

**Evaluación del funcionamiento de una torre debutanizadora como torre fraccionadora de
nafta crackeada**

Brayan Melgarejo Rodríguez

Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico

Director

Hernando Guerreño Amaya

Ph D en Electroquímica, Ciencia y Tecnología

Codirector

Ronald Alfonso Mercado Ojeda

Ph D en Ingeniería de Productos y procesos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2019

Dedicatoria

Este trabajo está dedicado ante todo a Dios, por su misericordia día a día en mi vida y para
su gloria porque todo lo he recibido de Él.

A mis padres, por su apoyo incondicional durante toda mi vida, sus enseñanzas, su ejemplo y
por siempre alentarme en todo momento.

A mi hermana, Silvia, porque me inspira a ser un buen ejemplo para ella y por su apoyo en
todo momento.

A mi familia, por su apoyo y atención constante, durante toda mi vida.

A mis amigos, que me han acompañado y apoyado durante toda mi carrera, compartiendo
conocimientos, momentos y situaciones especiales que siempre recordaré.

A todas las personas que estuvieron a mi lado apoyándome en el desarrollo de este proyecto,
y cumpliendo esta meta.

*“Porque tu misericordia es grande para conmigo,
Y has librado mi alma de las profundidades del Seol.”
Sal. 86:13*

Agradecimientos

A Dios, por su gran misericordia conmigo, todas las bendiciones que me ha dado, su especial cuidado y porque he visto su favor cada día de mi vida.

A mis padres, por enseñarme la verdad en las Escrituras, por su apoyo incondicional, por guiarme, por cuidarme, por el esfuerzo que realizaron para darme la oportunidad de estudiar y por siempre acompañarme en todos los momentos de mi vida.

Al profesor Hernando, y un especial agradecimiento al profesor Ronald que siempre estuvo dispuesto y atento a colaborar, y me apoyo durante el desarrollo del proyecto.

A mis amigos, en especial a Daniela, María Alejandra, María Camila, y Martín, por su apoyo constante y por compartir conmigo como una segunda familia.

A Ecopetrol S.A. porque me permitió realizar este proyecto en sus instalaciones y me brindó las herramientas y datos necesarios para su desarrollo.

Al Departamento de Programación de la Producción, de Ecopetrol S.A. por sus enseñanzas y apoyo.

A la UIS por sus instalaciones, sus programas académicos y profesores de alta calidad.

Tabla de Contenido

	Pág.
Introducción	16
1. Descripción general de Ecopetrol S.A. – Refinería Barrancabermeja	17
2. Objetivos	18
2.1 Objetivo general	18
2.2 Objetivos específicos	18
3. Marco teórico	19
3.1 Topping	19
3.1.1 Torre de destilación debutanizadora	19
3.1.2 Gas licuado del petróleo (GLP)	19
3.1.3 Nafta virgen o natural	20
3.1.4 Torre debutanizadora T-171	20
3.2 Nafta craqueada	21
3.3 Torre fraccionadora de nafta craqueada.....	22
3.4 Punto inicial de ebullición (PIE).....	22
3.5 Destilación True Boiling Point (TBP)	23
3.6 Gap	24
3.7 Unidad de hidrotratamiento (HDT)	25
4. Alcance.....	26

5. Metodología	26
5.1 Revisión de material bibliográfico.....	26
5.2 Modelo de simulación de la condición actual de la torre.....	27
5.3 Simulación del nuevo esquema de operación.	27
5.4 Análisis del nuevo esquema de operación.	28
6. Análisis y discusión de resultados	28
6.1 Diagrama general	28
6.2 Datos de corriente de entrada.....	30
6.2.1 Ventanas operativas	31
6.2.2 Curva de azufre nafta crackeada	32
6.2.3 Destilación TBP de nafta virgen (corriente de entrada actual a T-171).	33
6.3 Simulación detallada T-171	33
6.3.1 Simulación de la torre T-171 convertida a fraccionadora de nafta crackeada.	35
6.3.2 Comparación del contenido de azufre en corrientes producto de acuerdo con el contenido de azufre en la carga.	39
6.4 Esquemas de operación planteados.....	42
6.4.1 Diagramas de operación general de acuerdo con el contenido de azufre en la corriente de carga... ..	42
7. Conclusiones	44
8. Recomendaciones.....	44

Referencias bibliográficas.....	47
Apéndices.....	50

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1. Esquema general de operación de la refinería de Barrancabermeja.....	17
Figura 2. Diagrama general de control de la torre 171, operación actual.	21
Figura 3. Ejemplo de una curva TBP de la alimentación y productos de la destilación atmosférica	23
Figura 4. Comparación de curvas de destilación TBP, ASTM y la curva de equilibrio de evaporación flash	24
Figura 5. Gap y overlap.	25
Figura 6. Diagrama general del proceso hidrotratamiento de la gasolina.....	26
Figura 7. Diagrama de metodología desarrollada	28
Figura 8. Esquema general de carga y envío de productos de la T-171	29
Figura 9. TBP de la corriente de entrada (Temperatura [°F] vs % vol).....	30
Figura 10. Curva de contenido de azufre de acuerdo con los cortes de temperatura.....	32
Figura 11. TBP de corriente de nafta virgen de entrada actual a la T-171	33
Figura 12. Modelo de simulación T-171.....	34
Figura 13. Parte interna del modelo de simulación T-171.....	35
Figura 14. Comportamiento del calor transferido por los intercambiadores de cima y fondo de la T-171.....	37

Figura 15. Comportamiento del calor transferido por los intercambiadores de calor respecto a la carga de la torre, para el caso de 12 psia como presión de operación	37
Figura 16. Curva de destilación TBP de las corrientes de carga, cima, fondo y off gas, de la T-171, para una carga de 14500 Bbl/d.....	39
Figura 17. Contenido de azufre en las corrientes de cima y off gas	41
Figura 18. Contenido de azufre en la corriente de fondo.....	41
Figura 19. Diagrama de operación general para cuando la corriente de carga a la T-171 tiene un contenido de azufre de 640 ppm.	43
Figura 20. Diagrama de operación general para cuando la corriente de carga a la T-171 tiene un contenido de azufre de 850 ppm.	43

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1. Condiciones actuales de la T-171	22
Tabla 2. Datos nafta debutanizada UOPII a T-171	30
Tabla 3. Ventanas operativas, unidad T-171	31
Tabla 4. Resultados teóricos obtenidos por el simulador	38
Tabla 5. Resultados teóricos contenido de azufre de acuerdo con la curva registrada por el laboratorio	40
Tabla 6. Resultados teóricos contenido de azufre de acuerdo con la curva ajustada.....	40

Lista de apéndices

	Pág.
Apéndice A. Diagrama propuesto de carga de la nafta liviana craqueada de la unidad de cracking II (UOPII) a la T171.	50
Apéndice B. Datos de caracterización de la nafta liviana craqueada, producto de la unidad de cracking II (promedio desde septiembre de 2015 a julio de 2017).	51
Apéndice C. Datos de diseño de intercambiadores de calor.	52
Apéndice D. Curva de azufre de la nafta liviana craqueada registrada por el laboratorio.	53
Apéndice E. Destilación de nafta virgen.....	54
Apéndice F. Comparación de resultados de la operación actual de la T-171 y la simulación. Los datos se tomaron durante el periodo de enero a junio de 2018.....	55
Apéndice G. Ambiente de simulación T-171 como fraccionadora de nafta crackeada.	56
Apéndice H. Gráficas de los resultados del análisis de sensibilidad, cuando se aumenta la presión, para el caso de 14500 Bbl/d.	57
Apéndice I. Tabla destilación TBP de las corrientes de entrada y salida de la T-171.	59

Índice de abreviaturas

ASTM D86.....	Método de prueba estándar de destilación de petróleo y combustibles líquidos a presión atmosférica
GAOH	Gasóleo hidrogenado
GLP	Gas licuada del petróleo
GMR	Gasolina motor regular
GRB	Gerencia de la Refinería de Barrancabermeja
KBPD	miles de barriles por día
PFE	Punto final de Ebullición
PIE	Punto inicial de ebullición
RVP	Reid vapor pressure
TBP	True Boiling Point Distillation
UOPII	Unidad de Rompimiento catalítico de la GMR

Resumen

TÍTULO: EVALUACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE UNA TORRE DEBUTANIZADORA COMO TORRE FRACCIONADORA DE NAFTA CRACKEADA*.

AUTOR: BRAYAN MELGAREJO RODRÍGUEZ**.

PALABRAS CLAVE: NAFTA (GASOLINA), SIMULACIÓN RIGUROSA, TORRE DE DESTILACIÓN, CONTAMINANTES.

DESCRIPCIÓN:

Las políticas ambientales son cada vez más exigentes para la producción de combustibles limpios con el menor grado de impacto ecológico. Para cumplir dichas políticas la GRB (Gerencia de la refinería de Barrancabermeja) requiere reorganizar internamente el proceso de producción de los combustibles, con especial énfasis en la gasolina motor regular (GMR); para ello busca aprovechar al máximo la capacidad y el funcionamiento de sus equipos y lograr una óptima operación. Como primer paso para este propósito se plantea evaluar una torre de destilación debutanizadora, con sus respectivos equipos, como torre de destilación fraccionadora de nafta craqueada con el fin de incrementar el volumen de gasolina que se somete a hidrotratamiento (proceso donde se disminuye sus contaminantes).

Para la evaluación de la torre fue necesario realizar un modelo de simulación de forma rigurosa en el software Aspen Hysys® V10, la cual valida el funcionamiento del modelo al describir las condiciones actuales de operación de la torre según la corriente de alimentación de nafta virgen. Posteriormente, se desarrolló un análisis de sensibilidad por simulación donde se logró establecer las condiciones de operación adecuadas de acuerdo con la carga que puede manejar y la presión de la torre. El análisis de sensibilidad se estableció bajo las restricciones de transferencia de calor de los intercambiadores, la calidad del producto (PIE, PFE, concentración de azufre), capacidades de las bombas existentes, la presión de los tambores y la integridad mecánica de cada uno de los equipos involucrados. Finalmente, conforme a los resultados obtenidos, se concluye que la torre debutanizadora puede operar como torre fraccionadora de nafta craqueada bajo las siguientes condiciones: una carga de 14500 Bbl/d, una presión de 12 a 20 psia (de cima) y con un rendimiento del 57% por el fondo y 43% por la cima.

*Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Hernando Guerrero Amaya, PhD. Codirector: Ronald A. Mercado Ojeda, Ph D.

Abstract

TITLE: EVALUATION OF THE OPERATION OF A DEBUTANIZER TOWER AS CRACKED NAPHTHA FRACTIONATION TOWER*.

AUTHOR: BRAYAN MELGAREJO RODRÍGUEZ**.

KEYWORDS: NAPHTHA (GASOLINE), RIGOROUS SIMULATION, DISTILLATION TOWER, CONTAMINANTS.

DESCRIPTION:

Environmental policy is more demanding every day for clean fuels production with the lower ecology impaction. To fulfill these policies the GRB (Gerencia de la Refinería de Barrancabermeja) need to reorganize the internal process of fuels production, with special emphasis on regular motor gasoline (RMG); For that reason, looking for to take advantage the maximum capacity and the functionality of their equipment, and get an optimum operation. As the first step for this purpose it poses to evaluate a debutanizer distillation tower with their corresponding equipment as cracked naphtha distillation tower to increase the gasoline volume that goes through hydrotreatment (process where the contaminants less).

To the tower evaluation was necessary to do a rigorous model simulation in Aspen Hysys® V10 software, it proves the model functionality to describe current operation tower condition according to the virgin naphtha feed. Then, it develops a sensibility analysis through simulation, where achieve stablished the appropriate operating conditions in accordance with the capacity that have and the tower pressure. The sensibility analysis was stablished under heat exchangers heat transfer restrictions, products quality (IBP, FBP, Sulphur concentration), pumps capacities, drums pressures and the mechanical integrity of each involved equipment. Finally, according to the results, it's concluded that the debutanizer tower can operate as cracked naphtha fractionation tower under the following conditions: 14500 Bbl/d feed charge, 12 to 20 psia (top) pressure, and with yield 57% for the bottom and 43% for the top.

* Bachelor Thesis

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Hernando Guerrero Amaya, PhD. Codirector: Ronald A. Mercado Ojeda, Ph D.

Introducción

La Gerencia de la refinería de Barrancabermeja (GRB) desarrolla actualmente diferentes tipos de iniciativas para cumplir requerimientos proyectados de sus productos y optimizar su producción. Mejorar la calidad de los combustibles es una de estas iniciativas, por lo cual se busca cambiar el esquema operativo existente para lograr disminuir el contenido de azufre en la gasolina motor regular (GMR), reduciéndolo progresivamente cada año hasta lograr en el 2020 una GMR con menos de 50 ppm y cumplir con la normativa nacional. De esta manera, se contribuirá al objetivo de la empresa de producir combustibles más limpios.

Por lo anterior, se contempla la opción de operar a la capacidad total de diseño de la unidad de hidrotratamiento de gasolina, la cual en su momento operaba al 70% del máximo de su diseño, con una torre de destilación funcionando al 100%, es decir, que se utilizaba al máximo de su capacidad. Para cumplir dicho propósito, se requiere evaluar una nueva torre de destilación, presente en la GRB, para fraccionar nafta crackeada, con el fin que cumpla con la especificación del PIE (punto inicial de ebullición) de la nafta que entra a reacción (210°F mínimo según ASTM-D86 (ASTM International, 2007)). No obstante, se debe tener en cuenta que la unidad de hidrotratamiento tiene un 10% de sobrediseño, que permite la obtención de un mayor volumen de gasolina hidrotratada.

