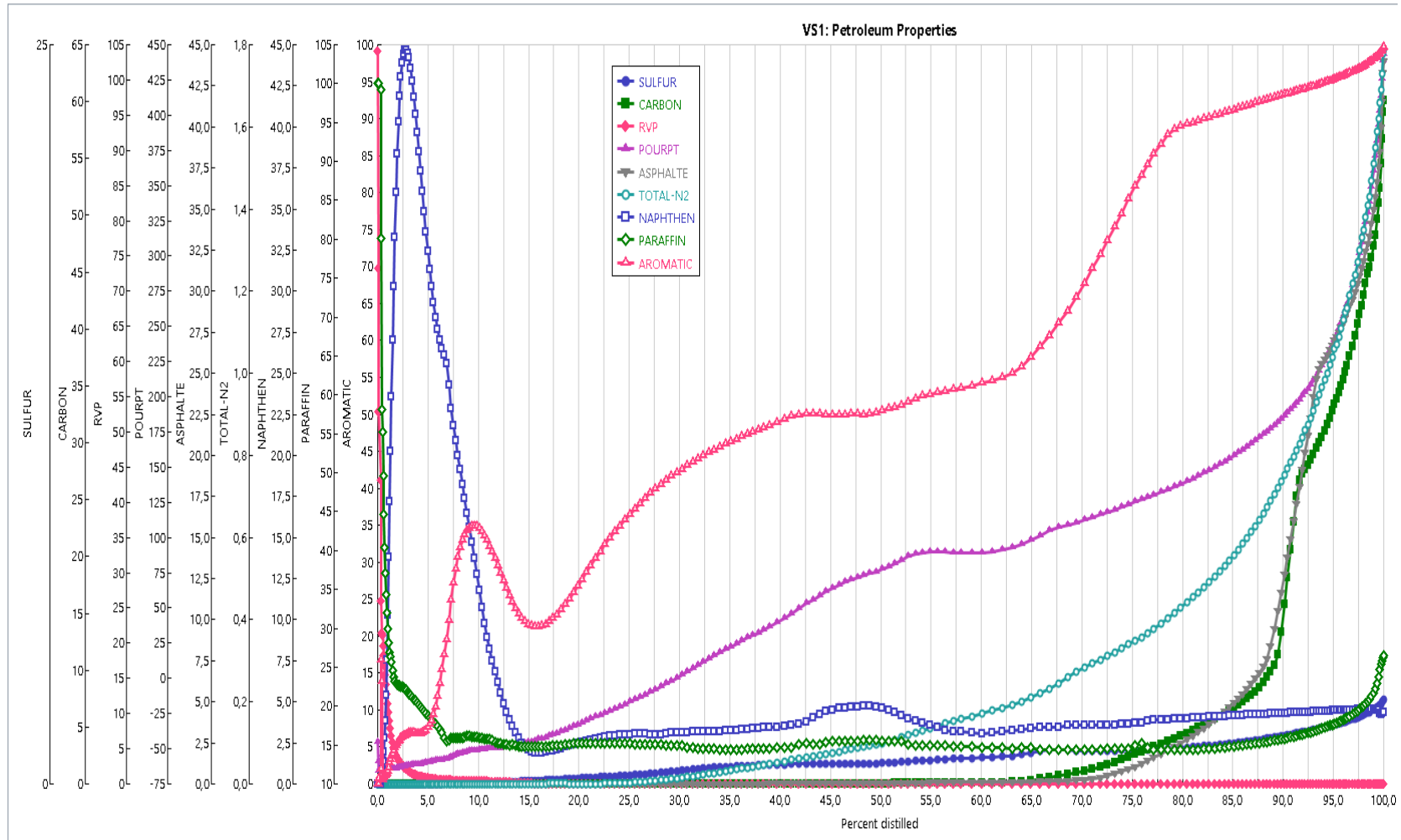
Tabla 7. Datos obtenidos de la simulación básica

Datos obtenidos de la simulación básica como torre debutanizadora				
		Limites observados reales		
Variable	Dato obtenido simulación	Mínimo	Máximo	Unidad
Nafta alimentada	6280	5885,2	6286,8	BPD
Reflujo de cima	1025	1025,2	1041,4	BPD
Producción fondo, Nafta debutanizada	5200	5000	5500	BPD
Presión sistema	87,4	84,8	88,6	PSIG
Temperatura fondo	340	339,5	347,8	°F
Temperatura cima	209	204,5	211,1	°F
Temperatura D86 T5% Nafta debutanizada	137	142,2	144,5	°F
Datos obtenidos de la simulación básica como recuperadora de Jet-A1				
		Limites		

Variable	Dato obtenido simulación	Mínimo	Máximo	Unidad
Nafta alimentada	4300		6286,78	BPD
Reflujo de cima	1100			BPD
Producción de fondo, Jet A1	1200		5500	BPD
Presión sistema	70		110	PSIG
Temperatura de fondo	450		480	°F
Temperatura cima	272		285	°F
Temperatura D86 T95% Nafta	265	249,3	265,8	°F
Temperatura D86 T5% Jet-A1	305	290		°F

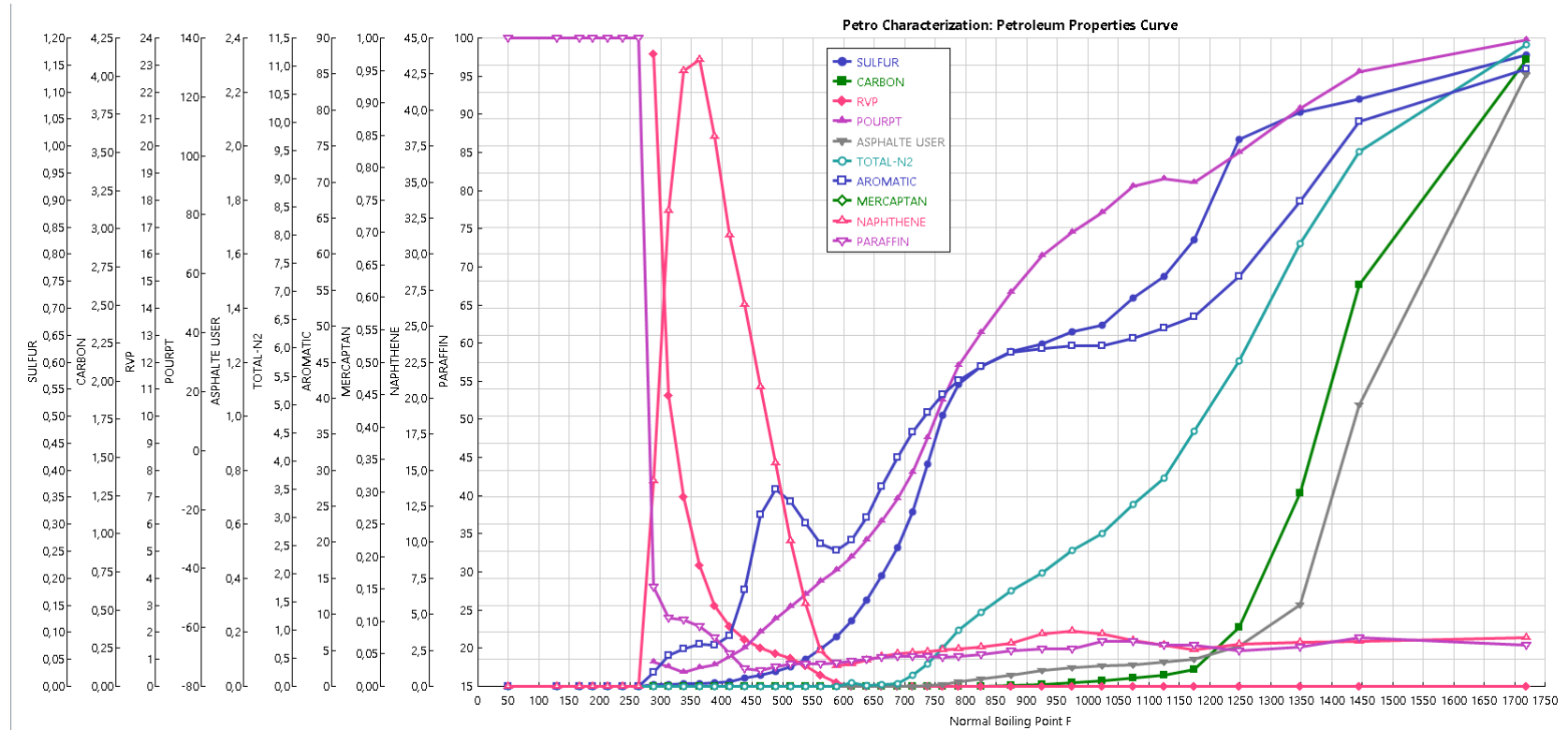
Fuente: Autor

Figura 11. Curva de caracterización (Análisis de laboratorio) del Crudo Vasconia cargado a la unidad de destilación atmosférica.



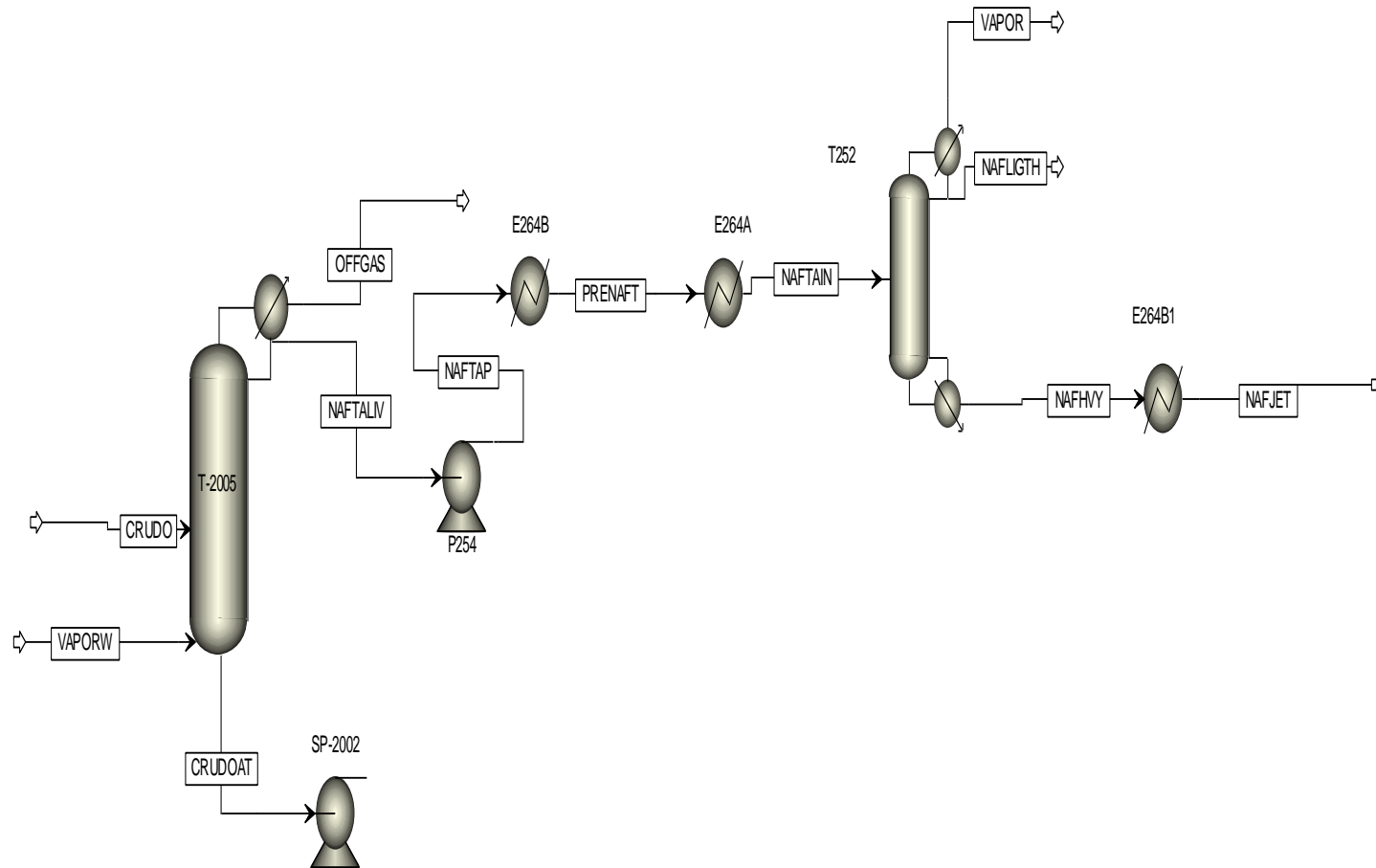
Fuente: Autor

Figura 12. Gráfica de perfiles de crudo mezcla Vasconia/Caño limón (80/20) simulado.



Fuente: Autor

Figura 13. Diagrama de simulación básica de la unidad destiladora de Nafta y la torre recuperadora de Jet-A1.

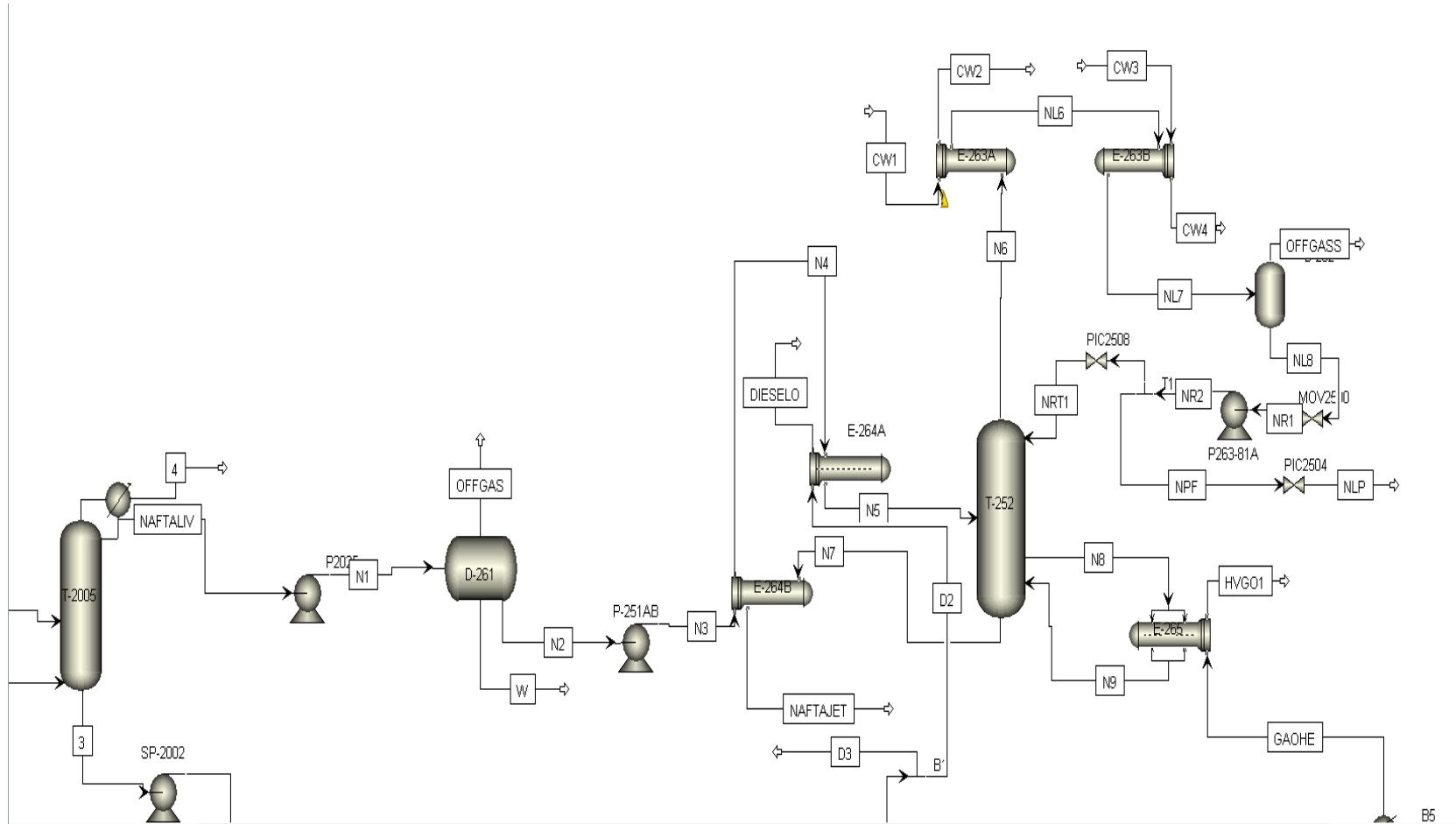


Fuente: Autor

4.3.2. Simulación detallada de la torre T-252 como torre debutanizadora de Nafta. Para contar con un escenario base de comparación de simulación, inicialmente se desarrolló la simulación detallada sobre el caso actual, utilizando la torre T-252 como torre debutanizadora de Nafta. Se emularon las condiciones de torre debutanizadora, utilizando una presión mayor a 90 psig para asegurar el estado líquido de los butanos, además de evitar el estado de cavitación de la bomba de reflujo de cima. Se tuvieron en cuenta las condiciones de alta relación de reflujo de cima para alcanzar la máxima pureza de butanos, 99%. También se tomaron todas las especificaciones de los equipos de transferencia de calor y de la torre de destilación para el caso de operación normal, de pruebas hidrostáticas y pruebas de dilatación térmica. Además, se tuvieron en cuenta las especificaciones de válvulas de control, bombas de carga, cima y fondo (Ver figura 14).

Después de realizar la simulación, se procedió a validarla con respecto a los datos históricos del proceso real actual, para ello fue necesario realizar la comparación de muestras en cuanto a calidad y producción. Para este caso en particular la calidad de la Nafta está definida por la destilación, ya que ésta determina la remoción realizada de los componentes más livianos.

Figura 14. Diagrama esquemático de la simulación de la operación de la torre como debutanizadora.



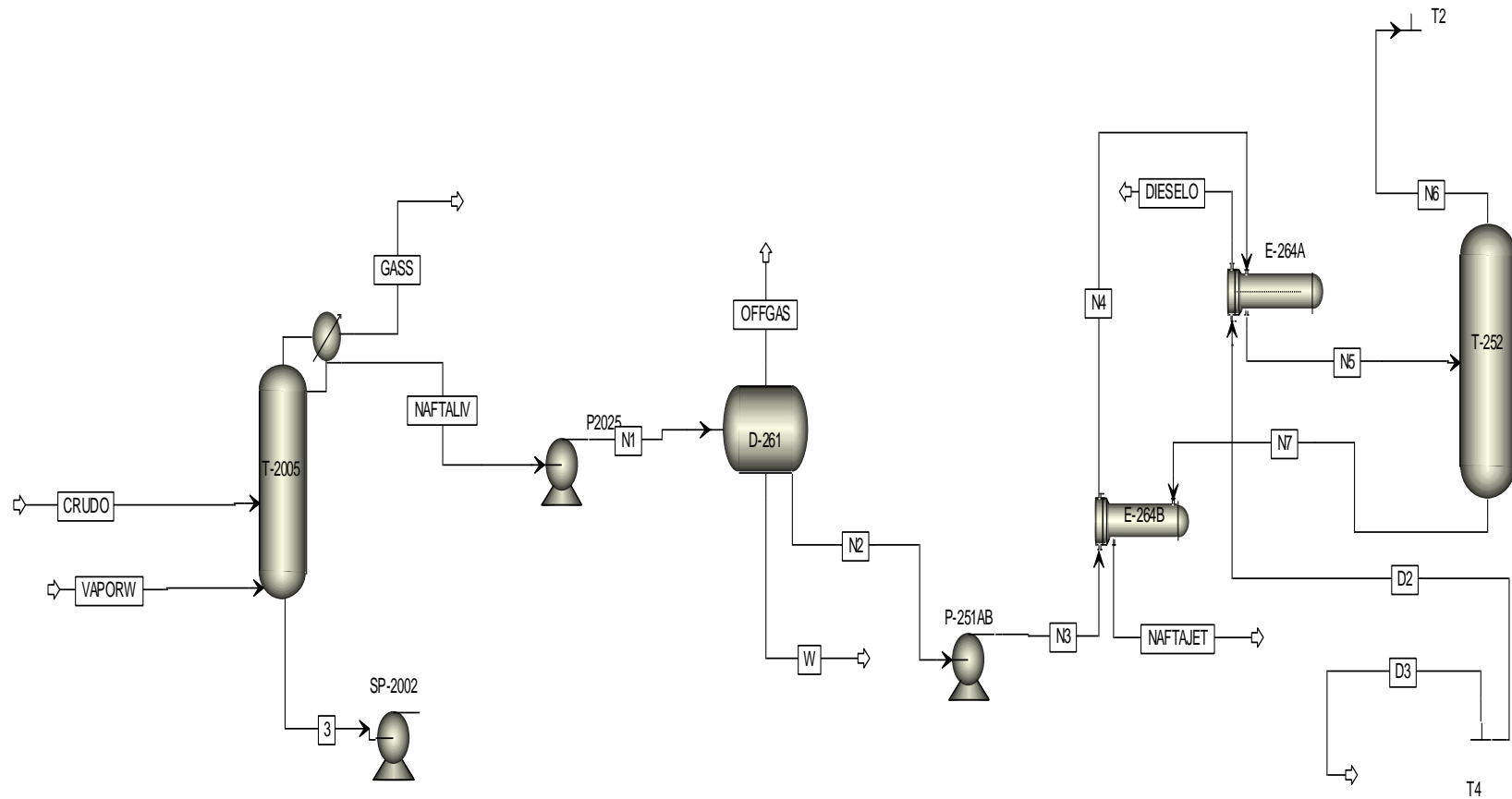
Fuente: Autor

4.4. SIMULACIÓN DETALLADA DE LA TORRE T-252 CONVERTIDA A RECUPERADORA DE JET-A1

Se procedió a realizar el modelamiento (simulación detalla) de la torre como torre recuperadora de Jet-A1, en cuanto a especificaciones de equipos por diseño y construcción, tomando como guía la simulación básica. Las hojas de especificaciones de los equipos, tales como torres de destilación, intercambiadores de calor, tambores de reflujo, bombas y válvulas de control, fueron incluidas en el ambiente computacional. Se construyó inicialmente, la torre de destilación teniendo en cuenta el precalentamiento inicial de la carga; además, se simularon las relaciones de reflujo cima y de fondo. También fue necesario tener en cuenta el ajuste de la simulación del efecto sifón en el fondo de la torre, lo cual resultó ser una ruta crítica para definir volumen de carga a la torre y carga térmica al sistema, los balances de masa y los resultados finales de calidad. Las Figuras 15 y 16 muestran el ambiente de simulación.

Figura 15. Ambiente de simulación para la sección de carga, bombas y precalentamiento.

Esta fue la fase inicial para el desarrollo del modelamiento de equipos de integración energética del sistema. (Ver Anexo 7)



Fuente: Autor

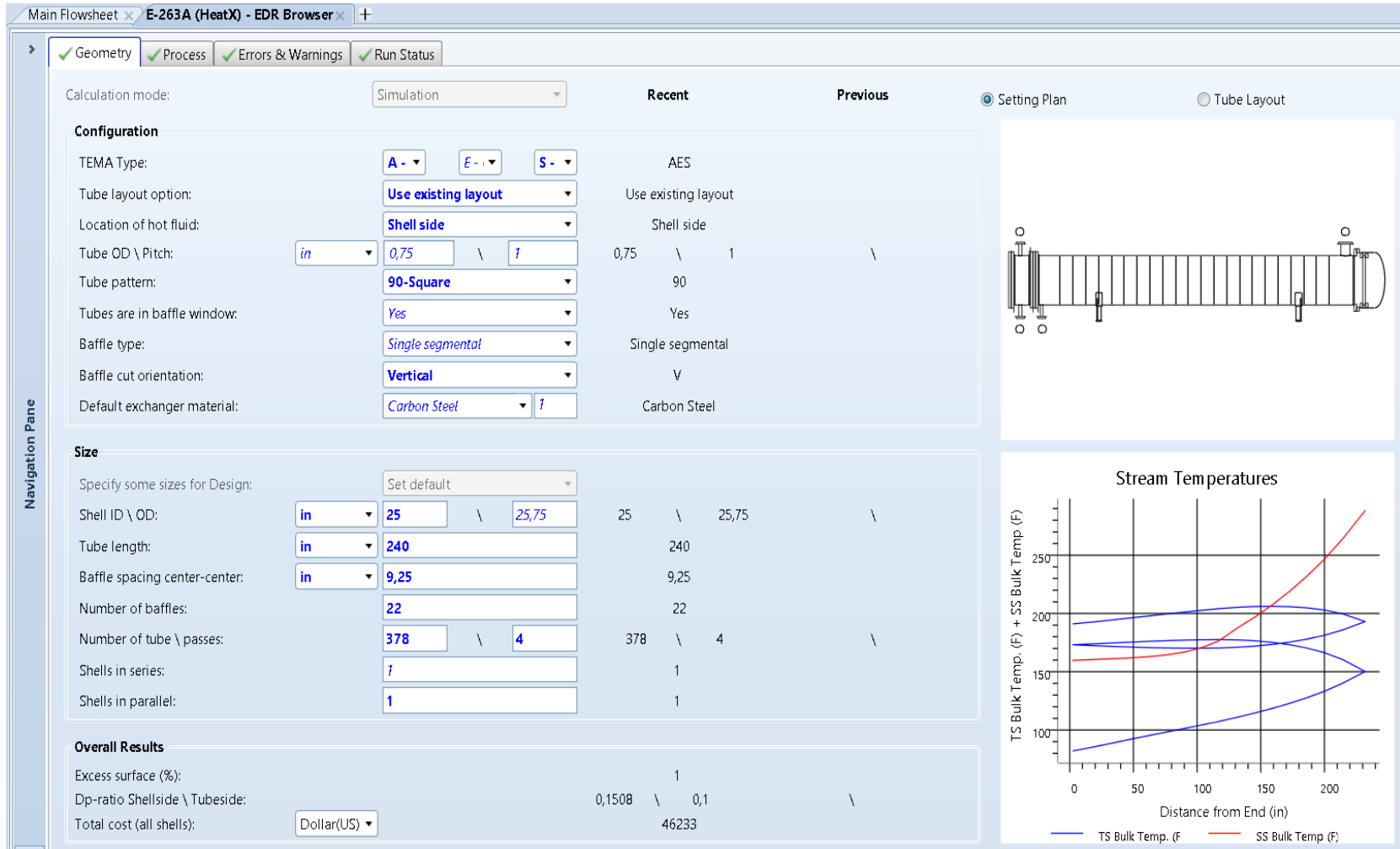
La simulación de los intercambiadores de calor se fundamentó en los planos de los equipos, además de considerar todas las advertencias sobre velocidad, vibración y limitaciones por condiciones de diseño, tales como temperatura, presión y transferencia de calor. Las Figuras 17 y 18 muestran los ambientes de simulación para tales equipos.