Por lo tanto, se propone analizar la opción del uso de una torre debutanizadora del departamento de refinación de crudos, junto con sus respectivos equipos, garantizando el correcto funcionamiento de estos, o planteando los nuevos equipos necesarios. Además, se debe buscar posibles facilidades para conectar las corrientes de salida de nafta de las unidades de craqueo catalítico con la torre a evaluar y cumplir con las especificaciones establecidas en la gasolina, para

que sirva como alimento de la unidad de hidrotratamiento, ingresando directamente al tambor de carga del reactor.

1. Descripción general de Ecopetrol S.A. – Refinería Barrancabermeja

Empresa Colombiana de economía mixta, carácter comercial y de orden nacional, originada en 1951. Tiene el objetivo de desarrollar actividades comerciales o industriales relacionadas con la exploración, explotación, refinación, transporte, almacenamiento, distribución y comercialización de hidrocarburos, sus derivados y productos. Es considerada como una de las cinco principales petroleras de Latinoamérica, y cuenta con mayor participación en la infraestructura de transporte y refinación de Colombia, con sus dos principales refinerías en Barrancabermeja y Cartagena. Actualmente busca la optimización de su producción para lograr la meta de 730.000 barriles por día y hallar nuevas reservas para explotación. A continuación (figura 1), se puede observar un diagrama general de la refinería de Barrancabermeja, la cual se compone de 42 plantas (ECOPETROL, 2018).

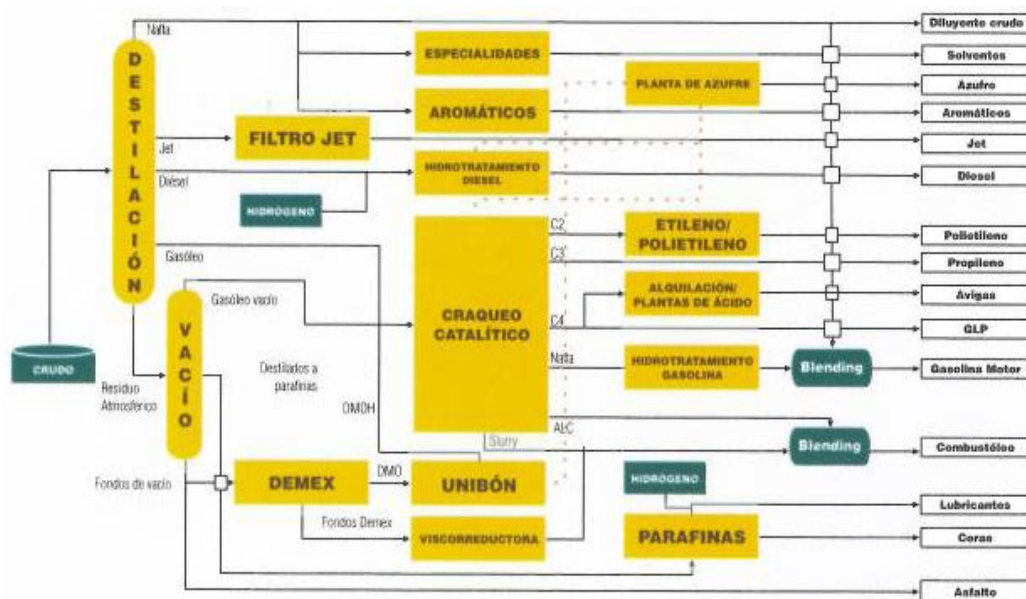


Figura 1. Esquema general de operación de la Refinería de Barrancabermeja. Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Presentación general logística. Barrancabermeja.

2. Objetivos

2.1 Objetivo general

Evaluar la torre debutanizadora T-171, cargada de nafta craqueada, desde una simulación rigurosa para encontrar las condiciones óptimas de operación, y dar recomendaciones del funcionamiento de equipos.

2.2 Objetivos específicos

Diseñar un modelo de simulación que refleje las condiciones de operación actuales de la torre debutanizadora T-171.

Diseñar un modelo de simulación con nafta craqueada como alimentación de la torre, analizando posibles alternativas de operación.

Analizar nuevas condiciones de operación, según modelo simulado.

Determinar un nuevo esquema de operación de la torre debutanizadora T-171.

3. Marco teórico

3.1 Topping

Proceso inicial de refinación del crudo, el cual se compone principalmente por la destilación atmosférica y al vacío. Es donde el crudo se fracciona por primera vez y se obtienen gases livianos, nafta, jet, diésel, queroseno, crudo reducido, gasóleos, y fondos de vacío, dejando un producto de fondo con hidrocarburos más pesados (Gary, Handwerk, Kaiser, 2007, p. 397).

3.1.1 Torre de destilación debutanizadora. Unidad que permite la separación de gases livianos por medio de la diferencia de volatilidad de la carga, produciendo una nafta debutanizada o estabilizada por el fondo y gases livianos o GLP como destilado. Comúnmente es usada en procesos de refinación como parte de las primeras unidades de refinación del crudo, o luego de unidades de craqueo catalítico (Jones y Pujadó, 2006, p. 1121).

3.1.2 Gas licuado del petróleo (GLP). Mezcla inodora de hidrocarburos livianos constituida principalmente por propano, butano y sus respectivos compuestos derivados (C3's y C4's), en proporciones variables, además de tener bajos contenidos de otros compuestos. A temperatura ambiente se encuentra en estado gaseoso, sin embargo, se licua al someterlo a determinadas condiciones de presión y temperatura, y su principal uso es como combustible industrial o doméstico (Speight, 2011, p. 31).

3.1.3 Nafta virgen o natural. Sustancia que se obtiene de la destilación atmosférica del crudo. Esta encierra un rango de ebullición, 100-330 °F aproximadamente para la GRB, donde en su mayoría la componen hidrocarburos entre 5 y 6 carbonos. Se divide en nafta liviana y nafta pesada, teniendo como principal diferencia el punto inicial de ebullición. Su uso normal es como materia prima de la industria petroquímica o para mezcla de gasolinas (ECOPETROL, 2008, p.5).

3.1.4 Torre debutanizadora T-171. En el año 2005 se puso en operación la torre de destilación T-171 y sus equipos asociados, como debutanizadora con una carga mínima de 10 KBPD y máxima de 20 KBPD. Antes era parte de la unidad de alquilación, pero ahora se ubica en la unidad 150 de refinación de crudos, en Topping. Esta reubicación ocurrió por los exigentes requisitos en el RVP de la nafta que sale de las unidades de refinación primaria, surgiendo la necesidad de garantizar que toda la nafta virgen sea debutanizada (11-20 KBPD de nafta virgen sin debutanizar) y permitir flexibilidad operacional.

La nafta virgen producto de las torres atmosféricas de las unidades de Topping, debe ser estabilizada para que pueda ser enviada a la unidad de aromáticos o para cumplir la especificación de RVP. En la tabla 1 se pueden observar las condiciones de operación. La torre tiene facilidades para cargar naftas vírgenes de diferentes torres, las cuales contienen un volumen considerable de GLP que puede ser recuperado. La T-171 tiene la ventaja de ser operada completamente bajo control avanzado (figura 2), lo que permite mantener un óptimo funcionamiento y una operación relativamente estable (ECOPETROL, 2005, p. 3).

3.2 Nafta craqueada

Hidrocarburo del grupo de las gasolinas que se produce en las unidades de craqueo catalítico, el cual presenta un mayor número de octano que la gasolina virgen o primaria, y se utiliza como componente básico en la preparación de mezcla de gasolinas. Dependiendo del esquema de operación de la refinería, se carga a las unidades de hidrotratamiento con el fin de disminuir la cantidad de azufre o va directamente como gasolina producto (Lluch, 2011, p. 210).

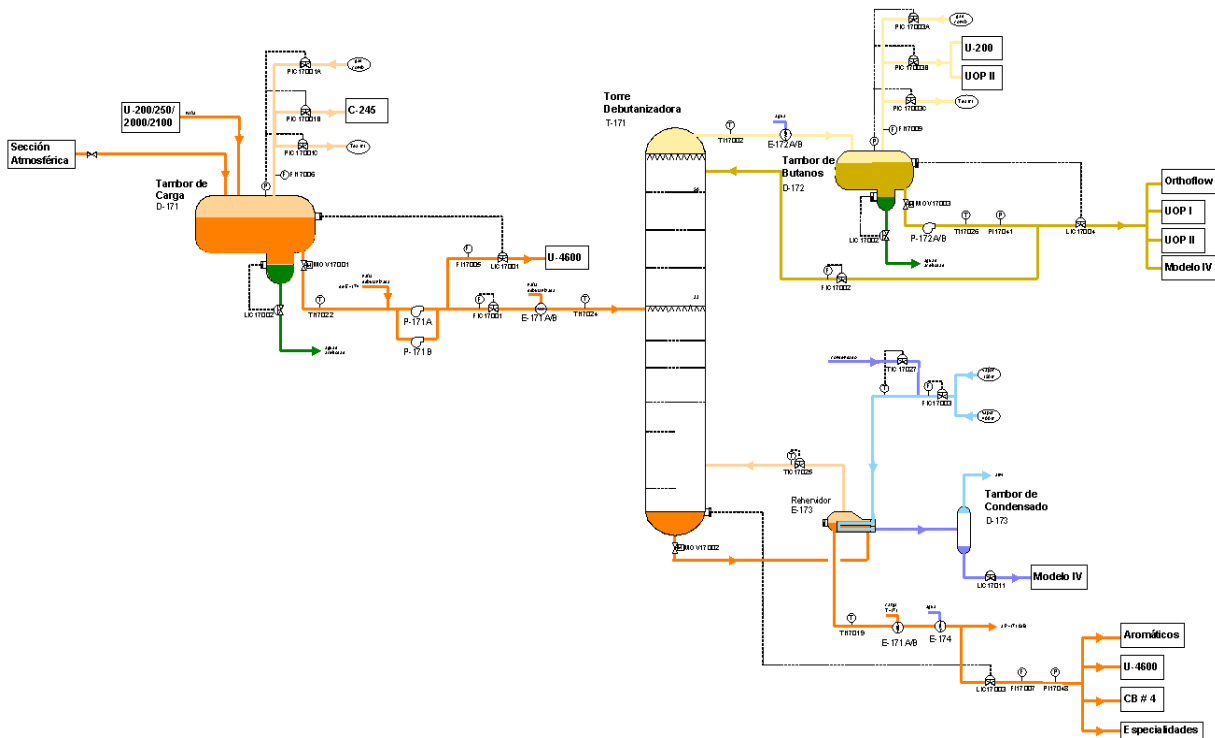


Figura 2. Diagrama general de control de la torre 171, operación actual. Nota. Tomado de: ECOPETROL (2005) Manual de operación de nueva T-171. Barrancabermeja.

Tabla 1.

Condiciones actuales de la T-171.

Temperatura de operación [°F]	Cima: 180 Fondo: 360
Temperatura de diseño [°F]	400
Presión de operación [psig]	Cima: 79 Fondo: 84
Presión de diseño [psig]	180
Plato de alimentación	30
Tipo de plato	Válvula, Nutter BDH
Número de platos	50
Espacio entre platos [in]	24

Nota. Tomado de: ECOPETROL (2005) Manual de operación de nueva T-171. Barrancabermeja.

3.3 Torre fraccionadora de nafta craqueada

Unidad encargada de la separación de la nafta producto, de unidades de craqueo. Permite el acondicionamiento de la carga, teniendo como destilado nafta craqueada liviana la cual puede continuar a procesos con soda, y como producto de fondo, nafta craqueada pesada a condiciones específicas para carga a hidrotratamiento (para la configuración de la GRB) (ECOPETROL, 2009, p. 102).

3.4 Punto inicial de ebullición (PIE)

Temperatura a la cual cae la primera gota de vapor condensado de una sustancia cuando se realiza una prueba de destilación. (Fahim et al., 2009, p. 35)

3.5 Destilación True Boiling Point (TBP)

Curva de destilación que permite la caracterización de las fracciones del crudo. Se desarrolla en una prueba por medio de una columna con 15 platos teóricos y un reflujo equivalente a 5, con una presión de operación de 760 mm Hg para fracciones por debajo de 750 °F y de 0,5 mm Hg para fracciones más pesadas. El alto grado de fraccionamiento en esta prueba proporciona una distribución precisa de los componentes (ver figura 3), por lo que es la más usada para el análisis del petróleo, además existen conversiones para pasar curvas de destilación TBP a otros métodos ASTM (ver figura 4), los cuales son más utilizados en pruebas de laboratorio. La curva de destilación TBP tiene como clasificación D 2892 para ASTM. Existen otras pruebas para hallar curvas de destilación como la D86 y la destilación simulada D 2887, que son más frecuentes para cortes más livianos del crudo (Fahim et al., 2009, p. 36 y Wauquier, 2004, p. 98).

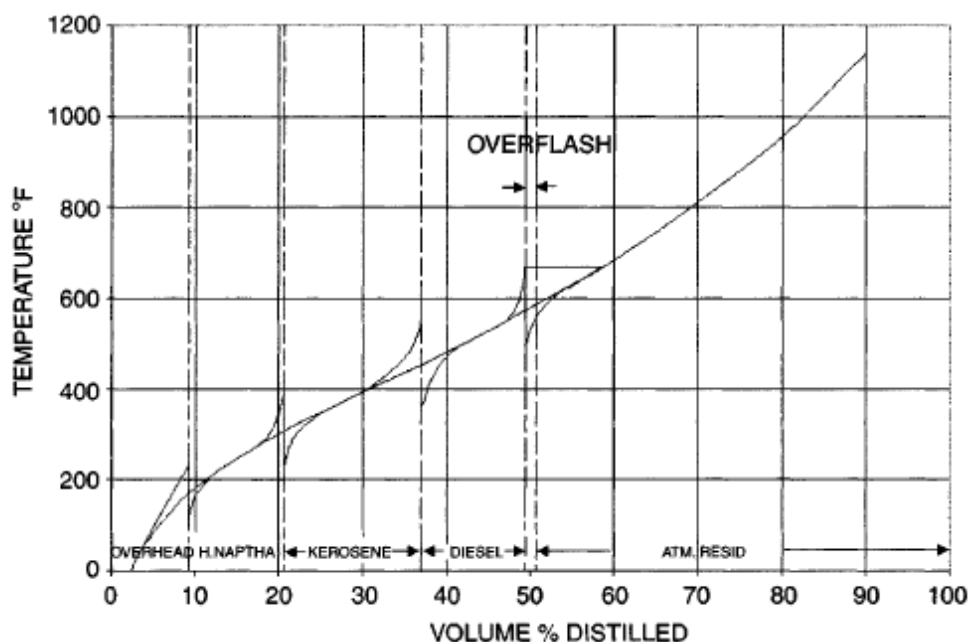


Figura 3. Ejemplo de una curva TBP de la alimentación y productos de la destilación atmosférica. Nota: toma de: Parkash, S. (2003). Refining Processes Handbook. Estados Unidos: Elsevier, p. 4.