En el arreglo de la unidad debutanizadora actual, los condensadores de cima son dos y están en arreglo en serie. Pero teniendo en cuenta la nueva funcionalidad también se evaluó la simulación con los condensadores en paralelo para minimizar la restricción de flujo y el efecto de vibración que presentaban en serie (Ver anexo H).

La simulación fue regida por variables manipuladas como flujo de crudo, carga de Nafta, fracción de reflujo de cima, fracción de reflujo fondo, suministro de agua de enfriamiento y suministro de calor en el fondo. Posteriormente, se fueron ajustando las variables hasta conseguir en la corrida computacional, la calidad de productos finales similares a las del proceso real. Para la segunda torre, se planteó el esquema de simulación integrando también *Aspen EDR* y *Aspen plus*, evaluando para este caso la producción de Jet-A1

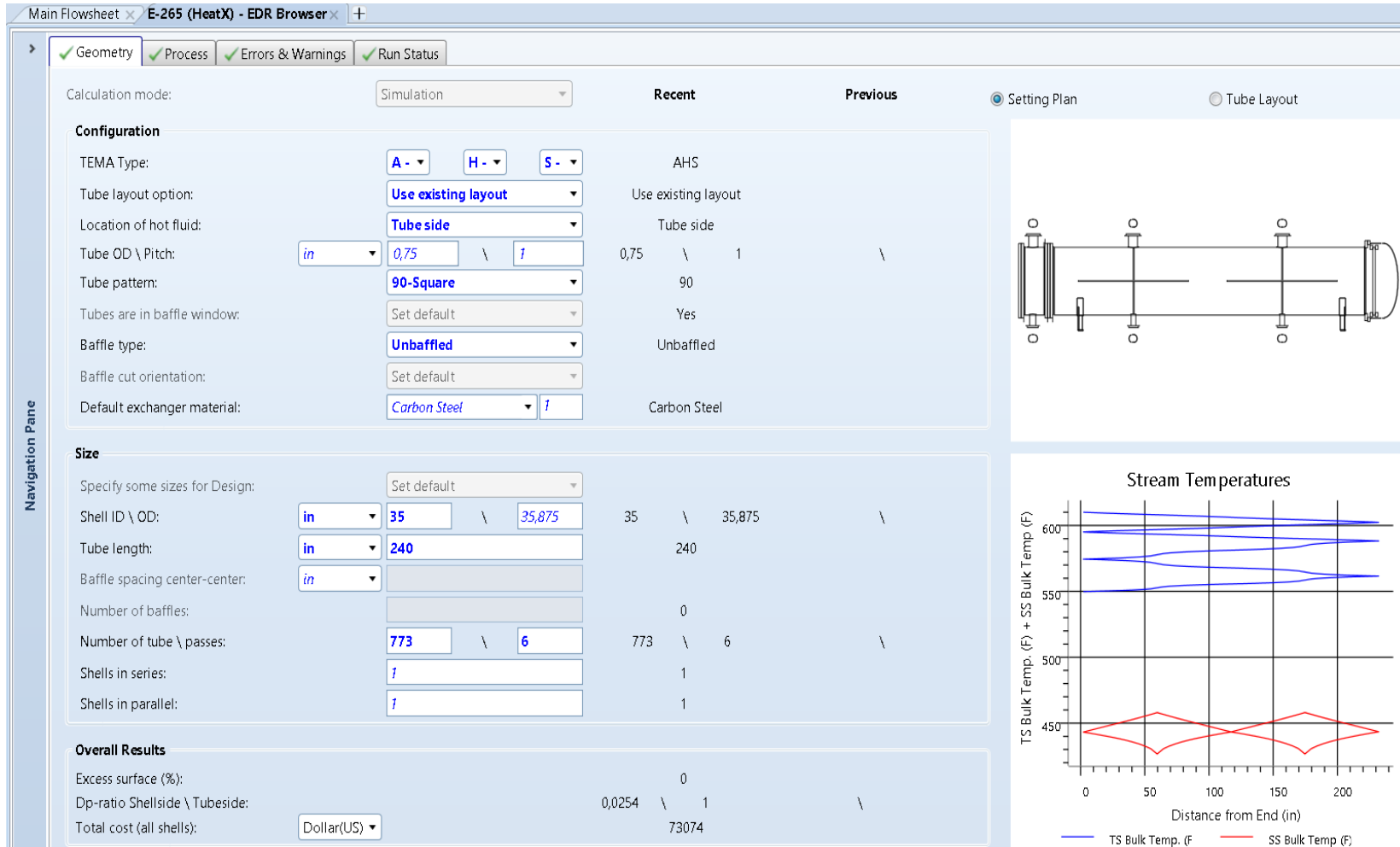
Finalmente, se obtuvo la simulación completa del proceso, evaluada para diferentes cambios de flujo de carga y relaciones de reflujo tanto para cima como para el fondo de la torre, la calidad de las corrientes de Jet-A1 y Nafta. Los datos resultantes de la simulación fueron validados con respecto a las calidades requeridas por el plan de calidad de la refinería de Barrancabermeja para los productos Jet-A1 referidos en la Tabla 5 y para el caso de la Nafta con los valores típicos de salida de la planta mostrados en la Tabla 1.

Figura 17. Ambiente de simulación de los intercambiadores E-263 A/B de condensación de cima para el condensador de cima.



Fuente: Autor.

Figura 18. Ambiente de simulación para el intercambiador rehevador del fondo de la torre. Fue desarrollado de acuerdo al plano de construcción.



Fuente: Autor

Para resumir las especificaciones de cada intercambiador requerido para el proceso y las condiciones de operación en la simulación rigurosa, en la tabla 8 se muestran las características de diseño de acuerdo con el estándar ASME para equipos de intercambio de calor en refinerías. Para mayor detalle de la simulación rigurosa, consultar del Anexo I hasta el O.

Tabla 8. Especificaciones de diseño de cada intercambiador de calor que fueron cargadas al EDR

Condiciones	E-263A	E-263B	E-264A	E-264B	E-265
<i>TEMA</i>	AES	AES	AES	AES	AHS
<i>Temperatura de la corriente caliente de entrada [F]</i>	288,9	288,9	360,0	451,3	610,1
<i>Presión de la corriente caliente de entrada [psia]</i>	57,0	57,0	28,0	61,0	45,0
<i>Fracción de vapor de la corriente caliente entrada</i>	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0
<i>Temperatura de la corriente caliente de salida [F]</i>	160,7	159,8	317,7	165,1	549,9
<i>Presión de la corriente caliente de salida [psia]</i>	56,4	56,4	27,3	60,8	41,2
<i>Fracción de vapor de la corriente caliente salida</i>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<i>Temperatura de la corriente fría de entrada [F]</i>	82,0	86,0	190,8	104,8	426,6
<i>Presión de la corriente fría de entrada [psia]</i>	40,0	40,0	88,5	89,0	60,6
<i>Fracción de vapor de la corriente fría entrada</i>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<i>Temperatura de la corriente fría de salida [F]</i>	191,1	195,3	291,6	190,8	457,9
<i>Presión de la corriente fría de salida [psia]</i>	39,3	39,3	86,9	88,5	60,5
<i>Fracción de vapor de la corriente fría salida</i>	0,0	0,0	0,2	0,0	0,9
<i>Energía [MMBtu/hr]</i>	3,7	3,7	3,1	1,8	5,0

Condiciones	E-263A	E-263B	E-264A	E-264B	E-265
<i>TEMA</i>	AES	AES	AES	AES	AHS
<i>Energía calculada [MMBtu/hr]</i>	3,7	3,7	3,1	1,8	5,0
<i>Área de intercambio requerida [sqft]</i>	1410,7	1452,0	632,5	642,0	2906,8
<i>Área actual de intercambio [sqft]</i>	1423,3	1429,1	632,6	647,6	2910,7
<i>Coeficiente Global U (Dirty) [Btu/hr-sqft-R]</i>	79,9	62,4	56,7	28,1	12,4
<i>Coeficiente Global U (Clean) [Btu/hr-sqft-R]</i>	79,9	80,3	69,6	32,2	13,1
<i>UA [Btu/hr-R]</i>	112779,1	90644,4	35831,4	18012,3	35971,2
<i>LMTD (Corregida) [F]</i>	32,4	40,4	85,6	97,4	138,9
<i>LMTD factor de corrección</i>	0,4	0,5	0,9	0,7	1,0
<i>Numero de cascos en serie</i>	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
<i>Numero de cascos en paralelo</i>	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

Fuente: Autor

4.5. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

La simulación se sometió a análisis de variabilidad tomando las variables críticas de calidad, como carga de crudo (100% Vasconia y 80/20% Vasconia-Caño Limón), fracciones reflujo de fondo y cima, las cuales fueron sometidas a variabilidad bajo diseño de experimento factorial de la forma 2^k , empleando la variación de dos factores (variables independientes) y esperar el comportamiento de una o más variables resultantes. Se determinó un diseño de experimentos con el fin de realizar un análisis de varianza, y así definir estadísticamente, con un intervalo de 95% de confianza, correlaciones entre las variables de respuesta y de entrada al proceso.

Como variables dependientes se definieron parámetros de la calidad de los productos, donde resultan claves las temperaturas de destilación del 95% para la

Nafta, la temperatura de la destilación del 5% del Jet-A1, y las propiedades descritas en la ficha técnica para la producción del Jet A1 mostradas en la Tabla 5. También se definió el caudal de producción de Nafta y Jet-A1 como variables dependientes de forma indirecta con respecto a la relación de reflujo. Las variables independientes, las cuales son los factores sometidos a variabilidad, son el reflujo de cima, reflujo de fondo y la carga de Nafta alimentada, tal como se mencionó en el párrafo anterior. Así mismo, se desarrolló un diseño de experimentos del tipo 2^k , dando importancia a la aleatoriedad en la toma de datos para evitar sesgos; además de alcanzar una repetitividad y reproducibilidad que dieron total validez al espacio maestro y al diseño propuesto (ZIVORAD, 2004). También se aseguró que la simulación sea la representación del proceso al ser comparados dichos resultados con valores reales de planta y su respectiva desviación. Para el diseño de experimentos mencionado, cada dato escogido representa el promedio de cada tres datos, con perturbaciones normales de planta, que son representadas en la simulación mediante la variabilidad de los factores relevantes en el proceso como agua de enfriamiento y corrientes térmicas externas como el diésel de la torre atmosférica y el gasóleo de la torre al vacío.

En las Tablas 9 y 10 se muestra el resumen del diseño de experimentos para desarrollar el ANOVA, con el orden aleatorio de los datos y donde cada dato resultante es el promedio de un subgrupo de tres datos, tomados al someter el proceso a la sensibilidad de cada factor y las perturbaciones por restricciones de diseño de intercambiadores y demás equipos simulados.

La variabilidad del proceso fue planteada con tres cargas posibles de Nafta de la torre de pre-fraccionamiento (3800, 4300 y 4800 BPD) y tres variaciones de relación de reflujo de cima (0,20, 0,27 y 0,34 %), manteniendo el reflujo inferior constante. Luego para las mismas variaciones de carga, se emplearon tres variaciones de la presión del sistema (60, 70 y 80 psig), manteniendo constante el reflujo de cima. Además, se hicieron las mismas variaciones para dos dietas de crudo típicamente

cargadas en la unidad, la primera dieta evaluada es solo crudo Vasconia y como segunda dieta la mezcla 80/20% Vasconia-Cano Limón; los resultados del análisis de variabilidad para las dos dietas se muestran en los Anexos U, V. La simulación de la torre atmosférica fue desarrollada por Alcaraz Wilson en 2015, la cual fue validada con respecto al proceso real bajo un intervalo de confianza del 95%.

Finalmente, mediante ANOVA también se evaluó la interacción entre las dos variables, reflujo de cima y reflujo inferior, para determinar su significancia estadística frente al comportamiento de variables resultantes (temperatura de destilación D86 T5% para el Jet-A1 y la temperatura de destilación D86 T95% para la Nafta). Adicionalmente, se evaluaron las perturbaciones en el agua de enfriamiento frente a las variaciones de cada factor, pues dichas perturbaciones son las comunes en la operación diaria de la planta.

Tabla 9. Tabla de aleatoriedad de toma de datos para el 95% de Nafta.

Carga (BPD)	Relación de Reflujo de cima		
	0,20	0,27	0,34
3800	27	3	24
	11	9	14
	6	18	7
4300	2	26	16
	23	4	25
	15	21	12
4800	20	13	8
	19	17	22
	10	5	1

Fuente: Autor

Con los resultados arrojados, se construyó un campo muestral de análisis, determinando tendencias, proporcionalidad entre variables, análisis de correlación y evaluación de superficie de respuesta. Con la optimización de dicha superficie, se encontraron los intervalos de control óptimos de reflujo de cima e inferior, que

arrojan el mejor desempeño de la antigua torre debutanizadora como unidad recuperadora de Jet-A1.

Tabla 10. Tabla de aleatoriedad de toma de datos para el 5% del Jet-A1.

Carga (BPD)	Relación de Reflujo de cima		
	<i>0,20</i>	<i>0,27</i>	<i>0,34</i>
3800	27	18	23
	4	21	3
	10	12	16
4300	20	13	9
	8	1	15
	19	25	22
4800	14	6	11
	5	17	2
	24	7	26

Fuente: Autor

Después de la definición de tendencias y comportamientos con los análisis antes comentados, se realizaron diferentes análisis de correlaciones con el objeto de encontrar modelos estadísticos validados por análisis de varianza, para con estos construir superficies de respuesta, aplicando optimización para obtener rangos óptimos de operación para las variables claves de aseguramiento de calidad de Nafta y Jet-A1 y garantizar la mayor producción del producto que genera mayor incremento sobre el margen bruto de refinación para el Jet-A1.

4.6. ANÁLISIS DE MARGEN BRUTO DE REFINACIÓN

Este paso tuvo como objetivo aplicar los rangos óptimos de variabilidad encontrados con la simulación, el análisis estadístico de varianza y las correlaciones, para optimizar la simulación y encontrar el punto de equilibrio donde

se aseguró el mayor rendimiento de Jet-A1, manteniendo la calidad del mismo y de la Nafta.

Al aplicar los rangos óptimos y estabilizar la simulación obteniendo los resultados deseados, se procedió con los cálculos de margen bruto de refinación, para esto fue necesario aplicar el modelo de cálculo del grupo de economía de la refinería de Barrancabermeja, en donde se definen los potenciales económicos de acuerdo con la dieta de crudo cargada tomando como marco referencial el precio Brent de dichas dietas y el precio de los combustibles fijados en el mercado internacional cuya referencia es el precio puesto en el Golfo de México.

Este análisis fue teniendo en cuenta tanto para la dieta de crudo con 100% mezcla Vasconia y la mezcla 80/20 Vasconia-Caño Limón.

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1. VALIDACIÓN DE LA TORRE T-252 COMO TORRE DEBUTANIZADORA

Para llevar a cabo la comprobación de la simulación se le realizó un tratamiento estadístico a los datos experimentales recolectados durante el último trimestre del año 2016, mientras la torre T-252 estuvo operando con Nafta liviana como carga con una mezcla de crudo 80/20 Vasconia-Caño Limón. Las variables escogidas para la validación son la Nafta alimentada, temperatura de cima y de fondo, presión, reflujo de cima y las curvas de destilación ASTM D-86 para el T5% y el T95% del volumen de recobrado de la Nafta debutanizada reportados por el laboratorio de calidad. Estos resultados experimentales se compararon con los resultados de la simulación.

Para esta comparación fue necesario un análisis ANOVA de comparación de muestras independientes, donde se mostró que la media de los valores simulados es similar a la media de los valores históricos con un intervalo de confianza del 95%. Para este análisis se generaron dos hipótesis, la primera llamada hipótesis nula en la cual decimos que las medias de las muestras comparadas presentan estadísticamente el mismo comportamiento, y la segunda la hipótesis alternativa en la cual decimos que las dos muestras comparadas son estadísticamente diferentes. El valor de probabilidad para la comparación de las muestras (P) dio mayor a 0,05, indicando que se acepta la hipótesis nula, es decir que las medias de las dos muestras son iguales. En la tabla 11, se encuentra el resumen de los resultados de comparación de muestras teniendo en cuenta los límites del intervalo de confianza del 95%. Los detalles de los resultados de muestras en el Anexo W.

Tabla 11. Comparación de medias de las variables del proceso y de parámetros de calidad de Nafta debutanizada de datos históricos proceso real con proceso simulado.

Parámetro	Histórico de datos de proceso			Datos de simulación			P*
	Intervalo de confianza			Intervalo de confianza			
	Media	Limite Inf.	Limite sup.	Media	Limite Inf.	Limite sup.	
Nafta alimentada, BPD	6086,03	5885,2	6286,78	6166,58	6125,89	6207,26	0,73
Temperatura de cima, °F	207,8	204,51	211,034	206,1	205,08	207,15	0,317
Temperatura de fondo, °F	343,6	339,5	347,72	348,35	346,5	350,17	0,157
Presión sistema, psig	86,5	84,8	88,26	84,8	82,4	86,2	0,38
Reflujo de cima, BPD	1023,18	933,72	1112,63	1033,32	1025,19	1041,45	0,92
T 5%, °F	143,5	142,2	144,5	144,2	142,6	145,2	0,42
T95%, °F	352,77	347,13	356,3	355,8	354,23	356,97	0,36
*No rechace la hipótesis nula para $P \geq 0,05$							

Fuente: Autor

Para asegurar la validación de la simulación, también se procedió a comparar la desviación estándar de las muestras, tal como se muestra en la tabla 12, encontrando una similitud entre las mismas, puesto que por ANOVA de comparación de desviación estándar se encontró un valor de probabilidad ($P=0,92$), que es mayor de 0,05, indicando la aceptación de la hipótesis nula. Esto significa que las desviaciones estándar del proceso real y proceso simulado son validadas como aceptables y son procesos independientes comparables, también se observa en la Figura 19 el comportamiento similar de la distribución de la probabilidad para

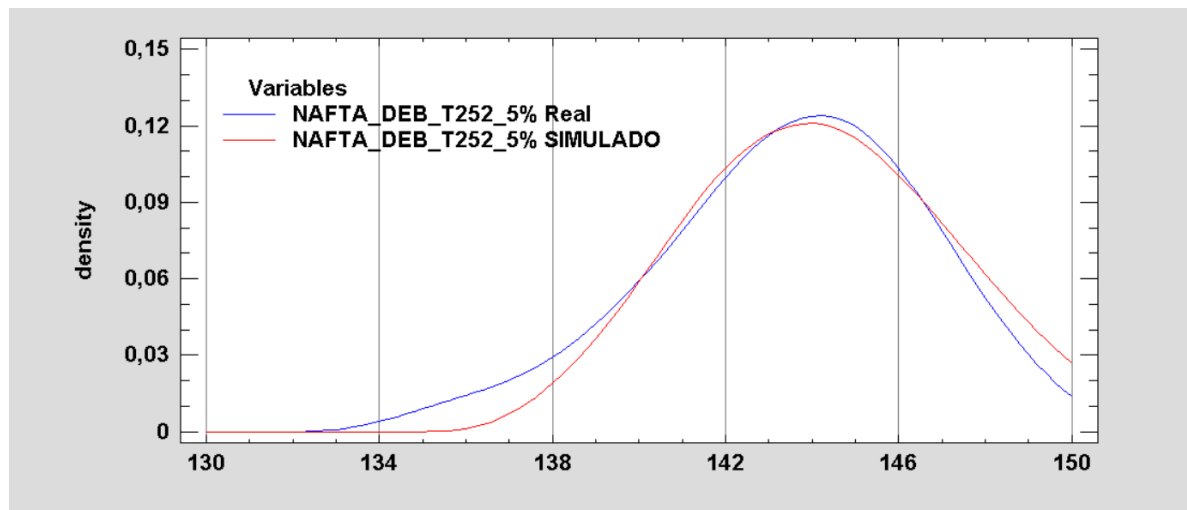
la destilación D86 T5% de la Nafta debutanizada real y simulada, lo que nos permite hacer una predicción respecto al resultado de esta variable.

Tabla 12. Comparación entre desviaciones estándar para parámetros de calidad de nafta debutanizada de datos históricos proceso real con proceso simulado.

Parámetro	Histórico de datos de proceso			Datos de simulación			P*
		Intervalo de confianza			Intervalo de confianza		
	Media	Limite Inf.	Limite sup.	Media	Limite Inf.	Limite sup.	
T 5%, °F	2,71	1,93	3,49	2,915	1,66	4,17	0,92
T95%, °F	1,3	4,2	9	1,4	1,42	3,5	0,17

Fuente: Autor

Figura 19. Comportamiento de la densidad de la probabilidad de los datos entre el T 5% de destilación real y simulado.



Fuente: Autor

5.2. ESTIMACION DE LA T 252 COMO RECUPERADORA DE JET-A1

Se crearon tablas comparativas de la destilación y algunas propiedades de la Nafta y Jet obtenidos por simulación, frente a la tabla de calidad de los productos mostrada en la tabla 4 para el caso del Jet-A1. Como valores experimentales se tomaron promedios de datos reales reportados en la Tabla 1, debido a que estos productos provienen del crudo Vasconia, basados en análisis de laboratorio bajo las normas ASTM D86 para destilaciones, y estos se cotejaron con los datos simulados, determinando si los valores requeridos y simulados se encuentran dentro del mismo espacio.

Las tablas 13 y 14 muestran la comparación entre los porcentajes de destilación obtenidos por simulación y las calidades obtenidas de Nafta y Jet-A1 con la misma calidad del crudo. Se obtiene que las corridas computacionales manifiestan similitud con la destilación tanto para Jet-A1 como para Nafta. Los resultados exponen que los datos de los resultados simulados se encuentran dentro del rango de variabilidad (intervalos de confianza) de los resultados de laboratorio normalmente obtenidos del crudo con una relación 80% Vasconia-20% Caño limón, lo cual indica que la simulación cumple con la estimación del proceso de refinación con un intervalo de confianza del 95%.

Tabla 13. Comparación entre valores de calidad deseados del proceso y datos de simulación para Nafta liviana.

%Evaporado	Destilación deseada de la nafta, T (°F)	Destilación obtenida de simulación, T (°F)	Límite inferior (°F)	Límite superior (°F)
0	85,5	91,5	73,40	96,60
30	171,7	177,6	154,78	188,21
50	223,3	218,7	210,76	235,24
95	257,6	255,62	249,34	265,85
100	281,6	276,5	273,34	289,85

Fuente: autor

Tabla 14. Comparación entre valores reales requeridos y datos de simulación para Jet-A1.

%Evaporado	Destilación deseada de calidad T (°F)	Destilación obtenida de simulación T (°F)	Límite inferior (°F)	Límite superior (°F)
0	283,6	277,2	273,6	295,6
5	306,2	299,3	297,2	313,2
10	340,4	327,6	325,4	375,4
50	392,3	372,3	374,3	428,3
90	441,1	420,6	416,1	471,1
95	468,6	452,7	433,8	487,8
100	512,0	508,0	487,2	536,0

Fuente: autor

Además de los parámetros de calidad antes vistos, se procedió a evaluar los otros parámetros críticos de calidad considerados en la ficha técnica para la producción del Jet-A1 descritos en el plan de calidad del mismo. A continuación, se muestra en la Tabla 15, un comparativo de los parámetros contemplados para la obtención del Jet -A1 para las dos dietas de crudo, Vasconia y mezcla 80% Vasconia-20% Caño Limón que se obtuvieron mediante el análisis de variabilidad mostradas en el anexo 23 y 24 para una temperatura de destilación D86 T 5% del Jet-A1.

También se puede observar que con respecto al intervalo de calidad de los históricos reportados por el Laboratorio de la Refinería de Barrancabermeja (ECOPETROL S.A Catalogo de productos, 2017), el Jet-A1 obtenido de forma simulada cumple con los límites de calidad, por ende, cabe resaltar que este Jet-A1 que se desea obtener a partir de destilación de Nafta cumpliría con las especificaciones de calidad descritas en el plan de calidad del Jet-A1 producto.

Tabla 15. Comparación de parámetros de calidad del Jet-A1 simulado contra el plan de calidad para la producción del Jet-A1.

PLAN DE CALIDAD PARA PRODUCCIÓN DE JET-A1. DEPARTAMENTO DE REFINACIÓN DE CRUDOS-BARRANCABERMEJA					
			ESPECIFICACION		
Concepto	Jet A1 Mezcla Vasconia-Caño limón	Jet A1 Vasconia	Mínimo	Máximo	Unidad
Gravedad Específica	0,79	0,79	0,775	0,825	Adimensional
Destilación 5% vol. ASTM D86 (T5%)	291,5	291,5	290		°F
Punto Final de ebullición ASTM D86 (PFE)	519	516		540	°F
Punto de Congelación ASTM D2386				-61,6	°F
Naftalenos ASTM D1840				3	mL/100 mL
Punto de inflamación ASTM D56			100,4		°F
Acidez ASTM D3242				0,1	mg KOH/g
Azufre mercaptano ASTM D3227				0,003	g/100 g
Densidad a 60°F ASTM D4052	48,2	48,2	48,38	52,43	Lb/ft ³
Viscosidad cinemática -4°F ASTM D445	1,86	1,85	1	8	cs
GRAVEDAD API	47	47	39		GRADOS API

Fuente: Autor

Respecto a la simulación detallada para la Nafta, el análisis de varianza muestra que el parámetro de calidad (temperatura de destilación D86 T95%) para los dos crudos evaluados, tienen una dependencia de las variables Nafta cargada a la T 252 y de la fracción de reflujo de cima, pues se observa que el valor P es inferior a 0,05, concluyendo que dichas variables tienen una significancia estadística con intervalo de confianza del 95%, lo cual se detalla en la Tabla 16.

Por otra parte, el análisis ANOVA para el Jet-A1 muestra que la temperatura de destilación D86 T5% tiene dependencia con la fracción de reflujo cima, pues se observa que el valor P de probabilidad es menor a 0,05, lo que determina una significancia estadística con intervalo de confianza del 95%, explicando el comportamiento de la variable resultante. Para el caso de la variable volumen de carga de Nafta, también tiene gran incidencia sobre la calidad y la producción del Jet-A1. Estos resultados se presentan en la Tabla 17.

Tabla 16. Análisis de Varianza para Temperatura 95% Nafta.

Nafta proveniente del crudo Vasconia					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Efectos principales					
Fracción de Reflujo de cima	2988,24	4	747,06	208,97	0,0000
Nafta Cargada	2435,83	4	608,958	170,34	0,0000
Residuos	57,199	16	3,57493		
TOTAL (Corregido)	5481,27	24			
Nafta proveniente del crudo 80 Vasconia/ 20 Caño limon					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Efectos principales	3219,8				
Fracción de Reflujo de cima	2386,96	4	804,949	157,71	0,0000
Nafta Cargada	81,6643	4	596,739	116,92	0,0000
Residuos	5688,42	16	5,10402		
TOTAL (Corregido)	3219,8	24			

Fuente. Autor

Con todas las evaluaciones realizadas de análisis de varianza, para los resultados de calidad tanto de la Nafta como del Jet-A1, se encuentra que la simulación reproduce una estimación de lo que podría ocurrir en el proceso en tiempo real, por ende, a través de esta simulación se evaluaron los rangos operativos para optimización de la puesta en servicio de la torre debutanizadora como torre recuperadora de Jet-A1.

Tabla 17. Análisis de Varianza para la temperatura de ebullición del 5% Jet-A1.

Jet-A1 proveniente del crudo Vasconia					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
FRC: Frac. de Reflujo de cima	2045,36	4	511,34	79,30	0,0000
VNC: Vol. de Nafta Cargada	4588,4	4	1147,1	177,91	0,0000
RESIDUOS	103,165	16	6,44782		
TOTAL (CORREGIDO)	6736,93	24			
Jet-A1 proveniente del crudo 80 Vasconia/20 Caño limon					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
EFFECTOS PRINCIPALES					
FRC: Frac. de Reflujo de cima	1999,07	4	499,767	83,44	0,0000
VNC: Vol. de Nafta Cargada	4587,59	4	1146,9	191,48	0,0000
RESIDUOS	95,8327	16	5,98954		
TOTAL (CORREGIDO)	6682,48	24			

Fuente: Autor

5.3. ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS

A continuación, se detallan los resultados de variabilidad de la Nafta frente a los factores como relación de reflujo de cima, reflujo de fondo y carga de Nafta, para definir el comportamiento y análisis de efectos.

5.3.1. Variabilidad de la producción y calidad de la nafta. Durante el diseño de experimentos y el estudio de variabilidad, se pudo analizar que la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta tiene una dependencia significativa con respecto a la carga y a la relación de reflujo de cima. Manteniendo fijo el reflujo de cima la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta disminuye a medida que se incrementa la carga; es decir, proporcionalidad inversa. Este comportamiento se debe posiblemente a que, con mayor carga, el equilibrio líquido/vapor en las etapas está dominado por la fracción de líquido, la cual tiende a concentrarse del componente de menor volatilidad relativa a medida que descienden los líquidos plato a plato; por lo tanto, el intercambiador resulta ser suficiente para garantizar que la fracción de vapor hacia la parte superior este por encima del 78% que recupera como Nafta respecto a la Nafta liviana alimentada a la T 252 , favoreciendo que fracciones ligeras de mayor densidad tiendan a quedarse en la parte inferior, junto con las fracciones pesadas ya que, posiblemente, las volatilidades tienden a igualarse por la reducción de gradiente de concentración y de temperatura. Todo esto al final contribuye a la recuperación de Jet-A1 por el fondo de la T 252 sin afectar la calidad de la Nafta.

Por otra parte, mediante regresión múltiple, se encontró que la ecuación (6) representa el comportamiento de variable dependiente ante los dos parámetros de entrada para la Nafta proveniente del crudo Vasconia, y en el Anexo R, para la mezcla del crudo (80/20) Vasconia/Caño Limón.

$$T95\%NAFVasconia=438,127-201,303*FRC-0,0342797*Nc \quad (6)$$

Donde, **FRC** es la fracción reflujo de cima; **NC** es el volumen de Nafta cargada. Así mismo, la ecuación de regresión tiene un R² ajustado de 96,7%, y el análisis de varianza del modelo indica que cada término de la ecuación resulta significativo para la predicción de la variable con un intervalo de confianza del 95%. Así mismo,

tal y como se resume en la Tabla 18, las variables explican el comportamiento de la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta.

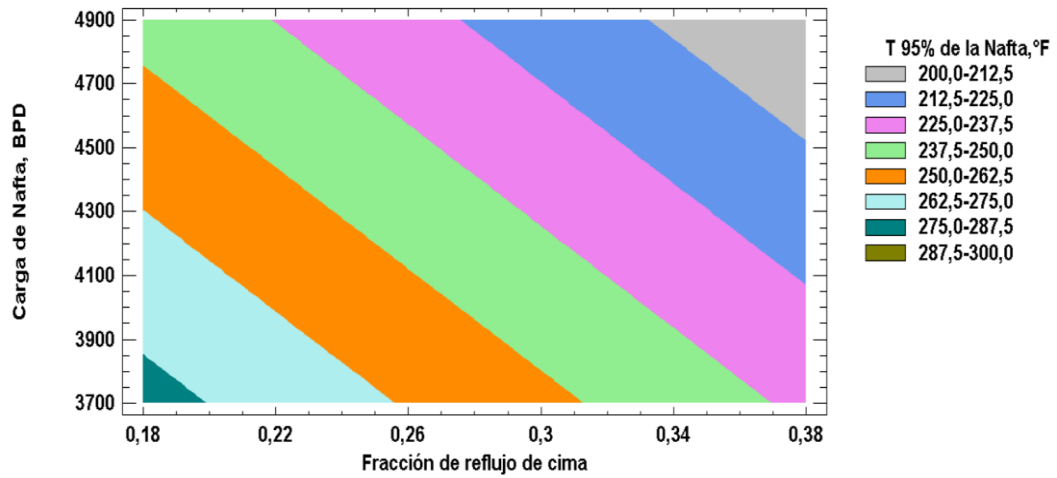
Tabla 18. Evaluación de validez de los términos de la regresión

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>		
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>	
CONSTANTE	438,127	5,96332	73,4703	0,0000	
Fracción de Reflujo de cima	-201,303	8,70155	-23,1342	0,0000	
Nafta Cargada	-0,0342797	0,0011409	-30,0462	0,0000	
Análisis de Varianza					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	6190,6	2	3095,3	515,48	0,0000
Residuo	288,225	48	6,00469		
Total (Corregido)	6478,83	50			
R ²	96,7%				

Fuente: Autor

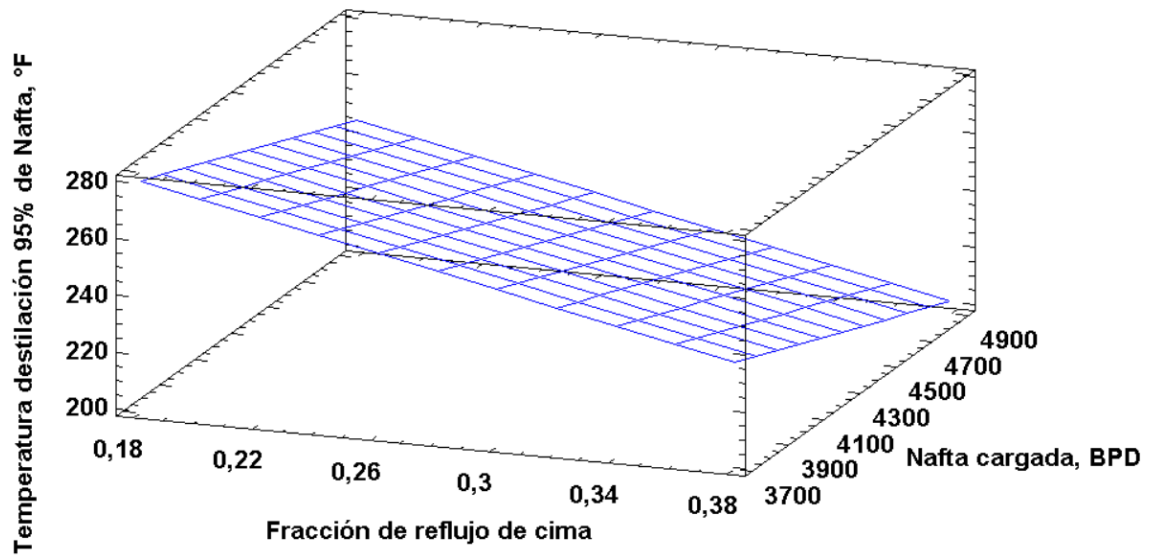
Por otra parte, la ecuación (6) permitió estimar las superficies de contorno y de respuesta para la variable T95% de la Nafta provenientes del crudo Vasconia, mostradas en las Figuras 20 y 21. Como el objetivo principal es separar la Nafta del Jet-A1, se escoge como valor objetivo para la T 95% de la Nafta los valores cercanos a 290°F que es según el plan de calidad del Jet-A1 el límite inferior a controlar.

Figura 19. Gráfica de contorno para la temperatura de destilación D86 T95% de Nafta.



Fuente: Autor

Figura 20. Superficie de optimización para la temperatura de destilación D86 T95% de Nafta.



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta entre 275 y 287,5°F, se debe

mantener la carga entre 3700 a 3900 KBPD, con reflujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de reflujo de 0,18 a 0,20 (respecto al flujo de entrada de carga).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados con objeto de disminuir la producción de Nafta e incrementar la producción de Jet-A1, se observó que fracciones con destilación entre 250°F y 270°F (Ver Tabla 13) están en el rango típico calidad para la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta, lo cual indica que dichas fracciones se incrementan en el Jet-A1 afectando la calidad inicial, es decir, las mezclas de fracciones pesadas de la Nafta salen como producto por el fondo de la torre. Este comportamiento ocasiona que la Nafta pierda fracciones de aromáticos, disminuyendo la producción de aromáticos valiosos como benceno, tolueno, xileno, entre otros, afectando, además, la concentración de aromáticos en la preparación de Jet-A1.

Con relación a la influencia de volumen de Nafta cargada, en la ecuación de relación de variables, se pudo observar que la carga afecta negativamente la calidad de la Nafta, pues a mayor carga se requiere de mayor suministro de energía en el fondo, la cual está limitada tanto por área de transferencia de calor, por corriente de integración energética y la limitante hidráulica para sostener al efecto sifón en rehervidor de fondo. Por tal razón al exceder la carga resulta difícil sostener un factor de evaporación superior al 68% respecto a la Nafta liviana de la carga alimentada, lo cual significa que un 32% saldría por el fondo, siendo un porcentaje mayor al que se desea recuperar como Jet-A1 que tiende a ser menor o igual al 21%.

En el Anexo P, se puede observar las evaluaciones y regresiones realizadas para determinar la producción de la Nafta en función de más de dos factores.

5.3.2. Variabilidad de la producción y calidad del Jet-A1. En cuanto a las variaciones del Jet-A1, se pudo analizar que la temperatura de destilación D86 T5% tiene una dependencia significativa con respecto a la carga y a la relación de reflujo de cima, ver ecuación 7. Este parámetro de calidad del Jet-A1, presentó un comportamiento similar a la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta, pues el parámetro crítico de calidad es la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1 según el plan de calidad de la refinería de Barrancabermeja en 290°F, el cual disminuye a medida que se incrementa la carga, es decir, proporcionalidad inversa. Este comportamiento se debe posiblemente a que, con mayor carga, el equilibrio líquido/vapor en las etapas de despojo está dominando la fracción líquida pesada de menor volatilidad relativa a medida que descienden los líquidos plato a plato, por lo tanto, el intercambiador de fondo a cargas superiores a 4800 BPD presenta restricción de flujo para sostener el efecto sifón generado por la diferencia de densidad debido al cambio de fase. Mejorar dicha operación requiere de un mayor volumen de las corrientes de diésel provenientes destilación atmosférica y gasóleo de la torre al vacío, que son las fuentes térmicas para la operación continua de la torre, donde estas corrientes dependen de la carga de crudo.

El intercambiador de calor fondo y las integraciones energéticas garantizan una operación a bajo costo, además de asegurar que la fracción de vapor global de la torre se mantenga entre 76% al 80%, para asegurar el volumen de recuperación de Jet-A1 y por defecto la producción de Nafta.

Para mantener el control de calidad, también se determinó una regresión múltiple, donde se encontró que la ecuación (7) representa el comportamiento de variable dependiente ante los dos parámetros de entrada para el Jet-A1 de origen crudo Vasconia, y en el Anexo T, para el crudo mezcla 80%Vasconia/20% Caño limón.

$$T5\% \text{ Jet-A1 Vasconia} = 537,208 - 253,132 \cdot FRC - 0,0477 \cdot NC$$

EC(7)

Donde, **FRC** es la fracción reflujo de cima; **NC** es el volumen de nafta cargada.

Así mismo, la ecuación de regresión tiene un R^2 ajustado de 96,7%, y el análisis de varianza del modelo indica que cada término de la ecuación resulta significativo para la predicción de la variable de la temperatura de destilación D86 T5% del Jet A1, con un intervalo de confianza del 95%. Así mismo, tal y como se resume en la Tabla 19, las variables explican el comportamiento del parámetro de destilación del Jet-A1.

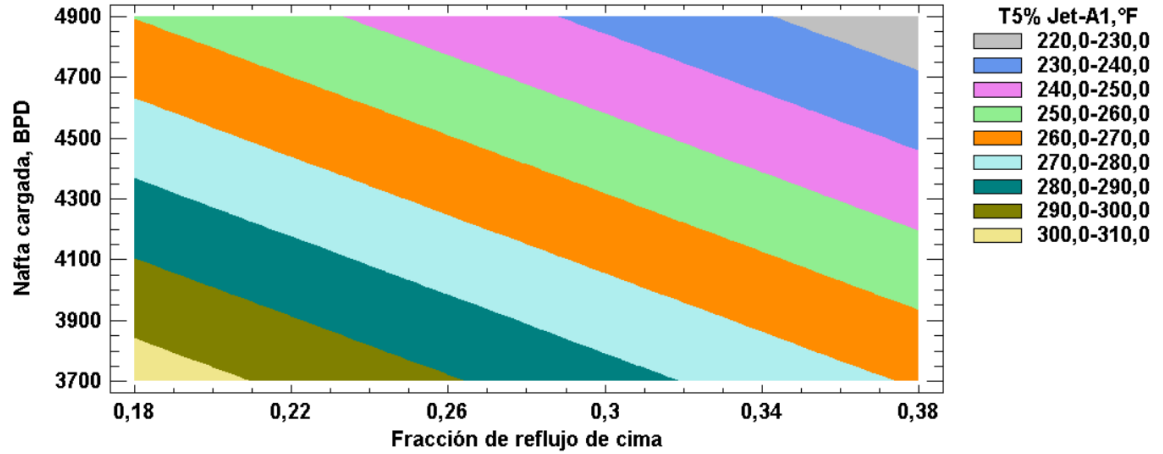
Por otra parte, la ecuación (7) permitió estimar las superficies de contorno y de respuesta para la variable de la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1, mostradas en las Figuras 22 y 23, respectivamente.

Tabla 19. Evaluación de validez de los términos de la regresión

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>		
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>	
CONSTANTE	537,208	6,90367	77,815	0,0000	
Fracción de Reflujo de cima	-253,132	10,0737	-25,128	0,0000	
Nafta Cargada	-0,0477	0,00132081	-36,1142	0,0000	
Nafta Cargada	537,208	6,90367	77,815	0,0000	
Análisis de Varianza					
<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>de Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	11407,7	2	5703,85	708,75	0,0000
Residuo	386,292	48	8,04774		
Total (Corregido)	11794,0	50			
R^2	96,7%				

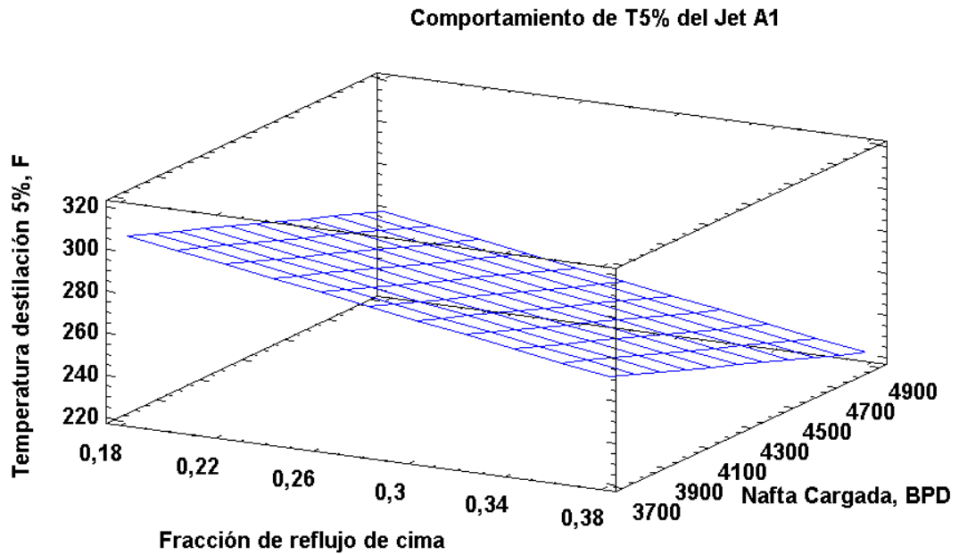
Fuente: Autor

Figura 21. Gráfica de contorno para la temperatura de destilación D86 T5% de Jet-A1.



Fuente: Autor

Figura 22. Superficie de optimización para la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1.



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1 entre 290 y 300°F, se debe

mantener la carga entre 3700 a 4100 KBPD, con reflujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de reflujo de 0,18 a 0,22 %.

Al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados se observa efectivamente un incremento en la producción de Jet-A1, pero el parámetro D86 T5% de destilación, se observó que las fracciones con destilación entre 280°F y 297°F llegan a ser superiores al D86 T5% de destilación, lo cual indica que dichas fracciones se incrementan en el Jet-A1 afectando calidad del producto inicial. También, si el reflujo se disminuye de 0,18% se presentan condiciones de secamiento de platos en la parte inferior de la torre; es decir, las mezclas de fracciones livianas y pesadas no alcanzan volatilidades diferenciadas, por lo tanto, fracciones pesadas son arrastradas por vapores, logrando estar en equilibrio y saliendo como producto por la cima de la torre. Este comportamiento ocasiona que el Jet-A1 pierda fracciones de aromáticos pesados.

Con relación a la influencia de volumen de Nafta cargada, en la ecuación de relación de variables, se puede observar que la carga incrementa la producción, pero afecta la calidad del Jet-A1. Esto se debe posiblemente a que a mayor carga se requiere de mayor suministro de energía en el fondo, la cual está limitada tanto por área de transferencia de calor, por corriente de integración energética y la limitante hidráulica para sostener al efecto sifón en rehervidor de fondo, donde cabe resaltar que estos equipos quedan al límite con respecto a la venta operativa por temperatura (Temperatura de diseño 470 °F vs Temperatura propuesta 450.1 °F). Por tal razón exceder la carga resulta difícil sostener un factor de evaporación superior al 68%, lo cual significa menor producción de Nafta perdiendo fracción valiosa con componentes como tolueno, xileno, entre otros.

En el Anexo P y Q, se puede observar el resto de evaluaciones y regresiones realizadas para determinar la producción del Jet-A1 en función de más de dos factores.

También cabe resaltar que la otra variable a considerar fue el cambio de la dieta de crudo, dado que todo lo revisado hasta el momento fue referente solo al crudo Vasconia. Al realizar un cambio de dieta se observan comportamientos similares en las tendencias entre las variables resultantes y los factores, pero con la aclaración que esta mezcla favorece mayor producción de Jet-A1 manteniendo el parámetro de calidad, de la temperatura de destilación D86 T5%, entre los 298 y 304 °F, lo cual significa un mejor comportamiento del parámetro de calidad. Además, se incrementa la temperatura D86 T95% de la Nafta, la cual favorece los parámetros como materia prima hacia la producción de aromáticos. Las evaluaciones estadísticas con cambio de dieta por la mezcla Vasconia/Caño limón (80/20), se observan con mayor detenimiento en los anexos R al U.

En la siguiente la tabla (Tabla 20), se muestra un resumen comparativo de las condiciones de operación, parámetros de calidad y de las producciones para los escenarios por cambio de dieta de crudo.

Tabla 20. Comparativo resumen al cargar de nafta que resulta de variar la carga de crudo

Ítems	Simulación detallada aplicando rangos óptimos de superficie de respuesta con crudo Vasconia	Simulación detallada aplicando rangos óptimos de superficie de respuesta con mezcla Vasconia/Caño limón
<i>Carga, BPD</i>	3978,7	4010,8
<i>Reflujo de cima, BPD</i>	795,7	802,2
<i>Relación de reflujo de cima</i>	0,2	0,2
<i>Reflujo de fondo, BPD</i>	3800,0	3800,0
<i>ASTM D86 T95% Nafta, °F</i>	258,2	257,5
<i>Producción de nafta, BPD</i>	3025,8	3015,2
<i>ASTM D 86 T5% Jet-A1, °F</i>	291,5	291,5
<i>Producción de Jet-A1, BPD</i>	953,0	995,7
<i>Temperatura de cima, °F</i>	267,8	269,2
<i>Temperatura de fondo, °F</i>	448,4	448,7
<i>Presión, PSIG</i>	61,5	61,5
<i>Consumo de Agua de Enf. BPD</i>	4600	4600

Fuente: Autor

De la tabla anterior se detalla que el parámetro crítico del cumplimiento del Jet-A1 en una temperatura de destilación D86 T5% en 290°F sucede en el segundo escenario (VS1/Caño-limón), el cual presenta un mejor rendimiento en la producción del Jet-A1. Por otro lado, cuando se opera con Vasconia se tendría que disminuir la carga hacia la torre, o bajar la producción de Jet-A1 disminuyendo reflujo de cima para poder incrementar la temperatura de destilación D86 T5% del Jet-A1 y a su vez incrementar la temperatura de destilación D86 T95% de la Nafta. Para igualar las calidades el primer escenario obtendría una producción de Jet-A1 de 953 BPD y una producción de Nafta 3025,8 BPD, lo que representa una carga de 3978,7 BPD de Nafta liviana de alimento a la T 252.

A continuación, se plantea la evaluación del margen de bruto de refinación al incrementar la producción de Jet-A1.