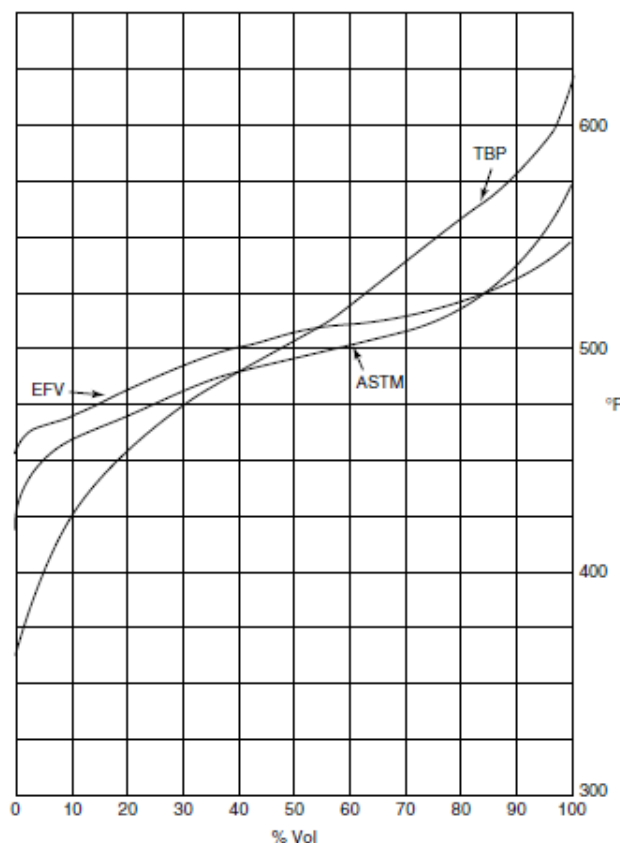


Figura 4. Comparación de curvas de destilación TBP, ASTM y la curva de equilibrio de evaporación flash. Nota. Tomado de: Jones, D. S., & Pujadó, P. R. (2006). Handbook of petroleum processing. Holanda: Springer, p. 1121.

3.6 Gap

Grado o capacidad de fraccionamiento de una unidad de destilación de crudo. El gap se puede obtener entre fracciones consecutivas como la diferencia entre la temperatura al 95% vol. ASTM de la fracción liviana y la temperatura al 5% vol. ASTM de la fracción pesada; si la diferencia es positiva es un gap, e indica una buena separación mientras que si es negativa se le denomina overlap, e indica una pobre separación, por lo que parte del producto liviano se encuentra en la fracción pesada y viceversa (ver figura 5). A menores valores del gap se tiene mejor grado de separación entre cortes, el grado de separación perfecta tendría un gap y overlap igual a 0 (Fahim, M. A., Taher A., A., & Amal, E., 2009, p. 73).

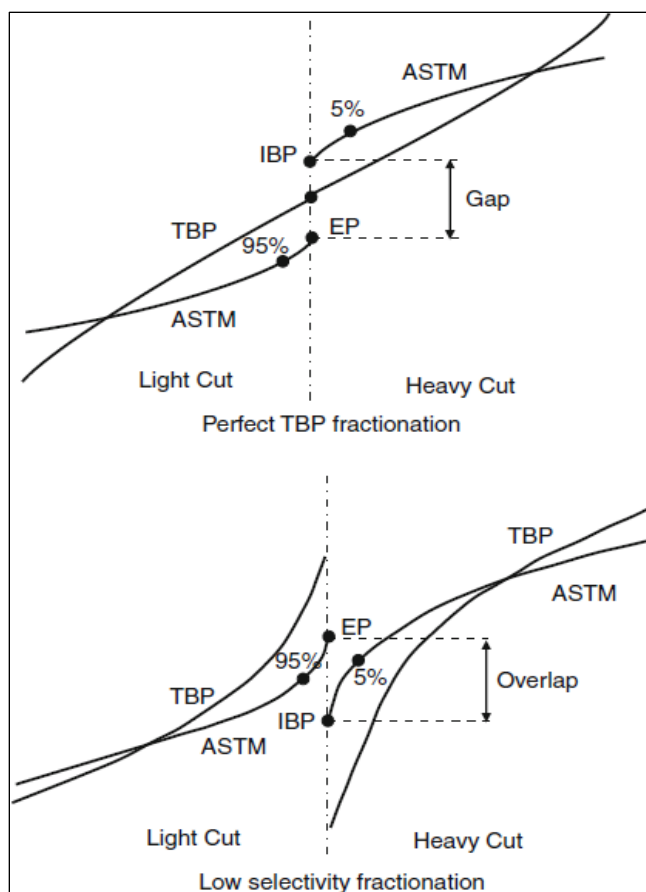


Figura 5. Gap y overlap. Nota. Tomado de: Fahim, M. A., Taher A., A., & Amal, E. (2010). Fundamentals of Petroleum Refining. Gran Bretaña: Elsevier, p. 73.

3.7 Unidad de hidrotratamiento (HDT)

Unidad encargada del proceso de hidrogenación de la gasolina. Su principal propósito es reducir el contenido de azufre en la mezcla de gasolinas craqueadas o primarias, por medio del uso de hidrógeno, el cual reacciona y permite la remoción del azufre y otros compuestos contaminantes como metales, oxígeno y nitrógeno, con el fin de producir gasolina de bajo azufre, de buena calidad, y que cumpla con las políticas ambientales pertinentes (Fahim et al., 2009). En la figura 6, se establece el diagrama general de operación de una planta HDT.

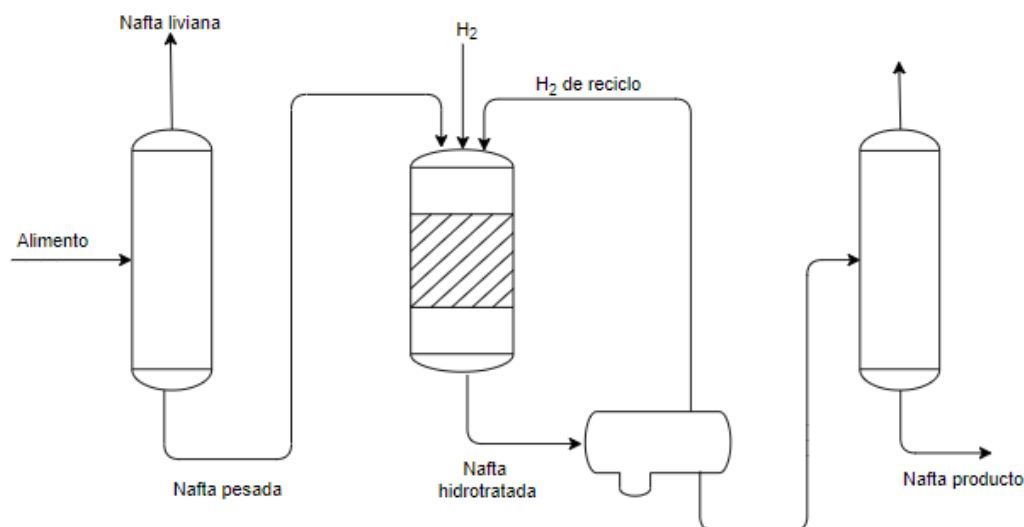


Figura 6. Diagrama general del proceso hidrotratamiento de la gasolina.

4. Alcance

Evaluar el funcionamiento de la torre debutanizadora T-171 como fraccionadora de nafta crackeada, con la meta de alcanzar la capacidad del reactor de la unidad de hidrotratamiento, dando recomendación sobre la mejor condición de operación de la torre, además de analizar el buen funcionamiento de cada uno de los respectivos equipos, estableciendo los posibles cambios, limitantes o nuevos equipos en caso de ser necesario.

5. Metodología

5.1 Revisión de material bibliográfico.

Inicialmente se recolectaron datos relacionados con la operación de la torre T-171, como manuales, diagramas PFD, P&ID, planos mecánicos, ficha de datos de los equipos, datos históricos en bases

de datos, información de la unidad por medio de operadores e ingenieros, se identificaron las líneas y equipos involucrados en campo.

5.2 Modelo de simulación de la condición actual de la torre.

Se realizó el modelo de simulación básico y detallado de la T-171 para su operación actual, en el software Aspen HYSYS® V10. Se validó el modelo de simulación al comparar los datos obtenidos de presión, temperatura, flujo y caracterización de corrientes entre otros, con los datos registrados en el Software PI DATA LINK, base informática de donde se obtuvieron registros tanto actuales como históricos.

5.3 Simulación del nuevo esquema de operación.

Luego de validar el modelo que refleje la operación actual de la torre, se diseñó el nuevo modelo de simulación con una nueva corriente de entrada, ajustando especificaciones de equipos y requisitos necesarios de salida de los productos. Una vez hecha la simulación se realizó una sensibilidad con ayuda del software utilizado, para analizar posibles alternativas de operación, variando el flujo de alimentación y la presión. De acuerdo con los resultados se analizó los posibles casos de funcionamiento de la torre conforme a las limitaciones de los equipos involucrados y donde se obtuviera un mejor grado de separación.

5.4 Análisis del nuevo esquema de operación.

Finalmente se propuso un nuevo esquema de operación, se analizaron las facilidades para cargar la nafta craqueada de unidades catalíticas y enviar los productos a la unidad de hidrotratamiento, y se dieron las respectivas recomendaciones para el adecuado funcionamiento de la torre. Las diferentes etapas de la metodología pueden apreciarse en la figura 7.

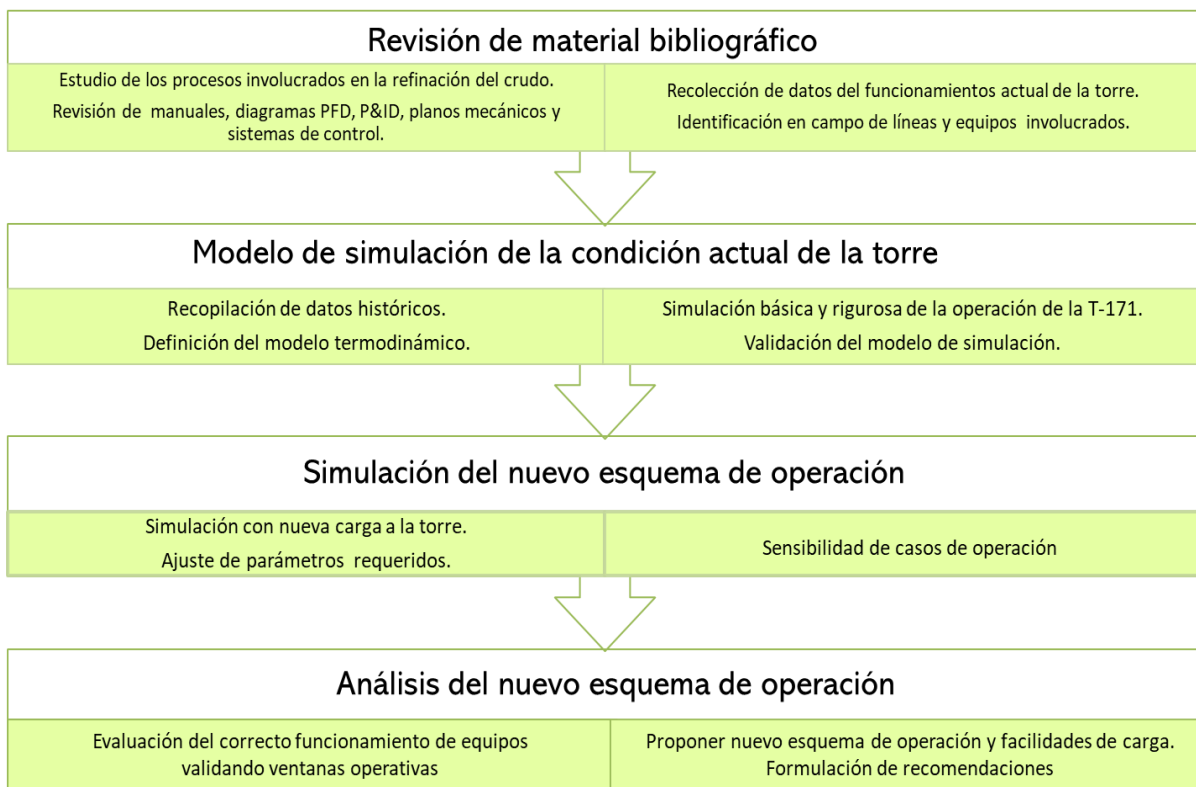


Figura 7. Diagrama de metodología desarrollada.

6. Análisis y discusión de resultados

6.1 Diagrama general

El objetivo propuesto es llevar la nafta crackeada de la planta cracking II (UOPII), la cual sale por el fondo de la torre debutanizadora T-4254 como carga a la T-171. El producto de cima de la T-

171 se dirige a la U-4600, planta de soda, y el producto de fondo va al drum de reacción del rector R-4751/2, de la U-4750, Prime-G, completando su capacidad máxima (figura 8).