5.4. ANÁLISIS DE INCREMENTO DE MARGEN BRUTO DE REFINACIÓN

Toda la economía de una refinería está directamente relacionada a los precios de los productos en especificación que son demandados por el mercado, y los costos de la materia prima utilizada, en la tabla 21 se puede observar el escenario actual sin la inclusión del Jet-A1 tal como opera actualmente, y por otro lado, en la Tabla 22 y 23 se muestra el escenario donde se incluye el Jet-A1 recuperado para dos dietas tanto para crudo Vasconia como para la mezcla (80/20) Vasconia/Caño Limón.

El margen bruto de refinación viene dado por la relación:

MARGEN BRUTO= Valor de los productos- Costos de materia prima EC (9)

En donde para nuestro caso la materia prima la conforma el crudo Vasconia con un valor comercial de 35,37 US\$/bbl, y la mezcla Vasconia-Caño limón con un valor comercial de 36 US\$/bbl, así como el crudo reducido que se importa de otras unidades que va como carga al lado vacío.

Tabla 21. Escenario actual operación U 2000

		Carga unidad, BPD	Precio, US\$/bbl	KUS\$/bbl
Materia prima	Crudo	44215	35,37	1563,88
Productos	Nafta	5963	45,76	272,87
	Jet-A1	5045	55,93	282,17
	ACPM	8903	53,69	478,00
	GLV	850	36,78	31,26
	GPV	9914	36,78	364,64
	Fondos vacío	13540	34,61	468,62
MARGEN BRUTO	KUSD	333,67		
	US\$/bbl	7,55		

Fuente: Modelo económico Refinación de crudo de la GRB.

Tabla 22. Inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo Vasconia

		Carga unidad, BPD	Precio, US\$/bbl	KUS\$/bbl
Materia prima	Crudo	44215	35,37	1563,88
	Crudo reducido			
Productos	Nafta	5963	45,76	272,87
	Nafta(convertida Jet-A1 en T 252)	-943	45,76	-43,15
	Jet-A1	5045	55,93	282,17
	Jet-A1 de T 252	943	55,93	52,74
	ACPM	8903	53,69	478,00
	GLV	850	36,78	31,26
	GPV	9914	36,78	364,64
	Fondos vacío	13540	34,61	468,62
MARGEN BRUTO	KUSD	343,26		
	US\$/bbl	7,76		

Fuente: Autor

Tabla 23. Inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo mezcla Vasconia/Caño Limón

		Carga unidad, BPD	Precio, US\$/bbl	KUS\$/bbl
Materia prima	Crudo	44215	35,37	1563,88
Productos	Nafta	5963	45,76	272,87
	Nafta (convertida Jet en T 252)	-995,7	45,76	-45,56
	Jet-A1	5045	55,93	282,17
	Jet-A1 de T 252	995,7	55,93	55,69
	ACPM	8903	53,69	478,00
	GLV	850	36,78	31,26
	GPV	9914	36,78	364,64
	Fondos vacío	13540	34,61	468,62
MARGEN BRUTO	KUSD	343,80		
	US\$/bbl	7,78		

Fuente: Autor

Después de revisar los escenarios de la simulación optimizada en la tabla 20, se pudo determinar que el volumen recuperado de Jet-A1, puede estar entre 953 BPD para el crudo Vasconia y de 995,7 BPD para la mezcla Vasconia /Caño Limón lo cual representa una ganancia directa al margen bruto de refinación entre 3.5 a 3.7 millones de dólares al año. Para mayor detalle se muestran en las tablas 24 y 25 los resultados esperados de implementar la propuesta de recuperar la fracción de Jet-A1 en la T 252 a partir de la Nafta liviana de la torre de pre-fraccionamiento de la unidad U2000.

Tabla 24. Resultados de la recuperación de margen debido a la inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo mezcla Vasconia.

<i>Escenario Propuesto por el proyecto</i>	343,26	KUS\$/día
<i>Escenario Actual</i>	333,67	KUS\$/día
Margen Bruto Recuperado diario	9,59	KUS\$/día
Margen Bruto Recuperado al año	3,50	MUS\$/día

Fuente: Autor

Tabla 25. Resultados de la recuperación de margen debido a la inclusión del Jet-A1 proveniente del crudo mezcla Vasconia/Caño limón.

<i>Escenario Propuesto por el proyecto</i>	343,80	KUS\$/día
<i>Escenario Actual</i>	333,67	KUS\$/día
Margen Bruto Recuperado diario	10,13	KUS\$/día
Margen Bruto Recuperado al año	3,70	MUS\$/día

Fuente: Autor

6. CONCLUSIONES

Del desarrollo de la presente propuesta y de acuerdo a los objetivos planteados se puede llegar a las siguientes conclusiones:

- La simulación permitió estimar la factibilidad y condiciones operativas para proponer la operación de la antigua torre debutanizadora como torre recuperadora de Jet-A1, además de la viabilidad que la torre pueda cumplir con ambas operaciones sin afectar la calidad requerida del Jet-A1 producto.
- Con los análisis estadísticos se encontraron ecuaciones de correlación de las cuales fue posible predecir el comportamiento de la torre simulada y probablemente puedan ser extrapoladas y evaluadas en el proceso real para determinar parámetros de sintonía de control regulatorio y control avanzado, para darle estabilidad a la operación.
- Las condiciones propuestas para iniciar la puesta en servicio del actual sistema como torre recuperadora de Jet-A1, posiblemente pueden ser ~~deben ser~~ entre 4011 BPD de carga de Nafta virgen de pre-fraccionamiento, con una condición óptima de reflujo de cima de 0.2 con respecto al flujo de vapores de cima, asegurando así temperaturas de cima y fondo de 270 y 450°F respectivamente.
- La recuperación de Jet-A1 podría llegar a ser 1000 BPD, lo que significa un incremento del 3,85% en la producción de Jet-A1 total de la refinería de Barrancabermeja, representando una ganancia anual aproximada de 3,7 millones de dólares.

- Al trabajar con un mayor volumen de crudo caño limón en la mezcla de crudo cargado a la torre de pre-fraccionamiento, se puede llegar a obtener mayores rendimientos de Jet-A1 en la producción para lo propuesto en este proyecto y mejor aún en la producción de Jet A-1 global de la refinería de Barrancabermeja.

7. RECOMENDACIONES

Las recomendaciones obtenidas después del análisis de resultados y conclusiones son las siguientes:

- Desarrollar la gestión de modificaciones de cambios al proceso para llevar a cabo esta iniciativa de generar valor agregado al proceso de refinación. Es necesario realizar análisis de peligros y evaluar riesgos para los diferentes ajustes asegurando una correcta y segura operación.
- Definir las nuevas estrategias de control y los límites de alarmas para delimitar la operación del proceso para control regulatorio
- Implementar los modelos estadísticos obtenidos en las funciones, en las lógicas y estrategias de control definidas para estabilidad y maximización de la operación.

CITAS BIBLIOGRAFICAS

AITANI, A. M. (2004). Oil Refining and Products. En C. J. Cleveland (Ed.), Encyclopedia of Energy (pp. 715–729). New York: Elsevier. Recuperado a partir de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B012176480X00259X>

ALCARAZ Wilson, Estudio mediante simulación de proceso para optimización de la unidad refinadora de crudo en la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.

ASPEN PHYSICAL PROPERTY SYSTEM. “Physical Property Methods, ASPEN TECH PROCESS SIMULATION HAND BOOK, Burlington, 2011. Version Number: V7.3, 2011.

CABALLERO, J. A., MILÁN-YAÑEZ, D., & GROSSMANN, I. E. (2005). Rigorous Design of Distillation Columns: Integration of Disjunctive Programming and Process Simulators. Industrial & Engineering Chemistry Research, 44(17), 6760–6775. <http://doi.org/10.1021/ie050080l>

CADAVID DIAZ Abel, Diseño estadístico de experimentos segunda edición, Universidad de Antioquia, Colombia 2009.

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.

DEPARTAMENTO DE COMUNICACIONES INTERNAS, «La GRB aumenta en 25 mil barriles día la producción de Jet,» de

<http://iris/contenido/contenido.aspx?catID=1871&conID=68036&pagID=173732>,
Barrancabermeja, 19 de Junio de 2014.

DOMINGO A. ESCALANTE S, de DISOLVENTES ALIFATICOS, Barrancabermeja,
Primera edición., 2004, pp. 115-117.

ECOPETROL S.A. (2010a). Manual de descripción de procesos de la unidad 2000.
Barrancabermeja.

ECOPETROL, «Potenciales económicos y margen de refinación Refinería de
Barrancabermeja,» Ecopetrol, Barrancabermeja, 2016.

F. G. Shinskey, DISTILLATION CONTROL, United States of America: McGraw-Hill,
1980.

FAHIM, M. A., AL-SAHHAF, T. A., & ELKILANI, A. (2009). Fundamentals of
Petroleum Refining. Elsevier.

GRUPO DE EXCELENCIA OPERACIONAL, Manual de descripción de proceso de
la U 2000, Vicepresidencia de Refinación y Petroquímica, Barrancabermeja, 2007.

M. GADALLA, D. KAMEL, F. ASHOUR Y H. NOUR EL DIN, «A New Optimization
Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit»
Energy Procedia, vol. 36, pp. 455-464, 2013.

M. R. SEGURA, «Estudio de Mercado de Combustibles líquidos,» GIE, Cartagena,
2016.

M. VEGA, J. MARTÍNEZ, L. A. RUIZ, E. TARIFA Y E. ERDMANN, «Análisis de la
destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.

MEYERS, Robert, Handbook Petroleum Refining, Mc Graw Hill, Third edition, 345 - 456, 2009

N. P. Liberman, Troubleshooting Procces Operation. Third Edition, TULSA, OKLAHOMA: PENWELL PUBLISHING COMPANY, 1991.

NUESTROS PRODUCTOS JET A1, «<http://www.ecopetrol.com.co>,». Available: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo_de_Productos/pdf/Ecopetrol%20JET%20A-1%20VSM-01.pdf

SHAH, N. K., LI, Z., & LERAPETRITOU, M. G. (2011). Petroleum Refining Operations: Key Issues, Advances, and Opportunities. Industrial & Engineering Chemistry Research, 50(3), 1161–1170. <http://doi.org/10.1021/ie1010004>

TORRES ROBLES RAFAEL, & CASTRO ARELLANO, J. J. (2003). Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. México: Alfaomega.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, Proyección de Demanda de Combustibles Líquidos y GNV en Colombia, Ministerio de Minas y Energía,20014.

VALIENTE BARDERAS, A., & NORIEGA BERNECHEA, J. (1993). Manual del ingeniero químico. México: Limusa : Noriega.

VILLAFLORES, G., MORALES, G. V., & VELASCO, J. (2008). Variables significativas del proceso de combustión del gas natural. Información tecnológica, 19(4), 57-62.

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

ZIVORAD Lazic, Design of Experiments in Chemical Engineering WILEY-VCH
Verlag GmbH & KGaA, Weinheim; 2004.

BIBLIOGRAFÍA

AITANI, A. M. Oil Refining and Products. En C. J. Cleveland (Ed.), Encyclopedia of Energy (pp. 715–729). New York: Elsevier. 2004 [en línea] disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B012176480X00259X>

ALCARAZ Wilson, Estudio mediante simulación de proceso para optimización de la unidad refinadora de crudo en la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.

ASPEN PHYSICAL PROPERTY SYSTEM. “Physical Property Methods, ASPEN Tech Process Simulation Hand Book, Burlington, 2011. Version Number: V7.3, 2011.

CABALLERO, J. A., MILÁN-YAÑEZ, D., & GROSSMANN, I. E. (2005). Rigorous Design of Distillation Columns: Integration of Disjunctive Programming and Process Simulators. Industrial & Engineering Chemistry Research, 44(17), 6760–6775. <http://doi.org/10.1021/ie050080l>

CADAVID DIAZ Abel, Diseño estadístico de experimentos segunda edición, Universidad de Antioquia, Colombia 2009.

DEPARTAMENTO DE COMUNICACIONES INTERNAS, «La GRB aumenta en 25 mil barriles día la producción de Jet,» [en línea] disponible en: <http://iris/contenido/contenido.aspx?catID=1871&conID=68036&pagID=173732>

DOMINGO A. ESCALANTE S, de DISOLVENTES ALIFATICOS, Barrancabermeja, Primera edición., 2004, pp. 115-117.

ECOPETROL Nuestros Productos JET A1, [en línea] disponible en: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo_de_Productos/pdf/Ecopetrol%20JET%20A-1%20VSM-01.pdf

ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad 2000. Barrancabermeja. 2010

ECOPETROL, Potenciales económicos y margen de refinación Refinería de Barrancabermeja, Ecopetrol, Barrancabermeja, 2016.

FAHIM, M. A., AL-SAHHAF, T. A., & ELKILANI, A. Fundamentals of Petroleum Refining. Elsevier. 2009

GADALLA M., KAMEL D., ASHOUR F. NOUR EL DIN Y H., «A New Optimization Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit» Energy Procedia, vol. 36, pp. 455-464, 2013.

GRUPO DE EXCELENCIA OPERACIONAL, Manual de descripción de proceso de la U 2000, Vicepresidencia de Refinación y Petroquímica, Barrancabermeja, 2007.

LIBERMAN N. P., Troubleshooting Procces Operation. Third Edition, Tulsa, oklahoma: penwell publishing company, 1991.

MEYERS, Robert, Handbook Petroleum Refining, Mc Graw Hill, Third edition, 345 - 456, 2009

SARAF D. N., BASAK K., ABHILASH K. S. y GANGULY S., «On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints» Chemical & Engineering, vol. 41, nº 6, pp. 1557-1568, Febrero 2002.

SEGURA M. R., «Estudio de Mercado de Combustibles líquidos,» GIE, Cartagena, 2016.

SHAH, N. K., LI, Z., & LERAPETRITOU, M. G. Petroleum Refining Operations: Key Issues, Advances, and Opportunities. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(3), 1161–1170. 2011 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie1010004>

SHINSKEY F. G., *Distillation Control*, United States of America: McGraw-Hill, 1980.
TORRES ROBLES RAFAEL, & CASTRO ARELLANO, J. J. Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. México: Alfaomega. 2003

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, Proyección de Demanda de Combustibles Líquidos y GNV en Colombia, Ministerio de Minas y Energía, 20014.

VALIENTE BARDERAS, A., & NORIEGA BERNECHEA, J. *Manual del ingeniero químico*. México: Limusa : Noriega. 1993

VEGA M., MARTÍNEZ J., RUIZ L. A., TARIFA E. ERDMANN Y E., «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.

VILLAFLORES, G., MORALES, G. V., & VELASCO, J. Variables significativas del proceso de combustión del gas natural. *Información tecnológica* 2008, 19(4), 57-62.

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

ZIVORAD Latic, *Design of Experiments in Chemical Engineering* WILEY-VCH Verlag GmbH & KGaA, Weinheim; 2004.

ANEXOS

Anexo A. Simulación del Assay de crudo Vasconia.

The screenshot displays the 'CASABE - Basic Data' window. The left sidebar shows a tree view under 'Properties' with 'CASABE' expanded to 'Basic Data'. The main area has tabs for 'Dist Curve', 'Light-Ends', 'Gravity/UOPK', 'Molecular Wt', 'Options', and 'Information'. The 'Dist Curve' tab is active, showing 'Distillation curve type' as 'True boiling point (weight basis)', 'Pressure' as 0,193335 psia, and 'Bulk gravity value' as 'Specific gravity' 0,9249. A table on the right lists 'Percent distilled' and 'Temperature' in degrees Celsius.

Percent distilled	Temperature (C)
0	-161,5
4,68e-06	-88,61
0,00468	-88,6
0,00475	-42,11
0,0748	-42,1
0,0749	-11,71
0,136	-0,51
0,316	27,89
0,344	36,09
0,371	36,1
0,42	38,5
0,468	41
0,515	43,5
0,562	46
0,608	48,5
0,654	51
0,699	53,5
0,743	56
0,787	58,5
0,827	61

Anexo B. Fracciones de componentes livianos del crudo vasconia

Properties < CASABE - Results x +

All Items ▾

- Setup
- Components
 - Specifications
 - Molecular Structure
 - Assay/Blend
 - CASABE
 - Basic Data
 - Property Curves
 - Results
 - Light End Properties
 - Petro Characterization
 - Generation
 - Analysis Options
 - Selected Methods
 - Results
 - Pseudocomponents

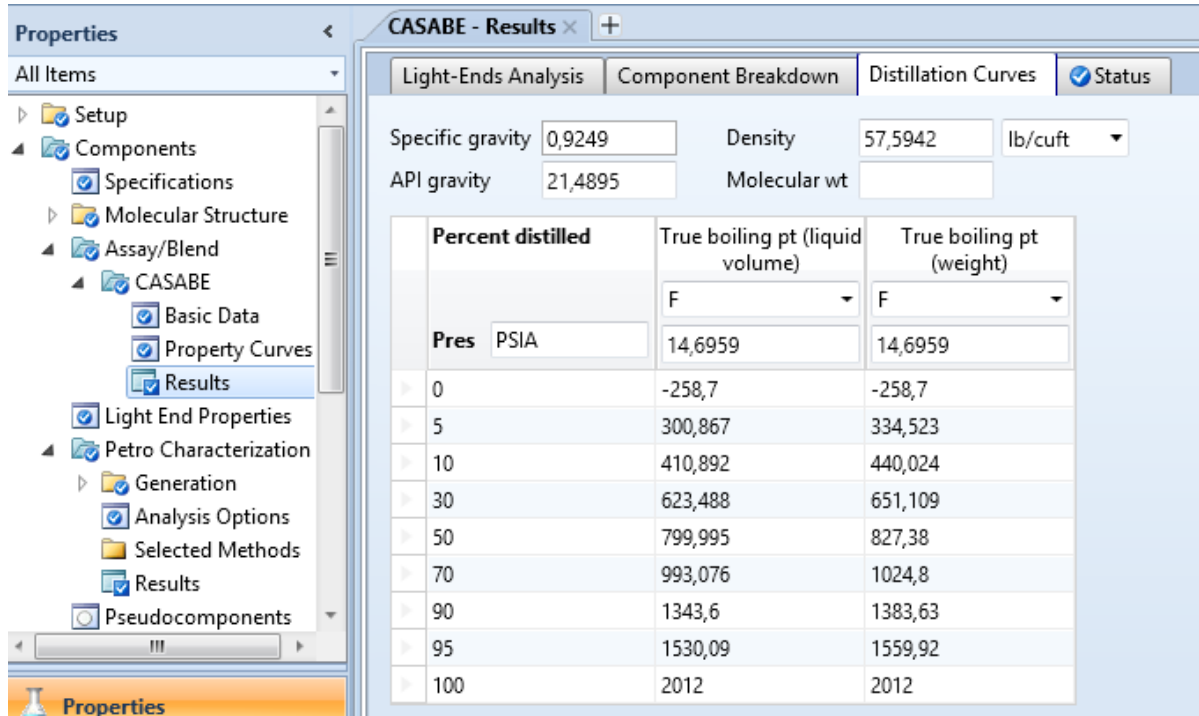
Light-Ends Analysis | Component Breakdown | Distillation Curves | Status

Specific gravity Density lb/cuft ▾

API gravity Molecular wt

	Component	Volume percent of assay	Weight percent of assay	Mole fraction
▶	C1	0	0	0
▶	C2A	0,0121526	0,0046757	0,0233318
▶	C3A	0,127874	0,070136	0,238653
▶	IC4A	0,099883	0,060784	0,156917
▶	NC4A	0,286144	0,18079	0,466717
▶	IC5A	0,0407274	0,0275	0,0571906
▶	NC5A	0,040323	0,0275	0,0571906

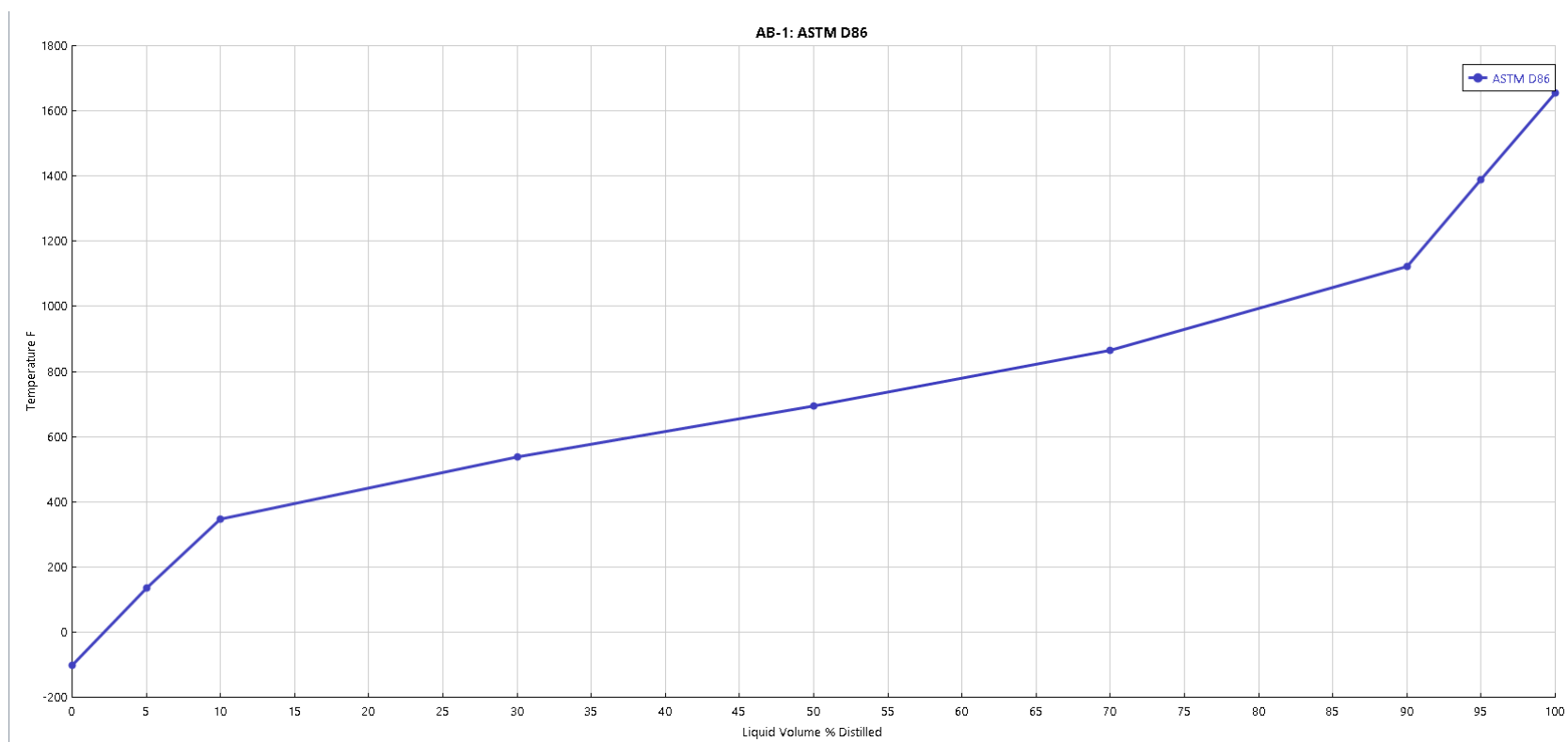
Anexo C. Curva de destilación del fraccionamiento de crudo vascaonia.



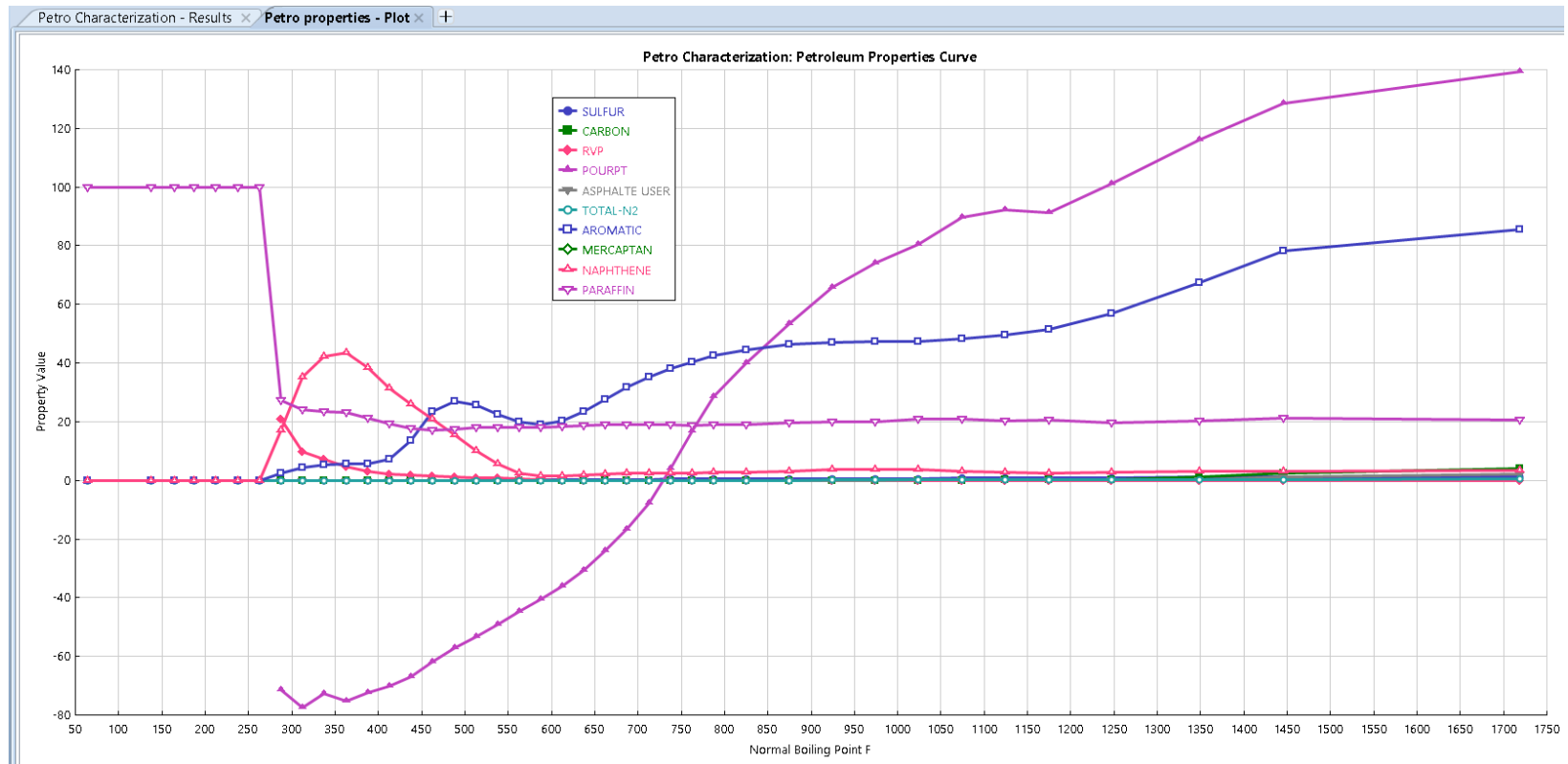
Anexo D. Petrocaraterización del crudo vascaonia.

Petro Characterization - Results									
Summary Petro Properties Viscosity Status									
Component	SULFUR	CARBON	RVP	POURPT	ASPHALTE USER	TOTAL-N2	AROMATIC	MERCAPTAN	
	percent	percent	psia	F	percent	percent	percent	percent	
PC151F	0.00908537	0	1.811035	-130.095	0	2.80436E-05	3.331492	0.000720542	
PC176F	0.00793794	0	1.73635	-126.5075	0	3.41751E-05	3.961983	0.00071496	
PC222F	0.00571356	0	1.558921	-117.594	0	5.11688E-05	5.573974	0.000704921	
PC241F	0.00704073	0	1.357621	-106.6257	0	7.53681E-05	7.603094	0.000686399	
PC262F	0.0145526	0	1.181964	-96.51049	0	0.000100836	9.482594	0.000650413	
PC288F	0.0279609	0	0.9951528	-85.30983	0	0.000132618	11.54307	0.000584792	
PC313F	0.0422733	0	0.8103755	-73.69024	0	0.00016974	13.63144	0.000501286	
PC338F	0.0533316	0	0.6259056	-62.6257	0	0.000209284	15.55122	0.000418108	
PC363F	0.064538	0	0.4382524	-52.21053	0	0.000250571	17.27817	0.000344707	
PC388F	0.0805814	0	0.2643343	-41.90787	0	0.000295678	18.89181	0.000283791	
PC413F	0.1062008	0	0.1160613	-31.42005	0	0.00034646	20.41733	0.000240889	
PC438F	0.1455139	0	0.0208922	-20.86774	0	0.000459654	21.82068	0.000225465	
PC463F	0.1994716	0	0	-10.44046	0	0.000874368	23.08782	0.000415457	
PC488F	0.2664138	0	0	-0.4782294	0	0.00157587	24.19751	0.000449501	
PC513F	0.3485114	0	0	9.282402	0	0.00255781	25.19699	0.000445072	
PC538F	0.4482353	0	0	19.01381	0	0.00387306	26.11042	0.000436752	
PC563F	0.5600035	0	0	29.1347	0.0032793	0.00732712	26.95393	0.000424541	
PC587F	0.6717881	0	0	40.11529	0.0227384	0.0136766	27.75543	0.000408575	
PC612F	0.7682636	0	0	52.26882	0.0565901	0.0223625	28.53842	0.000389404	
PC637F	0.835772	0.00133371	0	65.82576	0.0996415	0.0330759	29.31977	0.000368085	
PC663F	0.8757285	0.0568921	0	83.8373	0.147638	0.0546452	30.11	0.000345245	

Anexo E. Fracciones de destilación de la mezcla de crudo Vasconia-Cano limón



Anexo F. Petrocaracterización para la mezcla de crudo Vasconia-Cano Limón con relación 80/20 respectivamente



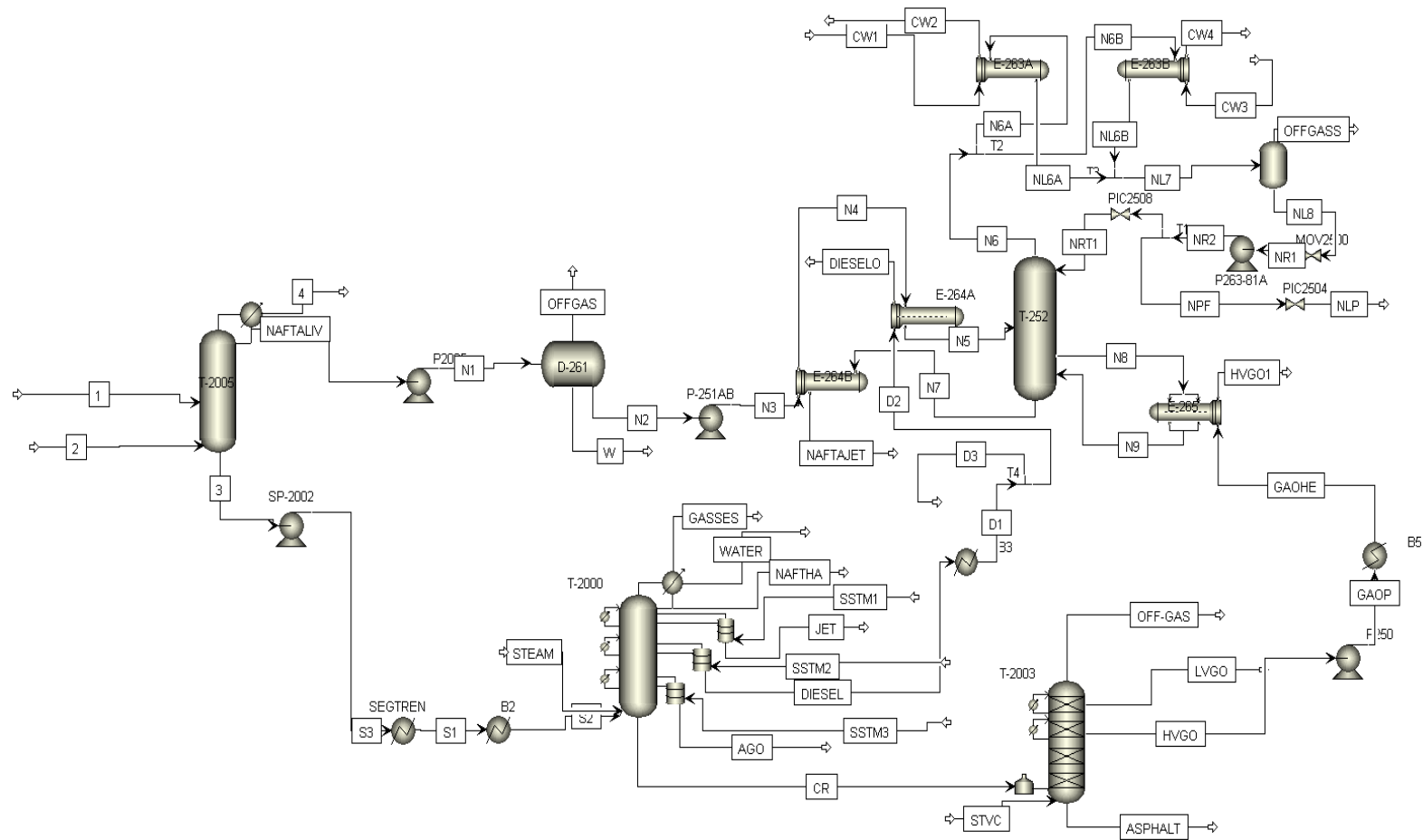
Anexo G. Balance de materia y energía de la simulación básica. Esta es la simulación preliminar para validar el modelo termodinámico y tener punto de partida para la simulación detallada.

	CRUDO	VAPORW	CRUDOAT	OFFGAS	NAFTALIV	NAFTAP	PRENAFT	NAFTAIN	NAFLIGHTH	NAFHVY	NAFJET	VAPOR
Temperatura F	340	750	336,1	130,2	130,2	127,8	147,8	227,8	240,8	500	580	240,8
Presión psia	60	64,7	26,7	26,7	26,7	136,7	119,7	111,7	94	99,7	92	94
Vapor Frac	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
Entalpía MMBtu/hr	-1,8	-41	-5,9	-46	-7,2	-7,2	-6,8	-5,3	-4,4	0,8	1,8	-0,1
Flujo másico lb/hr	660949	7500	625808,7	6793,1	35847,2	35847,2	35847,2	35847,2	28077	7515,9	7515,9	254,3
FASE VAPOR												
Flujo Vol. cuft/hr		83030,2									5571,8	266,4
Vap. StdVol 0C cuft/hr		149469,6									19325,9	1348,1
Cap. Calórica Btu/lb-R		0,5									0,6	0,5
Densidad lb/cuft		0,1									1,3	1
Promedio MW		18									139,6	67,7
FASE LIQUIDA												
Flujo Vol bbl/hr	2395		2185,6	19,7	151	150,5	153,3	170,5	141,2	40		
Vol. líquido 60F bbl/hr	2083,3		1942,5	19,4	142,8	142,8	142,8	142,8	114,5	27,2		
Cap. Calórica Btu/lb-R	0,6		0,6	1	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,7		
Viscosidad cP	0,7		0,9	0,5	0,4		0,4	0,2	0,2	0,1		
TOTAL, SECO												
API Gravedad	24,5		22,1		65,7	65,7	65,7	65,7	70,3	47,5	47,5	94,1
Gravedad 60F	0,907		0,921		0,718	0,718	0,718	0,718	0,701	0,791	0,791	0,627
Watson UOP-K	11,3		11,3		12,1	12,1	12,1	12,1	12,2	11,7	11,7	13
API Fl. Pt. F	135,2		178,8		-60,6	-60,6	-60,6	-60,6	-67,6	100	100	-140,8
RVP API psia	2,657		0,766		11,536	10,87	10,87	10,87	11,836	0,828	0,828	48,432

	CRUDO	VAPORW	CRUDOAT	OFFGAS	NAFTALIV	NAFTAP	PRENAFT	NAFTAIN	NAFLIGHT	NAFHVY	NAFJET	VAPOR
TODAS LAS FASES												
Std Flow TOTbb/day												
C2A	10,5	0	< 0,1	0	10,5	10,5	10,5	10,5	9,1	< 0,1	< 0,1	1,4
C3A	35,8	0	< 0,1	0	35,8	35,8	35,8	35,8	33,5	< 0,1	< 0,1	2,3
NC4A	138,1	0	< 0,1	0	138	138	138	138	133,8	< 0,1	< 0,1	4,2
IC4A	55,8	0	< 0,1	0	55,8	55,8	55,8	55,8	53,7	< 0,1	< 0,1	2,1
IC5A	54,4	0	< 0,1	0	54,4	54,4	54,4	54,4	53,4	< 0,1	< 0,1	1
NC5A	48,8	0	0,1	0	48,7	48,7	48,7	48,7	48	< 0,1	< 0,1	0,7
H2O	0	514,5	47,1	466	1,4	1,4	1,4	1,4	1,2	< 0,1	< 0,1	0,1
PC72F	362,3	0	0,2	0	362,2	362,2	362,2	362,2	355,3	< 0,1	< 0,1	6,9
PC136F	275,4	0	4,9	0	270,5	270,5	270,5	270,5	268	< 0,1	< 0,1	2,4
PC164F	388,6	0	26,4	0	362,2	362,2	362,2	362,2	359,7	0,2	0,2	2,3
PC188F	448	0	71,7	0	376,3	376,3	376,3	376,3	373,8	0,7	0,7	1,8
PC213F	505,7	0	152,6	0	353,1	353,1	353,1	353,1	349,1	2,8	2,8	1,2
PC238F	564	0	250,5	0	313,5	313,5	313,5	313,5	302,2	10,6	10,6	0,8
PC263F	614,5	0	351,9	0	262,6	262,6	262,6	262,6	226,2	36,1	36,1	0,4
PC288F	691	0	470	0	221,1	221,1	221,1	221,1	126,6	94,4	94,4	0,2
PC313F	727,6	0	556,5	0	171,2	171,2	171,2	171,2	40,8	130,4	130,4	< 0,1
PC338F	738,8	0	613,2	0	125,5	125,5	125,5	125,5	9,9	115,7	115,7	< 0,1
PC363F	778,1	0	684,2	0	93,9	93,9	93,9	93,9	2,4	91,5	91,5	< 0,1
PC388F	844,2	0	773,3	0	70,9	70,9	70,9	70,9	0,6	70,3	70,3	< 0,1
PC413F	895,4	0	844,5	0	50,8	50,8	50,8	50,8	0,1	50,7	50,7	< 0,1
PC438F	965,9	0	931,1	0	34,8	34,8	34,8	34,8	< 0,1	34,8	34,8	< 0,1
PC463F	1067,3	0	1053,2	0	14,1	14,1	14,1	14,1	< 0,1	14,1	14,1	< 0,1
PC488F	1198,2	0	1198,2	0	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
PC513F	1317,5	0	1317,5	0	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
PC538F	1421,4	0	1421,4	0	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	0	< 0,1	< 0,1	< 0,1
PC563F	1483	0	1483	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC587F	1501,7	0	1501,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0

	CRUDO	VAPORW	CRUDOAT	OFFGAS	NAFTALIV	NAFTAP	PRENAFT	NAFTAIN	NAFLIGHTH	NAFHVY	NAFJET	VAPOR
PC612F	1530,3	0	1530,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC637F	1552,5	0	1552,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC662F	1512,1	0	1512,1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC687F	1443,5	0	1443,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC712F	1294,6	0	1294,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC737F	1216	0	1216	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC763F	1198,4	0	1198,4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC788F	1271,2	0	1271,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC825F	2928,6	0	2928,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC875F	2959,6	0	2959,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC924F	2626,7	0	2626,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC974F	2129,8	0	2129,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1024F	1743	0	1743	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1074F	1426,9	0	1426,9	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1124F	1202,6	0	1202,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1174F	1032,1	0	1032,1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1248F	1666,7	0	1666,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1348F	1255,6	0	1255,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1445F	942,8	0	942,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1719F	1935	0	1935	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Anexo H. Esquema de la simulación detalla para estimar condiciones de operación de la propuesta de recuperar Jet-A1 con la antigua torre debutanizadora



Anexo I. Especificaciones mecánicas de los intercambiadores de calor, E-264A, en la simulación

Main Flowsheet S-1 - Results **E-264A (HeatX) - EDR Browser** E-264B (HeatX) - EDR Browser E-265 (HeatX) - EDR Browser

Geometry Process Errors & Warnings Run Status

Calculation mode: Simulation Recent Previous Setting Plan Tube Layout

Configuration

TEMA Type:	A - E - S -	AES
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ f	0,75 \ 1
Tube pattern:	45-Rotated Sqr.	45
Tubes are in baffle window:	Yes	Yes
Baffle type:	Single segmental	Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical	∅
Default exchanger material:	Carbon Steel f	Carbon Steel

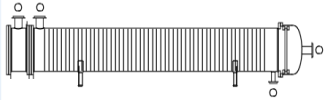
Size

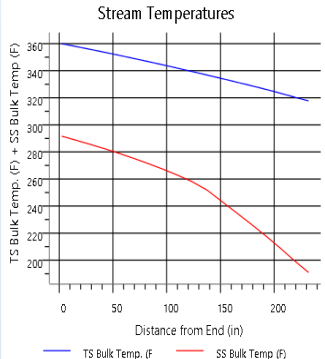
Specify some sizes for Design: Set default

Shell ID \ OD:	in 25 \ 25,75	25 \ 25,75
Tube length:	in 240	240
Baffle spacing center-center:	in 3,86	3,86
Number of baffles:	54	54
Number of tube \ passes:	168 \ 1	168 \ 1
Shells in series:	f	1
Shells in parallel:	f	1

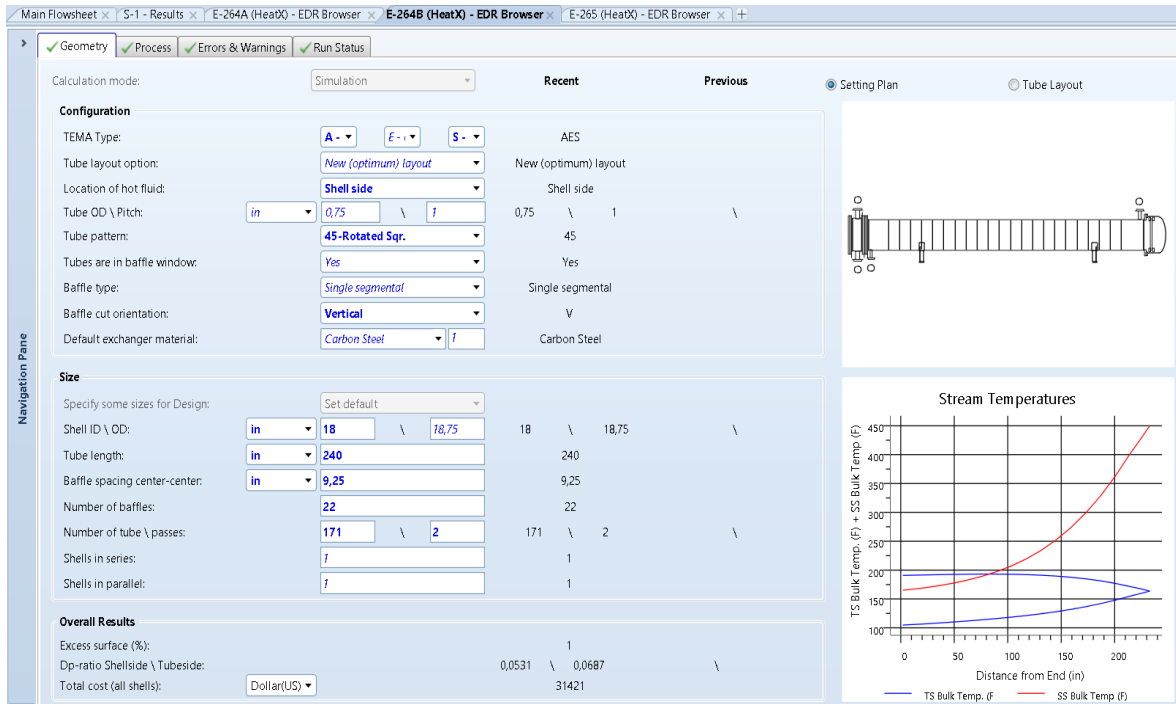
Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,2203 \ 0,2473
Total cost (all shells):	Dollar(US) 42464





Anexo J. Especificaciones mecánicas del intercambiador de calor, E-264B, en la simulación



Anexo K. Especificaciones mecánicas del intercambiador de calor, E-265, en la simulación

in Flowsheet x S-1 - Results x E-264A (HeatX) - EDR Browser x E-264B (HeatX) - EDR Browser x **E-265 (HeatX) - EDR Browser** x +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation
 Recent
 Previous
 Setting Plan
 Tube Layout

Configuration

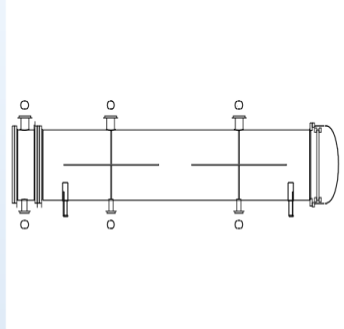
TEMA Type:	A - ▾ H - ▾ S - ▾	AHS
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side
Tube OD \ Pitch:	in ▾ 0,75 \ f	0,75 \ 1 \
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Set default	Yes
Baffle type:	Unbaffled	Unbaffled
Baffle cut orientation:	Set default	
Default exchanger material:	Carbon Steel ▾ f	Carbon Steel

Size

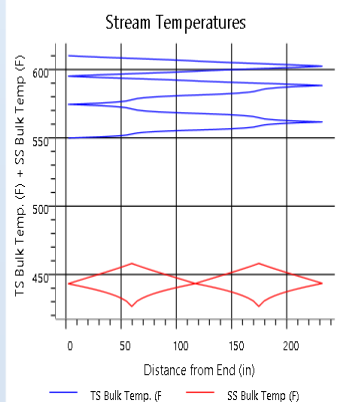
Specify some sizes for Design:	Set default	
Shell ID \ OD:	in ▾ 35 \ 35,875	35 \ 35,875 \
Tube length:	in ▾ 240	240
Baffle spacing center-center:	in ▾	
Number of baffles:		0
Number of tube \ passes:	773 \ 6	773 \ 6 \
Shells in series:	f	1
Shells in parallel:	f	1

Overall Results

Excess surface (%):		0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:		0,0254 \ 1 \
Total cost (all shells):	Dollar(US) ▾	73074



Stream Temperatures



Anexo L. Especificaciones mecánicas del condensador E-263^a

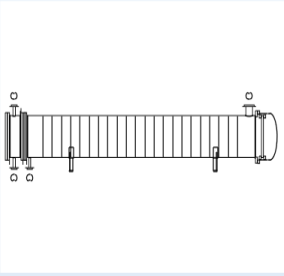
in Flowsheet x | S-1 - Results x | **E-263A (HeatX) - EDR Browser** x | E-263B (HeatX) - EDR Browser x | +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation
 Recent
Previous
 Setting Plan
 Tube Layout

Configuration

TEMA Type:	A - <input type="button" value="E -"/> <input type="button" value="S -"/>	AES
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Shell side	Shell side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ f	0,75 \ 1
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Yes	Yes
Baffle type:	Single segmental	Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical	V
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel



Size

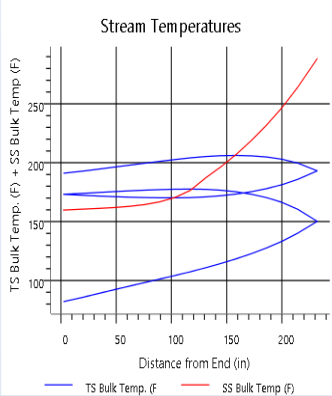
Specify some sizes for Design: Set default

Shell ID \ OD:	in 25 \ 25,75	25 \ 25,75
Tube length:	in 240	240
Baffle spacing center-center:	in 9,25	9,25
Number of baffles:	22	22
Number of tube \ passes:	378 \ 4	378 \ 4
Shells in series:	f	1
Shells in parallel:	1	1

Overall Results

Excess surface (%):	1
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,1508 \ 0,1
Total cost (all shells):	Dollar(US) 46233

Stream Temperatures



TS Bulk Temp. (F) + SS Bulk Temp. (F) vs Distance from End (in)

— TS Bulk Temp. (F)
 — SS Bulk Temp. (F)

Anexo M. Especificaciones mecánicas del condensador E-263B

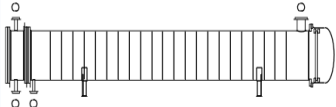
in Flowsheet x | S-1 - Results x | E-263A (HeatX) - EDR Browser x | **E-263B (HeatX) - EDR Browser** x | +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation
 Recent
Previous
Setting Plan
Tube Layout

Configuration

TEMA Type:	A- E-1 S-	AES
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Shell side	Shell side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ 1	0,75 \ 1
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Yes	Yes
Baffle type:	Single segmental	Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical	V
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel



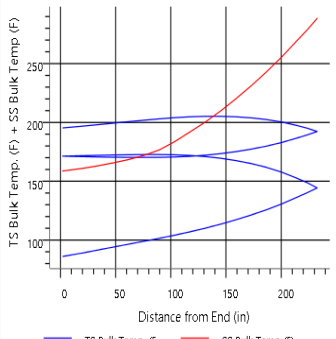
Size

Specify some sizes for Design:	Set default	
Shell ID \ OD:	in 25 \ 25,75	25 \ 25,75
Tube length:	in 240	240
Baffle spacing center-center:	in 9,25	9,25
Number of baffles:	22	22
Number of tube \ passes:	378 \ 4	378 \ 4
Shells in series:	1	1
Shells in parallel:	1	1

Overall Results

Excess surface (%):	-2
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,1595 \ 0,1001
Total cost (all shells):	Dollar(US) 43180

Stream Temperatures



— TS Bulk Temp. (F)
 — SS Bulk Temp. (F)