De forma detallada, el fondo de la T-4254, pasa por un tren de intercambiadores donde cede calor y disminuye su temperatura, luego pasaría por la U-4340, donde deriva hacia las unidades X-4341/2 (debido a que este procedimiento deja trazas de sustancias contaminantes al catalizador de los reactores 4751); luego a la línea de 6'' que se dirige al K-806, se debe crear un pequeño tramo de tubería para que se una a la línea proveniente de Orthoflow de 4'', la cual tiene una longitud de 600 m aproximadamente, y pasa cerca de una de las tuberías de carga al D-171, por la línea de Nafta liviana Cusiana. En el apéndice A se puede observar de forma más detallada el diagrama propuesto para la carga de nafta crackeada de la UOPII a la T-171, donde la línea punteada en amarillo representa la tubería y conexiones por fabricar.

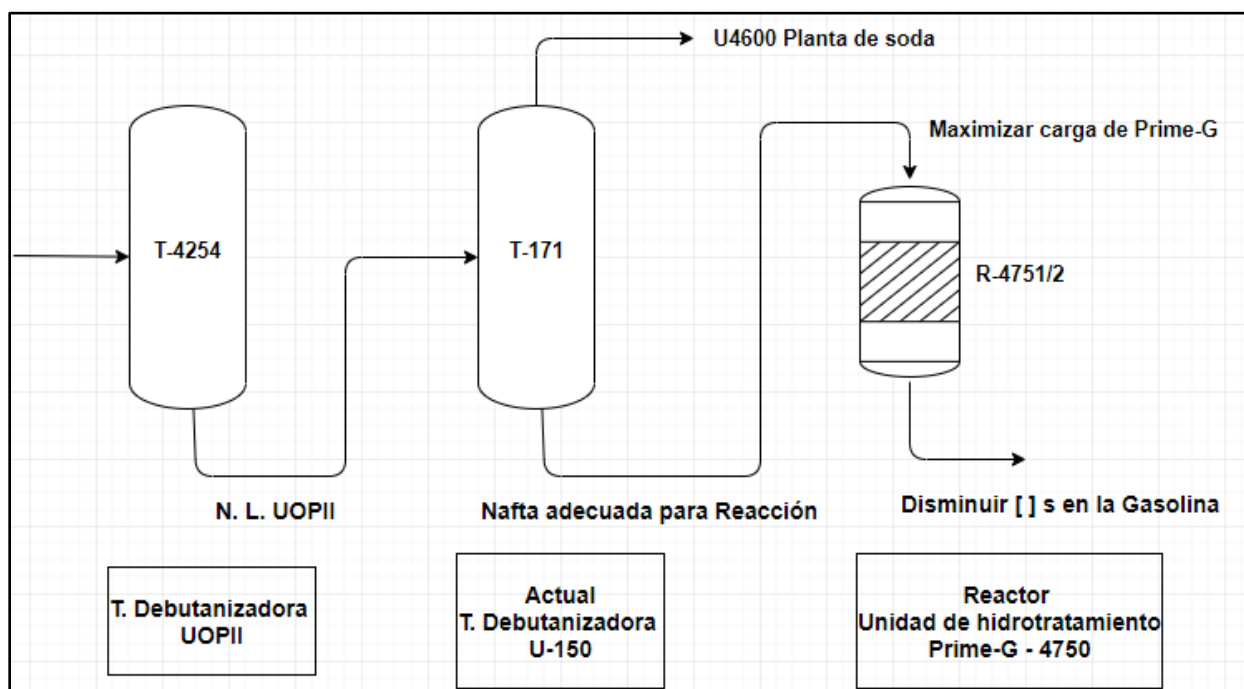


Figura 8. Esquema general de carga y envío de productos de la T-171.

6.2 Datos de corriente de entrada

Los datos de la corriente de entrada fueron tomados como el promedio en el periodo entre septiembre de 2015 y julio de 2017, y se muestran en la tabla 2 y la figura 9.

Tabla 2.

Datos nafta debutanizada UOPII a T-171.

NAFTA DEBUTANIZADA			
Densidad a 15°C	ASTM D4052	g/ml	0,73
Gravedad API	ASTM D4052	°API	61,55
Presión de Vapor Reid (RVP)	ASTM D323/4953	psi	7,40
Azufre Horiba	ASTM D4294	ppm	631,93
RON	ASTM D 2699	Octanos (RON)	93,00
MON	ASTM D 2700	Octanos (MON)	80,20
Índice Antideton.			
IAD = (RON+MON)/2	-	-	86,60

Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

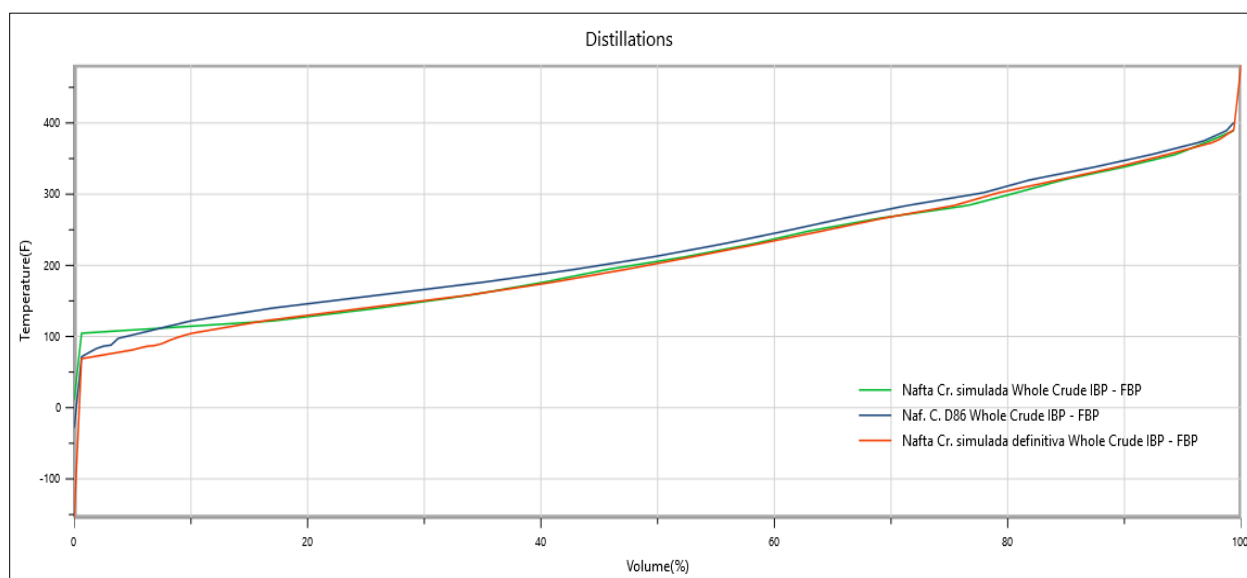


Figura 9. TBP de la corriente de entrada (Temperatura [°F] vs % vol) donde cada línea representa TBP de acuerdo con los datos ingresados. Línea verde, de la destilación simulada; línea azul oscuro, de la destilación D86; línea roja, con herramienta del simulador que hace una aproximación a partir de la destilación simulada y la D86.

En el apéndice B se pueden observar el promedio de los datos históricos desde el 2015 al 2017, obtenidos por la base de datos de la destilación D86, y destilación simulada de la nafta liviana craqueada de la unidad de cracking 2, además del análisis PIANO (% Vol) y el porcentaje de compuestos livianos (% Vol).

6.2.1 Ventanas operativas. Las ventanas operativas son el rango de condiciones de operación al cual los equipos deben funcionar para que tengan un óptimo desempeño, se mantenga su integridad mecánica, se obtenga una mayor vida útil y se opere bajo parámetros de seguridad. Este conjunto de parámetros para los equipos relacionados con la T-171, se muestran en la tabla 3.

Una de las principales limitantes de carga en la torre es la capacidad de transferencia de calor de los intercambiadores, con principal foco en el E-172, condensador de cima, y el E-173, rehervidor del fondo. En el apéndice C se describen las condiciones de diseño para tener en cuenta de los intercambiadores implicados.

Tabla 3.

Ventanas operativas, unidad T-171.

Descripción	Unidades	Ventana Operativa Alta	Ventana Operativa Baja
Carga a la unidad U-170	bbl/d	20700	10867
Flujo P-171 A/B	bbl/d	27200	7700
Flujo P-172 A/B	bbl/d	12900	2200
Presión D-171	psia	39	29
Presión D-172	psia	154	134
Temperatura de salida rehervidor E-173	°F	380	350

Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

6.2.2 Curva de azufre nafta crackeada. La curva de azufre de la nafta liviana craqueada de la unidad de cracking II registrada (apéndice D), no representa el contenido típico de azufre en esta corriente debido a que, al momento de tomar la muestra, la unidad de rompimiento catalítico UOPII recibe una alimentación con mayor volumen de GAOH al normal, porque otra unidad de rompimiento catalítico se encuentra en mantenimiento. De esta manera, se reduce el contenido de azufre de sus productos. Con base a los datos históricos, el contenido de azufre de esta corriente varía entre 600 a 1000 ppm. Sin embargo, durante los meses de abril a mayo de 2018, este parámetro registra valores entre el intervalo de 500 a 600 ppm, lo cual está por fuera del rango de los valores que habitualmente se registran y de lo que se podría proyectar. Además, si se realiza una caracterización del azufre total de la corriente a partir de la curva registrada en el simulador Aspen Hysys®, se obtiene un contenido de azufre total de 400 ppm, por lo tanto, es necesario realizar un ajuste de esta curva con base a las propiedades del simulador y los datos históricos registrados (figura 10). De esta manera, se pretende obtener finalmente, una correcta distribución del azufre en la corriente y su composición típica.

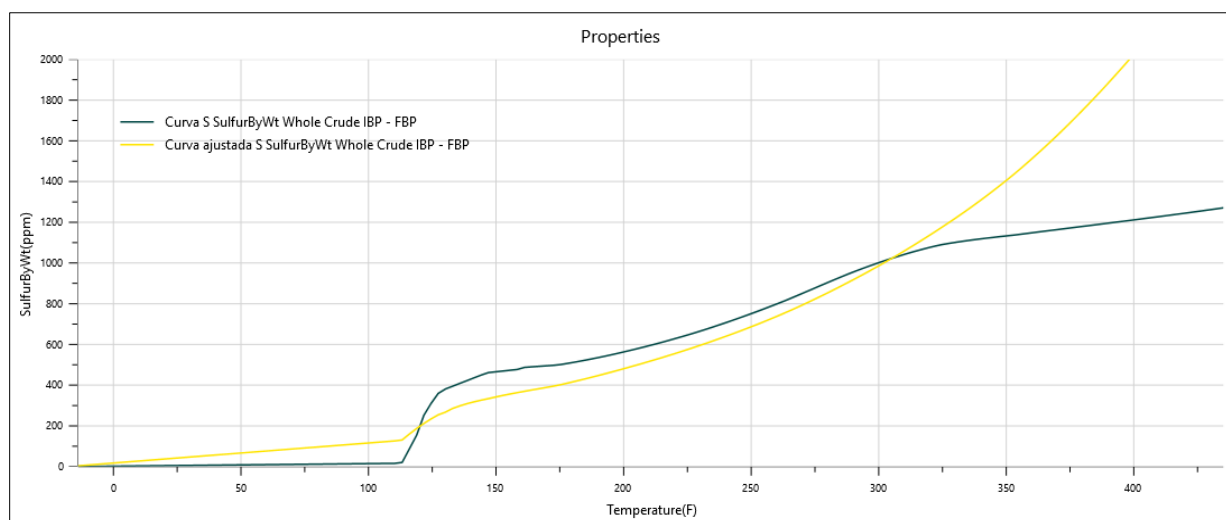


Figura 10. Curva de contenido de azufre de acuerdo con los cortes de temperatura. Concentración de azufre [ppm] vs Temperatura [°F]. Curva registrada en azul; Curva ajustada en amarillo.

6.2.3 Destilación TBP de nafta virgen (corriente de entrada actual a T-171).

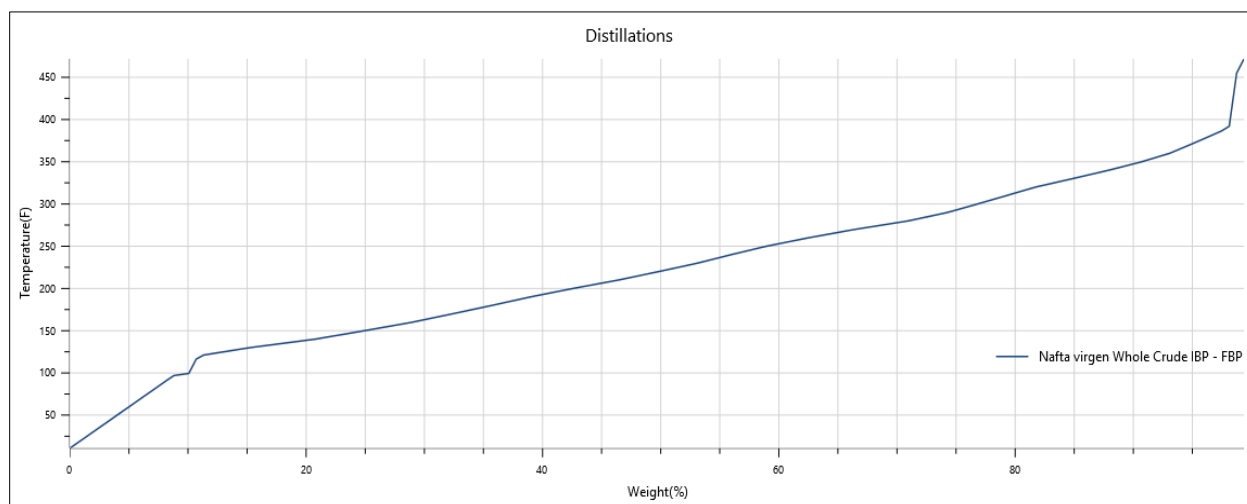


Figura 11. TBP de corriente de nafta virgen de entrada actual a la T-171 (Temperatura [°F] vs % wt).

En el apéndice E se registran los datos de caracterización de la corriente de entrada actual a la T-171, la cual se compone de nafta virgen que proviene de distintas unidades.

6.3 Simulación detallada T-171

La Simulación se realizó en el software Aspen Hysys® V10. Primero se eligió el paquete de fluidos Peng-Robinson porque es el modelo indicado para trabajar con sistemas de hidrocarburos livianos, su rango de aplicabilidad se cumple y es un método consistente respecto al cálculo de mezclas de hidrocarburos. También se escogió el método Costald para la densidad, debido a que puede trabajar con líquidos saturados y comprimidos, incorpora correcciones por temperatura y presión, y es adecuado para cuando se utilizan pseudocomponentes (Aspen physical property system, 2011). Posteriormente se introdujo el assay de la corriente de entrada, los datos internos de los equipos como curvas de bombas, datos de diseño de los intercambiadores, tipo de platos en la torre con sus

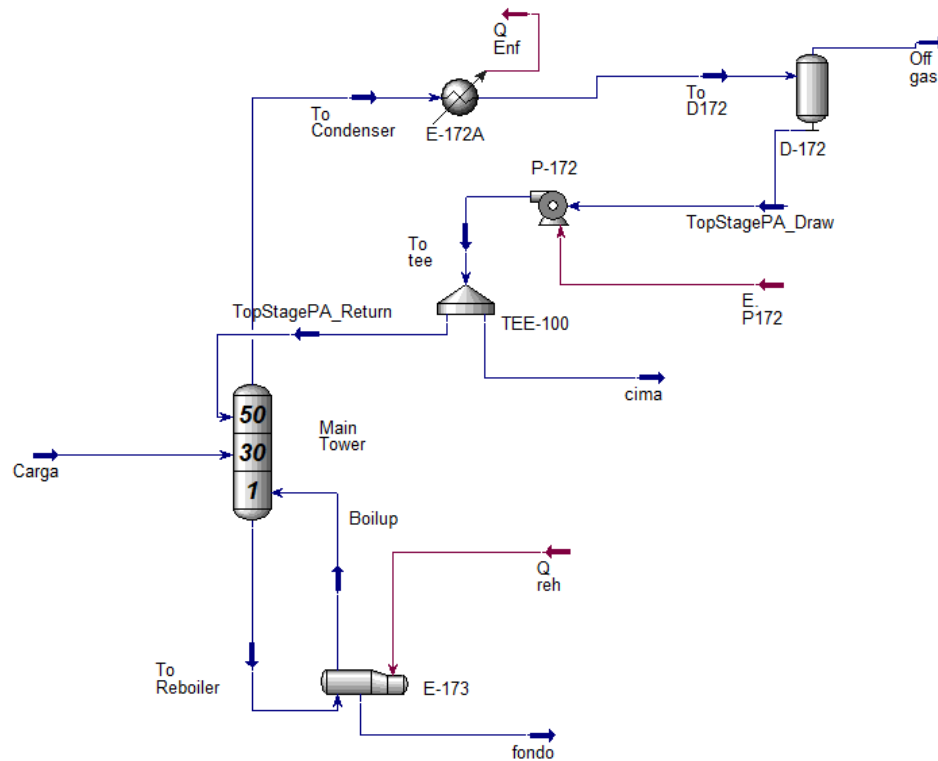


Figura 13. Parte interna del modelo de simulación T-171.

6.3.1 Simulación de la torre T-171 convertida a fraccionadora de nafta crackeada. Se realizó el modelamiento de la T-171 como fraccionadora de nafta crackeada ingresando una nueva corriente de carga a la torre y ajustando parámetros internos para obtener propiedades requeridas en los productos. En el apéndice F se observa el ambiente de simulación, el cual es muy similar al anterior (figura 12 y 13).

Luego de obtener el modelo de simulación, se lleva a cabo un análisis de sensibilidad con diversos casos de estudio a diferentes presiones y volúmenes de carga, en la torre. Para cada caso se observa el comportamiento de las siguientes variables:

- flujos del fondo, cima, off gas, reflujo de cima, reflujo del reboiler, flujo de entrada al condensador de cima;
- transferencia de calor (Q) en el condensador y reboiler;

- concentración de azufre para la corriente de fondo, cima y off gas;
- curva de destilación TBP para la cima, fondo, off gas, al 0, 5, 10, 30, 50, 70, 90, 95 y 100 %;
- temperatura de cima, fondo, salida del condensador de cima, salida del reboiler;
- eficiencia, delta de presión, potencia y cabeza de las bombas;
- grado de separación (GAP).

Conforme con el análisis de los datos, se toman los casos que no violen la integridad mecánica de los equipos (no se supere la máxima temperatura, cumpla con la limitación de transferencia de calor, cumplan las respectivas ventanas operativas), para escoger las condiciones óptimas de operación, donde se logre el mejor grado de separación, se cumplan las especificaciones mencionadas y se obtengan una adecuada distribución de azufre. En la figura 14 se observa que a medida que se incrementa la presión, la carga se ve limitada por la capacidad de transferencia de calor de los intercambiadores de cima y fondo de la torre, resultando en un límite de presión de operación máximo de 25 psia y en la figura 15, se observa como aumenta la transferencia de calor requerida respecto a un incremento de carga para el caso de 12 psia como presión de operación, donde una carga muy alta también restringe la operación. Para cada caso en el cual la presión de operación aumente el límite de transferencia de calor se alcanza a flujos de entrada menores, por lo tanto, para obtener una mayor carga es necesario operar a presiones bajas según lo evidenciado.

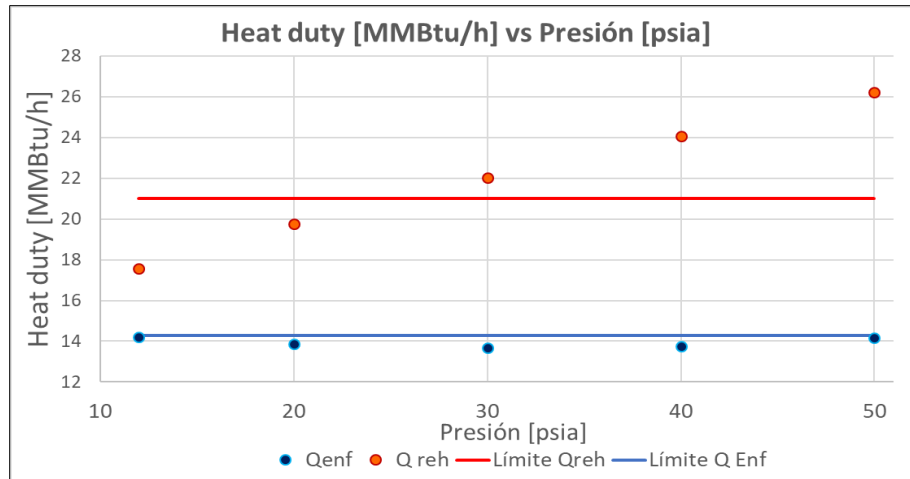


Figura 14. Comportamiento del calor transferido por los intercambiadores de cima (Qenf) y fondo (Qreh) de la T-171, respecto a la presión para el caso de 14500 Bbl/d. Heat duty [MMBtu/h] vs Presión [psia].

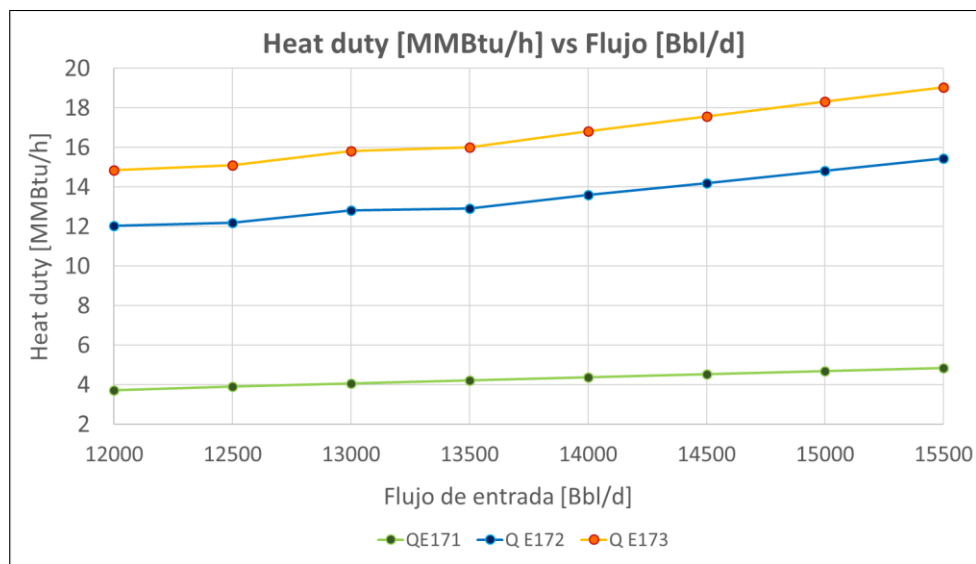


Figura 15. Comportamiento del calor transferido por los intercambiadores de calor respecto a la carga de la torre, para el caso de 12 psia como presión de operación. Heat duty [MMBtu/h] vs Flujo [Bbl/d].

De acuerdo con los resultados teóricos, se recomienda operar la torre a una presión de 12 a 20 psia (cima), con una carga de 14500 Bbl/día, teniendo la posibilidad de aumentar máximo hasta 15000 Bbl/día. En este caso, la distribución de la carga en la torre es de 57% por el fondo y 43% por la cima, con 242,72 y 907,66 ppm de azufre respectivamente, para una carga con 640 ppm de

azufre total. Se cumplen las ventanas operativas de los equipos, las capacidades de los intercambiadores y se obtiene el PIE requerido (210 °F de acuerdo con ASTM-D86) en el producto de fondo, el cual es un parámetro exigido para que la nafta pueda entrar a reacción y no cause afectaciones al catalizador de los reactores de la unidad de hidrotratamiento. En el apéndice H se encuentran las gráficas del comportamiento de las principales variables evaluadas, cuando aumenta la presión de operación. En tabla 4 se muestran los resultados teóricos del caso escogido.

Tabla 4.

Resultados teóricos obtenidos por el simulador.

Unidades			Unidades		
Case 6			Case 6		
Carga	bbl/d	14500,00	To reboiler	bbl/d	18922,18
Q enf	MMBtu/h	14,21	To condenser	bbl/d	8954,50
Q reh	MMBtu/h	17,58	T. to D-172	°F	109,02
Q E-171	MMBtu/h	4,54	T. luego de reh	°F	254,97
F. cima	bbl/d	6199,66	T. fondo	°F	233,47
S cima	ppm	242,72	T. cima	°F	128,52
F. fondo	bbl/d	8300,34	P-171 efi.	%	66,59
S fondo	ppm	907,66	P-171 (dp)	psia	203,89
F. off gas	bbl/d	0,00	P-171 power	hp	77,00
S off gas	ppm	153,78	P1-71 cabeza	ft	654,79
IAD fondo	-	79,1	P-172 efi.	%	61,09
IAD cima	-	96,2	P-172 dp	psia	287,77
Reflujo cima	bbl/d	2754,84	P-172 cabeza	ft	999,33
Reboiler return	bbl/d	10621,84	P-172 power	hp	74,47

Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

De acuerdo con el análisis de los casos de estudio factibles, se obtienen grados de separación similares, sin embargo, los valores más bajos se dan a la presión recomendada (12 a 20 psia). En la figura 16 se observa la curva de destilación TBP de la carga y los productos de la torre fraccionadora, donde la curva de los componentes que salen de la torre se ajusta a la curva de la corriente de entrada. Además, se evidencia un gap de 7 °F aproximadamente de forma teórica,

valor que refleja una buena calidad de fraccionamiento y dicho grado de separación, concuerda con el rango registrado en la literatura (Parkash, 2003, p. 7) (Wauquier, 1998, P.221-263). Este bajo valor del gap se obtiene por motivo, de que la torre posee un mayor número de platos, a los que por heurística tienen las torres de fraccionamiento de gasolina (Wauquier, 1998, p.279-300) (Engineering data book, 1998, p.19-1–19-39).