Anexo N. Especificaciones de los internos de la torre, platos, bajantes y demás

<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 5px;"> <p style="margin: 0;"> Specifications Design Results Profiles </p> <hr/> <p>Trayed section</p> <p>Starting stage <input style="width: 40px;" type="text" value="2"/> Ending stage <input style="width: 40px;" type="text" value="5"/></p> <p>Tray type Sieve Number of passes <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/></p> <hr/> <p>Tray geometry</p> <p>Tray spacing <input style="width: 40px;" type="text" value="18"/> in</p> <p>Minimum column diameter <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/> ft</p> <p>Cap slot area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> <p>Sieve hole area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> </div>	<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 5px;"> <p style="margin: 0;"> Specifications Design Results Profiles </p> <hr/> <p>Trayed section</p> <p>Starting stage <input style="width: 40px;" type="text" value="6"/> Ending stage <input style="width: 40px;" type="text" value="7"/></p> <p>Tray type Sieve Number of passes <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/></p> <hr/> <p>Tray geometry</p> <p>Tray spacing <input style="width: 40px;" type="text" value="29"/> in</p> <p>Minimum column diameter <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/> ft</p> <p>Cap slot area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> <p>Sieve hole area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> </div>
<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 5px;"> <p style="margin: 0;"> Specifications Design Results Profiles </p> <hr/> <p>Trayed section</p> <p>Starting stage <input style="width: 40px;" type="text" value="8"/> Ending stage <input style="width: 40px;" type="text" value="12"/></p> <p>Tray type Sieve Number of passes <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/></p> <hr/> <p>Tray geometry</p> <p>Tray spacing <input style="width: 40px;" type="text" value="24"/> in</p> <p>Minimum column diameter <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/> ft</p> <p>Cap slot area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> <p>Sieve hole area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> </div>	<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 5px;"> <p style="margin: 0;"> Specifications Design Results Profiles </p> <hr/> <p>Trayed section</p> <p>Starting stage <input style="width: 40px;" type="text" value="13"/> Ending stage <input style="width: 40px;" type="text" value="24"/></p> <p>Tray type Sieve Number of passes <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/></p> <hr/> <p>Tray geometry</p> <p>Tray spacing <input style="width: 40px;" type="text" value="22"/> in</p> <p>Minimum column diameter <input style="width: 40px;" type="text" value="1"/> ft</p> <p>Cap slot area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> <p>Sieve hole area to active area ratio <input style="width: 40px;" type="text" value="0,12"/></p> </div>

Anexo Ñ. Balance de materiales de la simulación rigurosa

	1	2	3	4	CR	CW1	CW2	CW3	CW4	D1	D2	D3	DIESEL	DIESELO	GAOHE	HVGO1	N1	N2	N3	N4
Temperature F	340	750	335,9	134,1	692,6	82	191,1	86	195,3	360	360	360	560	317,7	610,1	549,9	130,7	104	104,8	190,8
Pressure psia	60	64,7	26,7	26,7	32	40	39,3	40	39,3	28	28	28	28,3	27,3	45	41,2	66,7	39	89	88,5
Vapor Frac	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy MMBtu/hr	-1,9	-43,1	-6,1	-48,5	79,7	-228,6	-225	-228,4	-224,7	0,7	0,4	0,2	25,2	-2,6	21	16	-7,6	-8,1	-8,1	-6,4
Mass Flow lb/hr	673057,1	7901	634528,2	7173,4	361573	33540,2	33540,2	33525,6	33525,6	197692,9	130477,3	67215,6	197692,9	130477,3	126736,7	126736,7	39256,5	39256,5	39256,5	39256,5
*** VAPOR PHASE ***																				
Vol Flow cuft/hr		87469,6																		
Vap StdVol OC cuft/hr		157461,3																		
Heat Cap Btu/lb-R		0,5																		
Density lb/cuft		0,1																		
Average MW		18																		
*** LIQUID PHASE ***																				
Vol Flow bbl/hr	2444,2		2219,6	20,8	1384,4	96	99	96	99,1	744,1	491,1	253	849,8	479,7	492,1	476,3	163,8	160	160,1	173,6
Liq Vol 60F bbl/hr	2125		1972	20,5	1064,1	95,9	95,9	95,8	95,8	644,3	425,3	219,1	644,3	425,3	387,5	387,5	155,1	155,1	155,1	155,1
Heat Cap Btu/lb-R	0,6		0,6	1	0,7	1	1	1	1	0,6	0,6	0,6	0,7	0,5	0,7	0,6	0,5	0,5	0,5	0,5
Viscosity cP	0,7		0,8	0,5	0,5	0,8	0,3	0,8	0,3	0,5	0,5	0,5	0,2	0,7	0,4	0,5		0,5		0,3
*** DRY TOTAL ***																				
API Gravity	24,8		22,3		14,2					29,8	29,8	29,8	29,8	29,8	19,8	19,8	64,1	64,1	64,1	64,1
Gravity 60F	0,906		0,92		0,971					0,877	0,877	0,877	0,877	0,877	0,935	0,935	0,724	0,724	0,724	0,724
RVP API psia	2,578		0,764		0,357					0,591	0,591	0,591	0,617	0,591	0,235	0,235	10,373	10,373	10,373	10,373
*** ALL PHASES ***																				
Std Flow TOTAL bbl/day																				
C2A	10,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10,5	10,5	10,5	10,5
C3A	34,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	34,7	34,7	34,7	34,7
NC4A	136	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	136	136	136	136
IC4A	54,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	54,6	54,6	54,6	54,6
IC5A	59,4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	59,4	59,4	59,4	59,4

	1	2	3	4	CR	CW1	CW2	CW3	CW4	D1	D2	D3	DIESEL	DIESELO	GAOHE	HVGO1	N1	N2	N3	N4
NC5A	53	0	0,1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	52,9	52,9	52,9	52,9
H2O	0	542	48,3	492,1	10,9	2301	2301	2300	2300	5,7	3,8	1,9	5,7	3,8	0	0	1,6	1,6	1,6	1,6
PC72F	367,7	0	0,1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	367,6	367,6	367,6	367,6
PC136F	272,3	0	4,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	268	268	268	268
PC164F	395,8	0	24,5	0	0	0	0	0	0	0,2	0,1	0,1	0,2	0,1	0	0	371,3	371,3	371,3	371,3
PC188F	457,7	0	68,5	0	0	0	0	0	0	0,9	0,6	0,3	0,9	0,6	0	0	389,3	389,3	389,3	389,3
PC213F	523	0	151	0	0	0	0	0	0	2,7	1,8	0,9	2,7	1,8	0	0	372	372	372	372
PC238F	588,7	0	253,9	0	0	0	0	0	0	5,9	3,9	2	5,9	3,9	0	0	334,8	334,8	334,8	334,8
PC263F	648,9	0	364,1	0	0	0	0	0	0	11,3	7,4	3,8	11,3	7,4	0	0	284,8	284,8	284,8	284,8
PC288F	733,6	0	491,5	0	0	0	0	0	0	20,2	13,3	6,9	20,2	13,3	0	0	242,1	242,1	242,1	242,1
PC313F	786,5	0	594,5	0	0	0	0	0	0	32,5	21,4	11	32,5	21,4	0	0	192	192	192	192
PC338F	820,6	0	674,6	0	0,1	0	0	0	0	49,7	32,8	16,9	49,7	32,8	0	0	146	146	146	146
PC363F	866,1	0	755,1	0	0,1	0	0	0	0	77,3	51	26,3	77,3	51	0	0	111	111	111	111
PC388F	921,5	0	837,4	0	0,2	0	0	0	0	129,2	85,3	43,9	129,2	85,3	0	0	84,2	84,2	84,2	84,2
PC413F	959,2	0	897,5	0	0,5	0	0	0	0	244,7	161,5	83,2	244,7	161,5	0	0	61,7	61,7	61,7	61,7
PC438F	1023,5	0	977,7	0	1,1	0	0	0	0	524,8	346,4	178,4	524,8	346,4	0	0	45,8	45,8	45,8	45,8
PC463F	1123	0	1088,5	0	2,4	0	0	0	0	911	601,3	309,7	911	601,3	0	0	34,5	34,5	34,5	34,5
PC488F	1254,5	0	1228,5	0	5,7	0	0	0	0	1178,7	778	400,8	1178,7	778	0,1	0,1	26	26	26	26
PC513F	1372,2	0	1353,3	0	13,1	0	0	0	0	1326,9	875,7	451,1	1326,9	875,7	0,2	0,2	18,9	18,9	18,9	18,9
PC538F	1471,9	0	1459	0	28,5	0	0	0	0	1420,1	937,3	482,8	1420,1	937,3	0,5	0,5	13	13	13	13
PC563F	1528,6	0	1520,6	0	57,5	0	0	0	0	1449,6	956,7	492,9	1449,6	956,7	1,5	1,5	8	8	8	8
PC587F	1542,2	0	1540,6	0	106,3	0	0	0	0	1416,1	934,6	481,5	1416,1	934,6	4,1	4,1	1,6	1,6	1,6	1,6
PC612F	1568,7	0	1568,7	0	182,9	0	0	0	0	1361,5	898,6	462,9	1361,5	898,6	10,9	10,9	0	0	0	0
PC637F	1587	0	1587	0	287,9	0	0	0	0	1267,8	836,8	431,1	1267,8	836,8	27,6	27,6	0	0	0	0
PC662F	1538,4	0	1538,4	0	401,4	0	0	0	0	1099,4	725,6	373,8	1099,4	725,6	61,6	61,6	0	0	0	0
PC687F	1459,3	0	1459,3	0	511,1	0	0	0	0	904,5	597	307,5	904,5	597	122,4	122,4	0	0	0	0
PC712F	1300,5	0	1300,5	0	578,1	0	0	0	0	675,3	445,7	229,6	675,3	445,7	210,5	210,5	0	0	0	0
PC737F	1246,4	0	1246,4	0	670,7	0	0	0	0	520,3	343,4	176,9	520,3	343,4	347,6	347,6	0	0	0	0
PC763F	1228,1	0	1228,1	0	769,8	0	0	0	0	388,8	256,6	132,2	388,8	256,6	517,7	517,7	0	0	0	0
PC788F	1286,2	0	1286,2	0	911,6	0	0	0	0	276,3	182,4	93,9	276,3	182,4	723,4	723,4	0	0	0	0
PC825F	2953,9	0	2953,9	0	2453,9	0	0	0	0	156,6	103,4	53,2	156,6	103,4	2130,7	2130,7	0	0	0	0
PC875F	2929,9	0	2929,9	0	2716,2	0	0	0	0	6,1	4	2,1	6,1	4	2268,6	2268,6	0	0	0	0
PC924F	2606,8	0	2606,8	0	2549,6	0	0	0	0	0,1	0	0	0,1	0	1698,2	1698,2	0	0	0	0
PC974F	2123,4	0	2123,4	0	2113,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	831,2	831,2	0	0	0	0
PC1024F	1714,1	0	1714,1	0	1712,9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	269,6	269,6	0	0	0	0
PC1074F	1392,6	0	1392,6	0	1392,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	60,8	60,8	0	0	0	0
PC1124F	1179,2	0	1179,2	0	1179,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	11	11	0	0	0	0
PC1174F	1016,3	0	1016,3	0	1016,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1,7	1,7	0	0	0	0
PC1248F	1651,8	0	1651,8	0	1651,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,2	0,2	0	0	0	0

Anexo O. Balance de materiales de la simulación detallada (Continuación)

	N5	N6	N6A	N6B	N7	N8	N9	NAFTAJET	NAFTALIV	NAFTHA	NL6A	NL6B	NL7	NL8	NLP	NPF	NR1	NR2	NRT	NRT1
Temperature F	291,6	288,9	288,9	288,9	451,3	426,6	457,9	165,1	134,1	206,6	160,7	159,8	160,3	161	162,7	162,4	161	162,4	162,4	162,5
Pressure psia	86,9	57	57	57	61	60,6	60,5	60,8	26,7	22	56,4	56,4	56,4	59	109	172,8	52,8	172,8	172,8	166,4
Vapor Frac	0,21	1	1	1	0	0	0,944	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy MMBtu/hr	-3,3	-0,5	-0,2	-0,2	0,7	2,2	7,2	-1,1	-7,6	-1	-3,9	-3,9	-7,8	-7,8	-5,9	-5,9	-7,8	-7,7	-1,9	-1,9
Mass Flow lb/hr	39256,5	37762,7	18881,4	18881,4	10556,6	43415,7	43415,7	10556,6	39256,5	9837,8	18881,4	18881,4	37762,7	37762,7	28699,6	28699,6	37762,7	37762,7	9063	9063
*** VAPOR PHASE ***																				
Vol Flow cuft/hr	6831,7	53859,7	26929,9	26929,9			43266,1		0,1	0,8										
Vap StdVol 0C cuft/hr	29756,6	151504,6	75752,3	75752,3			109538,7		0,1	1										
Heat Cap Btu/lb-R	0,5	0,5	0,5	0,5			0,6		0,4	0,5										
Density lb/cuft	1	0,7	0,7	0,7			0,9		0,2	0,2										
Average MW	78,6	89,5	89,5	89,5			133,6		56,9	53,5										
*** LIQUID PHASE ***																				
Vol Flow bbl/hr	159,6				51,2	211,3	12,9	40,2	164,3	41,4	84,4	84,3	168,6	168,8	128,4	128,3	168,8	168,9	40,5	40,5
Liq Vol 60F bbl/hr	127,2				37,9	158,3	9,5	37,9	155,1	37,3	77,1	77,1	154,2	154,2	117,2	117,2	154,2	154,2	37	37
Heat Cap Btu/lb-R	0,6				0,7	0,7	0,7	0,5	0,5	0,6	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Viscosity cP	0,2				0,2	0,1	0,2	0,6	0,4	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
*** DRY TOTAL ***																				
API Gravity	64,1	70,6	70,6	70,6	46,3	49	49	46,3	64,1	56,5	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6	70,6
Gravity 60F	0,724	0,7	0,7	0,7	0,796	0,784	0,784	0,796	0,724	0,753	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
RVP API psia	10,373	12,039	12,039	12,039	0,825	0,856	0,856	0,825	11,064	0,993	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039	12,039
*** ALL PHASES ***																				
Std Flow TOTAL bbl/day																				
C2A	10,5	13,8	6,9	6,9	0	0	0	0	10,5	0	6,9	6,9	13,8	13,8	10,5	10,5	13,8	13,8	3,3	3,3
C3A	34,7	45,6	22,8	22,8	0	0	0	0	34,7	0	22,8	22,8	45,6	45,6	34,7	34,7	45,6	45,6	10,9	10,9
NC4A	136	178,9	89,5	89,5	0	0	0	0	136	0	89,5	89,5	178,9	178,9	136	136	178,9	178,9	42,9	42,9
IC4A	54,6	71,8	35,9	35,9	0	0	0	0	54,6	0	35,9	35,9	71,8	71,8	54,6	54,6	71,8	71,8	17,2	17,2
IC5A	59,4	78,1	39,1	39,1	0	0	0	0	59,4	0	39,1	39,1	78,1	78,1	59,4	59,4	78,1	78,1	18,7	18,7
NC5A	52,9	69,6	34,8	34,8	0	0	0	0	52,9	0,1	34,8	34,8	69,6	69,6	52,9	52,9	69,6	69,6	16,7	16,7
H2O	1,6	2,1	1,1	1,1	0	0	0	0	1,6	1,8	1,1	1,1	2,1	2,1	1,6	1,6	2,1	2,1	0,5	0,5
PC72F	367,6	483,7	241,8	241,8	0	0	0	0	367,6	0,1	241,8	241,8	483,7	483,7	367,6	367,6	483,7	483,7	116,1	116,1
PC136F	268	352,7	176,3	176,3	0	0,1	0,1	0	268	3	176,3	176,3	352,7	352,7	268	268	352,7	352,7	84,6	84,6

	N5	N6	N6A	N6B	N7	N8	N9	NAFTAJET	NAFTALIV	NAFTHA	NL6A	NL6B	NL7	NL8	NLP	NPF	NR1	NR2	NRT	NRT1
PC164F	371,3	488,5	244,2	244,2	0,1	1	1	0,1	371,3	19	244,2	244,2	488,5	488,5	371,2	371,2	488,5	488,5	117,2	117,2
PC188F	389,3	511,7	255,9	255,9	0,4	4,9	4,9	0,4	389,3	56,3	255,9	255,9	511,7	511,7	388,9	388,9	511,7	511,7	122,8	122,8
PC213F	372	486,2	243,1	243,1	2,5	26,7	26,7	2,5	372	128	243,1	243,1	486,2	486,2	369,5	369,5	486,2	486,2	116,7	116,7
PC238F	334,8	422,3	211,2	211,2	13,8	123,5	123,5	13,8	334,8	212	211,2	211,2	422,3	422,3	321	321	422,3	422,3	101,4	101,4
PC263F	284,8	296,7	148,3	148,3	59,3	438,2	438,2	59,3	284,8	255,9	148,3	148,3	296,7	296,7	225,5	225,5	296,7	296,7	71,2	71,2
PC288F	242,1	139,1	69,5	69,5	136,4	831	831	136,4	242,1	166,9	69,5	69,5	139,1	139,1	105,7	105,7	139,1	139,1	33,4	33,4
PC313F	192	44,8	22,4	22,4	158	793,8	793,8	158	192	44,1	22,4	22,4	44,8	44,8	34	34	44,8	44,8	10,7	10,7
PC338F	146	11,5	5,8	5,8	137,3	569,6	569,6	137,3	146	7,6	5,8	5,8	11,5	11,5	8,8	8,8	11,5	11,5	2,8	2,8
PC363F	111	2,4	1,2	1,2	109,2	375,7	375,7	109,2	111	1,2	1,2	1,2	2,4	2,4	1,8	1,8	2,4	2,4	0,6	0,6
PC388F	84,2	0,4	0,2	0,2	83,9	240,4	240,4	83,9	84,2	0,2	0,2	0,2	0,4	0,4	0,3	0,3	0,4	0,4	0,1	0,1
PC413F	61,7	0,1	0	0	61,7	148,6	148,6	61,7	61,7	0	0	0	0,1	0,1	0	0	0,1	0,1	0	0
PC438F	45,8	0	0	0	45,8	93,7	93,7	45,8	45,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC463F	34,5	0	0	0	34,5	60,7	60,7	34,5	34,5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC488F	26	0	0	0	26	39,9	39,9	26	26	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC513F	18,9	0	0	0	18,9	25,7	25,7	18,9	18,9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC538F	13	0	0	0	13	15,9	15,9	13	13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC563F	8	0	0	0	8	9	9	8	8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC587F	1,6	0	0	0	1,6	1,7	1,7	1,6	1,6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC612F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC637F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC662F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC687F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC712F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC737F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC763F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC788F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC825F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC875F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC924F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC974F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1024F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1074F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1124F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1174F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC1248F	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Anexo P. Análisis estadístico de la producción de Jet-A1 en función de factor carga y fracción de reflujo de cima Crudo Vasconia

Regresión Múltiple - Producción de Jet

Variable dependiente: Producción de Jet (BPD)

Variables independientes:

Fracción de Reflujo

Nafta Cargada (BPD)

<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
		<i>Estándar</i>	<i>T</i>	
CONSTANTE	-3700,01	0,089	-41753,5	0,0000
Fraccion de Reflujo	3700,07	0,134	27625,8	0,0000
Nafta Cargada	0,96	0,000018	53330,4	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	3,96352E6	2	1,98176E6	1803661141,43	0,0000
Residuo	0,0241723	22	0,00109874		
Total (Corr.)	3,96352E6	24			

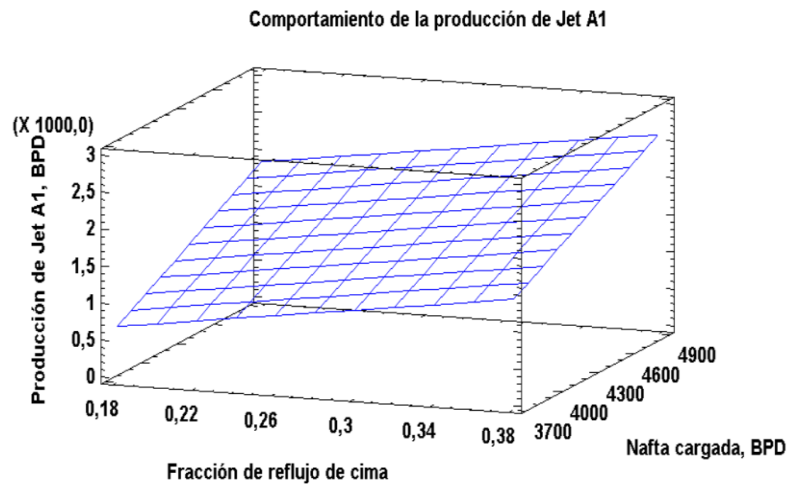
R² = 100 %

La ecuación que representa el comportamiento de la variable producción de Jet A1 cuando se carga crudo Vasconia es la ecuación 10.

$$\text{Producción de Jet} = -3700,01 + 3700,07 \cdot \text{Fracción de Reflujo} + 0,97 \cdot \text{Nafta Cargada} \quad (\text{EC } 10),$$

La figura 1. se muestran las superficies de contorno y superficie este comportamiento de la producción del Jet-A1.

Figura 1. Superficie de optimización para la producción del Jet-A1.



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar un flujo de Jet-A1 entre 900 a 1000 BPD se debe mantener la carga entre 3700 a 4100 BPD, con reflujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de reflujo de 0,18 a 0,20 (respecto al flujo de entrada de carga).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados con objeto de disminuir la producción de Nafta e incrementar la producción de Jet-A1, afecta la calidad del Jet-A1 en el parámetro de destilación T5% de destilación.

Anexo Q. Análisis estadístico de la producción de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para el crudo Vasconia

Regresión Múltiple - Producción de Nafta

Variable dependiente: Producción de Nafta (BPD)

Variables independientes:

Nafta Cargada (BPD)

Fracción de Reflujo

		<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	
<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Estándar</i>	<i>T</i>	<i>Valor-P</i>
CONSTANTE	3700,0	0,0337	109706,	0,0000
Nafta Cargada	-0,028	0,0071	-0,41	0,6890
Fracción de Reflujo	-3699,96	0,051	-72584,3	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	838494,	2	419247,	2634237287,4	0,0000
Residuo	0,00350137	22	0,00016		
Total (Corr.)	838494,	24			

$R^2 = 100 \%$

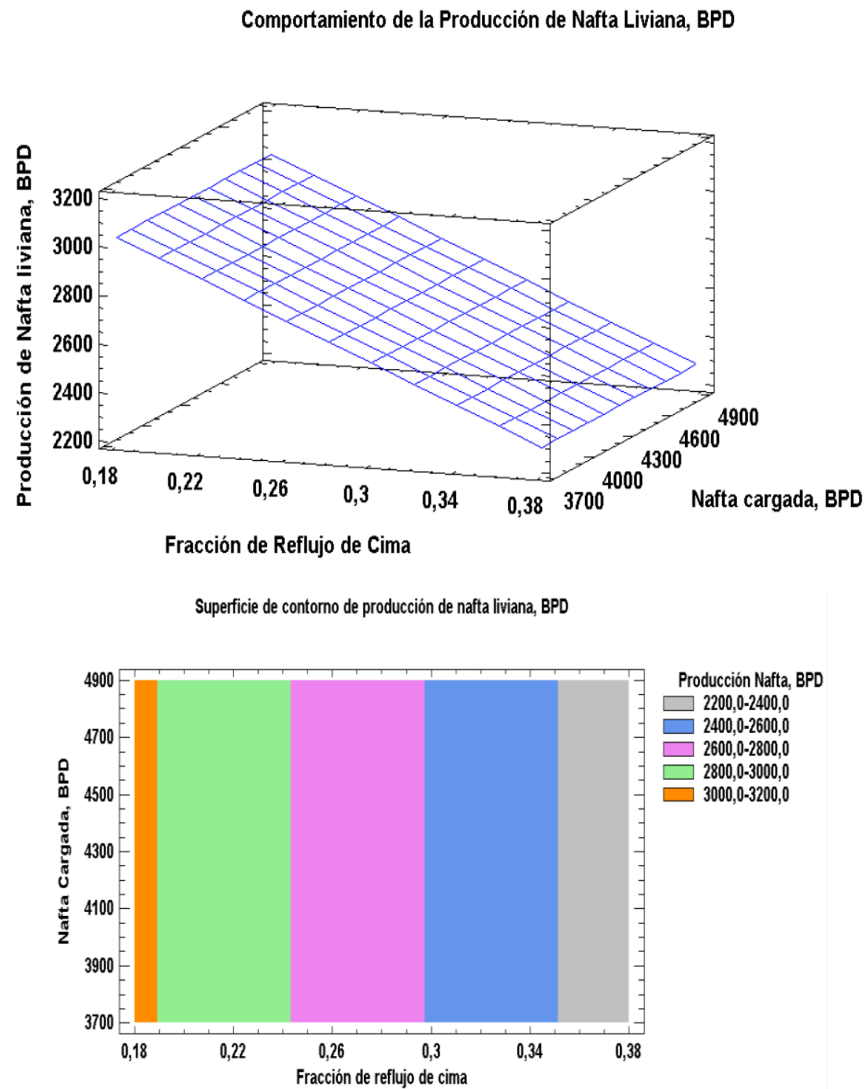
La ecuación que representa el comportamiento de la variable producción de Jet A1 cuando se carga crudo Vasconia es la ecuación 11.

Producción de Nafta = 3700,0 - 0,0000028944*Nafta Cargada - 3699,96*Fraccion de Reflujo

EC(11)

La figura 1. se muestran las superficies de contorno y superficie este comportamiento de la producción del Jet-A1.