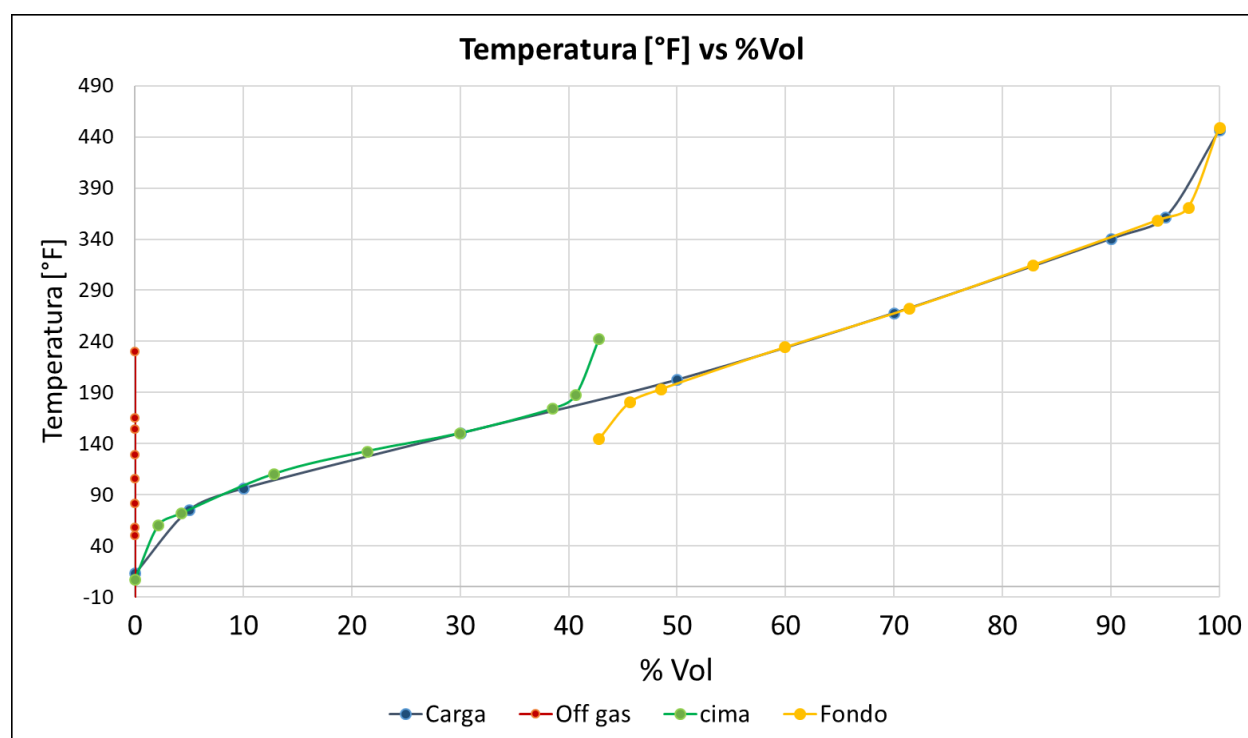


Figura 16. Curva de destilación TBP de las corrientes de carga, cima, fondo y off gas, de la T-171, para una carga de 14500 Bbl/d. TBP [°F] vs %vol. Datos numéricos se encuentran en el apéndice I.

6.3.2 Comparación del contenido de azufre en corrientes producto de acuerdo con el contenido de azufre en la carga. En la tabla 5 y 6, se muestran los resultados numéricos del análisis de sensibilidad para la distribución del azufre según el caso escogido, 14500 Bbl/d de carga, acorde a la curva de azufre registrada por el laboratorio y la curva ajustada. Se observa que el aumento del contenido de azufre en la carga resulta en productos con mayor concentración de contaminantes siendo el más afectado la corriente de fondo, debido a que los compuestos azufrados

se concentran más en los cortes más pesados de los hidrocarburos. En las figuras 17 y 18, se aprecia el crecimiento aproximadamente lineal del contenido de azufre en cada una de las corrientes de salida, resaltando la pendiente más inclinada de la figura 18 que representa el producto de fondo, comprobando lo dicho anteriormente.

Tabla 5.

Resultados teóricos contenido de azufre de acuerdo con la curva registrada por el laboratorio.

		Curva LAB	Curva LAB	Curva LAB	Curva LAB
		640	750	850	950
		ppm	ppm	ppm	ppm
Unidades		Case 6	Case 7	Case 8	Case 9
Carga	bbl/d	14500,00	14500,00	14500,00	14500,00
F. Cima	bbl/d	6199,66	6199,66	6199,66	6199,66
[S] Cima	ppm	305,30	365,39	411,67	458,01
F. Fondo	bbl/d	8300,34	8300,34	8300,34	8300,34
[S] Fondo	ppm	865,50	1009,20	1145,40	1281,50
F. Off gas	bbl/d	0,00	0,00	0,00	0,00
[S] Off gas	ppm	186,00	228,08	255,66	283,18

Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

Tabla 6.

Resultados teóricos contenido de azufre de acuerdo con la curva ajustada.

		Curva S	Curva S	Curva S	Curva S
		ajustada	ajustada	ajustada	ajustada
		640	750	850	950
		ppm	ppm	ppm	ppm
Unidades		Case 6	Case 7	Case 8	Case 9
Carga	bbl/d	14500,00	14500,00	14500,00	14500,00
F. Cima	bbl/d	6199,66	6199,66	6199,66	6199,66
[S] Cima	ppm	242,72	281,15	316,79	352,18
F. Fondo	bbl/d	8300,34	8300,34	8300,34	8300,34
[S] Fondo	ppm	907,66	1065,90	1209,30	1352,80
F. Off gas	bbl/d	0,00	0,00	0,00	0,00
[S] Off gas	ppm	153,78	176,55	197,09	217,67

Nota. Tomado de: ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

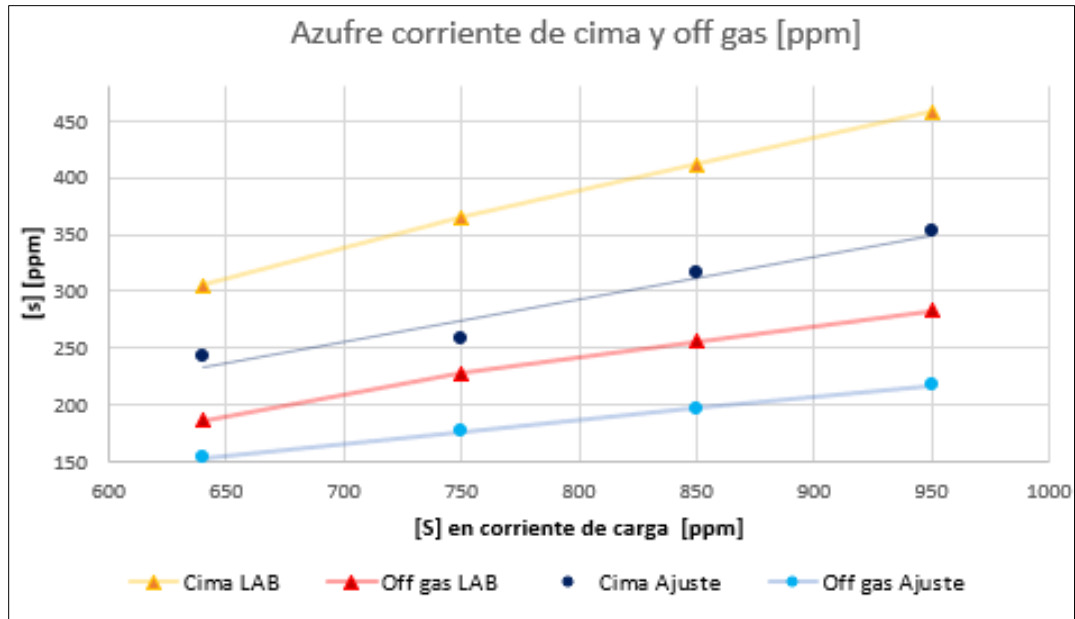


Figura 17. Contenido de azufre en las corrientes de cima y off gas, de acuerdo con la curva de azufre registrada por el laboratorio (triángulos) y a la curva de ajustada (círculos). Contenido de azufre corriente de cima y off gas [ppm] vs contenido de azufre en la carga [ppm].

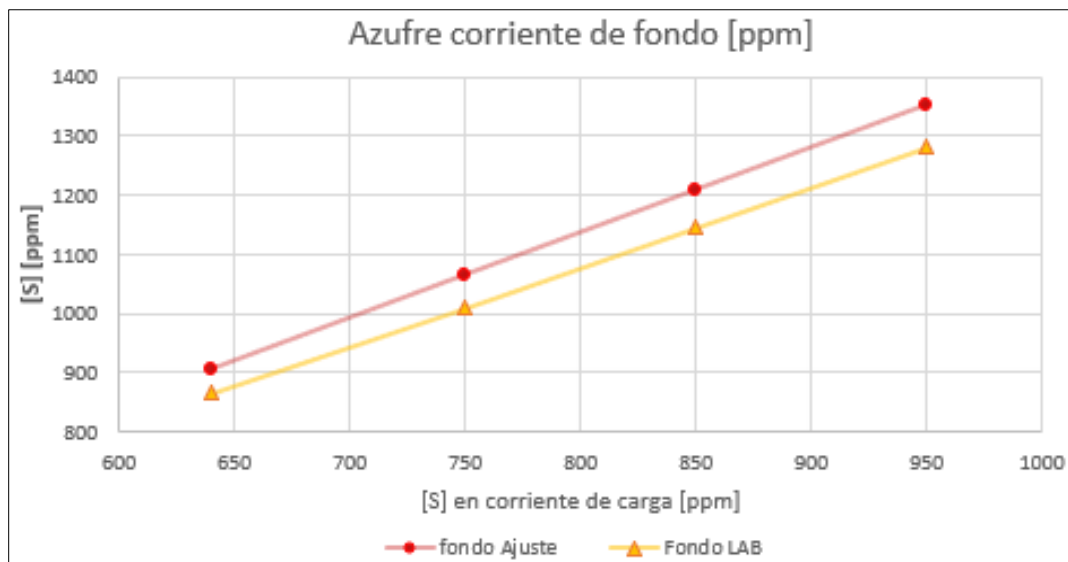


Figura 18. Contenido de azufre en la corriente de fondo, de acuerdo con la curva de azufre registrada por el laboratorio (triángulo) y a la curva de ajustada (círculo). Contenido de azufre corriente de fondo [ppm] vs contenido de azufre en la carga [ppm].

6.4 Esquemas de operación planteados

6.4.1 Diagramas de operación general de acuerdo con el contenido de azufre en la corriente de carga. Los diagramas presentados en las figuras 19 y 20, muestran los balances de masa y la distribución de azufre del nuevo esquema de operación de la torre T-171 y cómo se integra al proceso de hidrotratamiento de la gasolina (líneas punteadas) para dos casos diferentes: el primero con el contenido típico de azufre actual en la nafta craqueada; y el segundo con el contenido registrado por los datos históricos. En este sentido, se refleja la concentración proyectada para la corriente de entrada de 640 y 850 ppm respectivamente. Con esta acción, se logra alcanzar la capacidad máxima del reactor de la unidad de hidrotratamiento para obtener un mayor volumen de GMR con menor contenido de azufre (42,5 ppm y 48 ppm en promedio para el escenario uno y dos respectivamente), cumpliendo con los objetivos propuestos por la empresa y políticas ambientales exigidas que buscan producir GMR por debajo de los 50 ppm. Cabe resaltar que para el caso en que la corriente de entrada exceda los 850 ppm de contenido de azufre en la carga, existe el riesgo de superar la futura reglamentación, por ejemplo, para el caso de 950 ppm la GMR producto tendría 51,1 ppm de acuerdo con el porcentaje de remoción teórico de la unidad de hidrotratamiento, por lo que se debe supervisar las corrientes de entrada para ejercer acciones de control al final del proceso y realizar un correcto blending (mezclado), obteniendo gasolina que cumple la calidad propuesta.

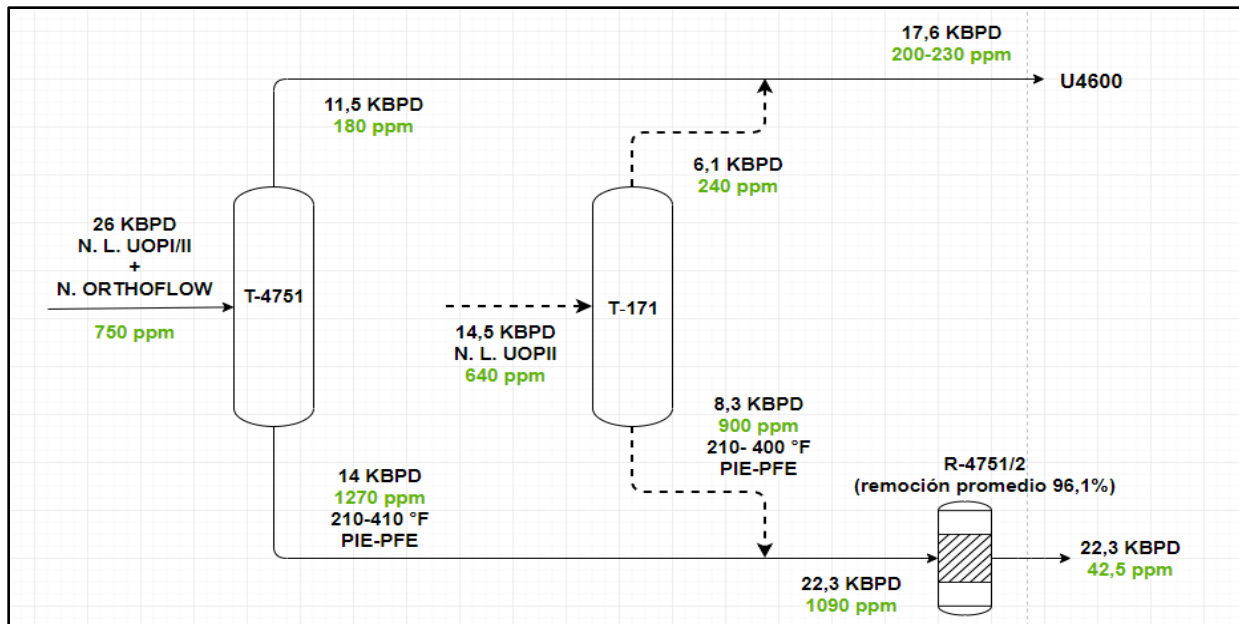


Figura 19. Diagrama de operación general para cuando la corriente de carga a la T-171 tiene un contenido de azufre de 640 ppm.