Figura 1. Superficie de optimización para la producción de Nafta.



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar un flujo de Nafta entre 3000 a 3200 BPD se debe mantener la carga entre 3700 a 4000 BPD, con refujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de refujo de 0,18 a 0,20 (respecto al flujo de entrada de carga).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados con objeto de disminuir la producción de Nafta e incrementar la producción de Jet-A1, afecta la calidad del Jet-A1 en el parámetro de destilación T5% de destilación.

Anexo R. Análisis estadístico de los parámetros de calidad de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para la corrida con crudo Vasconia/Caño limón

Multiple Regression - Temperatura 95% Nafta

Variable dependiente: Temperatura 95% Nafta (F)

Variables independientes:

Fracción de Reflujo

Nafta Cargada (BPD)

<i>Parámetro</i>	<i>Estimación</i>	<i>Error</i>	<i>Estadístico</i>	<i>Valor-P</i>
		<i>Estándar</i>	<i>T</i>	
CONSTANT	421,32	6,21	67,83	0,0000
Fracción de Reflujo	-220,15	9,39	-23,45	0,0000
Nafta Cargada	-0,028	0,0013	-21,07	0,0000

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	5362,54	2	2681,27	496,83	0,0000
Residuo	118,73	22	5,39672		
Total (Corr.)	5481,27	24			

$R^2 = 97,8 \%$

La ecuación que representa el comportamiento de la variable T95% de la Nafta cuando se carga crudo Vasconia es la ecuación 12.

Las figuras 1. se muestran las superficies de contorno y superficie este comportamiento de la calidad de la Nafta en T95% de destilación de la Nafta.

$$\text{Temperatura 95\% Nafta} = 421,318 - 220,147 \cdot \text{Fracción de Reflujo} - 0,0276787 \cdot \text{Nafta Cargada} \quad \text{EC}(12)$$

Figura 1. Superficie de optimización para el T95% de destilación de la Nafta.

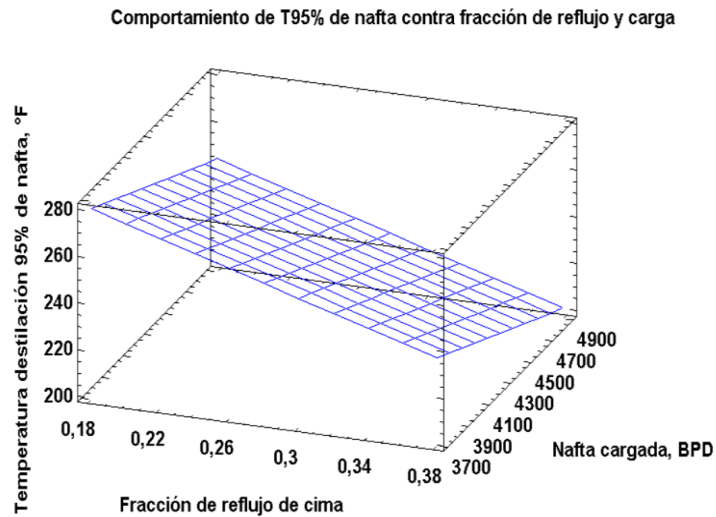
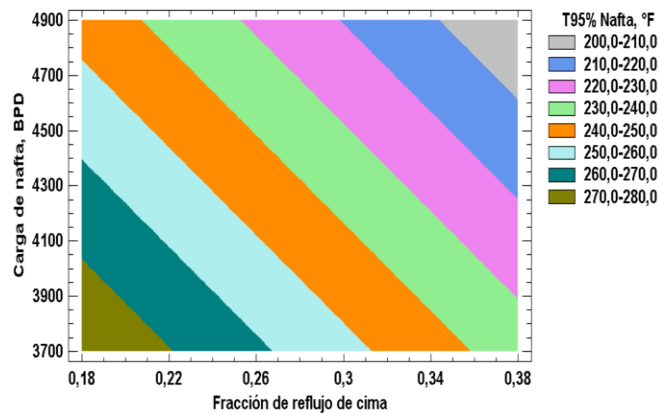


Grafico de contorno de T95% nafta liviana, contra Fracción de reflujo y Nafta alimentada



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar un flujo de Nafta entre 280 a 290 °F se debe mantener la carga entre 3700 a 4100 BPD, con reflujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de reflujo de 0,18 a 0,22 (respecto al flujo de entrada de carga).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados Se disminuye la destilación de la Nafta en su parámetro T 95%, afectando la calidad del Jet-A1 en el parámetro de destilación T5%.

Anexo S. Análisis estadístico de la producción de Nafta en función de factor carga y fracción de reflujo de cima mezcla crudo 80%Vasconia/20% Caño limón.

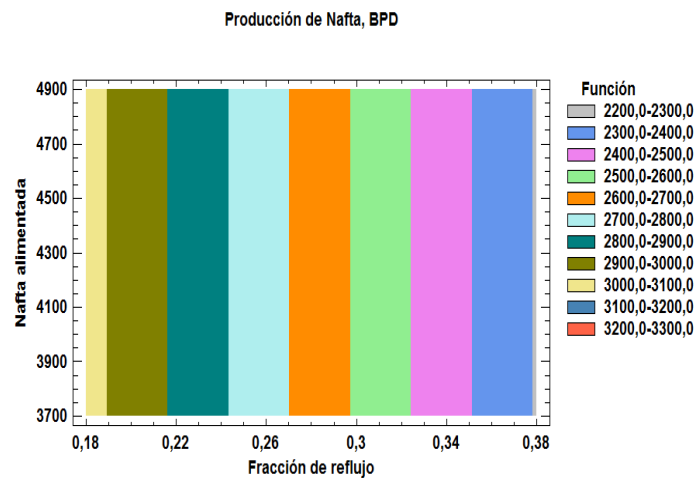
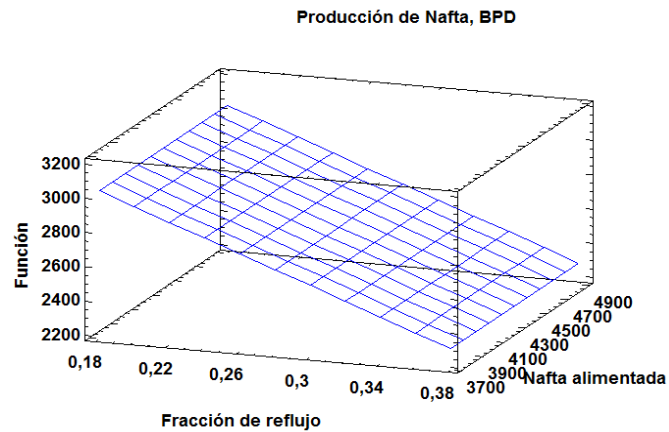
Regresión Múltiple - Producción de Nafta

Variable dependiente: Producción de Nafta

Variables independientes:

Fracción de reflujo

Nafta cargada



Anexo T. Análisis estadístico de los parámetros de calidad de Jet-A1 en función de factor carga y fracción de reflujo de cima para la corrida con mezcla de crudo Vasconia/Caño limón.

Regresión para - Temperatura 5% Jet A1

Variables dependientes: Temperatura 5% Jet A1 (F)

Variables Independientes:

Fracción de reflujo

Nafta cargada (BPD)

		<i>Standard</i>	<i>T</i>	
Parameter	Estimate	Error	Statistic	P-Value
CONSTANT	481,033	6,94	69,285	0,0000
Fracción de reflujo	-180,64	10,49	-17,2142	0,0000
Nafta cargada	-0,039	0,00147	-25,9323	0,0000

Analisis de Varianza

<i>Source</i>	<i>Sum of Squares</i>	<i>Df</i>	<i>Mean Square</i>	<i>F-Ratio</i>	<i>P-Value</i>
Model	6534,11	2	3267,05	484,41	0,0000
Residual	148,38	22	6,74		
Total (Corr.)	6682,48	24			

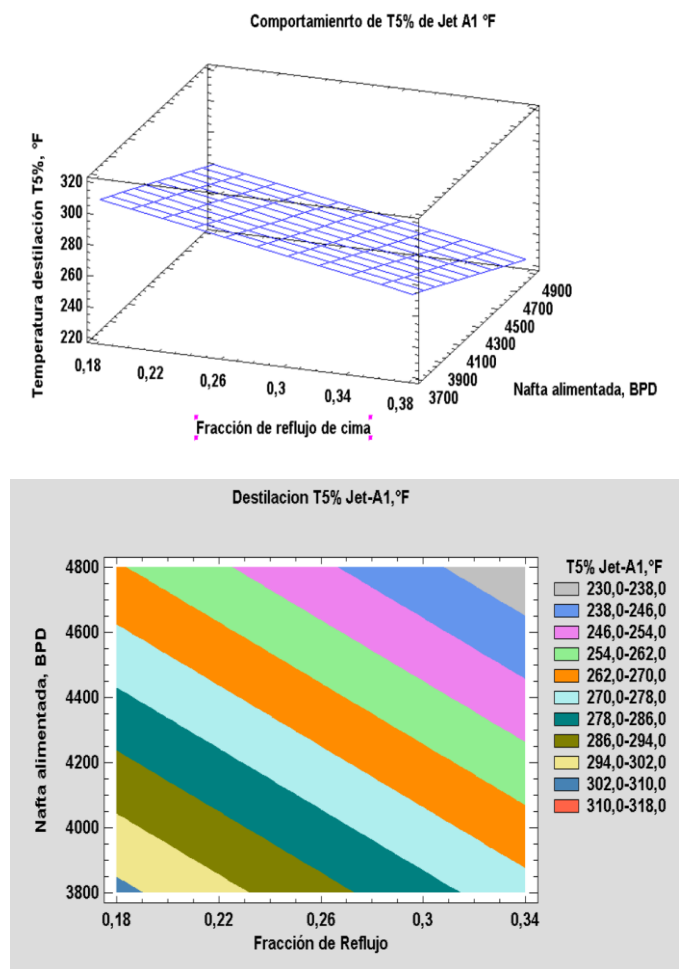
$R^2 = 97,8 \%$

La ecuación que representa el comportamiento de la variable calidad del Jet A1 en su parámetro de destilación T 5%, cuando se carga crudo mezcla Vasconia/Caño es la ecuación 13.

Las figuras 1. se muestran las superficies de contorno y superficie este comportamiento de la calidad del Jet-A1.

$$\text{Temperatura 5\% Jet A1} = 481,03 - 180,64 \cdot \text{Fracción de reflujo} - 0,038 \cdot \text{Nafta cargada} \quad \text{EC (13)}$$

Figura 1. Superficie de optimización para la calidad del Jet-A1



Fuente: Autor

En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar el T5% de destilación del Jet A1 entre 290 a 300°F se debe mantener la carga entre 3900 a 4100 BPD, con reflujo de cima en la región donde se observa el área de máximos, comprendida entre valores de reflujo de 0,19 a 0,22 (respecto al flujo de entrada de carga).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por encima de los antes mencionados con objeto de aumentar la producción de Jet-A1, afecta la calidad del Jet-A1 en el parámetro de destilación T5% de destilación.

Anexo U. Análisis de variabilidad para la recuperación del Jet-A1 mezcla 80% Vasconia/ 20%Caño limón

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5JET	T95NAF	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TENP CIMA	TEMP FONDO	REFLUJO FONDO	Gravedad especifica
%	BBL/DAY	PSIG	°F	°F	BBL/DAY	BBL/DAY	CS - 4 °F		LB/ft ³ 60°F	°F	°F	BBL/DAY	Adimencional
0,2	3800,0	61,5	311,0	271,1	840,0	2960,0	1,8	49,1	47,3	278,6	446,5	3800,0	0,783
0,2	3800,0	69,0	309,2	274,3	840,0	2960,0	1,8	49,0	47,2	290,3	458,9	3800,0	0,784
0,2	4050,0	61,5	295,3	261,2	1090,0	2960,0	1,7	48,4	46,6	268,8	428,1	3800,0	0,786
0,2	4050,0	69,0	293,3	258,4	1090,2	2960,0	1,7	48,3	46,5	280,4	440,3	3800,0	0,787
0,2	4050,0	76,5	291,3	262,2	1090,0	2960,0	1,7	48,2	46,4	291,1	451,1	3800,0	0,787
0,2	4300,0	61,5	283,1	249,8	1340,0	2960,0	1,7	47,9	46,1	260,6	413,6	3800,0	0,789
0,2	4300,0	69,0	280,7	253,3	1340,0	2960,0	1,7	47,8	46,0	272,3	425,8	3800,0	0,789
0,2	4300,0	76,5	278,4	253,3	1340,0	2960,0	1,7	47,7	45,9	283,0	436,5	3800,0	0,790
0,2	4300,0	84,0	276,1	256,2	1340,0	2960,0	1,6	47,6	45,8	293,0	445,9	3800,0	0,790
0,2	4550,0	69,0	270,3	243,7	1590,0	2960,0	1,6	47,4	45,6	265,3	414,0	3800,0	0,793
0,2	4550,0	76,5	268,4	247,9	1590,0	2960,0	1,6	47,3	45,5	276,0	424,6	3800,0	0,794
0,2	4800,0	69,0	262,0	235,9	1840,0	2960,0	1,6	47,0	45,2	259,2	404,1	3800,0	0,793
0,2	4800,0	76,5	259,6	240,0	1840,0	2960,0	1,6	46,9	45,1	270,0	414,7	3800,0	0,793
0,2	3800,0	61,5	301,1	263,9	969,5	2830,5	1,8	48,6	46,8	271,3	433,8	3800,0	0,786
0,2	3800,0	69,0	299,0	260,3	969,5	2830,5	1,8	48,5	46,7	282,8	446,3	3800,0	0,786
0,2	3800,0	76,5	296,9	263,9	969,5	2830,5	1,7	48,4	46,6	293,4	457,3	3800,0	0,786
0,2	4050,0	61,5	286,0	251,0	1219,6	2830,5	1,7	48,0	46,2	262,3	417,7	3800,0	0,788
0,2	4050,0	69,0	284,8	254,1	1219,5	2830,5	1,7	47,9	46,1	273,8	430,1	3800,0	0,789
0,2	4050,0	76,5	282,6	253,4	1219,5	2830,5	1,7	47,9	46,1	284,3	441,1	3800,0	0,789
0,2	4300,0	69,0	273,4	243,4	1469,6	2830,5	1,6	47,5	45,7	266,2	417,2	3800,0	0,791

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5JET	T95NAF	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TENP CIMA	TEMP FONDO	REFLUJO FONDO	Gravedad especifica
0,2	4550,0	69,0	264,0	234,9	1719,5	2830,5	1,6	47,1	45,3	259,6	406,5	3800,0	0,792
0,2	4800,0	69,0	256,5	233,9	1969,5	2830,5	1,6	46,8	45,0	253,9	397,5	3800,0	0,794
0,3	3800,0	61,5	290,2	253,3	1099,0	2701,0	1,7	48,2	46,4	264,3	422,2	3800,0	0,787
0,3	3800,0	69,0	288,9	255,8	1099,0	2701,0	1,7	48,1	46,3	275,7	434,8	3800,0	0,788
0,3	3800,0	76,5	287,4	258,0	1099,0	2701,0	1,7	48,0	46,2	286,1	446,0	3800,0	0,788
0,3	4050,0	61,5	278,8	246,0	1348,9	2701,0	1,7	47,7	45,9	255,9	408,0	3800,0	0,790
0,3	4050,0	69,0	276,8	243,6	1349,1	2701,0	1,6	47,6	45,8	267,4	420,6	3800,0	0,790
0,3	4300,0	69,0	266,3	239,8	1599,0	2701,0	1,6	47,2	45,4	260,3	409,0	3800,0	0,792
0,3	4550,0	69,0	258,6	232,7	1849,0	2701,0	1,6	46,8	45,0	254,0	399,3	3800,0	0,793
0,3	3800,0	61,5	282,1	247,2	1228,5	2571,5	1,7	47,8	46,0	257,5	411,6	3800,0	0,789
0,3	3800,0	69,0	280,7	248,1	1228,5	2571,5	1,7	47,7	45,9	268,9	424,2	3800,0	0,789
0,3	3800,0	76,5	278,8	247,3	1228,5	2571,5	1,7	47,6	45,8	279,2	435,5	3800,0	0,790
0,3	3800,0	84,0	277,0	250,2	1228,5	2571,5	1,6	47,5	45,7	288,7	445,7	3800,0	0,790
0,3	4050,0	84,0	266,2	239,6	1478,5	2571,5	1,6	47,1	45,3	281,0	432,8	3800,0	0,792
0,3	4300,0	84,0	257,2	232,7	1728,5	2571,5	1,6	46,7	44,9	274,3	422,3	3800,0	0,794
0,3	3800,0	69,0	271,7	240,8	1357,9	2442,0	1,6	47,4	45,6	262,2	414,4	3800,0	0,791
0,3	3800,0	76,5	270,4	242,3	1358,0	2442,0	1,6	47,3	45,5	272,4	425,7	3800,0	0,791
0,3	3800,0	84,0	269,1	239,1	1358,0	2442,0	1,6	47,2	45,4	281,9	436,0	3800,0	0,792
0,3	4050,0	76,5	260,9	233,7	1608,0	2442,0	1,6	46,9	45,1	265,1	414,4	3800,0	0,793
0,2	3722,2	71,0	302,1	264,5	910,1	2812,0	1,8	48,6	46,8	287,8	453,5	3800,0	0,786
0,2	3800,0	54,0	312,6	271,1	840,0	2960,0	1,9	49,2	47,4	265,7	432,1	3800,0	0,783
0,2	4050,0	54,0	297,3	259,4	1090,0	2960,0	1,8	48,5	46,7	255,8	413,9	3800,0	0,786
0,2	4300,0	54,0	284,0	249,3	1340,0	2960,0	1,7	48,0	46,2	247,6	399,6	3800,0	0,788
0,2	4550,0	54,0	273,9	242,8	1590,0	2960,0	1,7	47,6	45,8	240,7	388,0	3800,0	0,790
0,2	4550,0	61,5	272,1	239,7	1589,9	2960,0	1,6	47,5	45,7	253,6	401,9	3800,0	0,791
0,2	4550,0	84,0	266,4	250,6	1590,0	2960,0	1,6	47,2	45,4	286,1	433,9	3800,0	0,792
0,2	4800,0	54,0	264,7	235,3	1840,0	2960,0	1,6	47,3	45,5	234,6	378,3	3800,0	0,791

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5JET	T95NAF	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TENP CIMA	TEMP FONDO	REFLUJO FONDO	Gravedad especifica
0,2	4800,0	61,5	263,3	238,0	1840,0	2960,0	1,6	47,1	45,3	247,5	392,1	3800,0	0,792
0,2	4800,0	84,0	257,4	244,6	1840,0	2960,0	1,6	46,8	45,0	280,1	424,0	3800,0	0,794
0,2	3800,0	54,0	303,5	262,6	969,5	2830,5	1,8	48,7	46,9	258,4	419,4	3800,0	0,785
0,2	4050,0	54,0	287,2	250,4	1219,5	2830,5	1,7	48,2	46,4	249,4	403,5	3800,0	0,788
0,2	4050,0	84,0	280,3	255,7	1219,5	2830,5	1,7	47,8	46,0	294,2	450,8	3800,0	0,789
0,2	4300,0	54,0	277,2	243,6	1469,5	2830,5	1,7	47,7	45,9	241,8	390,8	3800,0	0,790
0,2	4300,0	61,5	275,2	245,1	1469,4	2830,5	1,7	47,6	45,8	254,7	404,8	3800,0	0,790

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5JET	T95NAF	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TCIMA
%	BBL/DAY	PSIG	°F	°F	BBL/DAY	BBL/DAY	CS - 4 °F		LB/CUFT 60°F	°F
0,2	3800,0	61,5	311,0	271,1	840,0	2960,0	1,8	49,1	47,3	278
0,2	3800,0	69,0	309,2	274,3	840,0	2960,0	1,8	49,0	47,2	290
0,2	4050,0	61,5	295,3	261,2	1090,0	2960,0	1,7	48,4	46,6	268
0,2	4050,0	69,0	293,3	258,4	1090,2	2960,0	1,7	48,3	46,5	280
0,2	4050,0	76,5	291,3	262,2	1090,0	2960,0	1,7	48,2	46,4	291
0,2	4300,0	61,5	283,1	249,8	1340,0	2960,0	1,7	47,9	46,1	260
0,2	4300,0	69,0	280,7	253,3	1340,0	2960,0	1,7	47,8	46,0	272
0,2	4300,0	76,5	278,4	253,3	1340,0	2960,0	1,7	47,7	45,9	283
0,2	4300,0	84,0	276,1	256,2	1340,0	2960,0	1,6	47,6	45,8	293
0,2	4550,0	69,0	270,3	243,7	1590,0	2960,0	1,6	47,4	45,6	265
0,2	4550,0	76,5	268,4	247,9	1590,0	2960,0	1,6	47,3	45,5	276
0,2	4800,0	69,0	262,0	235,9	1840,0	2960,0	1,6	47,0	45,2	259
0,2	4800,0	76,5	259,6	240,0	1840,0	2960,0	1,6	46,9	45,1	270
0,2	3800,0	61,5	301,1	263,9	969,5	2830,5	1,8	48,6	46,8	271
0,2	3800,0	69,0	299,0	260,3	969,5	2830,5	1,8	48,5	46,7	282

0,2	3800,0	76,5	296,9	263,9	969,5	2830,5	1,7	48,4	46,6	293
0,2	4050,0	61,5	286,0	251,0	1219,6	2830,5	1,7	48,0	46,2	262
0,2	4050,0	69,0	284,8	254,1	1219,5	2830,5	1,7	47,9	46,1	273
0,2	4050,0	76,5	282,6	253,4	1219,5	2830,5	1,7	47,9	46,1	284
0,2	4300,0	69,0	273,4	243,4	1469,6	2830,5	1,6	47,5	45,7	266
0,2	4550,0	69,0	264,0	234,9	1719,5	2830,5	1,6	47,1	45,3	259
0,2	4800,0	69,0	256,5	233,9	1969,5	2830,5	1,6	46,8	45,0	253
0,3	3800,0	61,5	290,2	253,3	1099,0	2701,0	1,7	48,2	46,4	264
0,3	3800,0	69,0	288,9	255,8	1099,0	2701,0	1,7	48,1	46,3	275
0,3	3800,0	76,5	287,4	258,0	1099,0	2701,0	1,7	48,0	46,2	286
0,3	4050,0	61,5	278,8	246,0	1348,9	2701,0	1,7	47,7	45,9	255
0,3	4050,0	69,0	276,8	243,6	1349,1	2701,0	1,6	47,6	45,8	267
0,3	4300,0	69,0	266,3	239,8	1599,0	2701,0	1,6	47,2	45,4	260
0,3	4550,0	69,0	258,6	232,7	1849,0	2701,0	1,6	46,8	45,0	254
0,3	3800,0	61,5	282,1	247,2	1228,5	2571,5	1,7	47,8	46,0	257
0,3	3800,0	69,0	280,7	248,1	1228,5	2571,5	1,7	47,7	45,9	268
0,3	3800,0	76,5	278,8	247,3	1228,5	2571,5	1,7	47,6	45,8	279
0,3	3800,0	84,0	277,0	250,2	1228,5	2571,5	1,6	47,5	45,7	288
0,3	4050,0	84,0	266,2	239,6	1478,5	2571,5	1,6	47,1	45,3	281
0,3	4300,0	84,0	257,2	232,7	1728,5	2571,5	1,6	46,7	44,9	274
0,3	3800,0	69,0	271,7	240,8	1357,9	2442,0	1,6	47,4	45,6	262
0,3	3800,0	76,5	270,4	242,3	1358,0	2442,0	1,6	47,3	45,5	272
0,3	3800,0	84,0	269,1	239,1	1358,0	2442,0	1,6	47,2	45,4	281
0,3	4050,0	76,5	260,9	233,7	1608,0	2442,0	1,6	46,9	45,1	265
0,2	3722,2	71,0	302,1	264,5	910,1	2812,0	1,8	48,6	46,8	287
0,2	3800,0	54,0	312,6	271,1	840,0	2960,0	1,9	49,2	47,4	265
0,2	4050,0	54,0	297,3	259,4	1090,0	2960,0	1,8	48,5	46,7	255
0,2	4300,0	54,0	284,0	249,3	1340,0	2960,0	1,7	48,0	46,2	247

0,2	4550,0	54,0	273,9	242,8	1590,0	2960,0	1,7	47,6	45,8	240
0,2	4550,0	61,5	272,1	239,7	1589,9	2960,0	1,6	47,5	45,7	253
0,2	4550,0	84,0	266,4	250,6	1590,0	2960,0	1,6	47,2	45,4	286
0,2	4800,0	54,0	264,7	235,3	1840,0	2960,0	1,6	47,3	45,5	234
0,2	4800,0	61,5	263,3	238,0	1840,0	2960,0	1,6	47,1	45,3	247
0,2	4800,0	84,0	257,4	244,6	1840,0	2960,0	1,6	46,8	45,0	280
0,2	3800,0	54,0	303,5	262,6	969,5	2830,5	1,8	48,7	46,9	258
0,2	4050,0	54,0	287,2	250,4	1219,5	2830,5	1,7	48,2	46,4	249
0,2	4050,0	84,0	280,3	255,7	1219,5	2830,5	1,7	47,8	46,0	294
0,2	4300,0	54,0	277,2	243,6	1469,5	2830,5	1,7	47,7	45,9	241
0,2	4300,0	61,5	275,2	245,1	1469,4	2830,5	1,7	47,6	45,8	254