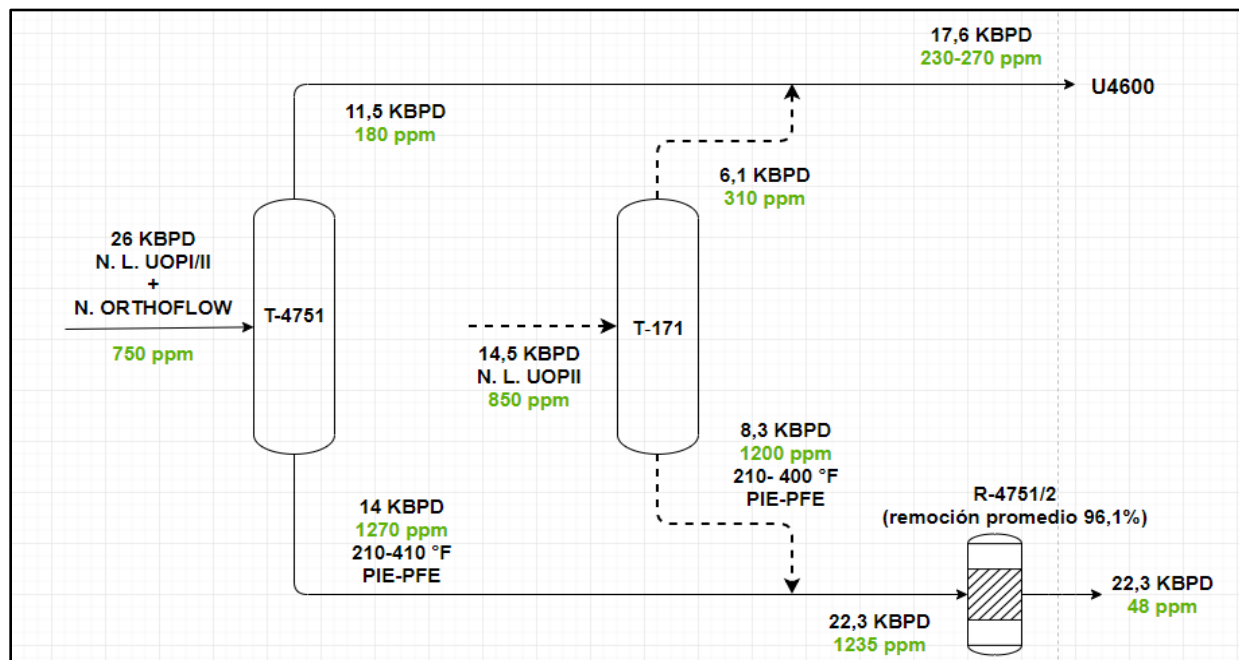


Figura 20. Diagrama de operación general para cuando la corriente de carga a la T-171 tiene un contenido de azufre de 850 ppm.

7. Conclusiones

De acuerdo con los resultados teóricos, a partir del modelo de simulación validado, la T-171 puede funcionar como una torre fraccionadora de nafta crackeada, en un rango determinado de condiciones de operación. Se recomienda operar con una carga de 14500 bbl/d, una presión en la torre de 12 a 20 psia (de cima), con un rendimiento del 57% por el fondo y 43% de cima; donde se cumplen las condiciones de diseño de los equipos y se obtiene el PIE exigido por el producto de fondo de la torre. Si se eleva el volumen de carga a la torre o se eleva la presión puede derivar en problemas de inundación de la torre o productos fuera de la calidad requerida, debido principalmente a que el intercambiador de fondo llega a los límites de su capacidad de transferencia de calor, guardando las recomendaciones de seguridad mecánica. Con el esquema de operación propuesto ocurre una correcta distribución del azufre y se cumple con la meta de producir GMR de bajo contenido de azufre.

8. Recomendaciones

A continuación, las recomendaciones obtenidas a partir del análisis de los resultados y las acciones necesarias para que la torre T-171 pueda operar como torre fraccionadora de nafta crackeada:

Realizar taller para definir el ruteo de naftas de la refinería, con representantes de refinación de crudos, materias primas, programación de la producción y aromáticos, con el objetivo de definir cómo se podría garantizar la carga a aromáticos (10000 bbl/d promedio) si la T-171 cambia su funcionamiento, cumpliendo las correspondientes exigencias de PIE, PFE, N+2A; analizando las calidades de los crudos, las propiedades de las naftas de cada unidad y las facilidades existentes.

Plantear un nuevo ruteo de butanos a codilución, debido a que no estarían disponibles los butanos de la T-171. Sólo se cuenta con 900 bbl/d de la T-252, lo cual no cubre el volumen requerido, además de garantizar la cuota de butanos en caso de que salga de operación la T-252. Existe una posibilidad a evaluar de usar una corriente de butanos de aromáticos.

Utilizar la bomba P-171 A o B, como bomba de fondo de la torre debido a que se opera a presiones bajas (se requiere una presión mayor a 30 psia, la cual es la presión del drum de carga al reactor de la unidad de hidrotratamiento de gasolina). Esta recomendación es de manera provisional porque se busca ejecutar el proyecto lo más pronto posible, y existen las facilidades para desviar el producto de fondo a la bomba P-171. Se sugiere gestionar con prontitud las bombas de respaldo, luego de definir la distancia que tendrá la tubería que conecta el producto de fondo de la torre T-171 con el reactor, con el fin de garantizar la continuidad de la operación.

Realizar un análisis metalúrgico de la torre, equipos y tubería correspondiente, debido a que la nafta crackeada posee un mayor contenido de azufre lo cual puede representar un alto riesgo de corrosión.

Realizar un análisis de destilación (actualizador) y curvas de azufre, de naftas crackeadas de las otras tres unidades de rompimiento catalítico para evaluarlas en el modelo de simulación, para planear cómo sería el funcionamiento de la T-171 en caso de no tener disponible la nafta liviana de la UOPII (por mantenimiento).

Revisar el estado de las válvulas para verificar su correcto funcionamiento, teniendo en cuenta los cambios en las condiciones de operación y el cambio de la corriente de alimentación. De igual forma realizar la revisión mecánica de los intercambiadores para comprobar que los datos registrados como teóricos en la hoja de datos se cumplen y asegurar la integridad de los equipos y la operación.

Referencias bibliográficas

Aspen Hysys Aspen Technology. (2011). *Tutorial and Application-Version Numbre 7.3*. MA 02141-2201-USA.

Aspen physical property system. (2011). *Physical property methods, Aspen Tech process simulation hand book*. Burlington.

ASTM International. (2007). *D86 - 07 Standard Methof for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure*. Estados Unidos. Retrieved from www.astm.org

ECOPETROL S.A. (2005). *Manual de operación de nueva T-171*. Barrancabermeja.

ECOPETROL S.A. (2009). *Manual de descripción de procesos de la unidad U4750*. Barrancabermeja.

ECOPETROL S.A. (2008). *Manual de descripción de procesos de la unidad U150*. Barrancabermeja.

ECOPETROL S.A. (2018). Base de datos. Barrancabermeja.

ECOPETROL S.A. (2018). *Presentación general logística*. Barrancabermeja.

Engineering data book. (1998). *Gas Processors Suppliers Asociation*. (11va ed.). Estados Unidos.

Fahim, M. A., Taher A., A., & Amal, E. (2010). *Fundamentals of petroleum refining*. Gran Bretaña: Elsevier.

GPA Estudios y servicios petroleros S.R.L. (n.d.). *Los crudos marcadores (Tracers) y el perfil químico (crude oil assay) de los crudos de venta*. Buenos Aires: NT\272.87. Nota técnica N°87.

James H., G., Glenn E., H., & Mark J., K. (2007). *Petroleum refining Technology and economics* (Quinta ed.). Estados Unidos: CRC Press.

Jones, D. S., & Pujadó, P. R. (2006). *Handbook of petroleum processing*. Holanda: Springer.

Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y margen de refino del petróleo*. España: Díaz de Santos.

Parkash, S. (2003). *Refining Processes Handbook*. Estados Unidos: Elsevier.

Speight, J. G. (2011). *The refinery of the future*. Gran Bretaña: Elsevier.

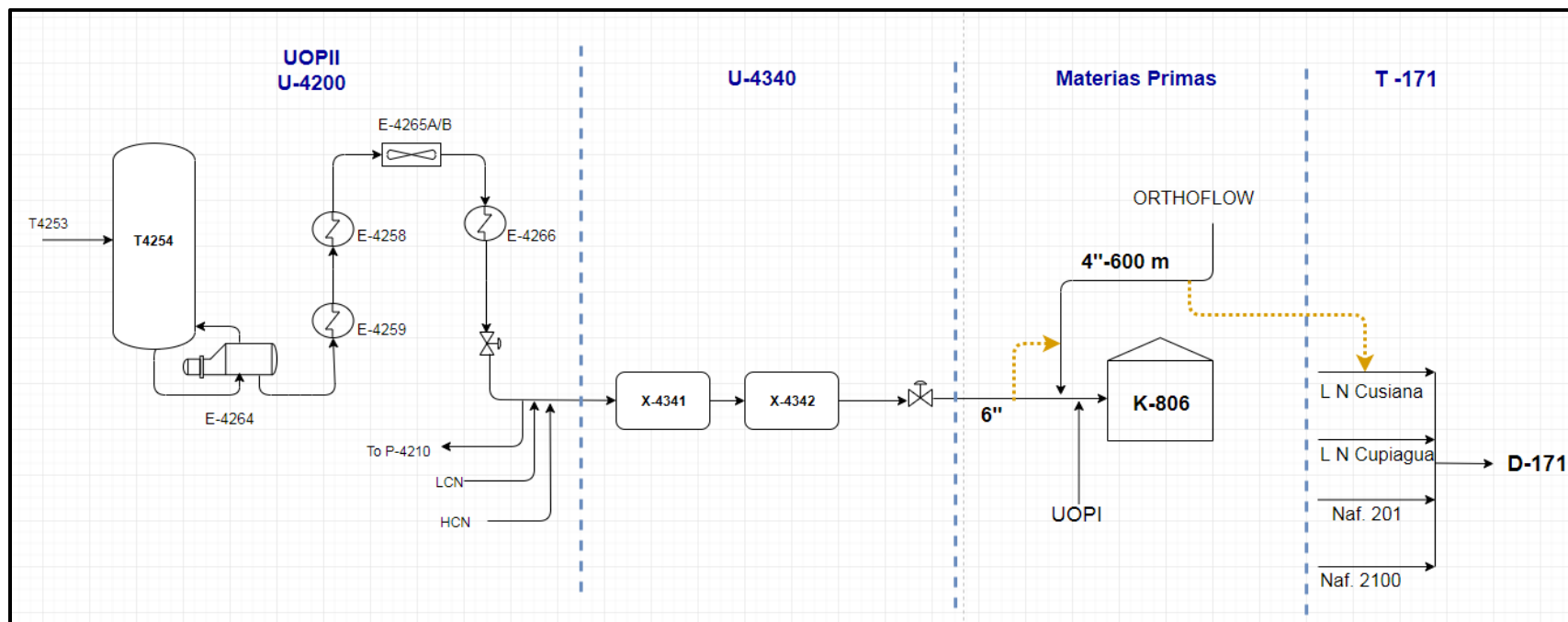
Sulzer, Sulzer Chemtech. (n.d.). *Trays for any Application*. Suiza. Retrieved from <https://bit.ly/2LNUmSI>

Wauquier, J. P. (1998). *Petroleum Refining, Separation Process*. París, Francia: TECHNIP. ISBN 2-7108-0761-0.

Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo: petróleo crudo, productos petrolíferos y esquemas de fabricación*. España: Daniel de Santos.

Apéndices

Apéndice A. Diagrama propuesto de carga de la nafta liviana craqueada de la unidad de cracking II (UOPII) a la T171.



Apéndice B. Datos de caracterización de la nafta liviana craqueada, producto de la unidad de cracking II (promedio desde septiembre de 2015 a julio de 2017).

Destilación Simulada (%vol)	(°F)	Destilación D86 (%vol)	(°F)
IBP	104,0	IBP	119,8
5%	112,3	5%	138,0
10%	118,3	10%	144,7
20%	136,1	20%	155,9
30%	159,0	30%	167,2
40%	188,9	40%	183,1
50%	216,3	50%	203,4
60%	249,1	60%	227,6
70%	274,8	70%	256,2
80%	307,3	80%	288,8
90%	342,5	90%	321,8
95%	363,2	95%	344,5
PFE	428,4	PFE	381,1

ANÁLISIS PIANO	[%vol]
Paraffins	6,37
Isoparaffins	27,98
Aromatics	16,22
Naphthenes	9,72
Olefins	38,10
Non-Identified	0,86
C12+	0,75
Oxygenates	0,00
Total	100,00

LIVIANOS (Light ends)	[%vol]
n-Butane	0,037
i-Butane	0,001
isoButene	0,004
Butene-1	0,005
CIS-Butene	0,118
T-Butene-2	0,053
Butadiene	0,000
n-Pentane	2,577
i-Pentane	10,425
Cyclopentane	0,321
3-Methylbutene-1	0,408
Pentene-1	1,232
2-Methylbutene-1	2,385
c-Pentene-2	1,661
T-Pentene-2	2,985
2-Methylbutene-2	3,322
Benzene	0,886
Total	26,418

Apéndice C. Datos de diseño de intercambiadores de calor.

E-171	Tubo	Carcaza
Tipo de fluido	Nafta alimento	Nafta estabilizada
Flujo total [Lb/h]	214732	187206
Temperatura de diseño [°F]	420	420
Presión de diseño [psig]	145	240
Heat Duty [MMBtu/h]	19,9	

E-172	Tubo	Carcaza
Tipo de fluido	Agua enfriamiento	Cima T171
Flujo total [Lb/h]	800000	85604
Temperatura de diseño [°F]	160	200
Presión de diseño [psig]	97	145
Heat Duty [MMBtu/h]	14,3	

E-173	Tubo	Carcaza
Tipo de fluido	Vapor de 400 psia	Fondo T171
Flujo total [Lb/h]	26400	326790
Temperatura de diseño [°F]	750	420
Presión de diseño [psig]	450	145
Heat Duty [MMBtu/h]	21,0	

E-174	Tubo	Carcaza
Tipo de fluido	Agua enfriamiento	Nafta
Flujo total [Lb/h]	559650	196566
Temperatura de diseño [°F]	145	420
Presión de diseño [psig]	97	145
Heat Duty [MMBtu/h]	7,1	

Apéndice D. Curva de azufre de la nafta liviana craqueada registrada por el laboratorio.

% Fracción	T (°F)	T (°C)	ppm (S)
PIE	92,7	33,72	
5	118,8	48,22	
10	127,7	53,17	
15	134,8	57,11	
20	141,7	60,94	
30	156,5	69,17	235,55
40	174,3	79,06	
50	196,6	91,44	290,66
60	220,6	104,78	
70	247,1	119,50	417,29
80	275,1	135,06	
90	305,4	151,89	556,27
95	327,4	164,11	
PFE	361,0	182,78	599,04

05-jul-18

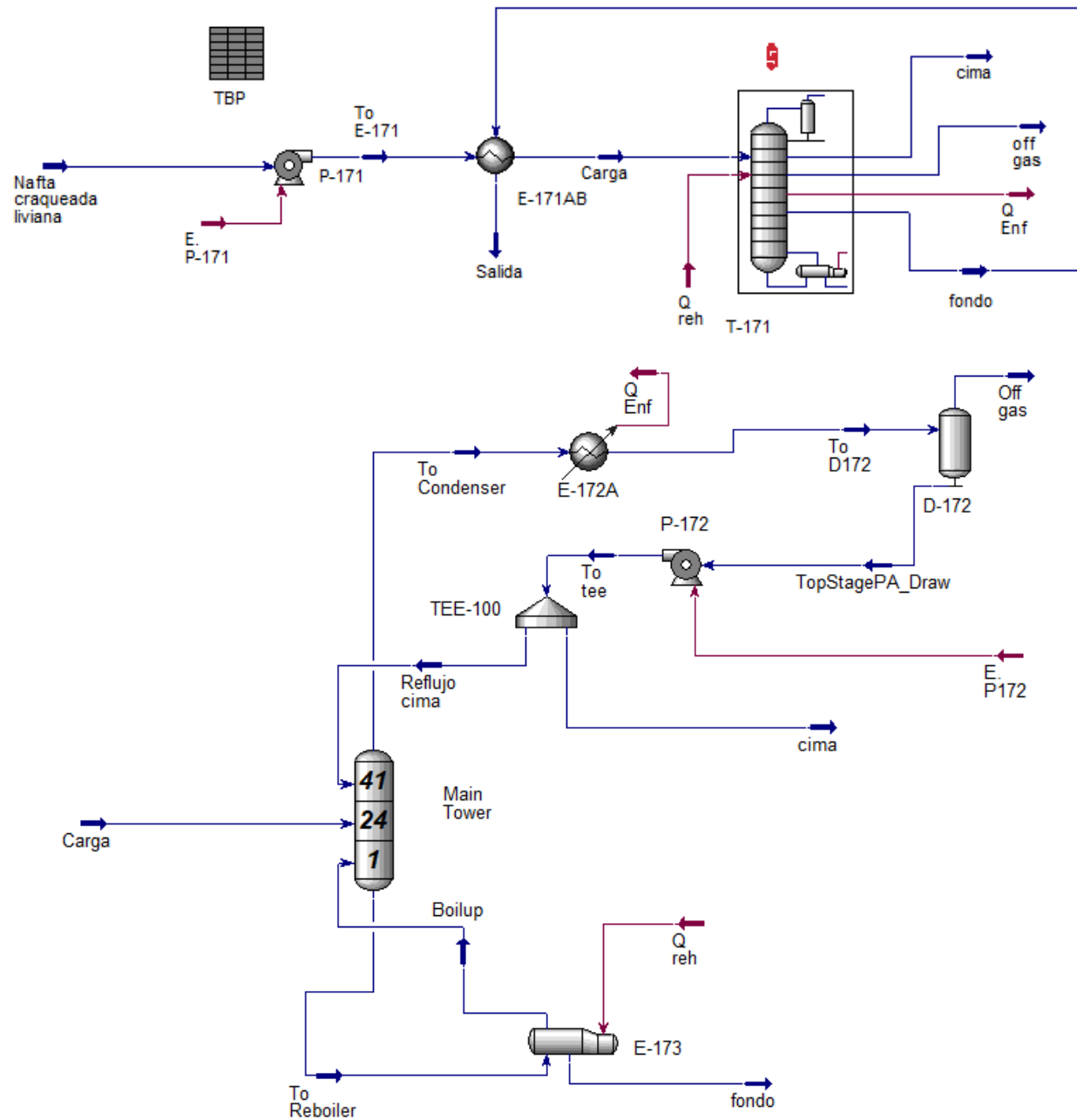
Apéndice E. Destilación de nafta virgen.

% Cut point	TBP [°F]	D86 [°F]
0,00	-47,33	56,70
5,00	57,69	119,16
10,00	73,29	122,61
15,00	111,14	141,30
20,00	126,67	151,92
25,00	141,12	162,69
30,00	155,72	174,02
35,00	171,64	184,75
40,00	187,76	195,89
45,00	203,25	206,88
50,00	217,81	217,45
55,00	231,65	227,72
60,00	244,50	237,47
65,00	256,91	247,08
70,00	269,05	256,67
75,00	281,29	266,31
80,00	294,40	276,94
85,00	308,01	288,42
90,00	322,78	301,54
95,00	350,14	328,11
99,00	378,85	340,84
100,00	413,57	356,25

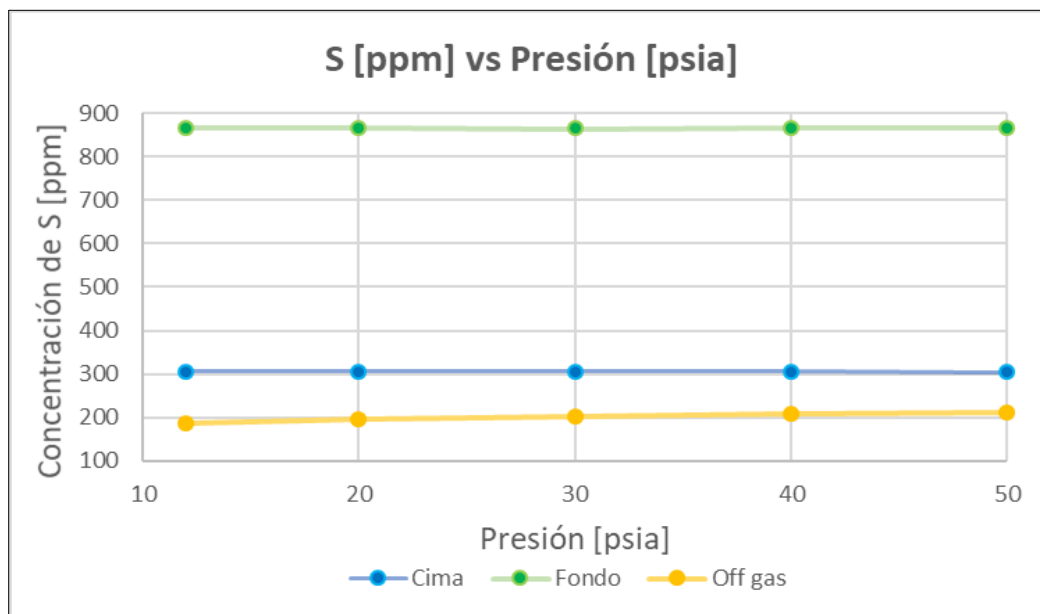
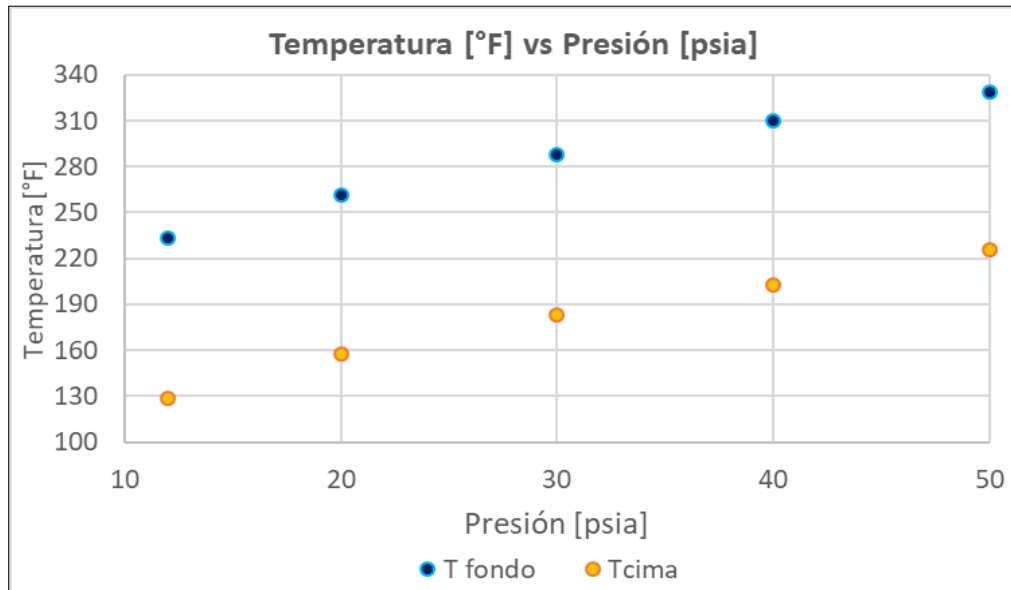
Apéndice F. Comparación de resultados de la operación actual de la T-171 y la simulación.

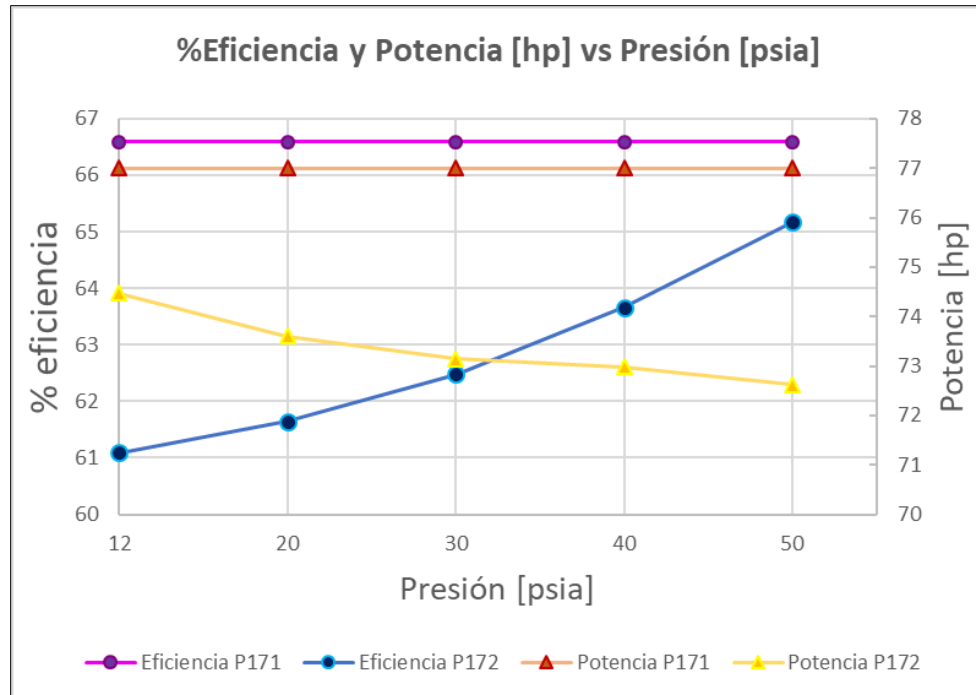
Los datos se tomaron durante el periodo de enero a junio de 2018.

Variable	Unidades	Promedio	Desviación estándar	Valor superior	Valor inferior	Resultado de Simulación
Presión de cima	psig	78,24	5,58	83,82	72,66	79,00
Presión del fondo	psig	83,97	6,39	90,36	77,59	84,00
RVP nafta estabilizada	psig	3,40	0,55	3,96	2,85	3,04
Rendimiento del fondo	%	83,01	2,14	85,14	80,87	84,31
Rendimiento de cima	%	16,61	2,51	19,12	14,10	15,69
PIE nafta debutanizada	°F	134,18	6,02	140,20	128,16	137,80
PFE nafta debutanizada	°F	365,95	7,08	373,03	358,87	362,00
Temperatura de cima	°F	179,82	10,16	189,98	169,66	206,40
Temperatura de fondo	°F	317,59	10,27	327,86	307,31	323,80

Apéndice G. Ambiente de simulación T-171 como fraccionadora de nafta crackeada.

Apéndice H. Gráficas de los resultados del análisis de sensibilidad, cuando se aumenta la presión, para el caso de 14500 Bbl/d.





Apéndice I. Tabla destilación TBP de las corrientes de entrada y salida de la T-171.

Carga: 14500 Bbl/d								
6200,2 Bbl/d			8299,8 Bbl/d			0 Bbl/d		
TBP Fondo			TBP Cima			TBP Off gas		
0%	°F	144,71	0%	°F	7,39	0%	°F	-10,37
5%	°F	180,85	5%	°F	60,26	5%	°F	50,09
10%	°F	193,47	10%	°F	71,99	10%	°F	58,46
30%	°F	234,45	30%	°F	110,63	30%	°F	81,43
50%	°F	272,16	50%	°F	132,76	50%	°F	105,97
70%	°F	314,76	70%	°F	150,31	70%	°F	129,55
90%	°F	358,36	90%	°F	174,37	90%	°F	154,50
95%	°F	371,04	95%	°F	187,79	95%	°F	165,51
100%	°F	449,26	100%	°F	242,41	100%	°F	229,93