Anexo V. Análisis de Variabilidad para la recuperación del Jet-A1 proveniente del crudo Vasconia

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5% JET	T95 NAFTA	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TCIMA	TFONDO	REFONDO	Gravedad Especifica
%	BBL/DAY	PSIG	°F	°F	BBL/DAY	BBL/DAY	CS - 4 °F		LB/CUFT 60°F	°F	°F	BBL/DAY	Adimencional
0,20	3800,0	61,5	308,7	269,5	840,0	2960,0	1,8	45,6	49,1	275,7	444,0	3800,0	0,799
0,20	3800,0	69,0	307,4	269,2	840,0	2960,0	1,8	45,6	48,9	287,2	456,6	3800,0	0,799
0,20	3800,0	76,5	304,8	272,2	840,0	2960,0	1,8	45,7	48,9	297,8	467,5	3800,0	0,799
0,20	4050,0	61,5	292,7	257,6	1089,9	2960,0	1,7	47,0	48,4	265,9	425,3	3800,0	0,793
0,20	4050,0	69,0	290,9	259,6	1090,0	2960,0	1,7	47,0	48,3	277,5	437,7	3800,0	0,793
0,20	4050,0	76,5	289,1	257,4	1090,0	2960,0	1,7	47,1	48,2	288,0	448,6	3800,0	0,792
0,20	4300,0	61,5	280,6	245,4	1340,0	2960,0	1,7	48,1	47,9	257,8	410,7	3800,0	0,788
0,20	4300,0	69,0	278,4	248,8	1340,0	2960,0	1,7	48,1	47,8	269,4	423,0	3800,0	0,788
0,20	4550,0	69,0	267,8	238,9	1590,0	2960,0	1,6	49,0	47,4	262,4	411,1	3800,0	0,784
0,24	3800,0	61,5	298,5	260,6	969,5	2830,5	1,8	46,6	48,6	268,4	431,0	3800,0	0,795
0,24	3800,0	69,0	296,6	262,0	969,5	2830,5	1,8	46,6	48,5	279,9	443,7	3800,0	0,794
0,24	3800,0	76,5	294,7	258,9	969,5	2830,5	1,7	46,7	48,4	290,3	454,8	3800,0	0,794
0,24	4050,0	61,5	283,8	249,3	1219,5	2830,5	1,7	47,8	48,0	259,5	414,7	3800,0	0,789
0,27	3800,0	61,5	287,4	250,6	1099,0	2701,0	1,7	47,5	48,2	261,5	419,2	3800,0	0,791
0,27	3800,0	69,0	286,3	251,4	1099,0	2701,0	1,7	47,5	48,1	272,9	431,9	3800,0	0,790
0,27	4050,0	84,0	271,0	245,4	1349,0	2701,0	1,6	48,7	47,4	284,5	438,8	3800,0	0,785
0,31	3800,0	61,5	279,9	244,6	1228,5	2571,5	1,7	48,3	47,8	254,8	408,5	3800,0	0,787
0,31	3800,0	76,5	276,3	246,8	1228,5	2571,5	1,6	48,4	47,6	276,4	432,6	3800,0	0,787
0,31	4050,0	76,5	265,0	238,5	1478,5	2571,5	1,6	49,3	47,1	268,7	419,8	3800,0	0,783

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5% JET	T95 NAFTA	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TCIMA	TFONDO	REFONDO	Gravedad Especifica
%	BBL/DAY	PSIG	°F	°F	BBL/DAY	BBL/DAY	CS - 4 °F		LB/CUFT 60°F	°F	°F	BBL/DAY	Adimencional
0,31	4300,0	76,5	256,7	230,6	1728,5	2571,5	1,6	50,1	46,8	262,0	409,3	3800,0	0,779
0,34	3800,0	69,0	268,8	237,4	1358,0	2442,0	1,6	49,1	47,3	259,5	411,2	3800,0	0,783
0,34	3800,0	84,0	266,5	240,6	1358,0	2442,0	1,6	49,2	47,2	279,1	433,0	3800,0	0,783
0,34	4050,0	69,0	259,7	228,7	1608,0	2442,0	1,6	49,9	46,9	252,3	400,0	3800,0	0,780
0,34	4050,0	84,0	257,3	232,4	1608,0	2442,0	1,6	50,0	46,7	271,8	421,5	3800,0	0,780
0,24	3673,5	71,0	303,3	267,1	861,5	2812,0	1,8	46,0	48,8	286,9	454,9	3800,0	0,797
0,20	3800,0	54,0	310,0	268,6	840,0	2960,0	1,8	45,5	49,2	262,8	429,6	3800,0	0,799
0,20	4050,0	54,0	294,4	255,4	1090,0	2960,0	1,8	46,9	48,5	253,0	411,0	3800,0	0,793
0,20	4300,0	54,0	282,2	247,3	1340,0	2960,0	1,7	48,0	48,0	244,9	396,6	3800,0	0,788
0,20	4300,0	76,5	276,3	251,3	1340,0	2960,0	1,7	48,2	47,7	279,9	433,8	3800,0	0,787
0,20	4550,0	54,0	271,0	239,6	1590,0	2960,0	1,6	48,9	47,6	238,0	385,0	3800,0	0,784
0,20	4550,0	61,5	269,4	241,5	1590,0	2960,0	1,6	49,0	47,5	250,9	398,9	3800,0	0,784
0,20	4550,0	76,5	266,2	242,8	1590,0	2960,0	1,6	49,1	47,2	273,0	421,9	3800,0	0,784
0,20	4550,0	84,0	264,2	246,9	1590,0	2960,0	1,6	49,2	47,1	282,9	431,4	3800,0	0,783
0,20	4800,0	54,0	262,0	231,2	1840,0	2960,0	1,6	49,7	47,3	232,0	375,3	3800,0	0,781
0,20	4800,0	61,5	261,1	234,4	1840,0	2960,0	1,6	49,7	47,1	244,8	389,1	3800,0	0,781
0,20	4800,0	69,0	259,7	232,6	1840,0	2960,0	1,6	49,8	47,0	256,4	401,2	3800,0	0,781
0,20	4800,0	76,5	257,6	235,5	1840,0	2960,0	1,6	49,8	46,9	267,0	411,9	3800,0	0,780
0,20	4800,0	84,0	255,6	239,4	1840,0	2960,0	1,6	49,9	46,8	276,9	421,4	3800,0	0,780
0,24	3800,0	54,0	300,5	259,1	969,5	2830,5	1,8	46,5	48,7	255,6	416,6	3800,0	0,795
0,24	4050,0	54,0	284,5	248,5	1219,5	2830,5	1,7	47,8	48,1	246,7	400,5	3800,0	0,789
0,24	4050,0	69,0	282,6	249,6	1219,5	2830,5	1,7	47,8	47,9	270,9	427,3	3800,0	0,789
0,24	4050,0	76,5	280,4	252,7	1219,5	2830,5	1,7	47,9	47,8	281,4	438,3	3800,0	0,789
0,24	4050,0	84,0	278,4	252,7	1219,5	2830,5	1,7	48,0	47,7	291,0	448,2	3800,0	0,788
0,24	4300,0	54,0	274,1	240,5	1469,5	2830,5	1,7	48,7	47,7	239,2	387,7	3800,0	0,785

Fraccion Reflujo	Nafta alimentada	Presion	T5% JET	T95 NAFTA	PROJET	PRONAF	VISKIN	API	DENSIDAD	TCIMA	TFONDO	REFONDO	Gravedad Especifica
%	BBL/DAY	PSIG	°F	°F	BBL/DAY	BBL/DAY	CS - 4 °F		LB/CUFT 60°F	°F	°F	BBL/DAY	Adimencional
0,24	4300,0	61,5	272,4	242,1	1469,5	2830,5	1,6	48,8	47,6	251,9	401,8	3800,0	0,785
0,24	4300,0	69,0	270,8	238,7	1469,4	2830,5	1,6	48,8	47,5	263,4	414,2	3800,0	0,785

Anexo W. Validación de los datos de operación de la torre 252 como debutanizadora

Considerando que para tener una simulación que represente el comportamiento real del proceso, se debe identificar un correcto estado estacionario de las variables a cargar en la simulación por tal motivo las tareas que se desarrollaron fueron las siguientes:

- 1) Selección de la variable a analizar.
- 2) Construcción de la matriz de datos en el software SATATGRAPHICS y grafica del comportamiento de la variable.
- 3) Determinar el tamaño de los datos que representan un comportamiento estable.
- 4) Comparación mediante un ANOVA de los datos experimentales con los datos simulados.
- 5) Comprobación mediante la desviación estándar, media de los parámetros y contraste de hipótesis para revisar las significancias estadísticas de las variables.
- 6) Confirmación visual del estado estacionario en la gráfica.

Siguiendo el orden de las actividades primero se recolectaron los datos históricos de la operación del proceso y de los datos de destilación la T5% y T 95% volumen de la nafta debutanizada reportada por el laboratorio de calidad, para esto ECOPETROL S.A cuenta con una base de datos alojados en un servidor el cual se puede conectar mediante Excel, de los cuales se extrajeron datos históricos de la destilación de la nafta debutanizada del último trimestre del 2016 mientras estuvo operando. Se realiza una primera discriminación de datos, en total se seleccionaron 56 probables datos mostrados en la tabla 1.

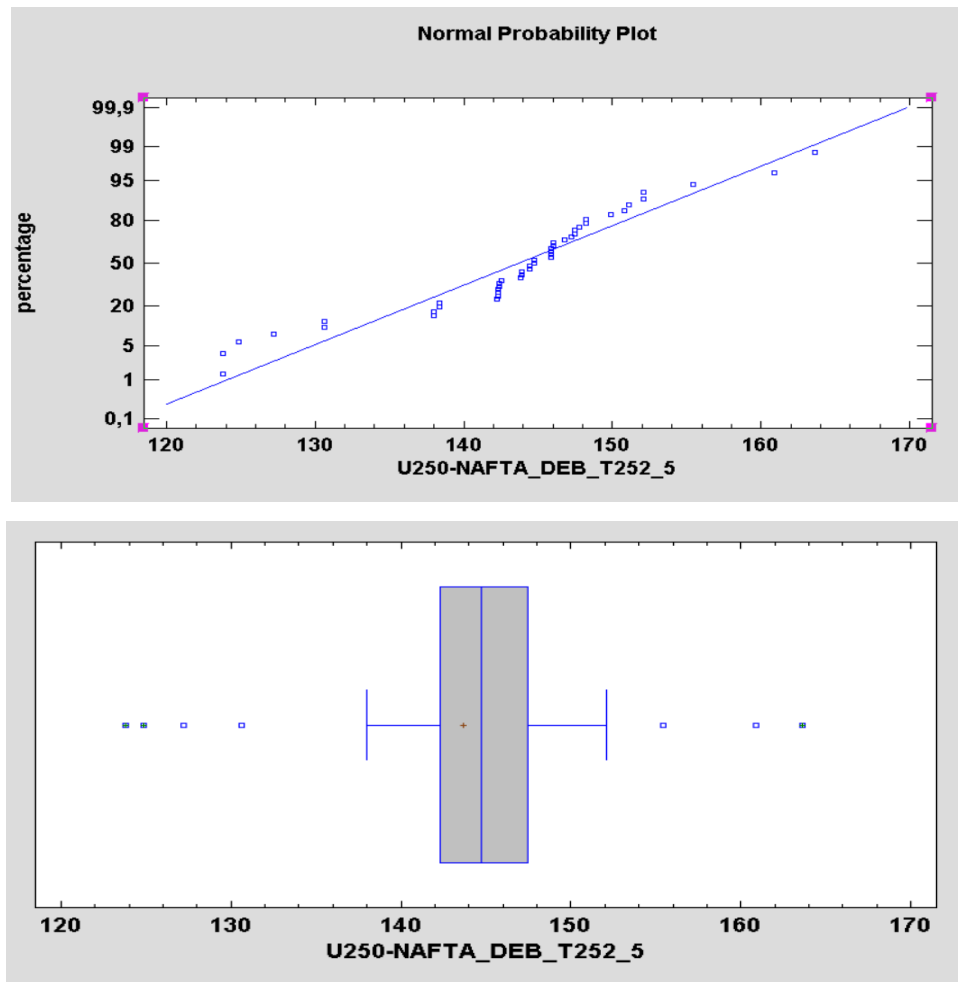
Tabla 1. Datos experimentales del proceso real.

Carga T 252	Temperatura cima	PRODUCTO_CIMA	PRESION D-252	REFLUJO CIMA T-252	REHERVIDOR E-265	FONDOS D-252	REFLUJO CIMA T-252	%let	PFE
U250-FI02539	U250-TI02550	U250-FI02527	U250-FI02504	U250-FI02508	U250-TI02524	U250-TI02525	U250-FI02508	U250-NAFTA_DEB_T252_5	U250-NAFTA_DEB_T252_T95
5735,17	177,85	293,55	123,26	730,99	331,82	95,91	731,22	139,50	345,40
6755,52	203,82	254,38	81,10	900,65	329,03	96,26	901,25	139,50	345,40
6088,98	219,31	846,51	80,20	874,85	336,59	88,81	874,46	141,20	339,00
6285,87	195,86	11,29	100,21	1197,98	341,34	95,02	1197,80	141,20	345,00
6091,64	195,39	209,85	103,32	1213,63	337,01	96,70	1213,41	140,20	337,80
6361,18	201,09	152,90	111,16	1228,90	339,67	91,84	1228,28	130,40	336,10
5518,99	202,63	165,70	106,45	1215,43	339,52	95,32	1215,50	130,40	333,20
6177,37	211,98	445,38	99,63	799,81	339,52	97,48	799,74	141,50	341,30
5432,28	207,46	469,75	100,56	787,17	342,29	95,16	787,17	141,50	346,90
6736,25	198,30	428,89	100,20	788,08	345,12	93,64	788,02	141,50	339,80
7175,73	194,88	380,78	97,38	805,77	334,89	99,63	805,64	133,40	339,80
7368,70	194,91	427,26	99,28	821,03	331,74	93,64	821,24	131,30	342,10
7590,59	194,56	405,51	97,32	807,00	331,14	98,38	807,15	131,30	340,10
7208,99	203,10	430,37	98,82	761,57	333,81	100,21	761,32	129,80	340,10
6586,10	202,85	365,80	100,56	724,81	332,26	94,45	724,93	130,90	350,76
6138,75	201,51	644,66	92,46	1449,87	341,78	91,39	1449,52	130,90	341,30
6783,96	190,05	427,20	88,51	1547,26	326,58	95,32	1547,12	138,20	346,90
6326,93	207,70	532,13	96,92	1542,94	338,46	90,73	1543,19	134,10	352,10
5817,13	224,64	650,87	105,04	1554,02	345,88	91,17	1554,36	134,10	358,25
6015,74	210,00	661,46	93,48	1541,81	334,17	95,74	1542,30	135,10	341,30
7104,90	197,77	634,58	91,03	1551,60	335,06	91,29	1551,78	137,30	348,30
8645,90	187,42	606,84	86,48	1559,10	305,93	93,75	1559,02	137,30	353,30
7474,97	174,99	274,56	95,17	1587,43	325,41	94,21	1586,39	138,20	337,80
6946,15	208,53	572,99	107,28	319,64	331,34	94,77	319,64	132,10	336,10
6766,98	212,14	518,29	108,97	0,00	332,76	101,98	0,00	128,40	347,63
5418,03	222,44	1245,08	104,21	190,45	339,50	91,45	190,41	127,40	341,30
6651,57	191,18	312,93	109,54	1171,13	333,97	92,37	1170,75	127,40	346,90
6548,79	139,00	254,68	113,10	756,73	332,53	94,30	758,85	133,20	353,30
6738,81	174,06	331,28	102,82	977,03	317,65	95,10	976,25	128,70	349,30
6711,50	190,81	528,86	96,25	1396,10	332,21	92,85	1397,05	128,70	355,80
6898,40	181,31	557,91	105,17	1480,49	335,80	95,57	1480,13	125,60	359,80
6521,00	205,22	694,55	88,55	834,40	329,42	92,51	834,31	139,80	352,80
7088,12	205,31	734,59	88,58	817,21	326,50	95,08	817,13	139,80	353,30
6736,57	193,02	738,39	90,93	745,48	326,04	97,04	745,70	135,00	353,30
6270,19	197,91	517,36	95,72	756,56	326,71	95,18	756,56	133,60	353,30
7369,83	200,00	598,34	92,85	667,83	325,66	95,09	667,51	133,60	353,30
7501,35	199,23	465,42	86,67	640,41	325,21	97,44	640,65	133,60	353,30
6932,10	208,80	944,79	87,92	753,65	328,45	98,69	753,65	136,90	353,30
4671,34	214,34	857,58	89,68	605,76	331,63	92,48	605,76	139,20	353,30
6413,03	221,42	926,54	92,25	312,70	328,54	95,52	312,70	139,20	353,30
6030,99	225,35	1026,36	80,94	485,65	346,63	90,16	485,06	135,20	353,30
5894,95	195,74	1196,33	84,92	1398,20	334,24	91,32	1398,41	135,20	353,30
8254,81	239,78	2030,19	91,37	941,12	346,67	87,82	941,11	134,90	338,30
6614,86	225,16	1894,83	82,07	1119,85	357,19	92,22	1119,17	150,80	352,60
7632,80	238,45	1927,88	94,35	1336,94	355,17	85,99	1336,97	155,40	358,70
6652,28	214,70	1843,76	72,12	1310,13	353,27	90,25	1310,62	142,30	366,00
7234,17	236,59	1799,27	96,10	1317,19	354,39	91,64	1317,18	147,80	365,50
6078,89	209,20	995,91	92,17	1385,38	359,05	91,07	1385,29	146,00	360,70
6257,13	222,00	1393,56	86,04	292,89	355,15	92,50	293,93	146,00	360,70
7278,41	234,94	1292,82	95,74	365,90	357,54	90,96	360,45	130,60	359,20
7157,56	217,09	1909,27	62,73	1136,59	342,14	91,66	1132,14	149,90	368,90
7518,13	232,57	1923,94	83,05	937,18	353,69	93,36	875,47	163,60	370,60
5460,19	204,10	1407,80	86,55	547,33	335,93	95,90	548,38	145,90	353,30
7493,30	232,63	1412,74	90,70	906,35	346,34	91,36	902,63	142,20	354,90
6110,93	220,02	1615,02	78,14	467,22	344,36	91,04	405,79	142,20	352,10
7622,60	224,58	1604,07	87,64	874,97	340,23	91,02	883,48	152,10	352,30
5219,74	232,15	1410,50	77,98	694,65	357,88	89,08	698,74	151,10	358,25
7646,99	216,09	1380,86	92,95	1165,30	343,89	93,07	1161,97	151,10	356,10
6415,51	200,40	1307,38	76,13	1564,40	340,18	92,96	1563,10	139,10	353,60
6593,28	212,14	1336,28	80,36	1449,11	344,91	90,25	1483,73	147,50	355,80
6284,30	200,59	1194,82	80,49	1279,53	342,48	89,02	1275,12	145,90	359,80
5455,45	217,89	1273,10	92,95	35,70	354,91	97,02	82,09	142,40	352,80
5494,47	223,89	1315,11	86,84	335,09	351,45	93,42	273,59	143,90	350,76
7264,44	242,24	1479,60	100,23	910,18	354,01	92,62	928,71	148,20	341,30
6977,67	229,67	1454,71	89,15	60,44	346,58	95,74	85,56	144,40	346,90
7222,26	236,06	1668,61	94,34	818,01	349,44	90,23	813,40	144,70	339,80

Estos 56 datos se llevaron al software estadístico STATGRAPHICS y se discriminó los datos que me permitían un estado estable del proceso, se realizó mediante un diagrama de caja y bigotes y mediante la probabilidad normal para seleccionar los intervalos de confianza al 95% de la media y la desviación estándar para cada uno de los parámetros.

se realizó de esta manera debido a la sencillez de interpretación y porque no requieren muestras tan numerosas como algunos test de normalidad ver figura 1. El principal inconveniente es la subjetividad de la interpretación visual, ya que al contrario de los test de normalidad numéricos no se concluye con una "p" de probabilidad objetiva. (cadavid, 2009), en la figura se muestra este procedimiento para los parámetros de Nafta de alimentación del proceso real y la destilación T5% vol. recobrado de la Nafta debutanizada.

Figura 1. Diagrama de caja y bigotes y distribución normal del parámetro de destilación T 5% de la Nafta extraídos del proceso .



Para determinar el tamaño de las muestras se tomó los datos que se encuentran en los intervalos de confianza del 95,0% para la media para cada uno de los parámetros seleccionados Ver tabla 2. La interpretación de estos intervalos es que, en el muestreo repetido, estos intervalos contendrán la media verdadera o la desviación estándar de la población de la que provienen los datos 95,0% del tiempo

Tabla 2. Intervalos de confianza al 95% de los datos experimentales del proceso real.

Parámetro	Histórico de datos de proceso		
	Intervalo de confianza		
	Media	Limite Inf.	Limite sup.
Nafta alimentada, BPD	6086,03	5885,2	6286,78
Temperatura de cima, °F	207,8	204,51	211,034
Temperatura de fondo, °F	343,6	339,5	347,72
Presión sistema, psig	86,5	84,8	88,26
Reflujo de cima, BPD	1023,18	933,72	1112,63
T 5%, °F	143,5	142,2	144,5
T95%, °F	352,77	347,13	356,3

La información de la tabla 2. fue importante como datos de entrada al simulador el cual arrojo los siguientes resultados mostrados en la tabla 3.

Tabla 3. Datos de salida del simulador de proceso.

Nafta alimentada, BPD	Temperatura de cima	Temperatura de fondo, °F	Presión sistema, psig	Reflujo de cima, BPD	T5% Nafta	T 95% Nafta
BPD	F	F	psig	bpd	F	F
6062,46	205,76	355,02	84,80	1012,49	148,30	352,75
6131,14	204,01	351,94	84,80	1026,23	145,60	355,31
6215,08	201,88	348,18	84,80	1043,02	142,31	358,23
6248,40	201,04	346,69	84,80	1049,68	140,99	354,43
6232,88	201,43	347,38	84,80	1046,58	141,60	356,93
6217,62	201,82	348,07	84,80	1043,52	142,20	353,46
6184,55	202,66	349,55	84,80	1036,91	143,50	357,30
6156,57	203,37	350,80	84,80	1031,31	144,60	355,56
6141,31	203,76	351,48	84,80	1028,26	145,20	355,54
6162,02	203,23	350,56	84,80	1032,40	144,39	357,76
6080,26	205,30	354,22	84,80	1016,05	147,60	356,67

Para realizar la comprobación entre los datos experimentales entre con los datos simulados se realiza una comparación mediante un ANOVA donde constatamos mediante una hipótesis la probabilidad de la significancia estadística de las dos muestras.

Para esta comparación fue necesario un análisis ANOVA de comparación de muestras independientes, donde mediante el uso del software STATGRAPHIC se mostró que la media de los valores simulados es similar a la media de los valores históricos con un intervalo de confianza del 95%, para este análisis se generaron dos hipótesis, la primera llamada hipótesis nula en la cual decimos que las medias de las muestras comparadas presentan estadísticamente el mismo comportamiento y la segunda la hipótesis alternativa en la cual decimos que las dos muestras comparadas son estadísticamente diferentes, puesto que el valor de probabilidad para la comparación de las muestras (P) dio mayor a 0,05 indicando que se acepta la hipótesis nula, es decir que las medias de las dos muestras son iguales. En la tabla 3. se encuentra el resumen de los resultados de comparación de muestras teniendo en cuenta los límites del intervalo de confianza del 95%.

Tabla 3. Comparación de medias de parámetros y desviación estándar de calidad de nafta debutanizada de datos históricos proceso real con proceso simulado.

Parámetro	Histórico de datos de proceso			Datos de simulación			P*
		Intervalo de confianza			Intervalo de confianza		
	Media	Limite Inf.	Limite sup.	Media	Limite Inf.	Limite sup.	
T 5%, °F	143,5	142,2	144,5	144,2	142,6	145,8	0,42
T95% °F	355,6	354,8	356,3	355,4	354,7	356,1	0,67
*No rechaze la hipótesis nula para $P \geq 0,05$							

Parámetro	Histórico de datos de proceso			Datos de simulación			P*
		Intervalo de confianza			Intervalo de confianza		
	Media	Limite Inf.	Limite sup.	Media	Limite Inf.	Limite sup.	
T 5%, °F	2,71	1,93	3,49	2,915	1,66	4,17	0,92
T95% °F	1,3	0,74	1,86	1,29	0,73	1,85	0,99
*No rechaze la hipótesis nula para $P \geq 0,05$							

La tabla 3. muestra el combinado las dos muestras, clasificando los datos de menor a mayor y comparando los rangos medios de las dos muestras en los datos combinados. Puesto que el valor P es superior a 0,05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre las medianas y la desviación estándar en el nivel de confianza del 95,0%.